

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA JUAN MISAEL SARACHO
FACULTAD DE CIENCIAS Y TECNOLOGÍA
CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO DE GRADO

**OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE
GAS DE LA UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO DE LA
PLANTA SÁBALO DE PETROBRAS BOLIVIA S.A. (Villa Montes,
Tarija)**

Por:

LIZETH ARAMAYO LOPEZ

Modalidad de graduación (Ampliación, Optimización y/o Modernización de Plantas Industriales Existentes) presentado a consideración de la UNIVERSIDAD AUTÓNOMA “JUAN MISAEL SARACHO”, como requisito para optar el Grado Académico de Licenciatura en Ingeniería Química.

Octubre de 2020

TARIJA – BOLIVIA

V°B°

M.Sc. Ing. Ernesto Álvarez Gozávez
DECANO
Facultad de Ciencias y Tecnología

M.Sc. Ing. Elizabeth Castro Figueroa
VICEDECANO
Facultad de Ciencias y Tecnología

APROBADA POR:

TRIBUNAL:

Ing. Ignacio Edwin Velásquez Sosa

Ing. Ernesto Evaristo Caihuara Alejandro

Ing. Glenn Carlos Eduardo Schulze Molina

El tribunal calificador del presente Proyecto de Grado, no se solidariza con la forma, términos, modos y expresiones vertidas en el mismo, siendo estas responsabilidad de la autora

Dedicatoria

A mi querido padre, Ramón Aramayo, que desde el cielo me ilumina para seguir adelante con mis proyectos.

Por su sacrificio y esfuerzo, al haber sido el pilar fundamental para conseguir este sueño, por su guía, cariño, confianza y apoyo incondicional.

Agradecimientos

A Dios y la Virgen, que me iluminan y guían en este camino.

A mi padre, por ser un ejemplo de superación.

A mis tribunales, Ing. Ignacio Velásquez, Ing. Ernesto Caihuara e Ing. Glenn Schulze, por su colaboración en mi formación académica.

A mi tutor, Ing. Hudoy Céspedes, por el tiempo, orientación y guía desinteresada, y al Ing. Carlos Cazón por su apoyo.

A mis amigos y compañeros, por los años compartidos.

Pensamiento

La vida no es fácil para ninguno. Debemos tener perseverancia y, sobre todo, confianza en nosotros mismos. Debemos creer que estamos dotados para algo y que esto debe ser alcanzado.

Marie Curie

RESUMEN

En el presente Proyecto de Grado se realizó la optimización del proceso de deshidratación del Gas Natural en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta de Gas Sábalo, enfocado en la reducción del consumo de MEG (Mono etilenglicol). En condiciones actuales de trabajo correspondientes a 1 040 psig y 100 °F, para procesar 200 MMSCFD, se tiene un consumo de MEG de 25 GPM, con una eficiencia de deshidratación de 98.08 %. Realizando un análisis de las variables de operación en ASPEN HYSYS v8.8, se determina que trabajando a 995 psig y 110 °F, para procesar la misma cantidad de caudal de gas, se tiene un consumo de MEG de 21.33 GPM, con una eficiencia en la deshidratación de 98.31 %. Por tal motivo se considera que este proceso es muy eficiente según las condiciones del proceso establecidas en la simulación.

Como primer punto se tiene la Introducción, donde se realiza una reseña del área de estudio, la Planta de Gas Sábalo, su propósito e instalaciones. Así también se detalla el objetivo general y específico del Proyecto de Grado, sin dejar de lado la justificación que sustenta el presente trabajo.

En el Capítulo I, se realiza una descripción general de la Planta, haciendo énfasis en el proceso de deshidratación del gas natural llevado a cabo en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío. De igual forma, en este capítulo se introduce la información que pueda ser relevante al trabajo propuesto y que brinda un marco teórico sólido como: materias primas, localización y distribución de la planta, servicios auxiliares, conceptos de deshidratación, hidratos, técnicas para la deshidratación del gas, etc.

En el Capítulo II, se realiza la concepción y definición del problema, mediante una comparación del flujo de glicol que actualmente se utiliza en el proceso, con valores recomendados por diferentes bibliografías. Se realiza la descripción y selección de la alternativa de solución más apropiada, se detallan los parámetros de control de las principales variables involucradas en el proceso y los problemas operacionales comunes que presenta toda Planta. También se describen los equipos utilizados en la deshidratación del gas natural y la regeneración del MEG.

En el Capítulo III, se lleva a cabo el Desarrollo del Modelo de Simulación, empezando con la definición del simulador ASPEN HYSYS y el modelo termodinámico de trabajo, las consideraciones y suposiciones tomadas para realizar la simulación y el control de calidad realizado al glicol. Y se hace el análisis de los resultados obtenidos mediante la simulación, con lo que se comprueba que mediante un ajuste de los valores de las variables de proceso se puede lograr una optimización, reduciendo el consumo de glicol en la deshidratación del gas natural.

En el Capítulo IV, se realiza un análisis económico en base a los resultados obtenidos en el capítulo anterior, comparando los gastos que se tienen con el actual flujo de glicol de trabajo y los gastos de glicol que se tendrían con las nuevas variables de proceso.

ABSTRACT

In this Project, the Natural Gas dehydration process was optimized in the Dew Point Adjustment Unit of the Sábalo Gas Plant, focused on reducing the consumption of MEG (Mono Ethylene Glycol). Under current working conditions corresponding to 1040 psig and 100 ° F, to process 200 MMSCFD, there is a MEG consumption of 25 GPM, with a dehydration efficiency of 98.08%. Performing an analysis of the operating variables in ASPEN HYSYS v8.8, it is determined that working at 995 psig and 110 ° F, to process the same amount of gas flow, there is a MEG consumption of 21.33 GPM, with an efficiency in dehydration of 98.31%. For this reason, this process is considered to be very efficient according to the process conditions established in the simulation.

The first point is the Introduction, where a review of the study area, the Sábalo Gas Plant, its purpose and facilities is made. In this way, the general and specific objective of the Project is also detailed, without neglecting the justification that supports this work.

In Chapter I, a general description of the Plant is made, emphasizing the natural gas dehydration process carried out in the Dew Point Adjustment Unit. Likewise, this chapter introduces information that may be relevant to the proposed work and that provides a solid theoretical framework such as: raw materials, location and distribution of the plant, auxiliary services, dehydration concepts, hydrates, techniques for dehydration gas, etc.

In Chapter II, the conception and definition of the problem is carried out, by means of a comparison of the flow of glycol that is currently used in the process, with values recommended by different bibliographies. The description and selection of the most appropriate alternative solution is made, the control parameters of the main variables involved in the process and the common operational problems that all Plant presents are detailed. The equipment used in the dehydration of natural gas and the regeneration of the MEG is also described.

In Chapter III, the Development of the Simulation Model is carried out, starting with the definition of the ASPEN HYSYS simulator and the working thermodynamic model, the considerations and assumptions taken to carry out the simulation and the quality control carried out with glycol. And the analysis of the results obtained through the simulation is made, with which it is verified that by adjusting the values of the process variables an optimization can be achieved, reducing the consumption of glycol in the dehydration of natural gas.

In Chapter IV, an economic analysis is carried out based on the results obtained in the previous chapter, comparing the expenses that are had with the current flow of work glycol and the expenses of glycol that would have with the new variables process.

ÍNDICE

	Página
Advertencia.....	i
Dedicatoria.....	ii
Agradecimientos.....	iii
Pensamiento.....	iv
Resumen.....	v
Abstract.....	vii

INTRODUCCIÓN

ANTECEDENTES.....	1
Generalidades.....	1
OBJETIVOS	4
Objetivo General	4
Objetivos Específicos.....	4
JUSTIFICACIÓN E IMPORTANCIA DEL PROYECTO	4
Justificación Tecnológica.....	7
Justificación Económica.....	7
Justificación Social.....	7
Justificación Ambiental y de Seguridad.....	7

CAPÍTULO I

DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

1.1 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL	9
--	---

1.1.1	Descripción del proceso de Deshidratación de Gas de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío.....	9
1.1.2	Hidratos.....	11
1.1.3	Técnicas para deshidratar el gas natural	16
1.2	MATERIAS PRIMAS	21
1.3	LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA	23
1.4	DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA.....	25
1.5	SERVICIOS AUXILIARES.....	29
1.5.1	Sistema de Venteo y drenajes en Pozos	29
1.5.2	Sistema de Inyección de Anticorrosivo en Planta.....	29
1.5.3	Sistema de venteo en Planta.....	29
1.5.4	Sistema de Drenajes de Hidrocarburos en Planta	30
1.5.5	Sistema de Drenajes Pluviales en Planta	30
1.5.6	Sistemas de Drenajes de Aminas	31
1.5.7	Sistema de Propano.....	31
1.5.8	Sistema de Aceite Térmico	31
1.5.9	Sistema de Fuel Gas.....	32
1.5.10	Sistema de Generación de Energía	33
1.5.11	Sistema de Aire de Instrumentos, Servicios y Arranque	33
1.5.12	Sistema de Agua Tratada	33
1.5.13	Sistema de Agua de Incendio y Servicios.....	34
1.5.14	Sistema de Agua Potable	34
1.6	UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO.....	34
1.7	UNIDAD DE REGENERACIÓN MEG	39

1.8	OPERACIÓN Y CONTROL.....	43
1.5.1.	Control de caudal, presión y temperatura en los pozos y en la entrada de planta	43
1.5.2.	Control de caudal, presión y temperatura en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío.....	43
1.9	ELIMINACIÓN DE EFLUENTES	44
1.9.1	Unidad de Tratamiento de Agua de Proceso.....	44

CAPÍTULO II

CONCEPCIÓN Y DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

2.1	CONCEPTUALIZACIÓN DEL PROBLEMA	46
2.1.1	Determinación del contenido de agua en el gas natural.....	46
2.1.2	Estandarización de la Cromatografía del Gas en Base Húmeda.....	51
2.1.3	Tasa de circulación de glicol.....	53
2.1.4	Comparación del flujo de glicol.....	54
2.1.5	Identificación del problema	55
2.1.6	Planteamiento técnico propuesto	56
2.2	DESCRIPCIÓN DE ALTERNATIVAS TÉCNICAS DE SOLUCIÓN	56
2.3	SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA DE SOLUCIÓN MÁS APROPIADA	57
2.4	DEFINICIONES DE CONDICIONES Y CAPACIDAD	67
2.4.1	Temperatura del gas de entrada	67
2.4.2	Presión del Gas de Entrada	67
2.4.3	Caudal de gas de entrada.....	68
2.4.4	Concentración de glicol	68

2.5	PROBLEMAS OPERACIONALES.....	68
2.5.1	Descomposición térmica.....	68
2.5.2	Oxígeno en el sistema.....	68
2.5.3	Valores anormales de pH.....	68
2.5.4	Contaminación con sales.....	69
2.5.5	Presencia de hidrocarburos líquidos.....	69
2.5.6	Acumulación de lodos.....	69
2.5.7	Espuma.....	69
2.5.8	Presencia de CO ₂	69
2.6	DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS.....	70
2.6.1	Unidad de Ajuste de Punto de Rocío.....	70
2.6.2	Unidad de Regeneración MEG.....	74

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL MODELO DE SIMULACIÓN

3.1	MODELO TERMODINÁMICO.....	77
3.1.1	Ecuación de Estado Peng-Robinson PR.....	78
3.2	CONSIDERACIONES Y SUPOSICIONES TOMADAS PARA REALIZAR LA SIMULACIÓN.....	78
3.3	CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	78
3.3.1	Variables de operación actual.....	78
3.3.2	Control de Calidad del Glicol.....	80
3.4	CÁLCULOS PRELIMINARES PARA DETERMINAR LA TASA ÓPTIMA DE CIRCULACIÓN DE MEG.....	85
3.5	DESARROLLO DEL MODELO DE SIMULACIÓN.....	86

3.6	DIAGRAMA DE FLUJO CON LOS NUEVOS VALORES OPTIMIZADOS	114
3.7	BALANCE DE MATERIA	115
3.8	BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA POR EL SIMULADOR	134
3.8.1	Balance de materia y energía de la deshidratación del gas	134
3.9	ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	138
3.9.1	Cálculo de la Eficiencia	138

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS ECONÓMICO

4.1	ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL.....	141
4.1.1	Cálculo de costo de MEG	141

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1	CONCLUSIONES	143
5.2	RECOMENDACIONES.....	145

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Índice de Tablas y/o Cuadros

	Páginas
Cuadro 1 Diagrama de Bloques de un Tren de Tratamiento y Acondicionamiento de Gas Natural.....	3
Cuadro I-1 Estación de Compresión	26
Cuadro I-2 Proceso de Tratamiento de Gas	27
Tabla 1 Producción de Gas Natural de distintos campos hidrocarburíferos de Bolivia (Millones de metros cúbicos al día, MMSMCD).....	6
Tabla I-1 Comparación de las propiedades físicas de los desecantes utilizados para la deshidratación del Gas Natural	19
Tabla I-2 Pozos del Campo Sábalo	21
Tabla I-3 Propiedades del Monoetilenglicol (MEG)	22
Tabla II-1 Correlación de R, Bukacek para calcular el contenido de agua (W) en el gas	46
Tabla II-2 Datos de entrada de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta Sábalo, 2019.....	48
Tabla II-3 Cromatografía del Gas de Entrada en Base Seca.....	49
Tabla II-4 Cromatografía del Gas Natural de Entrada en Base Húmeda	53
Tabla II-5 Comparación del flujo de glicol en la deshidratación del gas de la Planta Sábalo, 2019.....	55
Tabla II-6 Ponderación de Valores	57
Tabla II-7 Calificación de Tecnologías.....	59
Tabla II-8 Llenado y Operación de la Matriz.....	63
Tabla II-9 Llenado y Operación de la Matriz.....	65

Tabla III-1 Variables de Operación Actual de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío	79
Tabla III-2 Variables de Operación Actual de la Unidad de Regeneración MEG.....	79
Tabla III-3 Variables de Operación Actual de la Corriente de Propano en el Chiller E-2-A/B.....	79
Tabla III-4 Control de Calidad de Glicol en la Planta Sábalo de Diciembre de 2019	81
Tabla III-5 Fracciones molares y flujos del Gas de Entrada.....	116
Tabla III-6 Flujo molar y fracción molar de C.....	118
Tabla III-7 Flujo molar y fracción molar de J.....	120
Tabla III-8 Fracción molar de las corrientes de salida del separador 1-V-2 A.....	122
Tabla III-9 Flujo molar de cada componente de las corrientes de salida del separador 1-V-2 A	125
Tabla III-10 Fracción molar de las corrientes de salida del separador V-7	127
Tabla III-11 Flujo molar de las corrientes de salida del separador V-7	130
Tabla III-12 Resumen Global del Balance de Materia.....	133
Tabla III-13 Comparación de los valores actuales y optimizados del proceso de Deshidratación.....	138
Tabla IV-1 Características del Tambor de MEG	141

Índice de Figuras

	Página
Fig. 1- 1 Estructura de los Hidratos de Gas	12
Fig. 1- 2 Hidratos de Tipo I.....	13
Fig. 1- 3 Hidratos de Tipo II	13
Fig. 1- 4 Hidratos de Tipo H.....	14
Fig. 1- 5 Diagrama de flujo del proceso de deshidratación por absorción con TEG ..	18
Fig. 1- 6 Ubicación del Bloque San Antonio	23
Fig. 1- 7 Localización de la Planta de Gas Sábalo.....	23
Fig. 1- 8 Ductos Existentes y Proyectados en el Departamento de Tarija	24
Fig. 1- 9 Distribución de la Planta de Gas Sábalo.....	25
Fig. 1- 10 Lay Out General de la Planta Sábalo.....	28
Fig. 1- 11 Diagrama cualitativo de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío	37
Fig. 1- 12 Diagrama de Flujo de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío, con los números y nombres del equipo	38
Fig. 1- 13 Diagrama Cualitativo de la Unidad de Regeneración MEG	41
Fig. 1- 14 Diagrama de Flujo de la Unidad de Regeneración MEG, con los números y los nombres del equipo.....	42
Fig. 2- 1 Water Content of CO ₂	50
Fig. 2- 2 Intercambiador de Calor Gas/Gas	70
Fig. 2- 3 Chiller.....	72
Fig. 2- 4 4 Filtro Separador de Gas de Salida	72
Fig. 2- 5 Separador de Frío	73
Fig. 2- 6 Unidad de Regeneración MEG.....	76

Fig. 3- 1 Muestras de Glicol Rico y Glicol Pobre de los 3 Trenes de Tratamiento de Gas de la Planta Sábalo.....	83
Fig. 3- 2 Determinación de Concentración de Glicol mediante KARL FISHER COULOMÉTRICO.....	83
Fig. 3- 3 Medición de pH del Glicol.....	84
Fig. 3- 4 Toma de muestras de Glicol.....	84
Fig. 3- 5 Simulación del Proceso de Deshidratación del Gas Natural de un TREN.	102
Fig. 3- 6 Simulación del Proceso de Regeneración de MEG.....	113
Fig. 3- 7 Diagrama de Flujo del Proceso de Deshidratación del Gas Natural con los nuevos valores de trabajo optimizados.....	114
Fig. 3- 8 Diagrama de la Deshidratación de Gas del Subtren A.....	115
Fig. 3- 9 Balance en el Chiller.....	121
Fig. 3- 10 Separador 1-V-2 A.....	121
Fig. 3- 11 Balance en el Separador V-7.....	126
Fig. 3- 12 Resumen global del Proceso.....	131

Indice de anexos

Anexo 1 Planta de Compresión

Anexo 2 Propiedades Físicas y Solubilidad del Etilen Glicol

Anexo 3 Composición del Gas, datos VPACyF

Nomenclatura, abreviaturas y simbología utilizada

MEG o EG:	Monoetilenglicol o Etilenglicol
DEG:	Dietilenglicol
TEG:	Trietilenglicol
TREG	Tetraetilenglicol
GSA:	Gas Supply Agreement (Acuerdo de suministro de gas)
GASYRG:	Gasoducto Yacuiba – Río Grande
GASBOL:	Gasoducto Bolivia – Brasil
YPFB:	Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos
VPACyF:	Vicepresidencia de Administración Contratos y Fiscalizaciones
GPSA:	Gas Processors Suppliers Association (Asociación de Productores y Procesadores de Gas)
Dew Point:	Punto de Rocío
LTS:	Separador de baja temperatura
HAD:	Colector de drenajes de aminas de alta presión
LAD:	Colector de drenajes de aminas de baja presión
PEAD:	Polietileno de Alta Densidad
BTEX:	Benceno, Tolueno, Etilbenceno y Xileno
VOCs:	Compuestos Orgánicos Volátiles
USG:	Galones Estadounidenses
BJO-X2:	Pozo Bermejo X-2
CAM-X1:	Pozo Camiri X-1
BWG:	Espesor
BS:	Base Seca

BH:	Base Húmeda
Fuel Gas:	Gas Combustible
Gas Blanketing:	Gas de Proceso
C ₁ o CH ₄ :	Metano
C ₂ :	Etano
C ₃ :	Propano
C ₄ :	Butano
CO ₂ :	Dióxido de Carbono
CO:	Monóxido de Carbono
H ₂ S:	Sulfuro de Hidrógeno
H ₂ O:	Agua
BPD:	Barriles por día
Hot Oil:	Aceite Caliente
\$us:	Dólar Estadounidense
CaCl ₂ :	Cloruro de calcio
°C:	Grados Centígrados
°F:	Grados Fahrenheit
P:	Presión
T:	Temperatura
Å:	Armstrong
MMSCFD:	Millones de pies cúbicos estándar por día
MMscf:	Millones de pies cúbicos

MMSMCD:	Millones de metros cúbicos estándar por día
MMmcd:	Millones de metros cúbicos al día
MMBtu/h:	Millones de Unidades Británicas Térmicas por hora
lbH ₂ O/MMPC:	Libras de Agua por Millón de pie cúbico
lb/pie ² :	libras por pie cuadrado
psig:	Libras por pulgada cuadrada
ΔP:	Diferencial de presión
lb/h:	Libras por hora
lbmole/h:	Libras-mol por hora
kmol:	Kilomol
GPM:	Galones por Minuto
ppm:	Partes por millón
F:	Flujo Molar
y:	Fracción de vapor
s:	Segundo

INTRODUCCIÓN

ANTECEDENTES

Generalidades

El gas natural es un combustible fósil gaseoso, es una de las fuentes de energía más limpias, seguras y útiles; y es un componente que abastece de energía a gran parte del mundo.

Tiene su descubrimiento 2 000 A.C., donde aparecen en Irán los primeros yacimientos de gas natural. Probablemente un relámpago los encendió y los antiguos persas descubrieron su existencia creyendo que las llamas constantes eran “fuegos eternos” provocados por los dioses. Hacia 125 A.C., en China se realiza la perforación del primer pozo conocido de gas natural a 492.13 pies de la superficie, las perforaciones y el transporte del gas eran realizados con cañas de bambú huecas.

Fue descubierto en América en 1626 cuando exploradores franceses descubrieron salidas naturales de gas, en el lago Erie. Aunque la industria del gas natural tuvo sus inicios en 1859, cuando el coronel Edwin Drake cavó el primer pozo donde encontró aceite y gas natural a 69 pies, debajo de la superficie. Posteriormente se construyó una tubería que corría por 29 040 pies del pozo a la Villa de Titusville, Pennsylvania. Esta tubería comprobó que se podía transportar gas natural de manera segura y sencilla para fines prácticos. En 1927 la tecnología de cañerías ha evolucionado y en Estados Unidos comienzan a construirse grandes sistemas de transmisión de gas (gasoductos), de más de 1.67 pies de diámetro y 1 050 000 pies de longitud.

En Bolivia los primeros campos productores en Bermejo, Sanandita, Camiri y Guayrur, producían muy poco gas con el petróleo y el mismo era venteado o quemado en las baterías de producción. Un volumen muy pequeño era enviado a los campamentos para su aprovechamiento en los talleres de la empresa y en los domicilios de los trabajadores, donde se lo utilizaba como combustible de calefones y cocinas. Fue en el año 1955, debido a los crecientes volúmenes de gas natural que se producían de las areniscas Sararenda junto con el petróleo, se decidió instalar en Camiri una planta de procesamiento de gas con el objeto de recuperar gasolina natural y reinyectar el gas

seco en el yacimiento para conservar la presión y así poder incrementar la recuperación de petróleo. Ese hito fue el precursor de las veinte plantas procesadoras de gas que existen actualmente en el país.

BJO-X2 fue el primer pozo productor descubierto de hidrocarburos líquidos en 1924, durante la presidencia de Bautista Saavedra, empezó a perforarse el 17 de enero de 1924; a los 606.96 pies, se notó ya la presencia del petróleo; a los 1 476.38 pies, alcanzó una profundidad de 1 960 pies y comenzó con una producción inicial de 1 500 barriles por día (BPD), a partir de los cuales se empezó a desarrollar el Campo Bermejo. Dos años después se descubre el campo Sanandita. El pozo Camiri-X1 (CAM-X1) fue descubierto por la empresa Standard Oil en agosto de 1927, su explotación se inició en el mismo año y su producción acumulada sobrepasa ligeramente los 50 millones de barriles de petróleo que provienen de varios niveles arenosos desarrollados dentro la formación Iquiri del Sistema Devónico. Y el campo Guayrur fue descubierto en 1947, inicio su producción en enero de 1950 y produjo 2 680 785 barriles de petróleo hasta el 30 de abril de 2006.

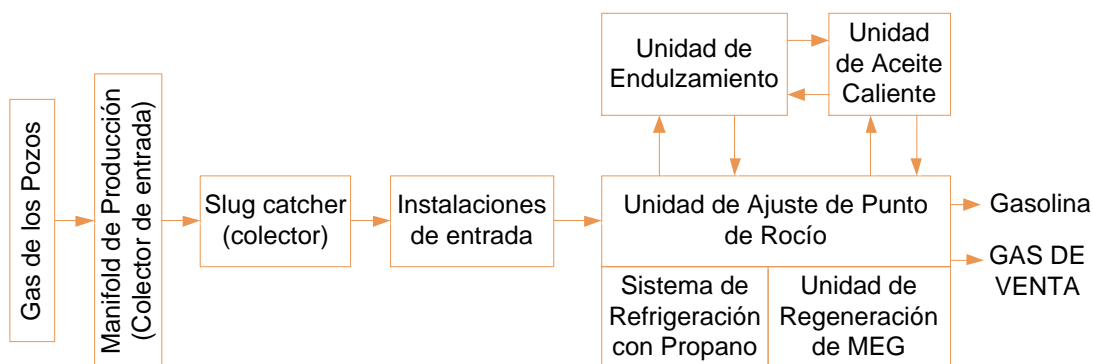
En cuanto a la producción de gas natural, Bolivia cuenta con varias plantas de tratamiento, entre los más conocidos se hace mención a San Alberto, Margarita, y Sábalo, ubicadas en el departamento de Tarija. Y la Planta Incahuasi, ubicada en el departamento de Santa Cruz.

La Planta de Gas Sábalo, se encuentra ubicada en el departamento de Tarija, provincia Gran Chaco, Municipio Villa Montes. Inicia sus operaciones en 2003 con dos trenes de procesamiento y acondicionamiento de gas natural, y en 2012 empieza a operar con un tercer tren. Los tres trenes son de igual capacidad, de 6.7 MMSMCD de gas natural y 10 400 BPD de hidrocarburos líquidos. De enero a diciembre de 2017 tuvo una producción promedio de gas natural de 14.22 MMSMCD y 12 114 BPD de hidrocarburos líquidos.

La planta Sábalo es alimentada por 11 pozos del campo San Antonio: SBL-X1, SBLA-X2, SBL-X3D, SBL-X4D, SBL-5DH, SBL-6, SBL-7, SBL-7D, SBL-8, SBL-9 y SBL.14ST3

Cada tren de tratamiento cuenta con dos subtrenes para la unidad de Ajuste de Punto de Rocío, una Unidad de Endulzamiento, una Unidad de Estabilización de Gasolina y con un Sistema de Venteos Presurizados. Teniendo en cuenta que los tres trenes son iguales, se presenta el diagrama de bloques de un tren de tratamiento de gas:

Cuadro 1 Diagrama de Bloques de un Tren de Tratamiento y Acondicionamiento de Gas Natural



Fuente: (Evangelista, 2003)

Finalmente, para su transporte y comercialización, el gas natural debe cumplir ciertas especificaciones técnicas de gas de venta, como gases ácidos, presencia de mercurio y vapores de agua, para ello se realiza su tratamiento en las plantas de procesamiento de gas natural. Una de ellas es el estudio de este proyecto, analizando el vapor de agua en el gas natural, que no debe ser mayor a 5.93 lbH₂O/MMPC de gas (ANH, 2015).

A medida que se produce gas la presión de los pozos empieza a bajar, porque el campo va perdiendo sus reservas hasta que llega un momento en que la presión de pozo es igual a la presión de planta y deja de fluir el gas. Al tener una presión de pozo más baja que la presión de planta, se necesita una etapa intermedia para elevar nuevamente la presión y que pueda entrar a planta, es ahí donde entra la planta de compresión (Anexo 1), inaugurada en septiembre de 2019, que consiste en la reducción de la contrapresión para producir los pozos a baja presión, a fin de incrementar las reservas del campo y el volumen de producción en 2.5 MMMCD adicional.

OBJETIVOS

Objetivo General

Optimizar el proceso de deshidratación de gas en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta Sábalo de Petrobras Bolivia S.A. (Villa Montes, Tarija)

Objetivos Específicos

- Determinar el contenido de agua en la entrada de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta de gas Sábalo.
- Conceptualizar y definir la problemática en el proceso de deshidratación de gas en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío.
- Seleccionar la alternativa de optimización del proceso de deshidratación de gas en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta Sábalo.
- Realizar el diagrama de flujo con las condiciones de operación optimizadas del proceso de deshidratación del gas en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta de Gas Sábalo.
- Realizar el análisis técnico económico del proceso de deshidratación de gas en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío.
- Presentar, analizar y discutir los resultados del proceso de deshidratación de gas natural optimizado en la Planta de Gas Sábalo.

JUSTIFICACIÓN E IMPORTANCIA DEL PROYECTO

Debido a la disminución en los últimos años la producción de gas en la Planta de Gas Sábalo, que se observa en la Tabla 1, se identifica un agotamiento que se debe a la explotación que ha sufrido el Campo Sábalo durante años, que vuelven a los pozos maduros, llegando a tener una mayor producción hidrocarburos líquidos, contaminantes (CO_2 y H_2S) y agua (H_2O), lo que deriva en la disminución de la eficiencia del tratamiento del gas, y por ende en la deshidratación del gas.

En la Planta de Gas Sábalo el flujo de glicol que se utiliza para deshidratar el gas natural no se encuentra dentro del rango recomendado (Ver capítulo II), además, se tienen pérdidas de glicol, por lo cual se requiere de una optimización en el proceso de

deshidratación del gas natural en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío, el cual es el objetivo del presente Proyecto de Grado.

A continuación, se observa la producción del Gas Natural durante el periodo 2007 – 2018 para diferentes campos productores de hidrocarburos de Bolivia.

Tabla 1 Producción de Gas Natural de distintos campos hidrocarburíferos de Bolivia (Millones de metros cúbicos al día, MMSMCD)

Año	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Campo Sábalo	12.3	12.7	12.7	13.6	13.9	15.8	18.4	18.2	18.5	16.1	13.9	12.4
Campo San Alberto	11.2	11.0	8.1	10.3	10.9	10.5	10.9	9.1	8.0	6.0	4.7	3.9
Campo Margarita/Huacaya	1.8	1.6	1.5	2.1	2.6	6.5	10.3	15.0	17.0	16.9	16.5	17.1
Campo Incahuasi	n/a ¹	n/a ¹	n/a ¹	n/a ¹	n/a ¹	n/a ¹	n/a ¹	n/a ¹	n/a ¹	4.7	6.8	7.3
Resto	14.0	14.0	12.0	14.0	16.0	17.0	17.0	17.0	17.0	15.0	14.0	12.4
Total	39.3	39.3	34.3	4.0	43.4	49.8	56.6	59.3	60.5	58.7	55.9	53.2

n/a¹ El Campo Incahuasi inicia su producción en el año 2016

Fuente: (Fundación, 2018)

Justificación Tecnológica

El interés de llevar a cabo el presente Proyecto de Grado radica en el elevado consumo de glicol y las pérdidas que se tienen del mismo, presentadas en el proceso de deshidratación del gas natural (ver capítulo II), llevado a cabo en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío.

A través del presente proyecto se obtendrá un proceso tecnológico con parámetros y datos óptimos con los que debería operar el proceso de deshidratación del gas en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío, determinando principalmente la cantidad de glicol óptimo con el que la mencionada unidad debe funcionar.

Justificación Económica

Con el proyecto se pretende reducir los costos operativos (cambio de filtros de particular, carbón activado) al drenar se pierde glicol e insumos (glicol) que debido a la disminución de caudal de gas también se debe optimizar en la inyección de la tasa de circulación de glicol en la unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta Sábalo.

Justificación Social

Los beneficiarios con el proyecto serán los consumidores del Gas Natural proveniente de la Planta Sábalo, es decir, el consumidor final de Brasil, Argentina y consumidores internos en nuestro país transportando gas de buena calidad con los estándares de gas de venta para sus hogares, industrias y/o centros comerciales, un gas que cumple con los parámetros establecidos y con el mínimo contenido de agua, disminuyendo la probabilidad de formación de hidratos que pueden llegar a bloquear y taponar las tuberías y evitar graves accidentes.

Justificación Ambiental y de Seguridad

La regeneración de glicol en la Unidad de Regeneración MEG, se lleva a cabo mediante calentamiento en la columna del Regenerador, que obtiene el calor del aceite térmico. En la columna se desprende y es venteado el vapor de agua, donde se presenta el arrastre de hidrocarburos, y glicol a la atmosfera, estas emanaciones son monitoreadas semestralmente por una empresa externa para analizar los contaminantes de venteo a

la atmosfera y que deben estar dentro de las especificaciones de emisiones atmosféricas de acuerdo a la ley 1333 de Medio Ambiente.

Al analizar los parámetros de trabajo, se tendrá como uno de los resultados principales la reducción de la emisión de vapores de hidrocarburos y glicol a la atmosfera, que arrastra el vapor de agua en la columna del Regenerador MEG.

En cuanto al aspecto de seguridad, durante la deshidratación del gas natural en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío se puede tener la presencia de fugas de gas en las uniones o bridas, principalmente cuando se presenta corrosión en las líneas de gas, representando un peligro debido a que el gas es una sustancia inflamable.

El almacenamiento de glicol debe tener las condiciones adecuadas, no tiene que tener contacto con el aire, debido a que se puede oxidar y provocar corrosión en las cañerías. Por ello, es que los tanques de almacenamiento se encuentran presurizados con Gas Blanketing (Gas de Proceso).

La toma de muestras del glicol pobre y rico se realiza con todos los equipos de protección personal, de manera indispensable con guantes, máscara facial y gafas, ya que el glicol presenta un pequeño porcentaje de mercurio y arrastra vapores de hidrocarburos.

CAPÍTULO I
DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

1.1 DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

La deshidratación es el proceso de remoción de vapor de agua de la corriente de gas. Por lo general, para lograr el objetivo se emplean plantas industriales para la eliminación del agua en el gas natural, en algunos casos mediante el uso de un líquido higroscópico como el glicol.

Es normal que en el gas natural exista la presencia de vapor de agua uno de los mayores contaminantes ya que produce distintos problemas de gran importancia en el transporte o procesamiento del mismo, como por ejemplo la formación de hidratos, corrosión en las cañerías y equipos o aumento de las pérdidas de carga en el transporte del mismo en cañerías. Es por esto, que existe un valor máximo de contenido de agua que el gas puede tener a la hora de su transporte y es la razón por la cual existen distintos métodos de deshidratación de gas.

1.1.1 Descripción del proceso de Deshidratación de Gas de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío

Los hidratos fueron descubiertos por Sir Humphrey Davy en 1810. Sin embargo, fue hasta el año 1934 cuando Hammerschmidt reportó que los mismos se pueden formar en tuberías durante los procesos de producción y transporte del gas natural, obstruyendo el flujo de gas y ocasionando elevadas caídas de presión a lo largo de las mismas.

Debido a estas consecuencias, a menudo costosas, el gas natural debe ser sometido a procesos de acondicionamiento como el Ajuste del Punto de Rocío en “Plantas de Dew Point” o Plantas de Ajuste de Punto de Rocío. Éstas permiten cumplir dos objetivos del acondicionamiento simultáneamente, la deshidratación y el desgasolinaje. Mediante la deshidratación se logra prevenir la formación de hidratos y la corrosión en cañerías, y mediante el desgasolinaje ajustar el poder calorífico del gas natural y recuperar al mismo tiempo hidrocarburos líquidos de mayor valor agregado.

En la industria del gas natural existen diferentes procesos para ajustar el punto de rocío de hidrocarburos, el más utilizado es el enfriamiento mecánico del gas en un

intercambiador de calor (chiller) usando propano como refrigerante. Estos sistemas de refrigeración son ampliamente utilizados en la industria de procesamiento de gas natural y los procesos relacionados con la refinación de petróleo, industrias químicas y petroquímicas. Los sistemas de refrigeración de propano a menudo son empleados en la industria de procesamiento del gas natural para proporcionar la refrigeración necesaria para condensar los componentes pesados. Los componentes condensados se retiran en un separador a baja temperatura (LTS) y se estabilizan en una columna. Un simple sistema de refrigeración de propano proporciona refrigeración a temperaturas de hasta -40 °F.

Debido a la presencia de agua líquida en la instalación al reducir considerablemente la temperatura del gas, el riesgo de formación de hidratos aumenta. Los métodos de prevención de la formación de hidratos son la deshidratación, para eliminar el agua, o la disminución de la temperatura de formación de hidratos con inhibición química. Para deshidratación se dispone de sólidos adsorbentes y de líquidos absorbentes. Estos últimos son los más utilizados y usan glicoles como líquidos absorbentes. Por su parte en la inhibición química se realiza la inyección de glicol o metanol en el gas. Atendiendo las bajas temperaturas de trabajo el más apto es el monoetilenglicol o simplemente etilenglicol (EG), por su doble acción, como absorbente y como anticongelante. Soluciones al 70% son altamente higroscópicas y de muy bajo punto de congelamiento. Se puede decir que prácticamente soluciones que oscilen entre el 70% y 80% no congelan. El propósito de inyectar glicol es absorber vapores de agua de la corriente de gas.

La cantidad de inhibidor (EG) que debe ser agregada al gas depende principalmente de dos factores: La cantidad de vapores de agua que puede condensar a medida que el gas se va enfriando y la reducción de la temperatura de formación del hidrato. Esta es una diferencia de temperaturas, entre la temperatura a la cual el hidrato comienza a formarse y la temperatura más baja que el gas puede alcanzar.

1.1.1.1 Beneficios del proceso de Deshidratación de Gas de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío

Los principales beneficios de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío son:

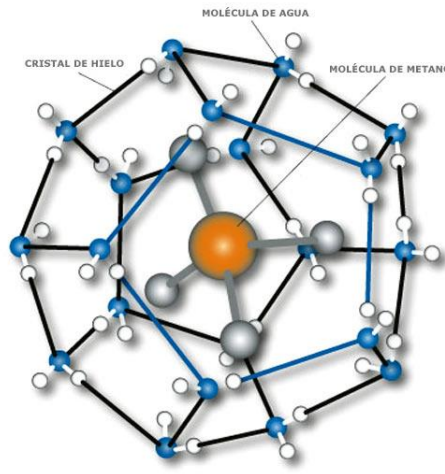
- Permite adecuar el gas a las especificaciones de venta.
- Ajusta el punto el Punto de Rocío del agua y los hidrocarburos.
- El sistema permite retirar el agua y los condensados simultáneamente.
- Evita la formación de compuestos ácidos que pueden causar corrosión a las tuberías.
- Evita la formación de hidratos, y por ende la obstrucción de las tuberías.
- Se recuperan cantidades moderadas de condensado.
- Evita la pérdida de poder calorífica del gas natural.

1.1.2 Hidratos

Los hidratos de gas son compuestos solidos cristalinos formados por la combinación del gas natural y el agua, bajo ciertas condiciones de presión y a una temperatura alrededor del punto de congelación del agua; semejantes al hielo o nieve en apariencia, pero con diferentes características, como la densidad, la cual es menor. Su estructura molecular se caracteriza por que las moléculas huésped (moléculas de gas atrapadas en moléculas de agua), se enjaulan en una estructura molecular formando un compuesto de inclusión, es decir, una mezcla cristalina en la que las moléculas de un componente están contenidas dentro de la red cristalina del otro.

Su composición es del 10% de hidrocarburos livianos (C_4 , C_3 , C_2 y C_1) y/o gases ácidos (CO_2 y H_2S) y 90% de agua. Flotan en el agua, pero se hunden en hidrocarburos líquidos.

Fig. 1- 1 Estructura de los Hidratos de Gas



Fuente: Imágenes Google, 2019

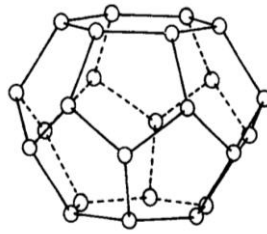
1.1.2.1 Clasificación

Los hidratos se clasifican por la disposición de las moléculas de agua en el cristal, y de ahí la estructura cristalina. Hay dos tipos de hidratos que se encuentran comúnmente en el negocio del petróleo. Estos se llaman Tipo I y Tipo II, a veces referido como Estructura I y II. Un tercer tipo de hidrato que también se puede encontrar es el Tipo H (Estructura H), pero es mucho menos común.

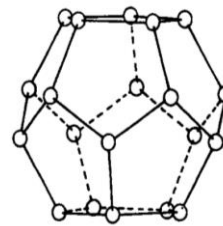
Tipo I: es la más simple de las estructuras de hidratos. Está hecho de dos tipos de jaulas: dodecaedro, un poliedro de 12 lados donde cada cara es una regular pentágono; y tetradecaedro, un poliedro de 14 lados con 12 caras pentagonales y dos caras hexagonales. Las jaulas dodecaédricas son más pequeñas que las jaulas tetradecaédricas; por lo tanto, los dodecaedros se denominan a menudo como las jaulas pequeñas, mientras que los tetradecaedros se denominan jaulas grandes. Y consisten en 46 moléculas de agua.

Algunos de los huéspedes de hidratos de Tipo I comunes incluyen metano, etano, dióxido de carbono, y sulfuro de hidrógeno. En los hidratos de CH_4 , CO_2 y H_2S , las moléculas huésped pueden ocupar tanto las jaulas pequeñas como las grandes. Por otro lado, la molécula de etano ocupa solo las grandes jaulas.

Fig. 1- 2 Hidratos de Tipo I



Tetradecaedro
Poliedro de 14 lados
(Jaula grande)



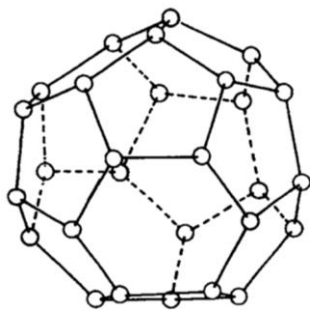
Dodecaedro
Poliedro de 12 lados
(Jaula pequeña)

Fuente: Carroll, 2003

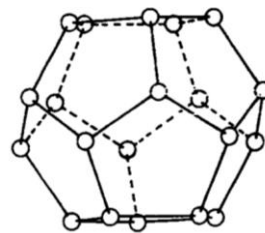
Tipo II: los hidratos del Tipo II también se construyen a partir de dos tipos de jaulas: dodecaedro, una de 12 caras poliedro donde cada cara es un pentágono regular; y hexadecaedro, un poliedro de 16 lados con 12 caras pentagonales y cuatro caras hexagonales. Las jaulas dodecaédricas son más pequeñas que las jaulas hexadecaédricas. Y consiste en 136 moléculas de agua.

Entre los huéspedes comunes de Tipo II en gas natural están el nitrógeno, propano, y el iso-butano. El nitrógeno ocupa tanto jaulas grandes como pequeñas, por otro lado, propano e iso-butano ocupan solo las jaulas grandes.

Fig. 1- 3 Hidratos de Tipo II



Hexadecaedro
Poliedro de 16 lados
(Jaula grande)



Dodecaedro
Poliedro de 12 lados
(Jaula pequeña)

Fuente: Carroll, 2003

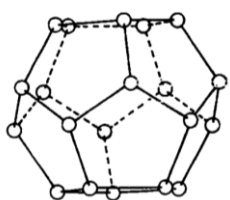
Tipo H: son mucho menos comunes que los tipos I o II. A fin de que forma, este tipo de hidrato requiere una pequeña molécula, como el metano, y un tipo H.

Los hidratos Tipo H se construyen a partir de tres tipos de jaulas: dodecaedro, un poliedro de 12 lados donde cada cara es un pentágono regular; un dodecaedro irregular con tres caras cuadradas, seis caras pentagonales, y tres caras hexagonales; y un icosaedro irregular, un poliedro de 20 lados, con 12 caras pentagonales y ocho caras hexagonales.

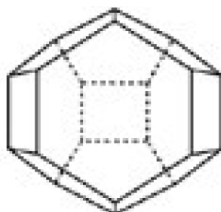
El cristal de la unidad se compone de tres jaulas dodecaédricas (pequeñas), dos Jaulas dodecaédricas irregulares (medianas) y una jaula icosaédrica (grandes). Se compone de 34 moléculas de agua y se requieren dos huéspedes para formar un hidrato tipo H.

Para la formación de este tipo de hidrato se requiere que estén presentes dos huéspedes: una molécula pequeña como el metano y una molécula de Tipo H más grande. Los de tipo H incluyen las siguientes especies de hidrocarburos: 2-metilbutano, 2,2-dimetilbutano, 2,3-dimetilbutano, 2,2,3-trimetilbutano, 2,2-dimetilpentano, 3,3-dimetilpentano, metilciclohexano, etilciclohexano, metilcicloheptano, cicloheptano y ciclooctano.

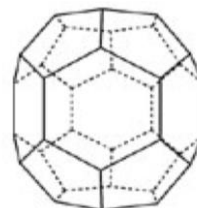
Fig. 1- 4 Hidratos de Tipo H



Hexadecaedro
Poliedro de 12 lados
(Jaula grande)



Dodecaedro Irregular
Poliedro de 12 lados
(Jaula mediana)



Dodecaedro
Poliedro de 20 lados
(Jaula pequeña)

Fuente: Carroll, 2003

1.1.2.2 Condiciones para su formación

Existen gases capaces de formar hidratos, entre ellos se aprecian hidrocarburos ligeros, refrigerantes y hasta gases ácidos (Koh, 2002). Para lograr la formación y estabilidad adecuada del hidrato, son necesarias ciertas condiciones, entre ellas:

- La combinación adecuada de presión y temperatura. La formación de hidratos se favorece a bajas temperaturas, aproximadamente entre 35.33 y 53.33 °F y altas presiones, las cuales pueden ir desde 362.59 hasta 1 595.41 psi.
- La presencia de agua libre, bien sea en estado líquido o vapor y de hidrocarburos livianos u otros gases capaces de formar los hidratos.
- Altas velocidades de gas, así como también la agitación, ya que permite un incremento del área interfacial entre el gas y el agua (Zhang et al. 2004).

1.1.2.3 Acciones para evitar su formación

Las acciones para inhibir los hidratos generalmente consisten en modificar una o varias de las condiciones necesarias para su formación a fin de desestabilizar el hidrato, entre ellas se encuentran:

- Control de temperatura. Uno de los métodos más empleados para prevenir la formación de los hidratos consiste en mantener la temperatura del fluido de producción por encima de la temperatura de formación del hidrato; ello se logra con el calentamiento o recubrimiento de tuberías en los procesos de operación o transporte.
- Control de presión. Para evitar el riesgo de la formación de los hidratos se debe mantener la presión de operación del sistema suficientemente baja; sin embargo, este método no resulta adecuado en condiciones normales de operación ya que las presiones que se requieren para el transporte de los fluidos de producción generalmente son bastante elevadas.
- Remoción de agua. Otro de los métodos empleados es la deshidratación o secado del gas, eliminando agua de las corrientes a partir de la reducción del punto de

rocío del vapor de agua, en el flujo de gas, por debajo de la temperatura de operación.

- Adición de inhibidores químicos. Para prevenir o controlar la formación de los hidratos consiste en la inyección de inhibidores. El inhibidor, al ser agregado en grandes cantidades, altera las condiciones de formación de los hidratos hacia mayores presiones y menores temperaturas.

(Nardone, Müller, Bouza, Sánchez, y Montbrun, 2009).

1.1.3 Técnicas para deshidratar el gas natural

La deshidratación del gas natural puede llevarse a cabo mediante los siguientes procesos:

- Absorción. - separación utilizando los diferentes grados de solubilidad en un líquido, empleando sustancias higroscópicas.
- Inyección. – bombeo de un líquido reductor del punto de rocío como el monoetilenglicol o metanol.
- Adsorción con sólidos desecantes. - separación de acuerdo al tamaño o tipo de moléculas, haciendo uso de los diferentes grados de adhesión a materiales sólidos porosos (sistemas gas/sólido y líquido/ sólido).
- Expansión – Refrigeración. – reducción de la presión de vapor del gas con válvulas de expansión y luego separando la fase líquida que se forma.

1.1.3.1 Absorción

Varios líquidos poseen la capacidad de absorber agua del gas. Sin embargo, son muy pocos los que cumplen criterios para un proceso comercial adecuado: son altamente higroscópicos, no se solidifican en una solución concentrada, son no corrosivos, no forman precipitados con constituyentes de gas, se regeneran fácilmente a una alta concentración, los hidrocarburos líquidos se pueden separar fácilmente, son esencialmente no solubles, y son relativamente estables en presencia de compuestos de azufre y dióxido de carbono en condiciones normales de operación. (Campbell, 1992, p.333)

Un proceso típico de deshidratación por absorción con TEG puede dividirse en dos partes:

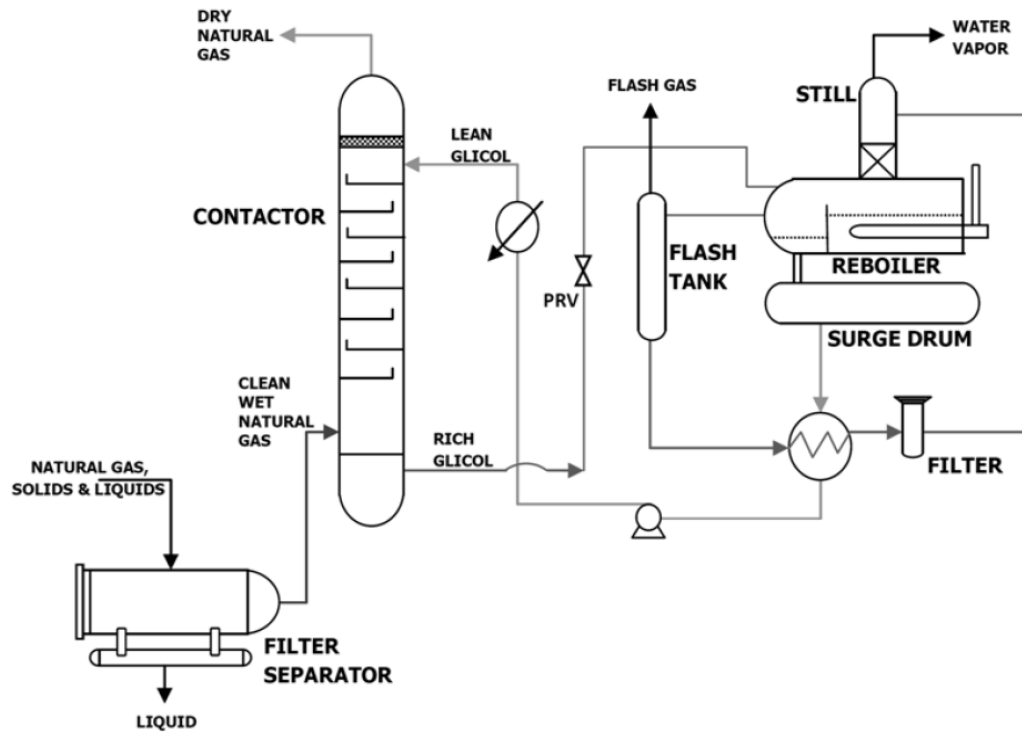
La deshidratación del gas y la regeneración del solvente (glicol). En la etapa de deshidratación, el agua se extrae del gas natural por absorción con TEG; mientras que, en la etapa de regeneración, el agua absorbida es removida del solvente, y la solución de glicol regenerada se encuentra en especificación para ser empleada nuevamente en la columna de absorción (contactor). La etapa de regeneración de solventes es una operación que se realiza para reducir consumos excesivos y pérdidas indeseables de solvente.

Una corriente de una solución acuosa de TEG, denominada TEG pobre en agua es alimentada por la cabeza de la columna contactora, mientras que la corriente de gas natural húmedo ingresa por la parte inferior de la columna. Como resultado de estas alimentaciones, se genera un contacto en contracorriente entre la corriente de gas y la solución de TEG pobre.

La columna contactora es una columna de absorción que permite la transferencia de masa a elevadas presiones y bajas temperaturas. En consecuencia, la corriente de fondo que abandona la columna contactora, denominada TEG rica en agua, es una solución con una elevada concentración de agua y algunos hidrocarburos en su composición. Esta corriente es despresurizada mediante una válvula reductora de presión y luego ingresa a la etapa de regeneración, donde es forzada a pasar por un tanque separador flash con el fin de despojar aquellos hidrocarburos gaseosos livianos y condensados que puedan ser arrastrados con el glicol. El glicol rico se pre-calienta en el intercambiador de calor glicol pobre- glicol rico. Luego se filtra antes de ser alimentada al regenerador. El regenerador de glicol consiste en un recalentador (Reboiler), columna despojadora, y el tanque acumulador. En la columna del regenerador, el glicol se separa del agua absorbida. El proceso se produce aproximadamente a presión atmosférica. La corriente que sale del fondo de la unidad regeneradora es la corriente de TEG regenerada, pobre en agua, que posteriormente, es empleada para precalentar la alimentación del regenerador en el intercambiador de calor glicol pobre- glicol rico.

Finalmente, la solución regenerada es bombeada a través de aereoenfriadores antes de ingresar nuevamente al equipo contactor.

Fig. 1- 5 Diagrama de flujo del proceso de deshidratación por absorción con TEG



Fuente: (Benítez, Gutierrez, Erdmann, Ruiz, y Tarifa, 2015)

1.1.3.2 Inyección

La inyección de monoetilenglicol o metanol es la técnica más adecuada para inhibir la presencia de hidratos. El inhibidor al combinarse con el agua líquida, bajan la temperatura de hidratación de manera tal que el gas pueda ser expuesto con seguridad a la temperatura del suelo. Estos son inyectados al gas y desalojados junto con el agua líquida en la planta de tratamiento.

Los glicoles son los inhibidores de hidratación comúnmente preferidos, debido a que pueden ser regenerados. Es más difícil y costoso recuperar metanol y etanol.

1.1.3.3 Adsorción

La deshidratación con los sólidos desecantes trabaja 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. El costo inicial para una unidad de deshidratación con sólidos desecantes excede a las unidades de deshidratación con glicol.

En este método, el agua generalmente se adsorbe en un tamíz de mol, en un gel de sílice o en alúmina. En la siguiente tabla se muestra una comparación de las propiedades físicas de cada desecante.

Tabla I-1 Comparación de las propiedades físicas de los desecantes utilizados para la deshidratación del Gas Natural

Propiedades	Gel de sílice	Alúmina	Mol. tamices
Área específica [pie ² /lb]	3 857 000	1 025 000	3 540 000
Volumen del poro [pie ³ /lb]	0.006 – 0.007	0.003	0.004
Diámetro del poro [Å]	22	26	4-5
Capacidad de diseño [lbH ₂ O/100lb de desecante]	7-9	4-7	9-12
Densidad [lb/pie ³]	45.01	49.94 – 54.94	43.08 – 44.95
Capacidad calorífica [BTU /lb °F]	0.22	0.06	0.05
Temperatura de regeneración [°F]	446	464	554
Calor de desorción [BTU]	3.09	3.96	3.52

Fuente: (Netušil y Ditl, 2012)

Ventajas:

- Se pueden obtener puntos de rocío del gas tan bajos como -150°F .
- Son poco afectados por pequeños cambios en la presión, la temperatura y el caudal de gas.
- Son menos susceptibles a formación de espuma o corrosión en los equipos.

Desventajas:

- Alto costo.
- Alta caída de presión (0.0694 - 0.3472 psi).
- Se contaminan fácilmente con hidrocarburos pesados, CO_2 , H_2S y agua libre.
- Tendencia al rompimiento mecánico de las partículas del desecante.
- Las instalaciones ocupan gran espacio y los equipos son muy pesados.
- Altos costos de operación.

(Erdmann, E., Ruiz, A., Benítez, L. y Tarifa, E., 2011, p.121)

1.1.3.4 Expansión – Refrigeración

Se refiere al proceso en el cual se hace pasar el gas por un reductor de presión, lo cual ocasiona su enfriamiento por el efecto Joule – Thomson, y conlleva a la condensación del agua.

En este método, el gas se enfría adiabáticamente (refrigeración mecánica); al bajar la temperatura se produce condensación de líquido entre los cuales está el agua. Puede utilizarse con o sin inhibidor, el proceso sin inhibidor se utiliza únicamente cuando la caída de presión disponible permite que el agua alcance el punto de rocío requerido sin formación de hidratos. Entonces, se mezcla el metanol o el glicol con el gas para enfriar el gas a temperaturas muy bajas. La mezcla agua – inhibidor se retira y el inhibidor se recupera en una columna de despojo. Las principales ventajas del proceso son:

- Puede obtener puntos de rocío en el rango de -100 a -150°F .
- Solo requiere suministro de calor para el regenerador de metanol.

Sin embargo, requiere refrigeración externa para enfriar el gas, y minimizar las pérdidas de metanol en la despojadora. Esta técnica es claramente exitosa en corrientes de gas con altas proporciones de recuperación de hidrocarburos.

1.2 MATERIAS PRIMAS

La Planta de Gas Sábalo es alimentada por el campo Sábalo, perteneciente al Bloque San Antonio. Cuenta con 11 pozos perforados, que actualmente se encuentran en producción.

Tabla I-2 Pozos del Campo Sábalo

CAMPO SÁBALO	
POZOS	ESTADO
SBL – X1	ABIERTO
SBL – X2	ABIERTO
SBL – X3D	ABIERTO
SBL – X4D	ABIERTO
SBL – 5DH	ABIERTO
SBL – 6	ABIERTO
SBL – 7	ABIERTO
SBL – 7D	ABIERTO
SBL – 8	ABIERTO
SBL – 9	ABIERTO
SBL – 14ST3	ABIERTO

Fuente: (ANH,2017)

El gas natural posterior a su entrada en la planta, pasa por un tratamiento, siendo uno de ellos el proceso de deshidratación, llevado a cabo en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío.

El proceso de deshidratación del gas se lleva a cabo con la inyección de un inhibidor, el monoetilenglicol o etilenglicol (MEG o EG), es utilizado en aplicaciones de trabajo a temperatura moderada, debido que, a elevadas temperaturas es volátil, puede recuperarse del gas por un proceso de separación y es poco soluble con compuestos aromáticos como BTEX (benceno, tolueno, etil-benceno y xileno) y VOC (compuestos orgánicos volátiles). Presenta diversas propiedades (Anexo 2), entre algunas se puede mencionar:

Tabla I-3 Propiedades del Monoetilenglicol (MEG)

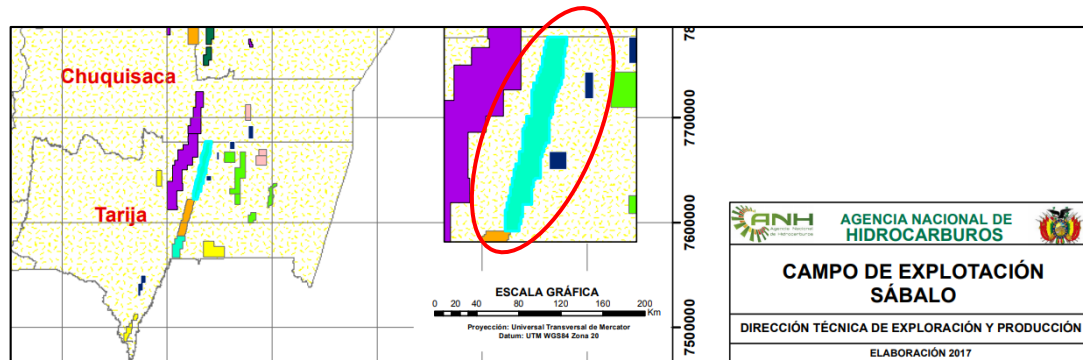
Abreviación	MEG
Fórmula química general	$C_2H_6O_2$
Peso molecular (lb/lbmol)	62.068
Punto de fusión (°F)	8.6
Punto de ebullición a 14.7 Psi (°F)	387.14
Presión de vapor a 77°F (psi)	0.0018
Densidad a 77°F (kg/m³)	1 110
Viscosidad absoluta a 77°F (Psi.s)	2.57e-6
Viscosidad absoluta a 140°F (Psi.s)	7.57e-7
Calor específico a 77°F (BTU/lb.°F)	0.57
Punto de inflamabilidad (°F)	231.998

Fuente: (Bouza, 2009)

1.3 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

El bloque San Antonio se encuentra morfológicamente en el Subandino Sur y ubicado en la Provincia Gran Chaco del Departamento de Tarija, aproximadamente a 65 616.8 pies al oeste de la ciudad de Villamontes. Está situado en el área tradicional de exploración y explotación de petróleo y gas, tiene una extensión original de 13.78 parcelas, equivalentes a 133.01 mi².

Fig. 1- 6 Ubicación del Bloque San Antonio



Fuente: (ANH, 2017)

La Planta de Gas Sábalo está ubicada en el bloque San Antonio, Municipio Villa Montes – Caraparí. Tiene una producción promedio de Gas Natural de 14.22 MMmcd y una producción promedio de líquidos de 12 144 BPD.

Fig. 1- 7 Localización de la Planta de Gas Sábalo



Fuente: (Google Maps, 2019)

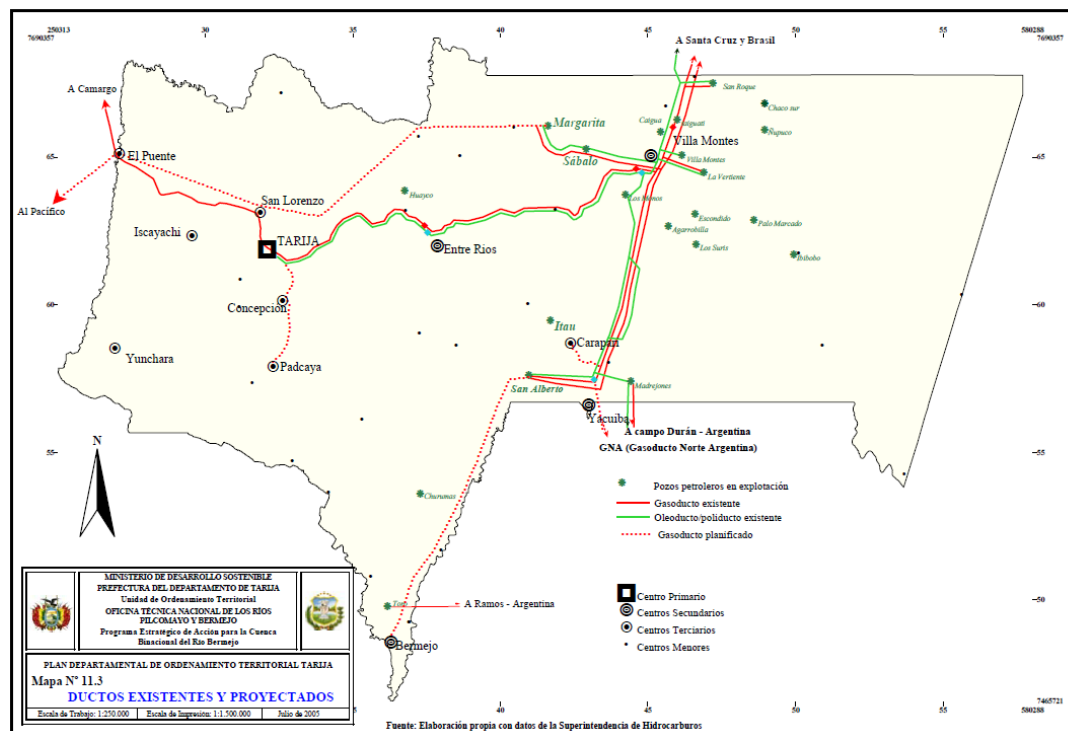
1.3.1 Aspectos del Mercado

La Planta de Gas Sábalo es alimentada por el campo Sábalo, perteneciente al Bloque San Antonio. Uno de sus mercados consumidores es el país vecino de Brasil.

El gas producido de la Planta Sábalo se une con el gas de la Planta Margarita, posteriormente se dirigen a la estación de compresión en Villa Montes, donde a partir del mismo un porcentaje se dirige a la Planta Separadora de Líquidos de Yacuiba y el resto va por el GASYRG (Gasoducto Yacuiba – Río Grande) a Río Grande, Departamento de Santa Cruz, al gasoducto Bolivia – Brasil. (GASBOL), teniendo una extensión de cerca de 267.19 mi, atravesando Bolivia en dirección norte.

El contrato Gas Supply Agreement (GSA) entre Bolivia y Brasil fue firmado el 16 de agosto de 1996 en Río de Janeiro. Establece un volumen mínimo de compra de 24 millones de metros cúbicos día (MMmcd) y un máximo de entrega de 30.08 MMmcd. Actualmente, el 30% de gas que ingresa a Brasil es boliviano.

Fig. 1- 8 Ductos Existentes y Proyectoados en el Departamento de Tarija

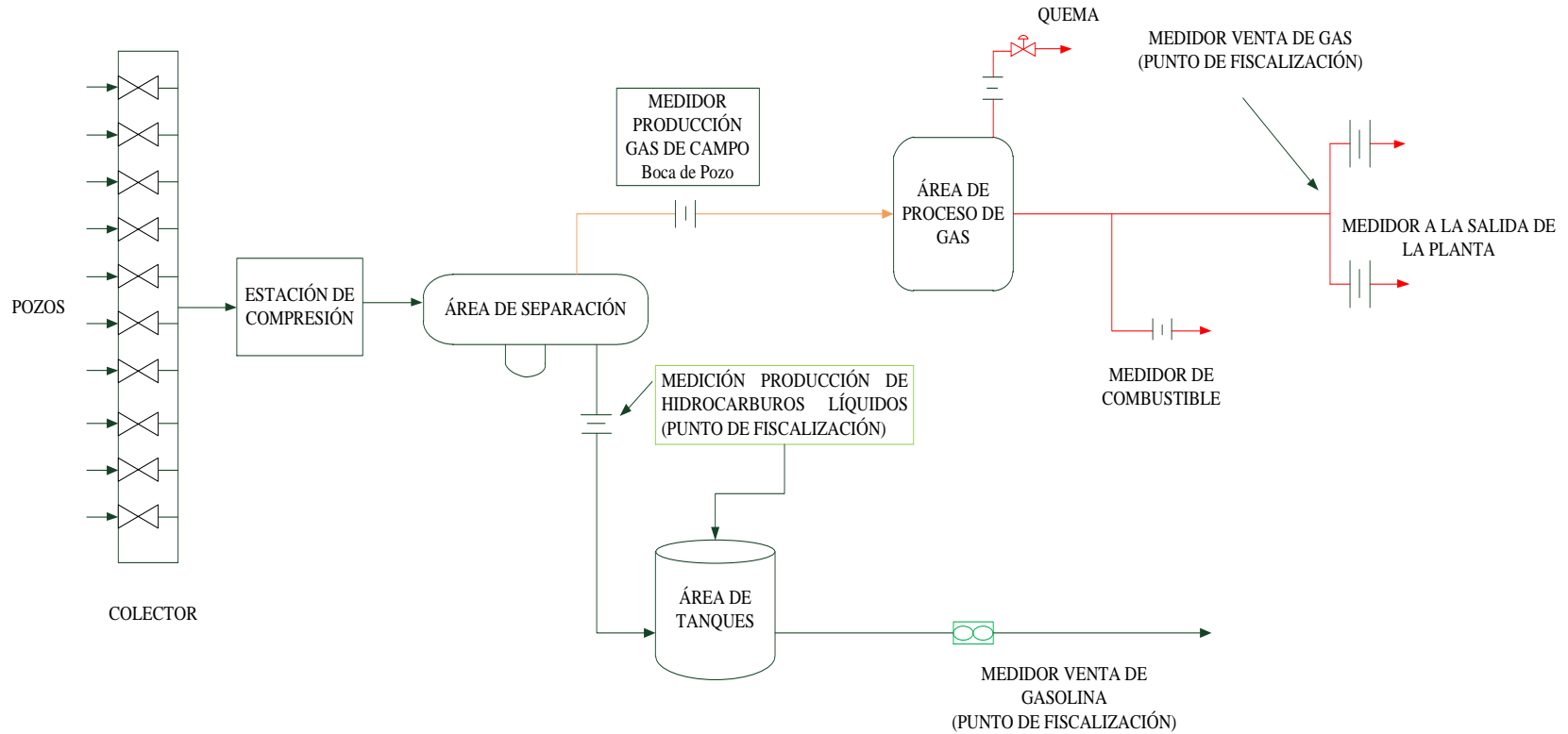


Fuente: (Tarija, 2006)

1.4 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA

La planta de Gas Sábalo se encuentra distribuida de la siguiente manera:

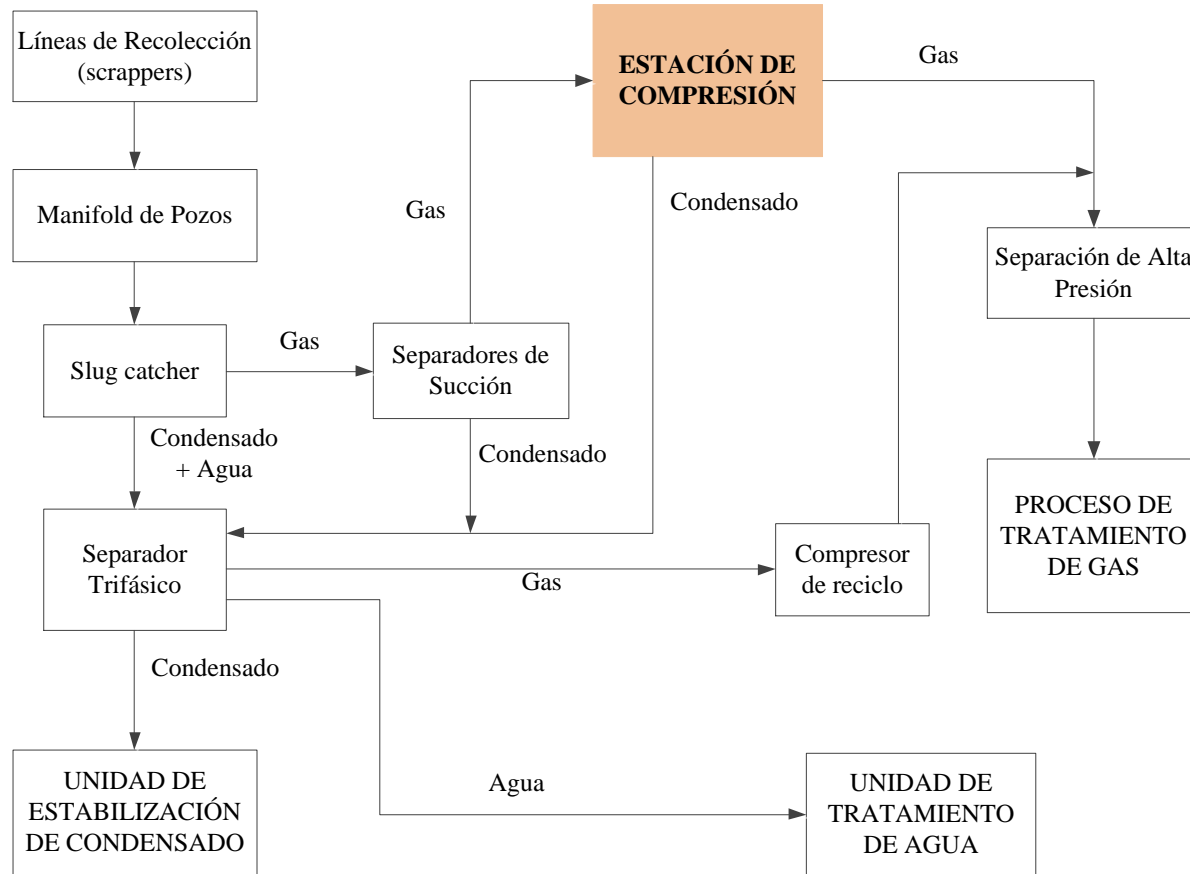
Fig. 1- 9 Distribución de la Planta de Gas Sábalo



Fuente: (Ministerio de Hidrocarburos y Energía, 2011)

La estación de compresión está distribuida de la siguiente manera:

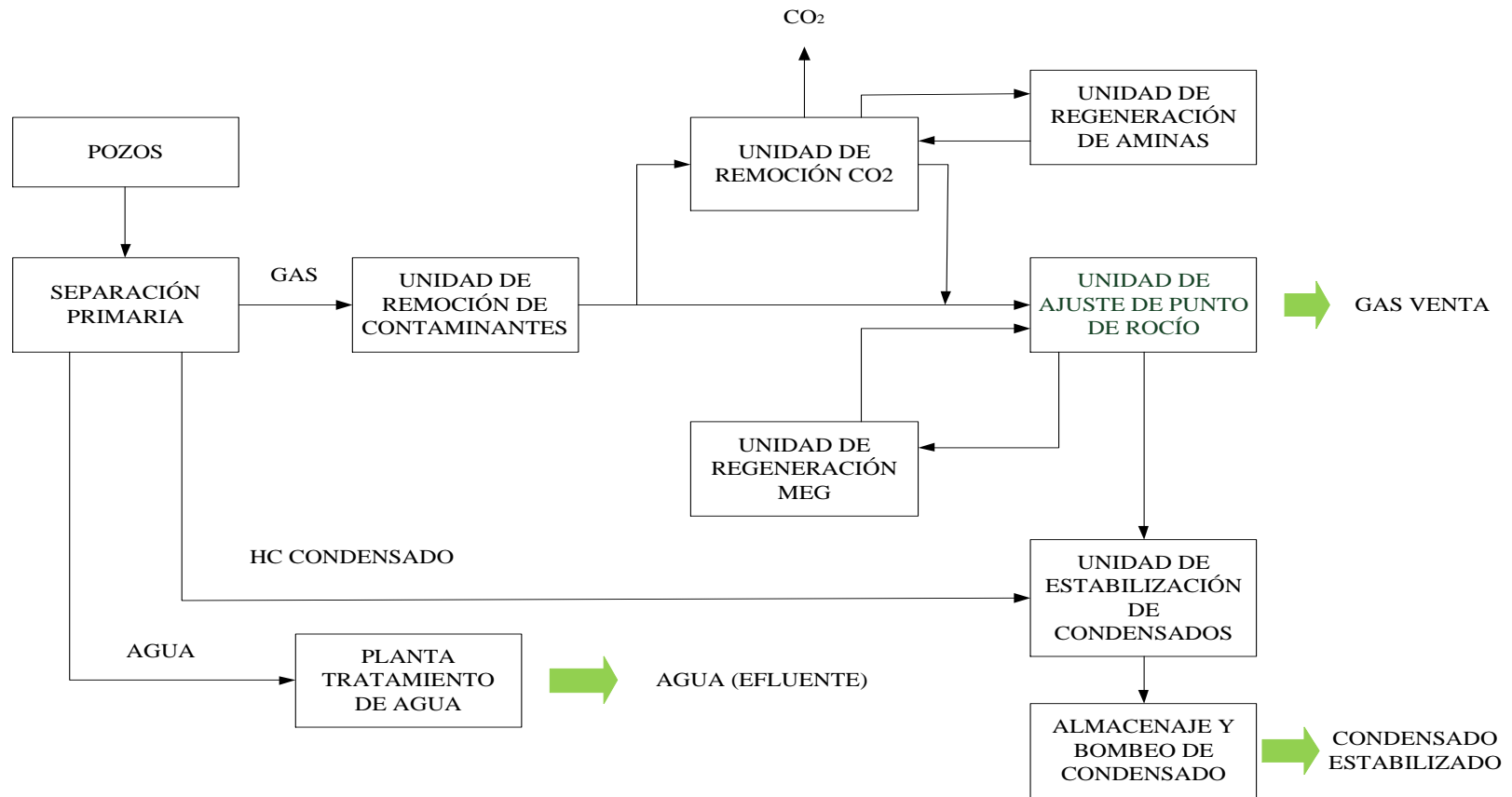
Cuadro I-1 Estación de Compresión



Fuente: (Sábalo, 2019)

El área de Proceso de Tratamiento de Gas cuenta con las siguientes unidades:

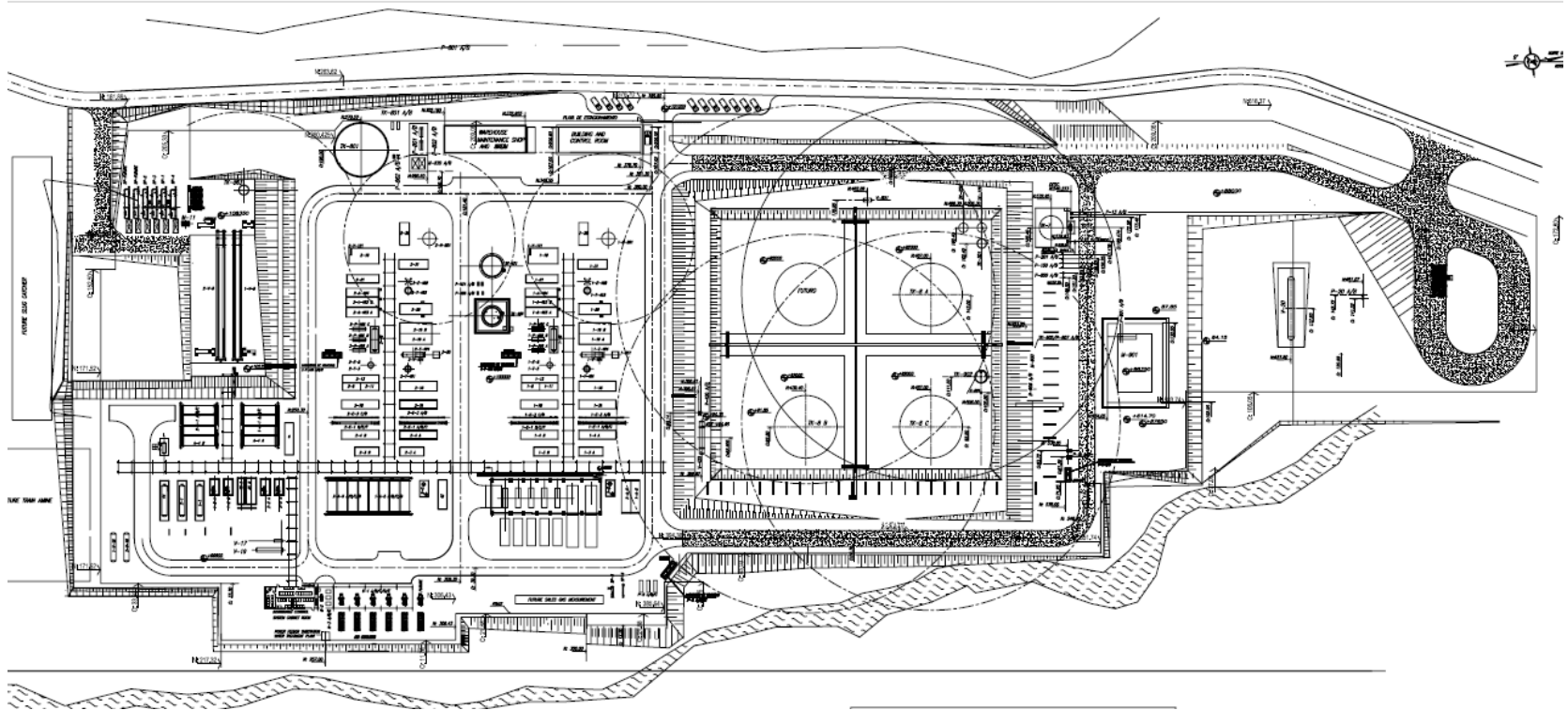
Cuadro I-2 Proceso de Tratamiento de Gas



Fuente: (Sábalo, 2019)

El Lay out general de la planta se muestra a continuación:

Fig. 1- 10 Lay Out General de la Planta Sábalo



Fuente: (Cazón, 2020)

1.5 SERVICIOS AUXILIARES

1.5.1 Sistema de Venteo y drenajes en Pozos

Cada pozo cuenta con su propio sistema de venteo y drenajes. A continuación, se describe uno de ellos en forma genérica, ya que todos son idénticos.

Descripción del proceso

Los venteos y drenajes provenientes de los equipos del pozo, incluyendo las descargas eventuales de las válvulas de seguridad, se conducen por medio de un colector al knock-out drum de antorcha en pozo. Los gases separados en él son enviados a la antorcha de pozo. Los líquidos separados en el pulmón de gas combustible se conducen hasta el knock-out drum de antorcha en pozo por una línea separada. Desde ahí los líquidos pueden ser reinyectados al gasoducto (mediante bomba) o bien descargados a camión.

1.5.2 Sistema de Inyección de Anticorrosivo en Planta

Descripción del proceso

El sistema de inyección de anticorrosivo en planta ha sido diseñado para proteger líneas y equipos en las zonas más comprometidas de la planta en relación a la corrosión.

Dentro de la planta se inyecta anticorrosivo en los manifolds de entrada. El anticorrosivo utilizado en planta es 1036-C de Coastal Chemical Company.

Las bombas de inyección de inhibidor de corrosión de los manifolds de entrada inyectan inhibidor de corrosión en todos los manifolds. El anticorrosivo es succionado desde un isocontenedor de almacenaje por las bombas e inyectado a través de boquillas especiales en los manifolds de tren de procesamiento.

1.5.3 Sistema de venteo en Planta

Cada tren de procesos cuenta con su propio sistema de venteo, con colectores independientes.

Descripción del proceso

Los venteos y drenajes cerrados de hidrocarburos provenientes de cada tren de procesos, incluyendo la Unidad de Aminas y la de Ajuste de Punto de Rocío y las descargas eventuales de las válvulas de seguridad, se conducen por medio de colectores individuales hasta el Knock-out Drum de Antorcha de cada tren. Los gases separados en cada Knock-out Drum de Antorcha de cada tren se queman en la antorcha del tren correspondiente, y los líquidos se envían al tanque slop.

1.5.4 Sistema de Drenajes de Hidrocarburos en Planta

El sistema de drenajes se ha diseñado considerando la total separación entre los drenajes de hidrocarburos (o de agua contaminada con hidrocarburos) y el sistema de drenajes pluviales. De esta manera se evita la sobrecarga de la unidad de tratamiento de agua oleosa.

Existen dos sistemas de drenajes de hidrocarburos en planta:

- Drenajes abiertos
- Drenajes cerrados

El sistema de drenajes abiertos se divide en:

- Drenajes abiertos de áreas clasificadas
- Drenajes abiertos de áreas no clasificadas

Los drenajes abiertos de áreas clasificadas pueden contener hidrocarburos volátiles con algún riesgo de explosión.

1.5.5 Sistema de Drenajes Pluviales en Planta

El sistema de drenajes pluviales en planta está diseñado para transportar todos los drenajes de agua de lluvia posiblemente contaminada con hidrocarburos hasta una laguna de retención.

1.5.6 Sistemas de Drenajes de Aminas

El sistema de drenajes de aminas permite juntar el solvente drenado desde todos los equipos de la unidad de aminas y reincorporarlo al proceso. Cada tren de procesos cuenta con un colector de drenajes de aminas de alta presión (HAD) y un colector de drenajes de aminas de baja presión (LAD).

Descripción del proceso

Los drenajes de amina de alta presión (HAD) y los de baja presión (LAD) se recogen en colectores independientes, pero ambos descargan al mismo tanque sumidero de amina. El líquido recuperado es bombeado por las bombas del tanque sumidero de amina y filtrado en el filtro del tanque sumidero de amina, antes de su reinserción al circuito de amina. Si la amina no se encontrara en condiciones de ser reprocesada, se dispone de una línea que permite su carga a camión desde la descarga de las bombas.

1.5.7 Sistema de Propano

El sistema de refrigeración ha sido diseñado con un margen de seguridad del 15% considerando la máxima temperatura ambiente de diseño y el máximo caudal de gas.

El propano líquido descargado de camiones se almacena en el tanque horizontal de propano. La carga del sistema de refrigeración se realiza a través de las bombas, previo pasaje por el deshidratador de entrada de propano en el acumulador de propano. Desde allí se subenfria en el serpentín del Separador de Succión. A continuación, se enfría aún más al vaporizarse parcialmente en el Economizador de propano (separador vertical). En este último el vapor es separado y conducido a los compresores de propano, mientras que el líquido se envía al Chiller de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío donde se evapora para enfriar el gas de entrada a planta hasta la temperatura requerida para obtener el punto de rocío especificado.

1.5.8 Sistema de Aceite Térmico

Cada tren de proceso cuenta con su propio Sistema de Aceite Térmico. A continuación, se describe genéricamente uno de ellos, dado que ambos son idénticos.

El Sistema de Aceite Térmico está diseñado para proveer de calor al reboiler de la torre estabilizadora y al regenerador de MEG en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío. El medio calefactor es el aceite Turbina R-32 de Repsol-YPF.

Descripción del proceso

El Horno de aceite térmico está diseñado para calentar el medio calefactor desde 329 °F hasta 518 °F. Estas temperaturas son suficientes para entregar el calor requerido en los distintos sectores del proceso.

La corriente caliente de salida del Horno de Aceite Térmico fluye hacia el reboiler del regenerador de amina, hacia el reboiler de la estabilizadora y hacia el regenerador de glicol. Antes de ingresar al reboiler de amina, el aceite térmico caliente se mezcla con una corriente de aceite frío que bypassea el horno de aceite térmico, enfriándose hasta 375 °F. La corriente ingresa luego a la carcasa del reboiler, enfriándose desde 375 °F hasta 271 °F.

En el Reboiler de la Estabilizadora de gasolina, la corriente ingresa al lado de los tubos, enfriándose desde 518 °F hasta 410 °F, a medida que le transfiere el calor a la gasolina estabilizada que sale de la Torre Estabilizadora y que se dirige a la carcasa del Reboiler.

En el Regenerador de MEG, la corriente de hot oil ingresa a los tubos enfriándose desde 518 °F hasta 410 °F, a medida que le transfiere calor a la solución de glicol que está en el lado carcasa.

1.5.9 Sistema de Fuel Gas

El gas combustible requerido por la planta se puede tomar, bajo circunstancias especiales, de la entrada de planta o bien de la línea de gas de venta. Este gas es acondicionado en los separadores de Fuel Gas y su distribución se realiza a una presión regulada de 100 psig.

El gas se utiliza como combustible para horno, en los motores de los generadores, como gas de purga y encendido de antorcha y como gas de blanketing.

1.5.10 Sistema de Generación de Energía

La energía eléctrica requerida para el accionamiento de motores eléctricos, comando, iluminación, etc, se genera en la planta mediante generadores accionados a gas. Cada uno genera una potencia de 4 401 870.09 BTU/h.

Los motores de los generadores son motores a gas. El gas combustible necesario para los mismos se toma del sistema de fuel gas.

1.5.11 Sistema de Aire de Instrumentos, Servicios y Arranque

Este sistema consta de tres compresores rotativos que suministran aire comprimido para:

- El arranque de los motores a diésel de las bombas de agua de incendio y de los generadores de emergencia.
- El arranque de los motores a gas
- Instrumentos
- Servicios generales

1.5.12 Sistema de Agua Tratada

El objeto de este sistema es acondicionar el agua de servicio a fin de utilizarla como agua de reposición en el sistema de tratamiento de gas con aminas. Para mantener la concentración de la solución de aminas dentro de los valores operativos debe reponerse agua al sistema en forma regular.

El agua de reposición debe cumplir con las siguientes características para ser adecuada al proceso:

Total de sólidos disueltos	< 100 ppm
Total de dureza	< 50 ppm
Cloruros (Cl)	0 ppm
Sodio (Na)	< 3 ppm
Potasio (K)	< 3 ppm
Hierro (Fe)	< 10 ppm

1.5.13 Sistema de Agua de Incendio y Servicios

El Sistema de Agua de Incendio y Servicios cuenta con un tanque de almacenaje. El mismo tiene una capacidad total de aproximadamente 149 204.5 pie³, de los cuales 141 258.7 pie³ están reservados exclusivamente para incendio. Este volumen corresponde a 6 horas de bombeo a un caudal de diseño de 23 484.3 pie³/h.

Descripción del proceso

El agua se bombea desde la cámara de entrada de agua de río de la cámara de dilución con una de las bombas de agua sin tratar hacia la Planta de Tratamiento de Agua. Desde allí es bombeada por una de las bombas de transferencia de agua filtrada hacia el tanque de agua de servicios / incendio. Antes de ingresar a dicho tanque, se inyecta cloro a la corriente de agua a través de las unidades de cloración.

1.5.14 Sistema de Agua Potable

El agua potable se recibe desde el campamento de Petrobras a través de una cañería de PEAD (polietileno de alta densidad) de 2" y se almacena en el Tanque de Almacenaje de Agua Potable y en el Tanque Elevado.

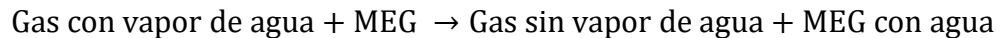
- Desde el Tanque de Almacenaje de Agua Potable se realiza la distribución de agua potable a edificios, duchas de seguridad y lavaojos.
- Desde el Tanque Elevado se alimenta la lluvia de seguridad N° 1.

1.6 UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO

Cuando el gas es extraído desde las profundidades de la tierra hacia la superficie del pozo o boca de pozo, este se enfría produciéndose una reducción de presión y una conducción de calor de las tuberías hacia las paredes más frías de la formación, debido a que en estas condiciones la habilidad del gas por retener vapor de agua decrece, porque la temperatura disminuye. Entonces al alcanzar la superficie está saturado con vapor de agua, lo que provoca que un pequeño enfriamiento adicional del gas forme agua libre y si se lo enfría aun un poco más se forman los hidratos.

El gas natural que entra a la Planta de Gas Sábalo contiene agua, debido a esto se cuenta con el proceso de inyección directa de un inhibidor para su deshidratación, mediante el uso de una solución de MEG. A esta área también se la conoce como Ajuste de Punto de Rocío.

La deshidratación se produce mediante la siguiente reacción:



Fuente: (Quiroga, Mercedes, 2003)

En general el proceso consiste en provocar la condensación del vapor de agua y de los hidrocarburos pesados mediante enfriamiento, que se describe a continuación.

La Unidad de Ajuste de Punto de Rocío en cada tren está dividida en dos subtrenes, que se diseñaron para procesar el 50% de la producción de cada tren, estas dos corrientes de gas ingresan al intercambiador de calor gas-gas e intercambiador de calor gas-gasolina.

En el intercambiador gas-gas el gas proveniente del filtro separador de gas de entrada entrega calor en contracorriente al gas en especificación que sale del separador frío, y en el intercambiador gas-gasolina se enfría aprovechando la baja temperatura de la gasolina que se obtiene en el mismo separador. En los cabezales de cada uno de estos intercambiadores se inyecta MEG a través de boquillas de dispersión para deshidratar al gas que se está enfriando.

El gas frío que sale de los intercambiadores gas-gas se une con el gas que sale de los intercambiadores gas-gasolina e ingresa a los tubos del chiller. En el chiller el gas continúa enfriándose hasta 5 °F mediante la evaporación de propano. En el cabezal del mazo de tubos del chiller se inyecta MEG al gas para deshidratarlo.

El propano vapor sale del chiller chocando contra dos placas deflectoras para evitar arrastrar gotas de propano líquido. El gas frío que sale del chiller se envía al separador bifásico para una separación de dos fases, de gas e hidrocarburos líquidos.

Posteriormente se sigue a un separador de frío, donde se separan el gas residual, la gasolina y la solución de MEG diluida.

El gas residual abandona el separador frío atravesando un demister que retiene cualquier partícula líquida que pudiera ser arrastrada por el gas, e ingresa al filtro separador de gas de salida en el que se separan partículas sólidas y líquidas de hasta 3 μm . Este filtro posee dos cámaras, una inferior y una superior. En la cámara superior se encuentran elementos ciclónicos fijos, que no requieren recambio, y que favorecen la coalescencia de las gotas de gasolina que aún pudiera tener el gas. Este filtro está ubicado aguas abajo del separador frío porque es más fácil separar las partículas líquidas del gas frío.

La gasolina colectada en las cámaras superior e inferior del filtro separador de gas de salida es enviada al separador flash de gasolina.

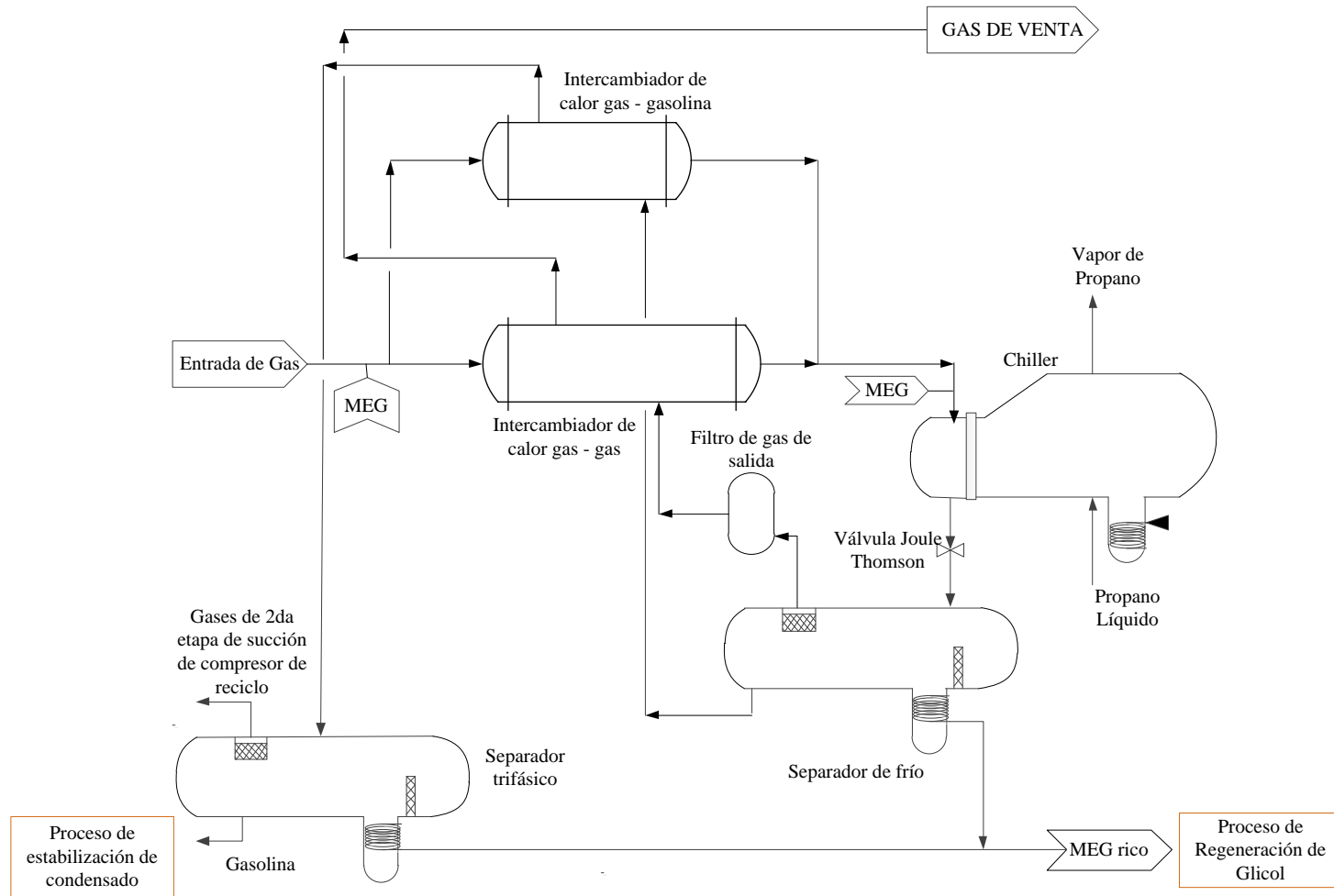
Una vez filtrado, el gas se dirige al intercambiador gas-gas para enfriar la corriente de gas de entrada a la unidad de ajuste de punto de rocío y dirigirse a la salida de planta.

La gasolina que se separa en el separador frío, intercambia calor con el gas de entrada en el intercambiador gas-gasolina y luego se envía al separador flash de gasolina.

La solución diluida de MEG se obtiene en la bota del separador frío. Esta bota cuenta con un serpentín por el que circula el MEG pobre proveniente de la unidad de regeneración de MEG y que se encuentra a mayor temperatura que el MEG rico. Este intercambio se realiza para evitar que la viscosidad del MEG rico aumente considerablemente por las bajas temperaturas. (Evangelista, 2003)

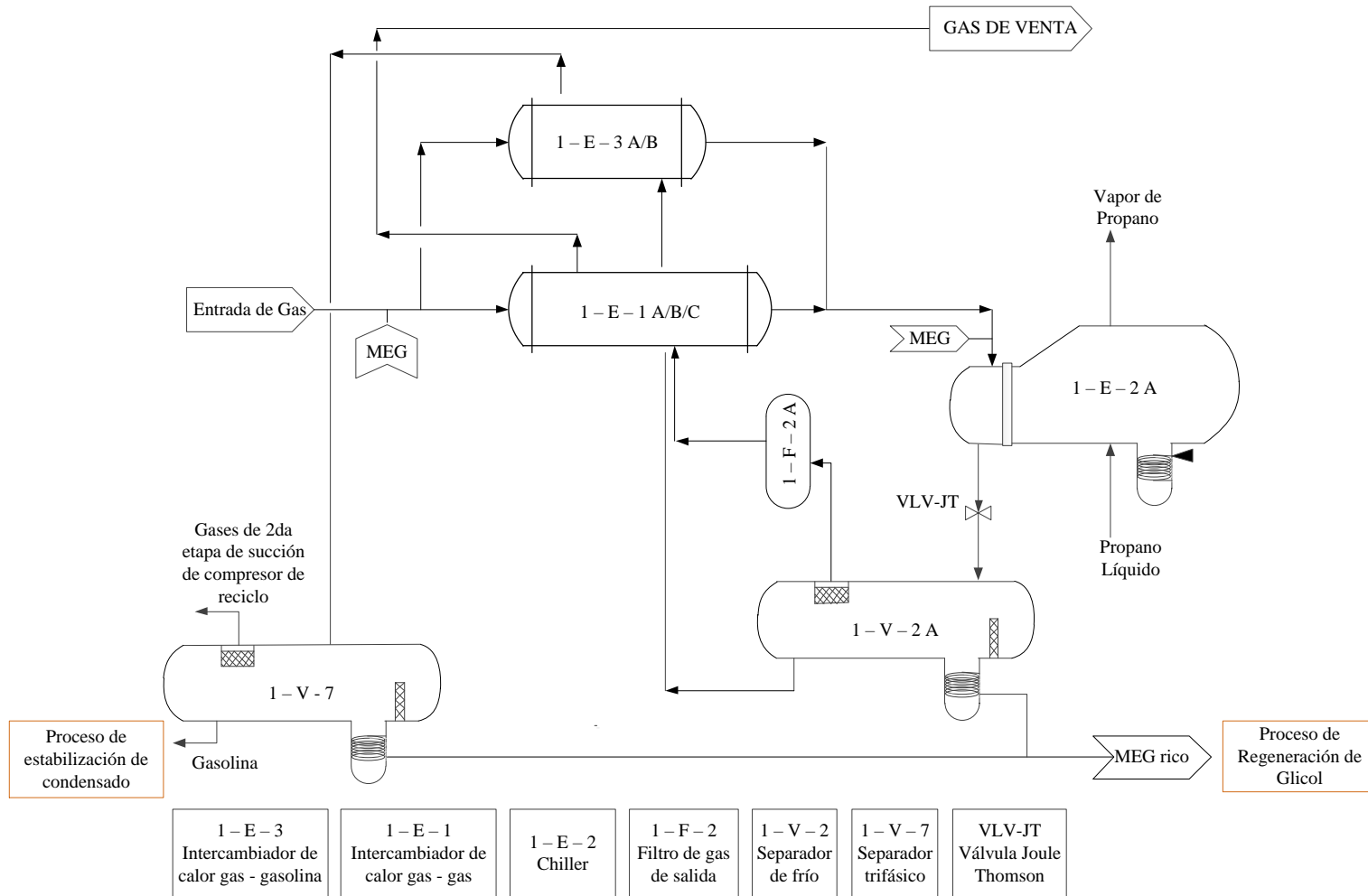
A continuación, se aprecia el diagrama de flujo del proceso de deshidratación del gas en un subtren de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío, denominado subtren A y la corriente de gas procedente del subtren B que se unen para la Medición Fiscal y posterior inyección a gasoducto, de un solo tren de procesamiento de Gas Natural.

Fig. 1- 11 Diagrama cualitativo de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío



Fuente: (Evangelista, 2003)

Fig. 1- 12 Diagrama de Flujo de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío, con los números y nombres del equipo



Fuente: (Evangelista, 2003)

1.7 UNIDAD DE REGENERACIÓN MEG

La deshidratación del gas se lleva a cabo en un circuito cerrado, para ello el glicol rico (glicol con agua) debe ser regenerado para continuar en el sistema. Dicha regeneración consiste en separar el vapor de agua del glicol por calentamiento en una torre de destilación, donde se produce la siguiente reacción:



Fuente: (Quiroga, Mercedes, 2003)

La solución de MEG rico en agua proveniente de la bota del separador frío se envía al módulo de regeneración a través de la válvula de control de nivel de glicol en la bota. En esta válvula, además, se logra la disminución de presión desde la presión de operación de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío hasta la presión de operación de la Unidad de Regeneración del MEG.

A continuación, se precalienta en el intercambiador MEG-MEG, donde enfría al glicol regenerado aprovechando la baja temperatura del MEG rico. Luego continúa precalentándose en el serpentín que se encuentra en el tope de la columna del regenerador, donde actúa como condensador y elimina la humedad residual del MEG que se está regenerando. Finalmente entra al separador flash, donde se produce la desgasificación del glicol y la separación de hidrocarburos líquidos presentes. Estos hidrocarburos quedan separados del glicol por medio de un baffle, que se dirige hacia el colector de drenajes cerrados. No obstante, la presencia del baffle, se ha observado que en ocasiones la separación entre las dos fases líquidas no es completa, y entonces parte de líquido acuoso puede encontrarse del lado de los hidrocarburos. Para evitar la acumulación de agua en estos casos, se ha instalado un visor de nivel de interface, y un transmisor de nivel de interface con alarma por alto nivel. Esta alarma indica al operario que debe verificar que efectivamente se ha acumulado agua del lado de hidrocarburos, y de ser así, permitir su evacuación a drenaje abierto mediante la válvula provista a tal fin.

Al salir del separador flash el total del caudal de MEG pasa por uno de los filtros de cartuchos de partículas. A continuación, aproximadamente un tercio del caudal pasa por uno de los filtros de carbón activado.

Luego el MEG es conducido hacia el regenerador de MEG. En condiciones normales, el MEG ingresa directamente a la carcasa. Existe una entrada alternativa a través de la columna del regenerador, pero los cálculos han demostrado que esta entrada podría ocasionar inconvenientes y no debería ser utilizada.

En el regenerador se eleva la concentración de la solución. El calor para el calentamiento se obtiene a través del sistema de hot-oil.

El MEG regenerado se enfría en el intercambiando calor con el MEG diluido que entra al módulo y se bombea a los puntos de inyección a través de las bombas previo paso por los filtros canasta de las bombas de inyección de MEG.

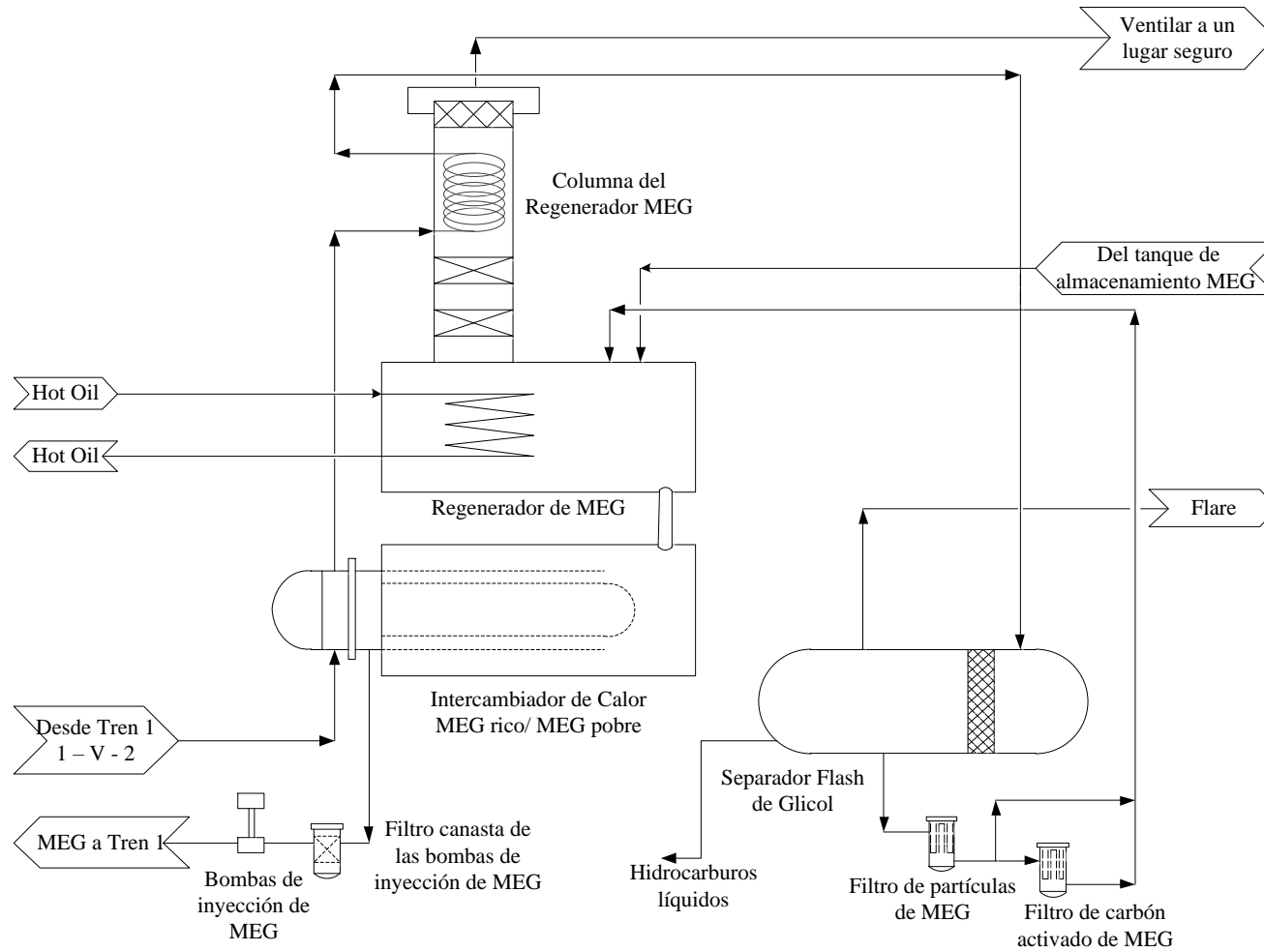
Parte del MEG se hace circular a través de los serpentines de la bota con el objeto de calentar el glicol condensado en la misma para disminuir su viscosidad y facilitar su salida.

A continuación, el MEG es conducido hacia los puntos de inyección. El caudal inyectado en cada punto es medido individualmente por un transmisor de caudal y regulado por medio de una válvula aguja.

Periódicamente, para compensar las pérdidas producidas por arrastre en el separador de frío y en la regeneración, se repone MEG puro al sistema. Se cuenta para ello con un Tanque de Almacenaje de MEG, y con la bomba de Reposición. (Evangelista, 2003)

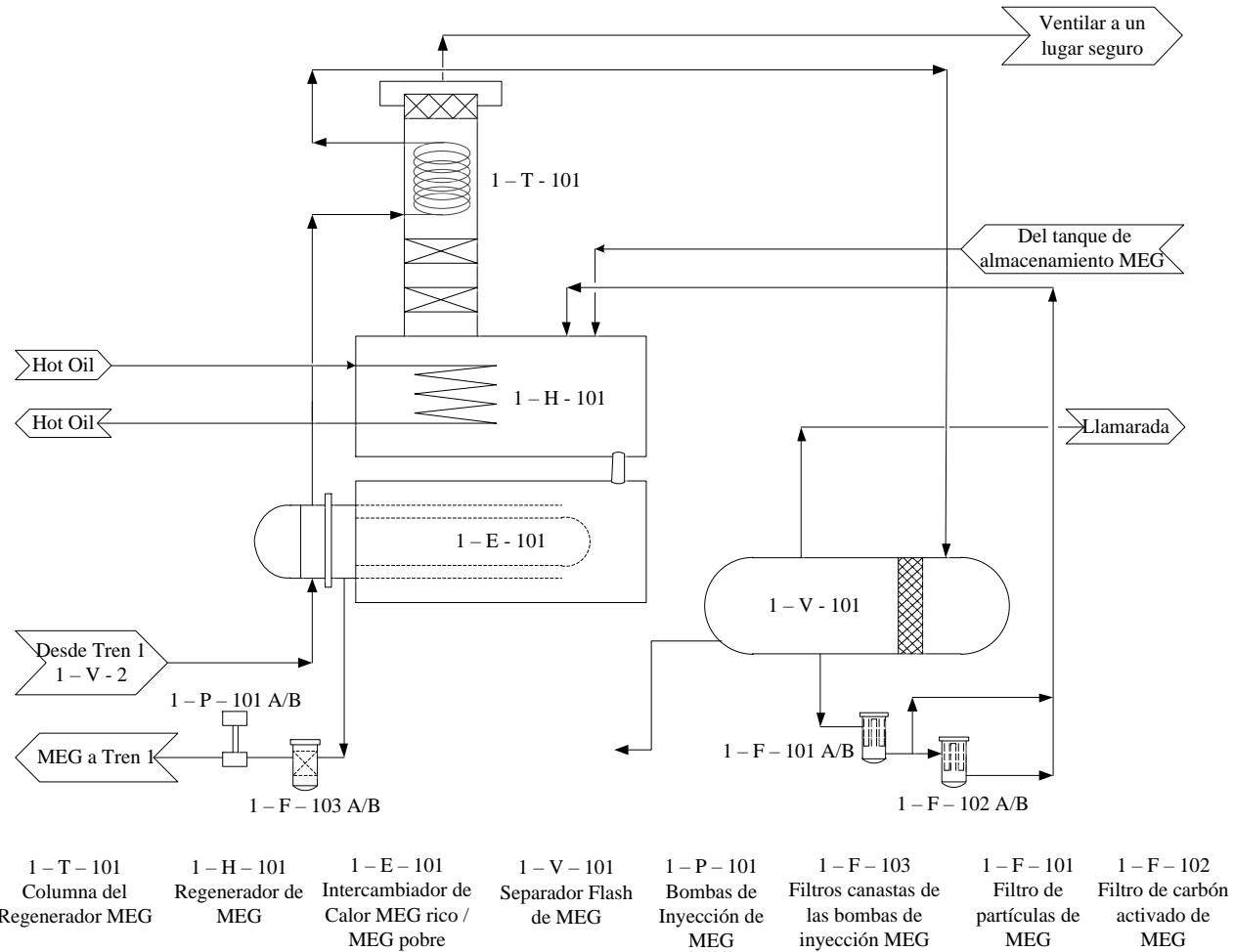
El proceso de la Unidad MEG, para la regeneración del glicol, es el siguiente:

Fig. 1- 13 Diagrama Cualitativo de la Unidad de Regeneración MEG



Fuente: (Evangelista, 2003)

Fig. 1- 14 Diagrama de Flujo de la Unidad de Regeneración MEG, con los números y los nombres del equipo



Fuente: (Evangelista, 2003)

1.8 OPERACIÓN Y CONTROL

1.5.1. Control de caudal, presión y temperatura en los pozos y en la entrada de planta

- El caudal del pozo se regula con la válvula “choke” que actúa en forma neumática. Esta válvula puede ser operada tanto desde el panel de control del pozo como desde la planta y disminuye la presión desde un máximo de 5600 psig hasta valores entre 1870 y 1230 psig.
- Para realizar un seguimiento de la temperatura en los pozos se cuenta con los indicadores de temperatura, ubicado aguas abajo de la válvula “choke”.
- La temperatura en la entrada de planta se controla en la salida de los aerofriadores del gas de entrada. Esta temperatura debe ser, en operación normal, 125 °F.
- En la salida de gas de los separadores de gas de entrada se cuenta con la válvula que se utiliza para alivio por sobrepresión. Esta válvula recibe la señal del controlador de presión cuyo set debe ser mayor de 1240 psig.

1.5.2. Control de caudal, presión y temperatura en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío

En esta sección se describen aquellos controles que resultan críticos para la correcta operación de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío. Los controles se realizan por subtren, por lo tanto, se describirán los controles del subtren A del tren #1, siendo igualmente válida la descripción para el resto de los subtrenes.

- Conocido el caudal de gas que se quiere tratar en la planta, este se debe repartir entre los subtrenes que están en operación. En la salida de cada subtren hay un controlador de caudal que actúa sobre la válvula de control de presión (válvula Joule-Thomson) ubicadas aguas abajo del chiller.
- El caudal de gas de entrada se distribuye entre el intercambiador gas-gas y el intercambiador gas-gasolina E-3 de manera de mantener la temperatura de gasolina de entrada al separador flas en el valor deseado. Para eso se dispone del

controlador de temperatura que actúa en cascada sobre el control de caudal de gas de entrada que se deriva al intercambiador gas-gasolina.

- El caudal de propano que se envía al chiller se controla con el nivel de propano líquido en el mismo, a través del indicador controlador de nivel que actúa sobre una válvula, la cual regula el caudal de una parte de la corriente de propano líquido proveniente del economizador de propano.
- El caudal de MEG a inyectar en cada uno de los mazos de tubos de los intercambiadores gas-gas y gas-gasolina y en el chiller se determina en función del caudal de gas a procesar y su composición. El caudal total de MEG a inyectar se mide con el transmisor indicador de flujo, ubicado en la salida del serpentín del separador frío. Para regular este caudal, y dado que las bombas de inyección de MEG son de desplazamiento positivo, se cuenta con dos by passes en el sistema de inyección/regeneración de MEG: uno dentro de cada subtren de procesamiento de gas, aguas arriba de la medición del transmisor indicador de flujo que une la línea de MEG agotado que se envía a regenerar con la línea de MEG regenerado que se va a inyectar, y el otro inmediatamente aguas debajo de la descarga de las bombas de inyección.
- La presión aguas abajo de la válvula Joule-Thomson está regulada por la válvula de seguridad ubicada en la salida del subtren, pero se trata que esta válvula opere casi al 100% de apertura y permita que la presión fluctúe de acuerdo a la presión del gasoducto al cual se desea inyectar el gas.

1.9 ELIMINACIÓN DE EFLUENTES

1.9.1 Unidad de Tratamiento de Agua de Proceso

La Unidad de Tratamiento de Agua de Proceso está diseñada para tratar 190 GPM de agua oleosa.

El agua proveniente de los separadores flash y de los separadores de entrada se recoge en un colector y es conducida al separador de agua oleosa donde se realiza una primera separación de hidrocarburos, que son enviados a drenaje cerrado.

El agua proveniente del separador de agua oleosa pasa por el desgasificador e ingresa luego, junto con el agua proveniente del tanque slop y eventualmente de la laguna de retención, al distribuidor central del tanque skimmer, donde el aceite es extraído por rebalse.

El agua que abandona el tanque skimmer, ya libre de gran parte de los hidrocarburos inicialmente presentes, se envía a través de una válvula a la unidad de flotación, donde ocurre una tercera y última remoción de hidrocarburos.

El agua es entonces conducida hasta la cámara de agua residual, es una estructura que sirve como punto de conexión con la atmósfera del caño de polietileno de alta densidad que va desde la Planta de Proceso al río; y de allí hasta la cámara de dilución, ubicada a orillas del Río Pilcomayo que cumple dos funciones simultáneas: servir como pozo de succión para las bombas de agua de río que alimentan a la Planta de Tratamiento de Agua y servir como lugar para la mezcla y dilución del agua de producción proveniente de la Planta de Proceso con agua de río, previo a su disposición final al Río Pilcomayo.

Los barros oleosos separados en las diferentes unidades se secan en los lechos de secado y luego se retiran manualmente para su disposición final.

CAPÍTULO II
CONCEPCIÓN Y DEFINICIÓN DEL
PROBLEMA

2.1 CONCEPTUALIZACIÓN DEL PROBLEMA

2.1.1 Determinación del contenido de agua en el gas natural

La determinación del contenido de agua en el gas natural se calcula mediante la correlación de R, Bukacek:

Tabla II-1 Correlación de R, Bukacek para calcular el contenido de agua (W) en el gas

T (°F)	A	B	T (°F)	A	B	T (°F)	A	B
-40	131	0.22	68	16 100	7.10	176	326 000	69.50
-38	147	0.24	70	17 200	7.17	178	341 000	72.00
-36	165	0.26	72	18 500	7.85	180	357 000	74.80
-34	184	0.28	74	19 700	8.25	182	372 000	77.20
-32	206	0.30	76	21 100	8.67	184	390 000	79.90
-30	230	0.33	78	22 500	9.11	186	407 000	82.70
-28	256	0.36	80	24 100	9.57	188	425 000	85.80
-26	285	0.39	82	25 700	10.00	190	443 000	88.40
-24	317	0.42	84	27 400	10.50	192	463 000	91.40
-22	352	0.45	86	29 200	11.10	194	483 000	94.80
-20	390	0.48	88	31 100	11.60	196	504 000	97.70
-18	434	0.52	90	33 200	12.20	198	525 000	101.00
-16	479	0.56	92	35 300	12.70	200	547 000	104.00
-14	530	0.60	94	37 500	13.30	202	570 000	108.00
-12	586	0.64	96	39 900	14.00	204	594 000	111.00
-10	648	0.69	98	42 400	14.60	206	619 000	115.00
-8	714	0.74	100	42 100	15.60	208	644 000	119.00
-6	786	0.79	102	47 900	16.00	210	671 000	12.00
-4	866	0.85	104	50 800	16.70	212	698 000	126.00
-2	950	0.91	106	53 900	17.50	214	725 000	130.00

0	1 050	0.97	108	57 100	18.30	216	754 000	134.00
2	1 150	1.04	110	60 500	19.10	218	785 000	139.00
4	1 260	1.11	112	64 100	20.00	220	816 000	143.00
6	1 380	1.19	114	67 900	20.90	222	848 000	148.00
8	1 510	1.27	116	71 800	21.80	224	881 000	152.00
10	1 650	1.35	118	76 000	22.70	226	915 000	157.00
12	1 810	0.44	120	80 400	23.70	228	950 000	162.00
14	1 970	0.54	122	84 900	24.70	230	987 000	166.00
16	2 150	0.64	124	89 700	25.80	232	1 020 000	171.00
18	2 350	1.74	126	94 700	26.90	234	1 060 000	177.00
20	2 560	1.85	128	100 000	28.00	236	1 100 000	182.00
22	2 780	1.97	130	106 000	29.10	238	1 140 000	187.00
24	3 030	2.09	132	111 000	30.30	240	1 190 000	192.00
26	3 290	2.22	134	117 000	31.60	242	1 230 000	198.00
28	3 570	2.36	136	124 000	32.90	244	1 270 000	204.00
30	3 880	2.50	138	130 000	34.20	246	1 320 000	210.00
32	4 210	2.65	140	137 000	35.60	248	1 370 000	216.00
34	4 560	2.81	142	144 000	37.00	250	1 420 000	222.00
36	4 940	2.98	144	152 000	38.50	252	1 470 000	229.00
38	5 350	3.16	146	160 000	40.00	254	1 520 000	235.00
40	5 780	3.34	148	168 000	41.60	256	1 570 000	242.00
42	6 240	3.54	150	177 000	43.20	258	1 630 000	248.00
44	6 740	3.74	152	186 000	44.90	260	1 680 000	255.00
46	7 280	3.96	154	195 000	46.60	280	2 340 000	333.00
48	7 850	4.18	156	205 000	48.40	300	3 180 000	430.00
50	8 460	4.42	158	215 000	50.20	320	4 260 000	548.00
52	9 110	4.66	160	225 000	52.10	340	5 610 000	692.00
54	9 800	4.92	162	236 000	54.10	360	7 270 000	869.00
56	10 500	5.19	164	248 000	56.10	380	9 300 000	1 090.00

58	11 300	5.48	166	259 000	58.20	400	11 700 000	1 360.00
60	12 200	5.77	168	272 000	60.30	420	14 700 000	1 700.00
62	13 100	6.08	170	285 000	62.50	440	18 100 000	2 130.00
64	14 000	6.41	172	298 000	64.80	460	22 200 000	2 550.00
66	15 000	6.74	174	312 000	67.10			

Fuente: (Martínez, 2005, p.8)

$$W = \frac{A}{P \text{ (lpca)}} + B \text{ (lbs/MMpcn)} \quad (2-1)$$

Fuente: (Martínez, 2005, p.8)

Tabla II-2 Datos de entrada de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta
Sábalo, 2019

Datos de entrada de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío	
P (psig)	1 040
T (°F)	99.9
Q (MMPCD)	200
Flujo de glicol (GPM)	25

Fuente: (Céspedes, 2019)

De la Tabla II-1, se obtienen los valores de A y B, y con la temperatura de entrada de la Unidad de Ajuste de Punto Rocío, se reemplazan valores en la ecuación 2-1:

$$A = 42\ 100$$

$$B = 15.60$$

$$P = 1\ 040 + 14.7 = 1\ 054.7 \text{ lpca} = 1\ 054 \text{ psia}$$

$$W_{HC} = \frac{42\ 100}{1\ 054.7} + 15.60 = 55.52 \text{ lbs/MMpcn}$$

La cromatografía del gas natural de entrada es la siguiente:

Tabla II-3 Cromatografía del Gas de Entrada en Base Seca

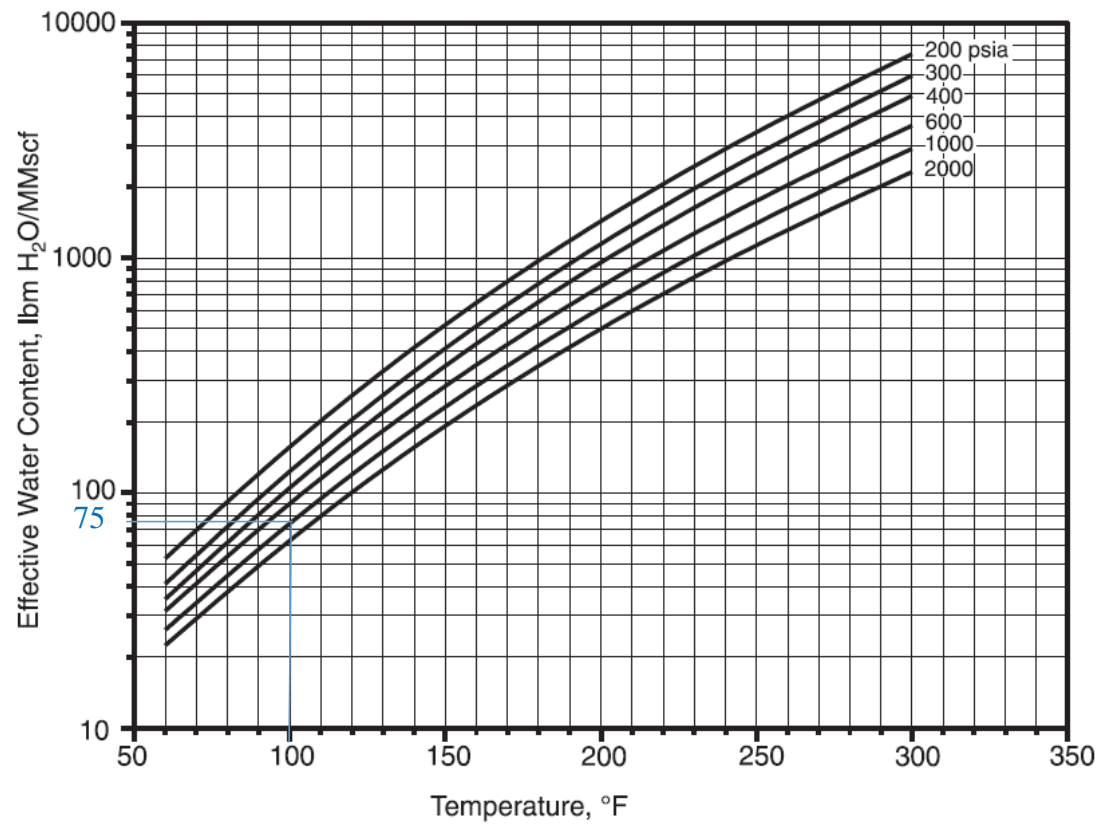
Componentes	(%) mol
Metano	86.7416
Etano	6.3138
Propano	2.2887
Iso-Butano	0.4339
n-Butano	0.6876
Iso-Pentano	0.3009
n-Pentano	0.2260
Hexano	0.2564
Heptano	0.1693
Octano	0.0782
Nonano	0.0292
Dióxido de carbono	2.0302
Sulfuro de hidrógeno	0.0000
Aire	0.0000
Oxígeno	0.0000
Nitrógeno	0.4442
	100.0000
Gravedad específica	0.652
Poder calorífico en base seca (BTU/cf)	1.104
Poder calorífico en base húmeda (BTU/cf)	1.085
DEW POINT (°F)	29.01

Fuente: (VPACyF, 2019)

(Anexo 3)

El contenido de agua se ve afectado por la presencia de dióxido de carbono, ya que el mismo absorbe agua en forma de vapor. Para ello, se calcula el contenido de agua en el CO₂, mediante la gráfica “Water Content of CO₂”, que se muestra a continuación:

Fig. 2- 1 Water Content of CO₂ in Natural Gas Mixtures vs. Various Pressures



Fuente: (GPSA, 2004, pág. 20-8)

A una presión de 1040 psig y a 100°F, el contenido de agua es de aproximadamente 75 lb H₂O/MMscf de gas.

El contenido de agua en el CO₂, es el siguiente:

$$W_{H_2O/CO_2} = y_{CO_2} * W_{CO_2} \quad (2-2)$$

Fuente: (GPSA, 2004, pág. 20-2)

$$W_{H_2O/CO_2} = (0.02302 * 75) = 1.5226 \frac{lb H_2O}{MMscf}$$

Entonces, el contenido de agua total en el gas de entrada es:

$$W_{H_2O(Gas)} = W_{HC} + W_{H_2O/CO_2} \quad (2-3)$$

Fuente: (GPSA, 2004, pág. 20-2)

$$W_{H_2O(Gas)} = 55.52 \frac{lb H_2O}{MMscf} + 1.5226 \frac{lb H_2O}{MMscf}$$

$$W_{H_2O(Gas)} = 57.0426 \frac{lb H_2O}{MMscf}$$

El contenido de agua es de 57.0426 lb agua/ MMscf de gas.

Contenido máximo de agua en el gas, según norma, es de 5.93 lb agua/ MMscf de gas.

Contenido de agua que se debe remover = 57.0426 – 5.93 = 51.1126 lb agua/ MMscf de gas.

2.1.2 Estandarización de la Cromatografía del Gas en Base Húmeda

Para determinar la composición del gas de entrada en base húmeda se emplea la siguiente fórmula:

$$M(H_2O) = PM(H_2O) * Fc * Y_W \left(\frac{lb H_2O}{MMscf} \right) \quad (2-4)$$

Fuente: (Donaire, 2017)

Donde:

M (H₂O), es la masa del agua en lb agua/ MMscf de gas.

PM (H₂O), es el peso molecular del agua

Y_w, es la fracción molar del agua en la cromatografía

F_c, factor de conversión (2635)

La fracción molar del agua en la cromatografía es:

$$Y_W = \frac{M_{H_2O}}{PM_{H_2O} * Fc} \quad (2-5)$$

Fuente: (Donaire, 2017)

$$Y_W = \frac{57.0426}{18 * 2635} = 0.001203$$

Cálculo del factor de corrección (F_c):

$$F_C = 1 - Y_W \quad (2-6)$$

Fuente: (Donaire, 2017)

$$F_C = 1 - 0.001203 = 0.998797$$

El factor de corrección se multiplica con cada valor de fracción molar de la cromatografía del gas en base seca para obtener la cromatografía en base húmeda:

Tabla II-4 Cromatografía del Gas Natural de Entrada en Base Húmeda

Componentes	(%) mol (BS)	(%) mol (BH)
Metano	86.7416	86.6372
Etano	6.3138	6.3062
Propano	2.2887	2.2860
Iso-Butano	0.4339	0.4334
n-Butano	0.6876	0.6868
Iso-Pentano	0.3009	0.3005
n-Pentano	0.2260	0.2257
Hexano	0.2564	0.2561
Heptano	0.1693	0.1691
Octano	0.0782	0.0781
Nonano	0.0292	0.0292
Dióxido de carbono	2.0302	2.0278
Sulfuro de hidrógeno	0.0000	0.0000
Aire	0.0000	0.0000
Oxígeno	0.0000	0.0000
Nitrógeno	0.4442	0.4437
H₂O		0.1202
		100.0000

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

2.1.3 Tasa de circulación de glicol

En todo proceso de deshidratación de la tasa de circulación de glicol es importante, porque de ella depende un buen contacto entre el líquido y el gas y por lo tanto un buen proceso de deshidratación. Para una buena deshidratación la tasa de circulación de

glicol debe encontrarse en el rango recomendado. A continuación, se presentan algunas cifras de la tasa de circulación de glicol recomendado por algunos autores:

“La tasa de circulación del glicol que comúnmente se emplea varía entre 2 y 5 galones por cada libra (16 – 42 l/kg) de agua que sea removida” (Martínez, 2005, p.126).

“Esta tasa usualmente serán 16-40 litros de solución magra de MEG por kg de agua absorbida por el gas [2-5 US gal/lb de agua]” (Campbell, 1992, p.341).

2.1.4 Comparación del flujo de glicol

- Cálculo del flujo de glicol recomendado

El cálculo del flujo de glicol recomendado se realiza tomando un valor promedio por los autores anteriormente mencionados de 3 galones por cada libra de agua removida.

$$\text{Flujo de glicol} = 51.1126 \frac{\text{lb agua}}{\text{MMSCFD}} * 3 \frac{\text{USG glicol}}{\text{lb agua}} = 153.3378 \frac{\text{USG glicol}}{\text{MMSCFD}} \quad (2-7)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

- Cálculo del flujo de glicol utilizado

Un tren de tratamiento de la Planta de Gas Sábalo tiene una producción promedio de 200 MMPCD de gas natural.

Y la inyección de glicol a cada tren de tratamiento es de 25 USGPM.

$$25 \frac{\text{USG}}{\text{minuto}} * \frac{60 \text{ minutos}}{1 \text{ hora}} = 1\,500 \frac{\text{USG}}{\text{hora}}$$

$$1\,500 \frac{\text{USG}}{\text{hora}} * \frac{24 \text{ horas}}{1 \text{ día}} = 36\,000 \frac{\text{USG}}{\text{día}}$$

$$\text{Flujo de glicol} = \frac{36\,000 \frac{\text{USG}}{\text{día}}}{200 \frac{\text{MMSCFD}}{\text{día}}} = 180 \frac{\text{USG}}{\text{MMSCFD}} \quad (2-8)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

A continuación, se tiene una tabla de comparación del rango de flujo de glicol recomendado por bibliografía y con el que se trabaja actualmente en la planta.

Tabla II-5 Comparación del flujo de glicol en la deshidratación del gas de la Planta Sábalo, 2019

Flujo de glicol recomendado	Flujo de glicol utilizado
153.3378 USG/MMSCFD	180 USG/MMSCFD

Fuente: Elaboración propia

Como se puede apreciar en la tabla anterior, se identifica que en el proceso de deshidratación del gas natural en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta Sábalo el flujo de glicol que se inyecta se encuentra por encima del rango recomendado, esto puede ser consecuencia de pérdidas de glicol durante el proceso (como se menciona en el siguiente punto), por lo que se requiere una optimización, enfocada principalmente en el flujo de glicol.

2.1.5 Identificación del problema

La mejora continua de la capacidad y resultados es el objetivo permanente de toda organización o empresa, siendo en este sentido una actitud general que debe ser la base para asegurar la estabilización del proceso y la posibilidad de mejora.

La planta se compone de un conjunto de procesos orientados a alcanzar un objetivo determinado. En este sentido se vuelve fundamental, encontrar una manera de seguir optimizando estos procesos y es en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío donde se ha encontrado un buen tópico para optimizar, tomando en cuenta que la misma se basa en una reducción de costos.

a) Problema identificado

El problema a solucionar son las pérdidas de Monoetilenglicol (MEG), en el proceso de deshidratación del gas natural en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta de gas Sábalo.

b) Causas directas

- Pérdidas de glicol en los filtros de partículas y de carbón activado. – durante el cambio de filtros de partículas y el filtro de carbón activado de la Unidad de Regeneración MEG; realizado cada 6 meses o cuando se tiene una lectura del diferencial de presión mayor a 12 psig, lo que indica que se encuentra saturado y necesita mantenimiento. Se realiza un vaciado del glicol que se encuentra en los filtros al drenaje, produciéndose pérdidas de glicol, posteriormente este se junta con el agua y se dirige a la planta de tratamiento.
- Perdidas de glicol por presencia de hidrocarburos. - la presencia de hidrocarburos líquidos incrementa la espuma, la degradación y pérdidas del MEG. Se presentan situaciones donde no se tiene una buena separación en el separador trifásico y la válvula de control se descalibra o el transmisor de nivel manda falsa señal o el nivel de glicol es bajo, lo que provoca un arrastre de gasolina. Que al llegar al separador flash de la Unidad de Regeneración MEG, se da la formación de espuma del glicol, posteriormente se dirige al Regenerador de MEG (que opera a elevadas temperaturas cedidas por el hot oil), donde los hidrocarburos y el glicol se vaporizan, saliendo por la parte superior de la torre vapor de agua, glicol y vapores de hidrocarburos, produciendo una pérdida de glicol.

Estas pérdidas se pueden disminuir o controlar manteniendo los equipos aguas arriba en los parámetros adecuados de trabajo.

2.1.6 Planteamiento técnico propuesto

Mejorar el consumo de flujo de glicol en el proceso de deshidratación del gas de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta de Procesamiento de Gas Sábalo, utilizado en la inyección del gas para su deshidratación.

2.2 DESCRIPCIÓN DE ALTERNATIVAS TÉCNICAS DE SOLUCIÓN

La selección de alternativas tecnológicas de solución se analiza en torno a dos tipos de procesos de deshidratación del gas: absorción con TEG e inyección de inhibidor MEG, descritos en el capítulo anterior.

2.3 SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA DE SOLUCIÓN MÁS APROPIADA

Para la selección del método a utilizar, se realiza una evaluación de las posibles alternativas tecnológicas, absorción mediante torre de contacto e inyección de un inhibidor. En primer lugar, se asigna un peso a los factores a evaluar:

Tabla II-6 Ponderación de Valores

Factor evaluado	Comentarios del evaluador	Ponderación del evaluador
Aplicabilidad del proceso	El proyecto requiere de un proceso que opere en un rango de flujo, por las variaciones que se pueden presentar en la explotación del gas natural, logrando la deshidratación del gas natural de forma eficaz. Como el objetivo perseguido es el mismo se asigna una ponderación de 5.	5
Generación de residuos	La generación de residuos es de crucial importancia por el impacto ambiental que las actividades petroleras generan, por lo cual se da prioridad a la alternativa tecnológica con menor generación de residuos en la unidad de estudio, dando una ponderación de 5.	5
Generación de subproductos con valor económico o de uso	Un aspecto importante es el tipo de proceso de la planta, en este caso Dew Point (Ajuste de Punto de Rocío de los Hidrocarburos y del Agua), donde el producto principal es la producción de Gas Residual y como subproducto Gasolina Natural.	15
Vida útil	Se espera que la Planta de Gas posea una vida útil lo más larga posible, pues la inversión en el área hidrocarburífero es elevada y así poder recuperar la inversión y obtener los mayores beneficios.	10
Costo	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Inversión inicial. – independientemente de que cada tecnología llegue a cumplir con mismo 	

	<p>objetivo, se opta por la de menor costo, considerando que se trata de una inversión elevada, pero a la vez que pueda llegar a tener una buena eficiencia.</p> <ul style="list-style-type: none"> ▪ Operación y mantenimiento. - lo más preferible es contar con una tecnología de bajos costos de operación y mantenimiento. ▪ Requerimiento de reactivos. - ambas tecnologías para la deshidratación del gas necesitan de una solución de glicol, cuya disponibilidad y acceso a la misma tendrían el mismo costo, la diferencia de costo radica en el tipo de glicol a utilizar, por lo que se dará preferencia a aquel proceso favorecerán aquellos procesos cuyo requerimiento de reactivos sea el mínimo al constituirse en un costo fijo del proceso. ▪ Requerimiento de refacciones y material de mantenimiento. – la tecnología con menor necesidad de insumos será favorecido. 	30
Diseño y construcción	Es preciso que se trabaje con los criterios de diseño adecuados, teniendo en cuenta experiencias de uso de la tecnología probadas en otros lugares.	5
Operación	Es necesario que la operación de la tecnología sea flexible y confiable, con la capacidad de aceptar variaciones en las variables de operación y ofrecer seguridad en la operación continua, respectivamente. Por tanto, la operación es un factor clave en la selección de la tecnología.	20
Impacto ambiental	Considerando que las actividades petroleras se caracterizan por ser contaminantes, se dará preferencia a la tecnología con menor impacto ambiental.	10

Fuente: (Elaboración propia, 2019)

Posteriormente se realiza la calificación de los factores, mediante una escala de 0 a 5, donde 0 no aplica, 1 es deficiente, 3 es adecuado y 5 es muy bueno; se realiza la calificación de cada alternativa tecnológica de solución.

Tabla II-7 Calificación de Tecnologías

Factor evaluado	Comentarios del evaluador	Calificación	Calificación
		Absorción	Inyección
Aplicabilidad del proceso	<p>Las dos tecnologías propuestas han sido aplicadas en el ámbito mundial, pero la primera y más usada actualmente es la absorción. En el caso de la inyección, ha tenido un mayor reconocimiento en los últimos años.</p> <p>Ambos procesos han tenido éxito en la deshidratación del gas natural, soportan variaciones de caudal, pero teniendo en cuenta que el campo Sábalo ya se encuentra en declinación de su producción no se van a presentar saltos bruscos de caudal, por lo que ambos procesos soportan dichas variaciones.</p>	5	5
Generación de residuos	<p>La generación de residuos en la unidad de ajuste de punto de rocío no es significativa en ambos procesos, pues al deshidratar el gas se tira el vapor de agua y el glicol utilizado es regenerado para volver a ingresar al proceso.</p>	5	5

<p>Generación de subproductos con valor económico o de uso</p>	<p>La Planta Sábalo es de tipo “Dew Point”, que entre sus procesos además de deshidratar el gas, realiza el desgasolinaje, es decir, recupera la gasolina.</p> <p>En cambio, mediante absorción con torre de contacto el gas no pierde componentes licuables durante la deshidratación.</p>	3	5
<p>Vida útil</p>	<p>Se dará preferencia el proceso con mayor vida útil, que pueda explotar el mayor tiempo posible el campo Sábalo.</p> <p>La absorción por inyección física al presentar mayor cantidad de equipos puede dificultar el tiempo de vida útil de la unidad de ajuste de punto de rocío, por lo que tendrá un mejor puntaje.</p>	5	3
<p>Costo de inversión inicial</p>	<p>El proceso de absorción tiene un costo más elevado, sin embargo, ambos procesos operando de manera óptima pueden llegar a tener una buena eficiencia. Por tanto no se necesita realizar una inversión tan elevada si se puede trabajar de forma eficiente con otro proceso.</p>	1	5
<p>Costo de operación y mantenimiento</p>	<p>La inyección trabaja a menores temperaturas, en cambio la absorción para la deshidratación y regeneración de glicol trabaja a temperaturas más elevadas lo que requiere mayor cantidad de energía.</p> <p>Aun así, la inyección tiene mayor</p>	3	3

	cantidad de equipos que puede repercutir en su mantenimiento provocando mayores costos.		
Criterios de diseño	Se tiene información disponible del funcionamiento de ambos procesos, pero por antecedentes se sabe que la tecnología de absorción cuenta con criterios de diseño más confiables por la experiencia que tiene.	5	3
Tecnología ampliamente probada	La tecnología de absorción ha sido utilizada ampliamente en el mundo, mucho más que la tecnología de inyección, aunque esta ha tenido una buena aceptación estos últimos años en las plantas más actuales.	5	3
Complejidad de construcción y equipamiento	La tecnología de inyección contará con una mayor cantidad de equipos, pero la absorción es más complejo por la construcción y equipamiento de la torre de contacto que requiere.	3	3
Flexibilidad de la operación.	Ambos soportan variaciones de caudal. Sin embargo, la absorción tiene un rango de variación de caudal más amplio.	5	3
Confiabilidad del proceso	La absorción resulta más eficiente en la deshidratación del gas. Aunque la tecnología de inyección también logra cumplir con las especificaciones técnicas para su transporte.	5	5
Complejidad de operación del proceso	La tecnología de inyección, al tener una mayor cantidad de equipos tiene cierto grado de complejidad.	5	3

Requerimiento de personal	Para ambos procesos se requiere personal capacitado en el área y operarios técnicos.	5	5
Disponibilidad de repuestos	Como la Planta Sábalo al encontrarse en un área alejada no tiene la disponibilidad de acceder a repuestos, por lo que independientemente del proceso tendrá las piezas de repuestos en almacenes y en caso de equipos tendrán su respectiva garantía y/o arreglo de equipos con su personal.	5	5
Producción de ruido	Al tratarse de una planta de tratamiento y acondicionamiento del gas natural, los equipos involucrados por su tamaño y funcionamiento llegan a producir elevados ruidos. Por lo tanto se tendrá igual puntuación.	5	5
Huella de carbono	En ambos procesos el vapor de agua que se desprende tiene lugar en la regeneración del glicol. Pero, en la absorción se tiene el tanque flash, donde el glicol rico que sale de la torre de contacto ha arrastrado trazas de gas, y este puede ser aprovechado y usado como combustibles, sin embargo en algunas ocasiones dicho gas es directamente eliminado mediante venteo a la atmosfera, desprendiendo gases como CO ₂ y CO.	3	3

Fuente: (Elaboración propia, 2019)

En resumen, la evaluación de alternativas queda de la siguiente manera:

Tabla II-8 Llenado y Operación de la Matriz

	A	B	C	D	E
#	%	PROCESO EVALUADO: ABSORCIÓN FÍSICA POR TORRE DE CONTACTO (Rubros Evaluados)	Calificación 0=no aplica 1=deficiente 3=adecuado 5=muy bueno	c/5 (excepto o en renglones 7.3, 8.4, 9.6 y 10.3)	D*A
1	5	APLICABILIDAD DEL PROCESO	5	1	5
2	5	GENERACIÓN DE RESIDUOS	5	1	5
4	15	GENERACIÓN DE SUBPRODUCTOS CON VALOR ECONÓMICO O DE REUSO	3	0.6	9
5	10	VIDA ÚTIL	5	1	10
7	30	COSTO			
7.1		Costo de inversión inicial	1		
7.2		Costo de operación y mantenimiento	3		
7.3		Sumar las casillas 7.1 y 7.2 y dividir el total entre 10. El resultado anotararlo en la casilla 7.3 D		0.2	12
8	5	DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN			
8.1		Criterios de diseño	5		
8.2		Tecnología ampliamente probada	5		

8.3		Complejidad en la construcción y equipamiento	3		
8.4		Sumar las casillas 8.1C, 8.2C y 8.3C y dividir el total entre 15. El resultado anotar en la casilla 8.4D		0.87	4.35
9	20	OPERACIÓN			
9.1		Flexibilidad de operación	5		
9.2		Confiabilidad del proceso	5		
9.3		Complejidad de operación del proceso	5		
9.4		Requerimiento de personal	5		
9.5		Disponibilidad de repuestos	5		
9.6		Sumar las casillas 9.1C, 9.2C, 9.3C, 9.4C y 9.5C y dividir el total entre 25. El resultado anotar en la casilla 9.6D		1	20
10	10	IMPACTO AMBIENTAL			
10.1		Producción de ruido	5		
10.2		Generación de gases de efecto invernadero (huella de carbono)	3		
10.3		Sumar las casillas 10.1C y 10.2C, y dividir el total entre 10. El resultado anotar en la casilla 10.3D		0.8	8
11	100	SUMAR LOS VALORES DE LA COLUMNA E y ANOTAR EL RESULTADO EN LA CASILLA 11E			
11E					73.35

Fuente: (Elaboración propia, 2019)

Tabla II-9 Llenado y Operación de la Matriz

	A	B	C	D	E
#	%	PROCESO EVALUADO: ABSORCIÓN FÍSICA POR INYECCIÓN (Rubros Evaluados)	Calificación 0=no aplica 1=deficiente 3=adecuado 5=muy bueno	c/5 (excepto o en renglones 7.3, 8.5, 9.6 y 10.7)	D*A
1	5	APLICABILIDAD DEL PROCESO	5	1	5
2	5	GENERACIÓN DE RESIDUOS	5	1	5
4	15	GENERACIÓN DE SUBPRODUCTOS CON VALOR ECONÓMICO O DE REUSO	5	1	15
5	10	VIDA ÚTIL	3	0.6	6
7	30	COSTO			
7.1		Costo de inversión inicial	5		
7.2		Costo de operación y mantenimiento	3		
7.3		Sumar las casillas 7.1 y 7.2 y dividir el total entre 10. El resultado anotararlo en la casilla 7.3 D		1	24
8	5	DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN			
8.1		Criterios de diseño	3		
8.2		Tecnología ampliamente probada	3		
8.3		Complejidad en la construcción y equipamiento	3		

8.4		Sumar las casillas 8.1C, 8.2C y 8.3C y dividir el total entre 15. El resultado anotar en la casilla 8.4D		0.6	3
9	20	OPERACIÓN			
9.1		Flexibilidad de operación	3		
9.2		Confiabilidad del proceso	5		
9.3		Complejidad de operación del proceso	3		
9.4		Requerimiento de personal	5		
9.5		Disponibilidad de repuestos	5		
9.6		Sumar las casillas 9.1C, 9.2C, 9.3C, 9.4C y 9.5C y dividir el total entre 25. El resultado anotar en la casilla 9.6D		0.84	16.8
10	10	IMPACTO AMBIENTAL			
10.1		Producción de ruido	5		
10.2		Generación de gases de efecto invernadero (huella de carbono)	3		
10.3		Sumar las casillas 10.1C y 10.2C, y dividir el total entre 10. El resultado anotar en la casilla 10.3D		1	8
11	100	SUMAR LOS VALORES DE LA COLUMNA E y ANOTAR EL RESULTADO EN LA CASILLA 11E			
11E					82.8

Fuente: (Elaboración propia, 2019)

Según la evaluación realizada, la alternativa tecnológica para la optimización de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío es el método de “Inyección”, con un puntaje de 82.8

Al operar la Planta de Tratamiento y Acondicionamiento de Gas Sábalo actualmente con dicha tecnología seleccionada, se constata su tecnología utilizada. Entonces, para realizar una optimización de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío se trabajará con las variables, mediante la determinación de los parámetros óptimos en los que debería operar la presente Unidad, mediante la herramienta de simulación de procesos Aspen Hysys v8.8

2.4 DEFINICIONES DE CONDICIONES Y CAPACIDAD

2.4.1 Temperatura del gas de entrada

A presión constante, el contenido de agua en el gas de entrada aumenta con el incremento de la temperatura, mostrando que la eficiencia de la planta es esencialmente sensible a la temperatura del gas que ingresa a ella.

Por ejemplo: a 1000 psig y 80 °F el gas contiene 34 lb de agua/MMSCF de gas, mientras que a 1000 psig y 120 °F, éste traería aproximadamente 104 lb/MMSCF. A mayores temperaturas, el glicol tendría que remover tanto como 3 veces más para tener el gas dentro de especificación.

Temperaturas del gas de entrada elevadas genera pérdidas de glicol y a temperaturas bajas se pueden formar hidratos además de provocar una mayor viscosidad del glicol ya que se genera una mayor pérdida de carga.

2.4.2 Presión del Gas de Entrada

A temperatura constante el gas puede contener más agua a medida que la presión reduce, lo que deriva a su vez en una mayor inyección de glicol; por lo tanto, operando la unidad con una mayor presión del gas de entrada reducirá el contenido de agua en el gas. Sin embargo, una presión muy elevada puede resultar en daño a los equipos al encontrarse muy cerca o sobrepasar la presión de diseño de los mismos.

2.4.3 Caudal de gas de entrada

La cantidad de agua a remover aumenta si el caudal de gas de entrada aumenta, lo que aumentara el glicol necesario a circular. Por ello, es importante tener recaudos para realizar las transiciones de caudal lo más paulatinas posibles ya que un aumento brusco de caudal puede generar pérdidas de glicol por arrastre en la salida del gas.

2.4.4 Concentración de glicol

El grado de deshidratación que puede alcanzarse con glicol, depende principalmente de la cantidad de agua extraída en el recalentador. Mientras más seco sea el glicol, mayor será su poder de deshidratación.

2.5 PROBLEMAS OPERACIONALES

2.5.1 Descomposición térmica

Esto ocurre cuando el glicol es sobrecalentado, esto se debe a que la temperatura en el regenerador se mantiene por encima de los 280°F o cuando se generan depósitos de sales que producen sobrecalentamientos localizados generalmente en los tubos de fuego del regenerador. El glicol se torna de un color oscuro cuando se encuentra degradado y se vuelve ácido.

2.5.2 Oxígeno en el sistema

El glicol en presencia de oxígeno se oxida fácilmente, formando distintos ácidos corrosivos. Fuentes de oxígeno son tanques de almacenamiento de glicol abiertos, pérdidas en bombas y cañerías.

2.5.3 Valores anormales de pH

El glicol puede volverse ácido con el uso diario, en particular si el gas de entrada contiene grandes cantidades de H₂S o CO₂.

Cuando el glicol se descompone térmicamente o cuando hay un ingreso considerable de O₂, se forman compuestos ácidos que tienden a bajar el pH y favorecer la corrosión en el sistema. A pH por debajo de 5.5 sucede la autoxidación del glicol que genera peróxidos, aldehídos y ácidos orgánicos tales como fórmico y acético.

2.5.4 Contaminación con sales

Marca la cantidad de cloruros inorgánicos en el glicol, usualmente cloruro de sodio y con menor frecuencia cloruro de calcio. La deposición de sales en los tubos de fuego reduce la transferencia de calor y promueve “**puntos calientes**” donde se localizan fallas, como la degradación del glicol, entre otros. La presencia de ácidos orgánicos puede generar también corrosión.

2.5.5 Presencia de hidrocarburos líquidos

Estos hidrocarburos pueden ingresar por arrastre con el gas. La presencia de hidrocarburos favorece la formación de espumas, la degradación y las pérdidas de glicol.

2.5.6 Acumulación de lodos

Distintos tipos de partículas sólidas suspendidos en el glicol pueden sedimentar dentro del regenerador, si se encuentran en elevadas cantidades, generando un producto abrasivo que puede causar corrosión en distintos puntos de la instalación además de favorecer la formación de espumas. Para controlar esta situación se debe mantener una buena filtración y así lograr tener una baja concentración de sólidos en suspensión.

2.5.7 Espuma

La presencia de espuma produce un aumento considerable en las pérdidas de glicol por arrastre en la misma.

La espuma se puede formar por la presencia de contaminantes como partículas sólidas o sales, inhibidores de corrosión o hidrocarburos líquidos. Para evitar la formación de espuma es necesario tener una excelente separación de contaminantes manteniendo los filtros en condiciones adecuadas y mantener un seguimiento de todos los parámetros de calidad del glicol en sus valores óptimos.

2.5.8 Presencia de CO₂

Cuando la corriente de gas a deshidratar presenta concentraciones elevadas de CO₂ incrementa el contenido de agua en la corriente de gas. El CO₂ es soluble en el glicol,

por lo que estos gases deberán ser removidos del glicol, ya que degradan el mismo haciéndolo más ácido. Cuando el problema se presenta se lo puede controlar agregando amina al glicol a fin de mantener el pH de la solución entre 6 y 9.

2.6 DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS

2.6.1 Unidad de Ajuste de Punto de Rocío

Equipos principales:

➤ E-1 A/B/C, Intercambiador de Calor Gas-Gas

Es un intercambiador de casco y tubo que tiene tres carcasas en serie. Cada carcasa es de 3.05 pie de diámetro y 49.87 pie de largo. Los tubos son de $\frac{3}{4}$ ” (pulgadas) BWG 16. El calor intercambiado es 22 MMBtu/h. La presión de diseño de los tubos y el casco es de 1395 psig.

Es una unidad de intercambio de calor compuesto por tres equipos, enfría el gas que entra por el tubo con el gas proveniente del separador trifásico, que ingresa por la carcasa. En los cabezales el intercambiador cuenta con boquillas de dispersión que se utilizan para inyectar MEG.

Fig. 2- 2 Intercambiador de Calor Gas/Gas



Fuente: (Céspedes, 2019)

➤ **E-3 A/B, Intercambiador de calor Gas-Gasolina**

Es un intercambiador de casco y tubo que tiene dos carcasas en serie. Cada carcasa es de 0.85 pie de diámetro y 163.62 pies de largo. Los tubos son de $\frac{3}{4}$ " BWG 16. El calor intercambiado es 2.4 MMBtu/h. La presión de diseño de los tubos y el casco es de 1395 psig.

Es una unidad de intercambio de calor compuesto por dos equipos, enfría el gas que ingresa por el tubo con la gasolina proveniente del separador trifásico. En los cabezales el intercambiador cuenta con boquillas de dispersión que se utilizan para inyectar MEG. La gasolina circula por el lado exterior a los tubos y se precalienta.

➤ **E-2, Chiller**

Es un intercambiador evaporador de propano. El gas circula por un mazo de tubos sumergido en propano líquido. El evaporador tiene 4.76 pies de diámetro y los tubos son tubos en U de $\frac{3}{4}$ " BWG 14 de 19.68 pies de largo. El cabezal de los tubos tiene una boquilla de dispersión para inyectar MEG. El evaporador tiene dos placas deflectoras con las que choca el propano vapor antes de abandonarlo y una serie de boquillas por las que se inyecta propano vapor directamente de la descarga del compresor. Este equipo cuenta también con una bota de 0.98 pie de diámetro y 1.64 pie de alto en la que se separa el aceite del compresor que pudiera haber arrastrado el propano. La bota cuenta además con un serpentín. El calor intercambiado es de 3.7 MMBtu/h y la presión de diseño es de 1395 psig en los tubos y 250 psig en el evaporador.

Fig. 2- 3 Chiller



Fuente: (Céspedes, 2019)

➤ **F-2, Filtro Separador de Gas de Salida**

Es un filtro vertical con dos cámaras, una cámara inferior y otra superior. En la cámara superior se encuentran elementos ciclónicos fijos que no requieren recambio para separar partículas líquidas y sólidas. El recipiente es de 2.16 pies de diámetro y 11.81 pies de longitud entre tangentes. La presión de diseño de este equipo es de 1395 psig.

Fig. 2- 4 4 Filtro Separador de Gas de Salida



Fuente: (Céspedes, 2019)

➤ **V-2, Separador Bifásico**

Es un separador bifásico que separa el gas y los hidrocarburos líquidos, luego el gas se dirige al separador de frío y la gasolina va a la unidad de estabilización de gasolina.

➤ **V-7, Separador Frío**

Es un separador trifásico horizontal, alimentado con la corriente de gas proveniente del separador bifásico, separando gas, gasolina y MEG, este último mediante una bota que presenta en la parte inferior, separando de esta manera el MEG que fue inyectado previamente en el proceso. Tiene un demister en la salida del gas y un coalescedor que favorece la separación de fases en la entrada. El recipiente es de 4.92 pies de diámetro y 30.18 pies de largo. La bota, que cuenta con un serpentín, es de 2.95 pies de diámetro y 3.77 pies de alto. La presión de diseño del equipo es de 1395 psig.

Fig. 2- 5 Separador de Frío



Fuente: (Céspedes, 2019)

2.6.2 Unidad de Regeneración MEG

Equipos principales:

➤ **V-101, Separador Flash de MEG**

Es un recipiente horizontal de 15.75 pies de longitud y 4.26 pies de diámetro. En este separador el glicol que ha sido precalentado se separa del vapor y los hidrocarburos líquidos que contiene. Cuenta con un coalescedor vertical que separa al recipiente en dos partes aproximadamente iguales, y facilita la separación de las dos fases líquidas. La presión de diseño es 120 psig.

➤ **TK-150, Tanque de Almacenaje de MEG**

Es un tanque de 11.48 pies de altura y 11.48 pies de diámetro, diseñado para una presión de blanketing de 0.16 psig. Almacena el MEG y manda una cantidad de glicol de reposición al circuito de deshidratación.

➤ **F-101 A/B, Filtros de Partículas de MEG**

Se trata filtros verticales de 0.98 pies de diámetro y 3.61 pies de longitud. Cada uno está equipado con 12 elementos filtrantes con una retención de partículas de 0.16 pies y una válvula de alivio térmico. Están diseñados para filtrar un caudal operativo de 25 GPM. La presión de diseño es 120 psig.

El uso de filtros de partículas es un factor importante a la hora de evitar distintos tipos problemas operativos, como puede ser el desgaste de las bombas, taponamiento de los intercambiadores de calor, por eso se recomienda mantener una baja concentración de sólidos. A medida que se van reteniendo sólidos la pérdida de carga aumenta y es entonces necesario realizar una limpieza de los mismos o reemplazarlos.

➤ **F-102 A/B, Filtros de Carbón Activado de MEG**

Se trata filtros verticales de 2.16 pies de diámetro y 4.26 pies de longitud. Cada uno está equipado con 6 elementos filtrantes y una válvula de alivio térmico. Están diseñados para filtrar un caudal operativo de 8 GPM. La presión de diseño es 120 psig.

El filtro de carbón activado se utiliza para remover las impurezas disueltas como hidrocarburos líquidos, esto logra que el glicol se mantenga con una mejor calidad y sin demasiados contaminantes.

Los filtros cuentan con un indicador de presión diferencial y se deben cambiar los mismos cuando el manómetro de presión diferencial marque entre 10 a 15 psi.

➤ **F-103 A/B, Filtros Canasta de las Bombas de Inyección de MEG**

Son filtros de 0.65 pies de diámetro y 1.31 pies de longitud con una retención de partículas de 0.16 pies. Cada uno filtra un caudal de 24.5 GPM. La presión de diseño es 1395 psig. Remueve partículas que puedan estar presentes en la corriente de glicol.

➤ **P-101 A/B, Bombas de Inyección de MEG**

Son bombas reciprocantes de una etapa, con motor eléctrico. Cada una bombea un caudal de 24.5 GPM a 1350 psig. Envían el glicol regenerado a la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío para su inyección en los intercambiadores de calor.

➤ **P-150 A/B, Bombas de Reposición de MEG**

Son bombas horizontales de cavidad progresiva, con motor eléctrico. En operación normal bombean 4 GPM a 40 psig en la descarga.

➤ **E-101 / H-101 / T-101, Intercambiador MEG-MEG / Regenerador de MEG / Columna del Regenerador de MEG**

Estos tres equipos se encuentran integrados en una sola unidad. La columna del regenerador de MEG T-101 se halla montada sobre el regenerador H-101, de modo que éste último actúa como el reboiler de la primera. En el tope de la T-101 se ha instalado un serpentín que actúa como condensador parcial. El objetivo es remover el agua contenida en el glicol rico, mediante la entrega de calor por el hot-oil.

En el regenerador de MEG H-101 se encuentran dos serpentines de 2" de diámetro por los cuales circula hot-oil. Cada serpentín tiene una longitud total de 225.72 pies.

El intercambiador MEG-MEG E-101 se ubica debajo del regenerador H-101, y recibe de éste al glicol regenerado por rebalse. Esto implica que el H-101 opera siempre

inundado. El glicol frío circula por el intercambiador MEG-MEG E-101 a través de un mazo de 104 tubos en U de $\frac{3}{4}$ ”, intercambiando 1.14 MMBTU/h. El glicol regenerado abandona el E-101 por la zona inferior del mismo.

La columna del regenerador T-101 tiene un diámetro de 0.51 pies y una altura de 15.62 pies. La presión de diseño de la torre es hidrostática y la del serpentín es 120 psig. El regenerador de glicol H-101 mide 4.26 pies de diámetro y 20.83 pies de longitud; el serpentín que se encuentra en su interior está diseñado a 85 psig. El intercambiador MEG-MEG E-101 mide 19.68 pies de longitud y 1.64 pies de diámetro. Sus tubos están diseñados a 120 psig.

Fig. 2- 6 Unidad de Regeneración MEG



Fuente: (Céspedes, 2019)

CAPÍTULO III
DESARROLLO DEL MODELO DE
SIMULACIÓN

HYSYS es un simulador de procesos termodinámico en el cual todas las aplicaciones necesarias funcionan en un ambiente de simulación integrado dentro de una estructura común. Una estructura elimina los procedimientos de prueba y error que se presentan cuando los requerimientos para los modelamientos de un proceso no pueden ser manipulados dentro de un solo paquete o modelo, pues en tal caso se debe recurrir a una segunda utilidad y desarrollar allí las tareas necesarias para obtener la información adicional. A menudo los datos adquiridos en esta segunda aplicación tendrán un impacto sobre el primer modelo y por lo tanto el modelo debe repetirse.

La simulación debe iniciar con la construcción de un modelo conceptual, mediante el cual se determinen los requerimientos básicos del proceso, como equipos, corrientes de materia y energía, accesorios, etc. Basado en el diseño conceptual, se procede a la construcción de un modelo en estado estable que debe ser ajustado apropiadamente para que simule el proceso con la mayor exactitud posible; este ajuste se realiza utilizando los datos de campo. Una vez ajustado el modelo, se procede a determinar las condiciones óptimas de operación; y una vez que se ha establecido el modelo, se usan datos reales del proceso para hacer estudios, resolución de problemas o incluso optimización del proceso. Si un cambio en una etapa del proceso de diseño afecta los datos comunes, la nueva información se hace inmediatamente disponible a todas las otras aplicaciones sin necesidad de realizar transferencia manual de datos bajo ninguna circunstancia.

3.1 MODELO TERMODINÁMICO

El simulador está constituido por paquetes o modelos termodinámicos y físicos, que se utilizan en los cálculos de equilibrio para determinar el número de fases coexistentes, su composición y su cantidad, a unas condiciones dadas de presión y temperatura. Los modelos disponibles en el simulador incluyen ecuaciones de estado, modelos de actividad, métodos empíricos, modelos de presión de vapor y métodos misceláneos.

3.1.1 Ecuación de Estado Peng-Robinson PR

Esta ecuación se utiliza para resolver en forma rigurosa, cualquier sistema de una, dos o tres fases, con alto grado de eficiencia, precisión y confiabilidad. Aplica a una gran variedad de sistemas, desde criogénicos hasta de alta temperatura, para sistemas de yacimientos a alta presión y un amplio rango de condiciones (temperatura hasta de -456°F y presión hasta de 15 000 psia). La ecuación permite realizar cálculos flash riguroso en tres fases para sistemas acuosos que contienen glicoles, así como para sistemas que contienen otros hidrocarburos o no hidrocarburos en una segunda fase líquida.

3.2 CONSIDERACIONES Y SUPOSICIONES TOMADAS PARA REALIZAR LA SIMULACIÓN

Para la simulación se toman en cuenta las siguientes consideraciones:

- ✓ Las normas bolivianas aceptan un gas de venta hasta con 5.93 lbH₂O/MMPC de gas. Por lo que se utiliza este criterio como máximo permisible a la salida del gas.
- ✓ Las composiciones de las corrientes de entrada de gas y del glicol se toman de los datos proporcionados por la Vicepresidencia de Contratos, Administración y Fiscalización (VPCAF) de YPFB.
- ✓ El gas de entrada no contiene cantidades representativas de gases ácidos.
- ✓ El separador bifásico será utilizado como artificio para reemplazar el uso de filtros, ya que el simulador no cuenta con estos equipos como tal.
- ✓ Se trabaja con el modelo termodinámico de Peng Robinson.

3.3 CONDICIONES DE OPERACIÓN

3.3.1 Variables de operación actual

Los datos de operación actual que se presentan a continuación corresponden a un tren de procesamiento de Gas Natural.

Tabla III-1 Variables de Operación Actual de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío

Variable	Valor
Caudal de Gas (MMSCFD)	200
P (psig)	1 040
T (°F)	99.9
Flujo de glicol (GPM)	25
Concentración de MEG pobre (%)	77
Concentración de MEG rico (%)	73
% Agua Removida (lbH ₂ O/MMPC)	1.14

Fuente: (Céspedes, 2019)

Tabla III-2 Variables de Operación Actual de la Unidad de Regeneración MEG

Variable	Valor
Flujo de glicol (GPM)	25
P (psig)	10
T (°F)	245
Concentración de MEG pobre (%)	77
Concentración de MEG rico (%)	73

Fuente: (Céspedes, 2019)

Tabla III-3 Variables de Operación Actual de la Corriente de Propano en el Chiller

E-2-A/B

Variable	Valor
Flujo de Propano (GPM)	45
P (psig)	35
T (°F)	13

Fuente: (Céspedes, 2019)

3.3.2 Control de Calidad del Glicol

El control de calidad que se realiza el MEG consiste en la determinación de la concentración y pH de glicol pobre y rico, el porcentaje de amina que arrastra el glicol y la presencia de hierro y cloruros (que principalmente no se encuentra).

La reposición de MEG al mes es de 35.32 pie³ (1 m³), este valor considera las siguientes pérdidas:

- Pérdidas en el venteo de vapor de agua, a la salida de la columna de regeneración de MEG.
- Pérdidas en los filtros de partículas y de carbón activado.

A continuación, se observa el control de calidad realizado al glicol en el último mes del año 2019:

Tabla III-4 Control de Calidad de Glicol en la Planta Sábalo de Diciembre de 2019

Fecha	Concentración de Glicol Pobre	pH Glicol Pobre	% Amina Glicol Pobre	Hierro Total Glicol Pobre	Cloruros Glicol Pobre	Concentración de Glicol Rico	pH Glicol Rico
30/12/2019	76.95	10.63	7.30			73.81	8.26
29/12/2019	77.44	10.66	7.20			74.75	8.28
28/12/2019	78.12	10.43	7.00			75.25	8.17
27/12/2019	77.91	10.47	7.40			74.96	8.20
26/12/2019	78.56	10.43	7.30			75.15	8.15
25/12/2019	78.10	10.47	7.30			74.89	8.20
24/12/2019	77.89	10.39	7.10			74.57	8.11
23/12/2019	78.18	10.47	7.20			75.09	8.17
22/12/2019	77.50	10.46	7.30			74.68	8.15
21/12/2019	77.97	10.55	7.30			74.89	8.22
20/12/2019	78.50	10.40	7.20			75.04	8.06
19/12/2019	78.70	10.54	7.20			75.08	8.22
18/12/2019	77.92	10.71	7.30			74.35	8.34
17/12/2019	77.22	10.54	6.90			73.69	8.18
16/12/2019	77.28	10.51	7.00			75.58	8.19
15/12/2019	77.40	10.48				74.74	8.15

Fecha	Concentración de Glicol Pobre	pH Glicol Pobre	% Amina Glicol Pobre	Hierro Total Glicol Pobre	Cloruros Glicol Pobre	Concentración de Glicol Rico	pH Glicol Rico
14/12/2019	77.96	10.34				74.55	8.08
13/12/2019	78.61	10.32				76.38	8.02
12/12/2019	78.48	10.42	7.40			75.35	8.21
11/12/2019	78.76	10.39	7.40			76.46	8.24
10/12/2019	77.67	10.52	7.30			76.18	8.19
9/12/2019	77.63	10.53	7.30			74.21	8.19
8/12/2019	77.55	10.60	7.30			74.13	8.16
7/12/2019	77.11	10.59	7.30			73.57	8.09
6/12/2019	77.00	10.57	7.30			73.17	8.10
5/12/2019	77.54	10.60	7.00			74.22	8.07
4/12/2019	77.50	10.53	7.60			74.54	8.00
3/12/2019	77.15	10.65	7.70			74.20	8.10
2/12/2019	76.35	10.60	7.50			73.44	8.11
1/12/2019	76.92	10.54	7.60			74.08	8.07

Fuente: (Cazón, 2020)

Como se aprecia en la tabla anterior, la concentración del glicol pobre se mantiene en alrededor de 77 % y el glicol rico en 73%, con un pH de 10 y 8 respectivamente, donde se mantiene un pH básico, ya que si este disminuye se vuelve ácido y se da la autoxidación del glicol, además de contribuir a la formación de compuestos corrosivos, que pueden presentar problemas en el sistema.

Fig. 3- 1 Muestras de Glicol Rico y Glicol Pobre de los 3 Trenes de Tratamiento de Gas de la Planta Sábalo



Fuente: (Sábalo, 2020)

Fig. 3- 2 Determinación de Concentración de Glicol mediante KARL FISHER COULOMÉTRICO



Fuente: (Sábalo, 2020)

Fig. 3- 3 Medición de pH del Glicol



Fuente: (Sábalo, 2020)

Fig. 3- 4 Toma de muestras de Glicol



Fuente: (Sábalo, 2020)

3.4 CÁLCULOS PRELIMINARES PARA DETERMINAR LA TASA ÓPTIMA DE CIRCULACIÓN DE MEG

DATOS

Q	Tasa actual de MEG	1500	gal de MEG/h
F	Tasa de flujo de Gas	200	MMPCD
I	Contenido de agua de Entrada	57.0426	lb H ₂ O /MMPC
O	Contenido de agua de Salida	5.93	lb H ₂ O /MMPC
G	Proporción de glicol por agua	3	gal de MEG/lb de H ₂ O

Nota.- La proporción de galones de MEG por cada libra de agua a ser absorbida oscila entre 2 - 5 gal de MEG/lb de H₂O.

Normalmente recomendado 3 gal de MEG/lb de H₂O a ser absorbida.

El valor de O (Contenido de agua a la salida del gas) es el valor máximo permitido por norma, de 5.93 lb de H₂O/MMPC

1.- Determinación de la tasa de eliminación de agua

$$W = \frac{F*(I-O)}{24 \frac{h}{día}} \quad (3-1)$$

Fuente: (EPA, 2003, pág. 6)

$$W = 425.94 \quad \text{lb H}_2\text{O/h}$$

2.- Cálculo de tasa mínima de circulación de glicol (gal/hr)

$$L_{min} = W * G \quad (3-2)$$

Fuente: (EPA, 2003, pág. 6)

$$L_{min} = 1278 \quad \text{gal MEG/h}$$

3.- Cálculo de tasa óptima de circulación de glicol

La tasa de óptima de circulación de glicol oscila entre 10 - 30% por encima de la tasa mínima de circulación.

% deseado de sobre circulación **15** %

$$L_{opt} = L_{min} * \%deseado \quad (3-3)$$

Fuente: (EPA, 2003, pág. 6)

$$L_{opt} = \mathbf{1469} \text{ gal MEG/h}$$

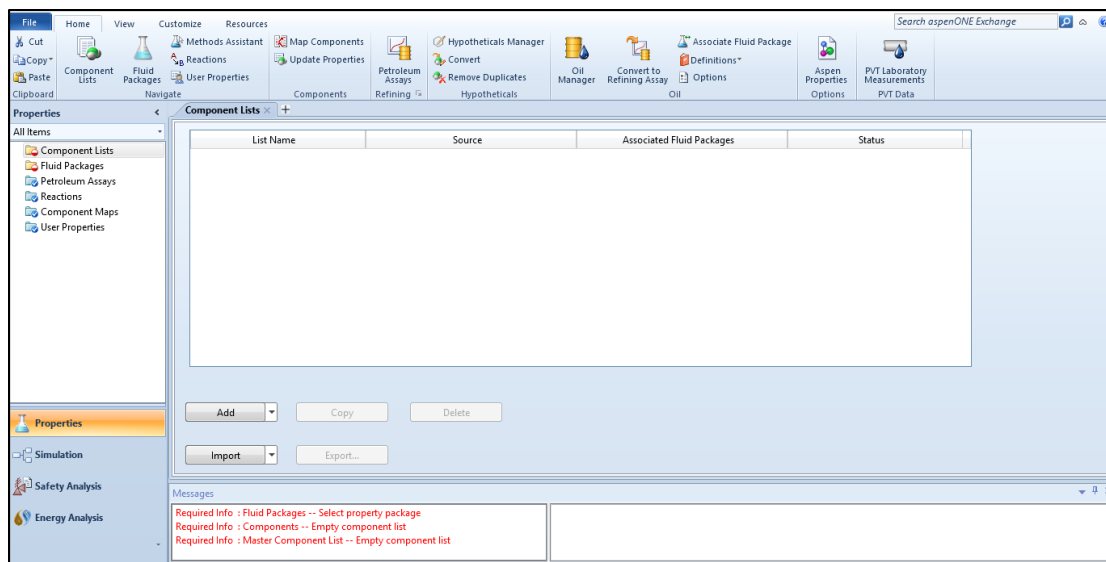
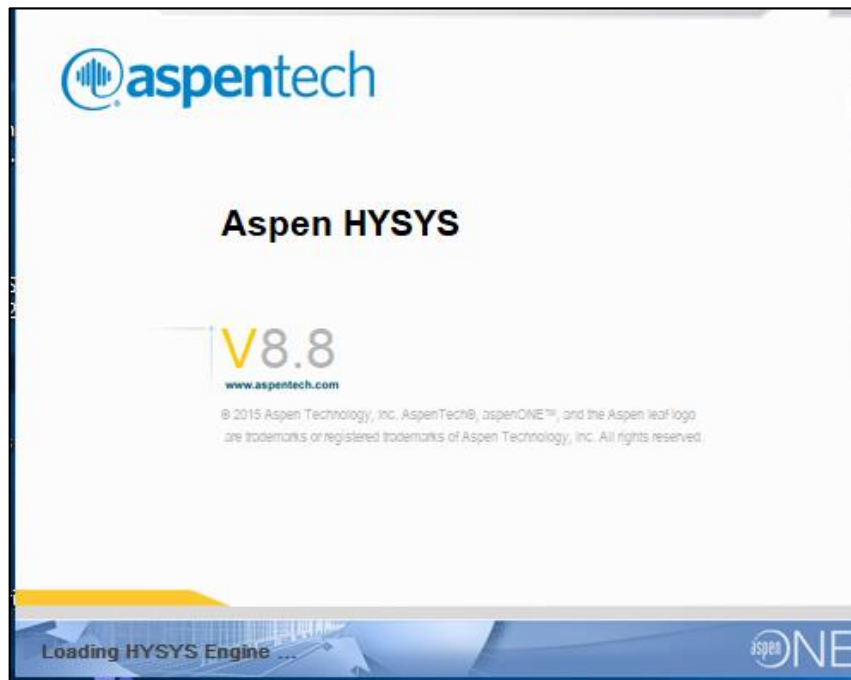
Realizando una comparación con la tasa actual que está circulando actualmente, se observa que se está trabajando de forma excedente 31 gal de MEG/h. Lo cual se demostrará mediante un proceso de simulación virtual en el software Aspen Hysys, determinando los parámetros más óptimos de operación de la Unidad en estudio, enfocado principalmente a la optimización de consumo de glicol.

3.5 DESARROLLO DEL MODELO DE SIMULACIÓN

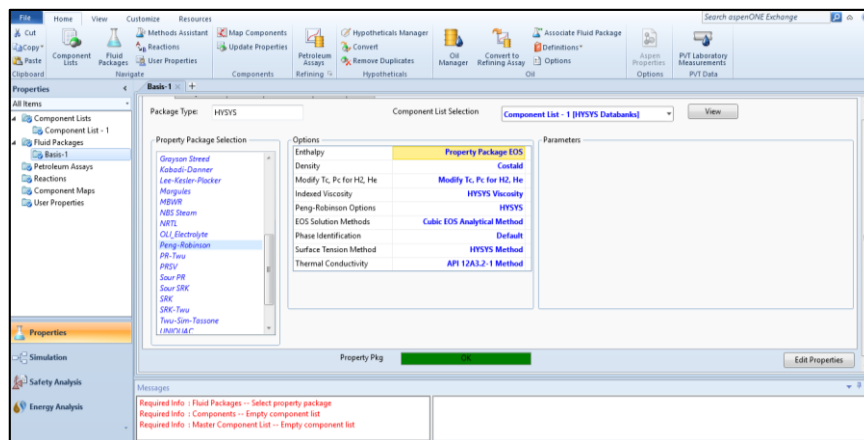
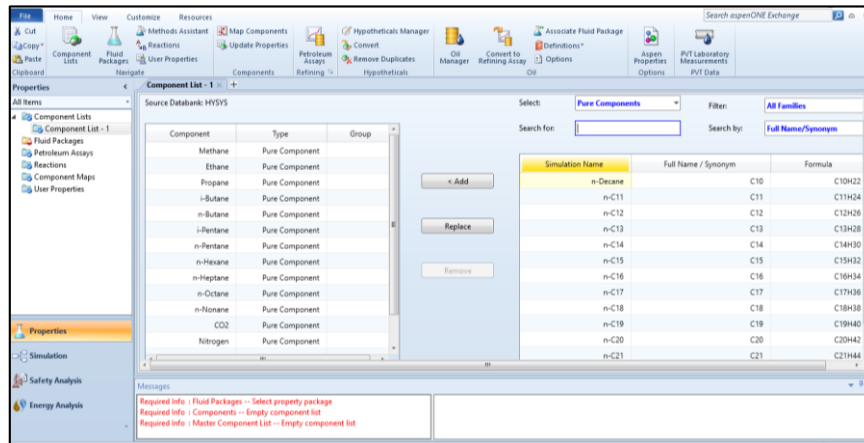
La simulación se realiza de un solo tren de tratamiento, debido a que los tres trenes son iguales tanto en capacidad y equipos. En primer punto se hizo correr el programa con los datos de operación actual y la descripción a continuación corresponde a los nuevos valores optimizados.

A continuación, se realiza la descripción de los pasos realizados para llevar a cabo la simulación del proceso:

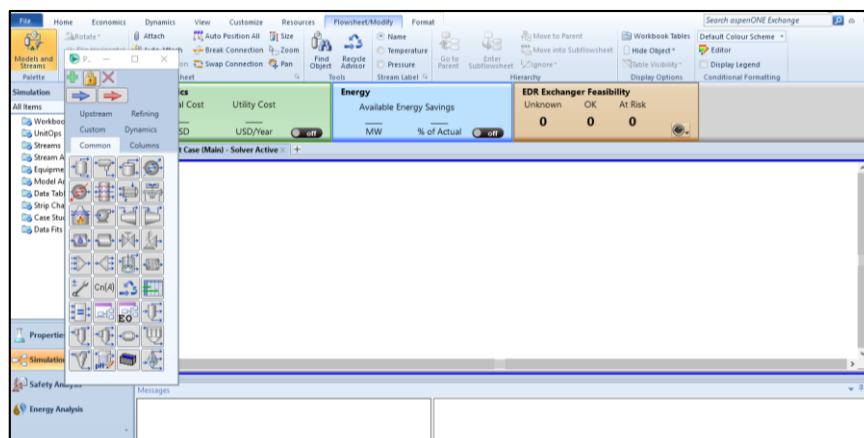
- Abrir el simulador ASPEN HYSYS v8.8 y se seleccionar un nuevo caso de estudio.



- Añadir los componentes y definir paquete de fluido Peng-Robinson



- Se ingresa a la zona de trabajo PFD, se añade la corriente de alimentación, correspondiente al Gas Natural que se va a tratar introduciendo la composición en fracción molar y las condiciones de caudal, presión y temperatura.



Material Stream: ALIMENTACIÓN

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet

Worksheet	Stream Name	ALIMENTACIÓN	Value
Conditions	Vapour / Phase Fraction		1,0000
Properties	Temperature [F]		110,0
Composition	Pressure [psig]		995,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]		200,0
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]		4,258e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]		2522
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole-F]		-3,650e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]		36,19
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]		-8,017e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]		1,033e+006
	Fluid Package		Basis-1
	Utility Type		

OK

Input Composition for Stream: Material Stream: ALIMENTACIÓN

	MoleFraction
Methane	0,8664
Ethane	0,0631
Propane	0,0229
i-Butane	0,0043
n-Butane	0,0069
i-Pentane	0,0030
n-Pentane	0,0023
n-Hexane	0,0026
n-Heptane	0,0017
n-Octane	0,0008
n-Nonane	0,0003
CO2	0,0203
Nitrogen	0,0044
H2O	0,0012
EGlycol	0,0000

Composition Basis

Mole Fractions

Mass Fractions

Liq Volume Fractions

Mole Flows

Mass Flows

Liq Volume Flows

Composition Controls

Erase

Equalize Composition

Cancel

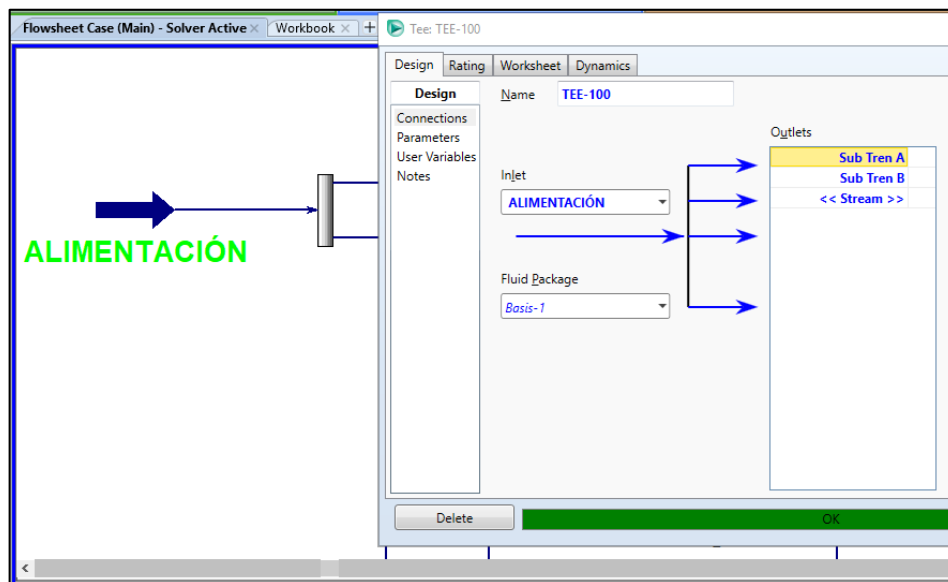
Normalize Total 1,0000 OK

- Flujo molar y flujo másico de la corriente de alimentación, y su contenido de agua.

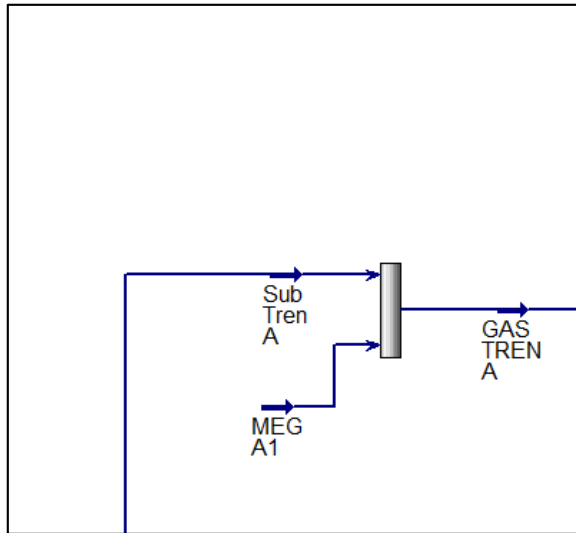
	CompMoleFlow
Methane	19022,8589
Ethane	1385,5967
Propane	502,8552
i-Butane	94,4226
n-Butane	151,5153
i-Pentane	65,8762
n-Pentane	50,5051
n-Hexane	57,0927
n-Heptane	37,3299
n-Octane	17,5670
n-Nonane	6,5876
CO2	445,7625
Nitrogen	96,6185
H2O	26,3505
EGlycol	0,0000

	CompMassFlow
Methane	305179,4259
Ethane	41664,4266
Propane	22174,2320
i-Butane	5488,1758
n-Butane	8806,6076
i-Pentane	4752,9985
n-Pentane	3643,9655
n-Hexane	4920,0931
n-Heptane	3740,6096
n-Octane	2006,6972
n-Nonane	844,9153
CO2	19617,7191
Nitrogen	2706,5519
H2O	474,7030
EGlycol	0,0000

- La Unidad de Ajuste de Punto de Rocío en cada tren está dividida en dos subtrenes para la deshidratación del gas, que procesan el 50% de la producción de cada tren. A continuación, se realiza la descripción de un subtren.



- El MEG se une con la corriente de Gas Natural del Sub Tren A, para su ingreso a los intercambiadores de calor (3 intercambiadores de calor gas/gas y 2 intercambiadores de calor gas/gasolina), con valores de presión, temperatura, caudal y composición.



Material Stream: MEG A1

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	MEG A1
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000
Properties	Temperature [F]	142,1
Composition	Pressure [psig]	993,0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	0,8502
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	3708
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	6,841
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,563e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-8,270
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,459e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	6,714
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

Input Composition for Stream: Material Stream: MEG A1

	MassFraction
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
n-Heptane	0,0000
n-Octane	0,0000
n-Nonane	0,0000
CO2	0,0000
Nitrogen	0,0000
H2O	0,2300
EGlycol	0,7700

Composition Basis

Mole Fractions

Mass Fractions

Liq Volume Fractions

Mole Flows

Mass Flows

Liq Volume Flows

Composition Controls

Erase

Equalize Composition

Cancel

Normalize Total 1,0000 OK

- La corriente de Gas Natural y MEG, se divide en 2 para ingresar a los intercambiadores de calor gas/gas y gas/gasolina.

La corriente ingresa a los intercambiadores de calor gas/gas por los tubos y por la coraza la corriente de gas de salida del filtro, con sus parámetros de caída de presión.

Heat Exchanger: E-1-A

Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Rigorous Shell&Tube

Design

Connections: Tube Side Inlet: GA IQ G/G, Shell Side Inlet: GasA1

Parameters: Tube Side Outlet: GA IQ G/G1, Shell Side Outlet: GasA2

Specs: Tube Side Fluid Pkg: Basis-1, Shell Side Fluid Pkg: Basis-1

Notes: Convert to Rigorous Model. You can replace any simple exchanger model by a fully rigorous model in your simulation defining a geometry by sizing or by direct specification via input or by importing a prepared file.

Buttons: Size Exchanger, Specify Geometry

Status: Not Solved

Heat Exchanger: E-1-A

Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Rigorous Shell&Tube

Design

Heat Exchanger Model: Simple Weighted

Heat Leak/Loss: None, Extremes, Proportional

Weighted Model Inputs

Overall UA [Btu/F-hr]	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
Specified Pressure Drop [psi]	8,100	13,36

Pass Name	Intervals	Dew/Bubble Pt	Step Type	Pressure Profile
GA IQ G/G-GA IQ G/G1	5	<input checked="" type="checkbox"/>	Equal Enthalpy	Const dPdtH
GasA1-GasA2	5	<input checked="" type="checkbox"/>	Equal Enthalpy	Const dPdtH

Notes: Convert to Rigorous Model. You can replace any simple exchanger model by a fully rigorous model in your simulation defining a geometry by sizing or by direct specification via input or by importing a prepared file.

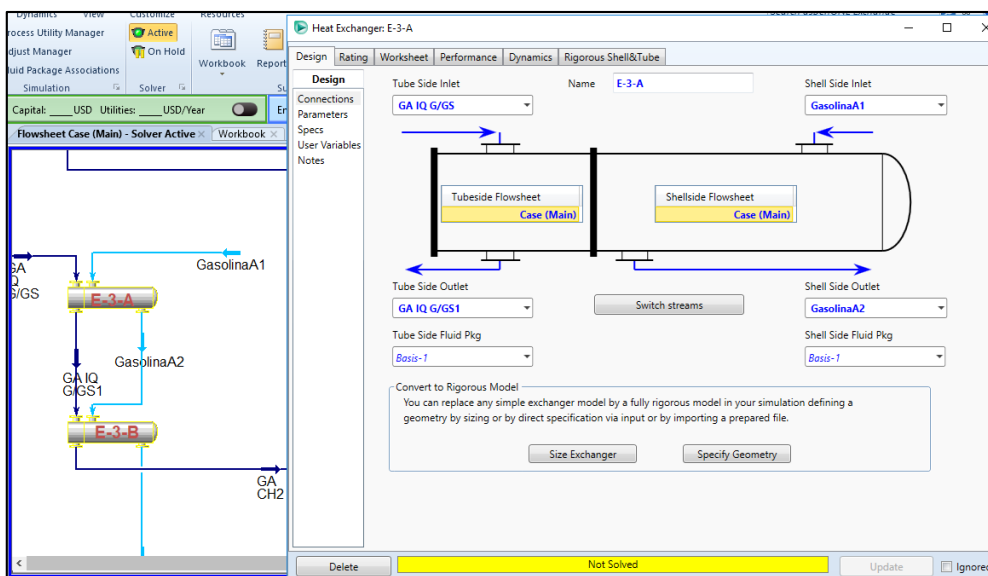
Buttons: Size Exchanger, Specify Geometry

Status: Not Solved

- La corriente ingresa a los intercambiadores de calor gas/gasolina por los tubos y por la coraza la corriente de gasolina de salida del filtro con sus parámetros de caída de presión.

Heat Exchanger: E-3-A

Worksheet	GA IQ G/GS	GA IQ G/GS1	GasolinaA1	GasolinaA2
Name	GA IQ G/GS	GA IQ G/GS1	GasolinaA1	GasolinaA2
Vapour	0.9913	0.9809	<empty>	<empty>
Temperature [F]	110.9	50.00	<empty>	<empty>
Pressure [psig]	993.0	985.4	<empty>	<empty>
Molar Flow [MMSCFD]	12.10	12.10	<empty>	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	2.599e+004	2.599e+004	<empty>	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	152.1	152.1	<empty>	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3.751e+004	-3.833e+004	<empty>	<empty>
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	25.82	24.31	<empty>	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-4.985e+007	-5.094e+007	<empty>	<empty>



Heat Exchanger: E-3-A

Heat Exchanger Model: Simple Weighted

Heat Leak/Loss: None Extremes Proportional

Weighted Model Inputs

Overall UA [Btu/F-hr]	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
<empty>	<empty>	<empty>
Specified Pressure Drop [psi]	3.970	7.590

Pass Name	Intervals	Dew/Bubble Pt	Step Type	Pressure Profile
GA IQ G/GS-GA IQ G	5	<input checked="" type="checkbox"/>	Equal Enthalpy	Const dPdl
GasolinaA1-Gasolina	5	<input checked="" type="checkbox"/>	Equal Enthalpy	Const dPdl

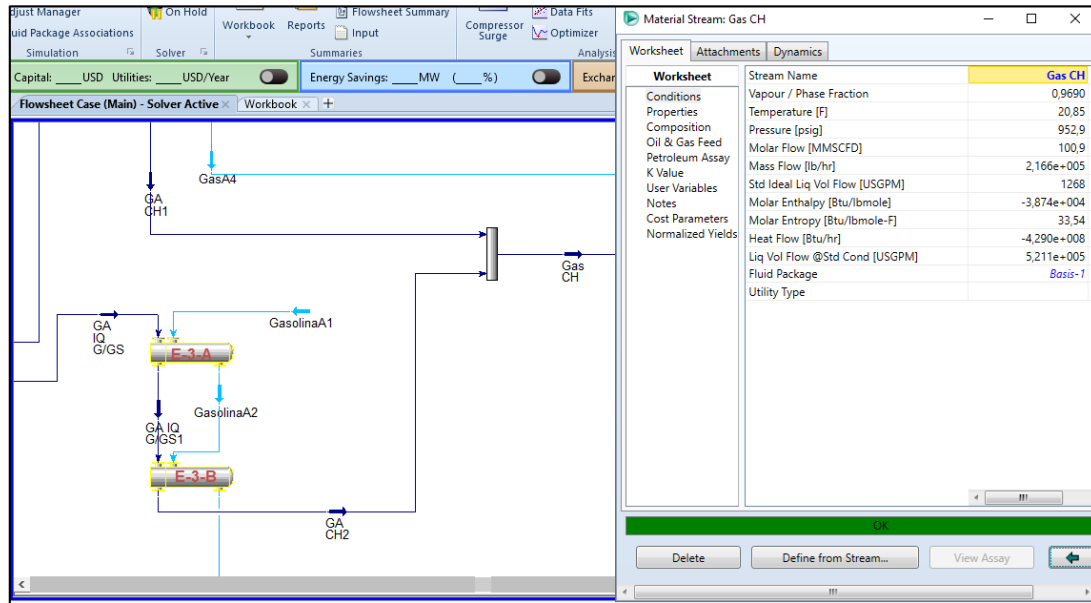
Convert to Rigorous Model

You can replace any simple exchanger model by a fully rigorous model in your simulation defining a geometry by sizing or by direct specification via input or by importing a prepared file.

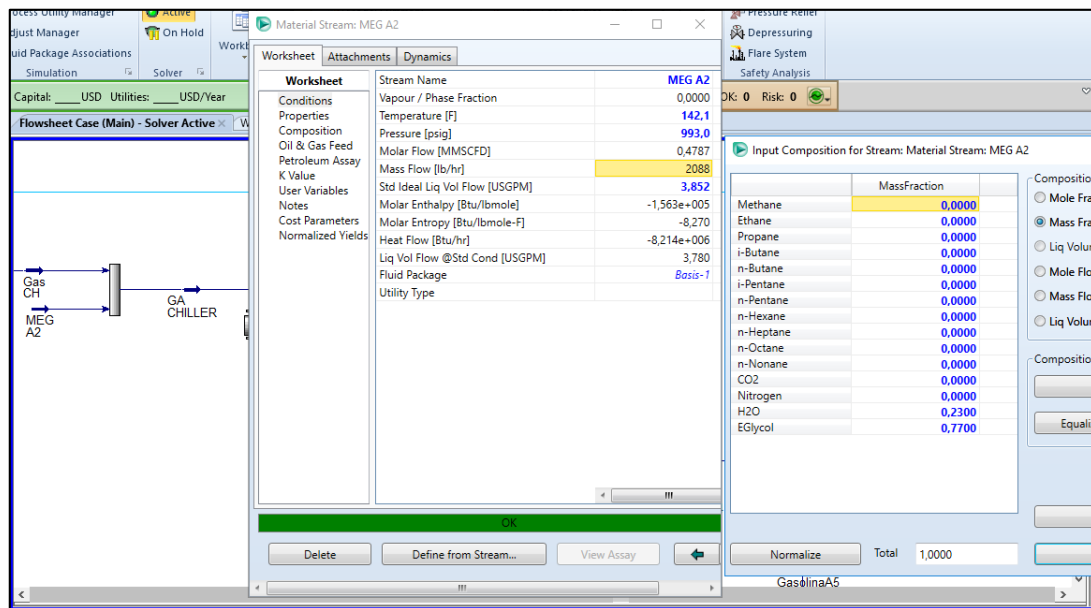
Buttons: Size Exchanger, Specify Geometry

Status: Not Solved

- Las corrientes de salida de los tubos de los intercambiadores de calor se unen por un mixer para su posterior ingreso al chiller.



- La corriente GAS CH se une con el MEG para el ingreso al chiller, por los tubos donde se realiza la refrigeración con propano por la coraza. Con las condiciones de presión, temperatura, caudal y composición de glicol y propano.



Material Stream: PropanoLA

Stream Name: PropanoLA
 Vapour / Phase Fraction: 0.2050
 Temperature [F]: 13.70
 Pressure [psig]: 35.00
 Molar Flow [MMSCFD]: 2.358
 Mass Flow [lb/hr]: 1.142e+004
 Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]: 45.00
 Molar Enthalpy [Btu/lbmole]: -5.184e+004
 Molar Entropy [Btu/lbmole-F]: 21.40
 Heat Flow [Btu/hr]: -1.342e+007
 Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]: 44.91
 Fluid Package: Basis-1
 Utility Type: Basis-1

Input Composition for Stream: Material Stream: PropanoLA

Component	MoleFraction
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	1.0000
n-Butane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Pentane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
n-Heptane	0.0000
n-Octane	0.0000
n-Nonane	0.0000
CO2	0.0000
Nitrogen	0.0000
H2O	0.0000
EDGlycol	0.0000

Buttons: Delete, Define from Stream..., View Assay, Normalize, Total: 1.0000

Heat Exchanger: E-2-A

Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Rigorous Shell&Tube

Connections:
 Tube Side Inlet: GA CHILLER
 Shell Side Inlet: PropanoLA
 Tube Side Outlet: GA VL
 Shell Side Outlet: PropanoGA
 Tube Side Fluid Pkg: Basis-1
 Shell Side Fluid Pkg: Basis-1

Buttons: Delete, OK, Update, Ignored

Heat Exchanger: E-2-A

Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics | Rigorous Shell&Tube

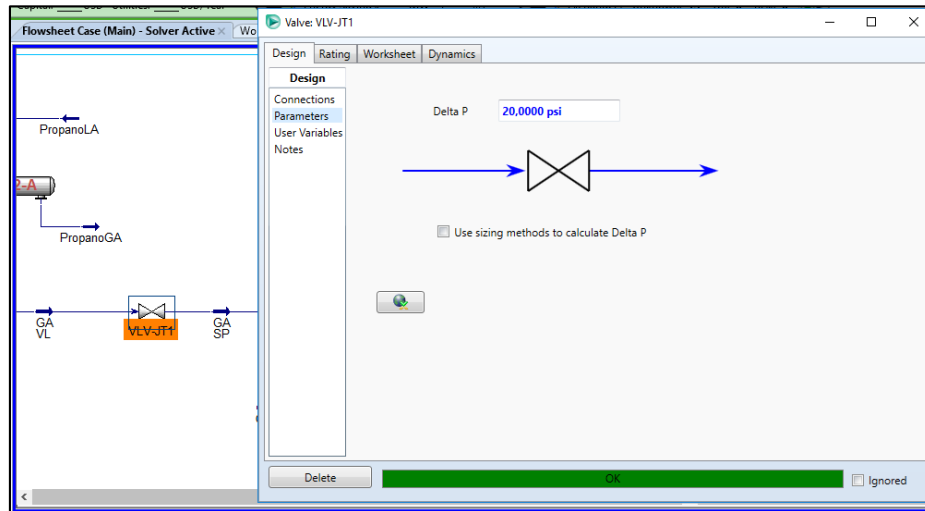
Heat Exchanger Model: Simple Weighted
 Heat Leak/Loss: None

Weighted Model Inputs:
 Overall UA [Btu/F-hr]: 4.220e+005
 Specified Pressure Drop [psi]: SHELL-SIDE: 3.210, TUBE-SIDE: 5.084

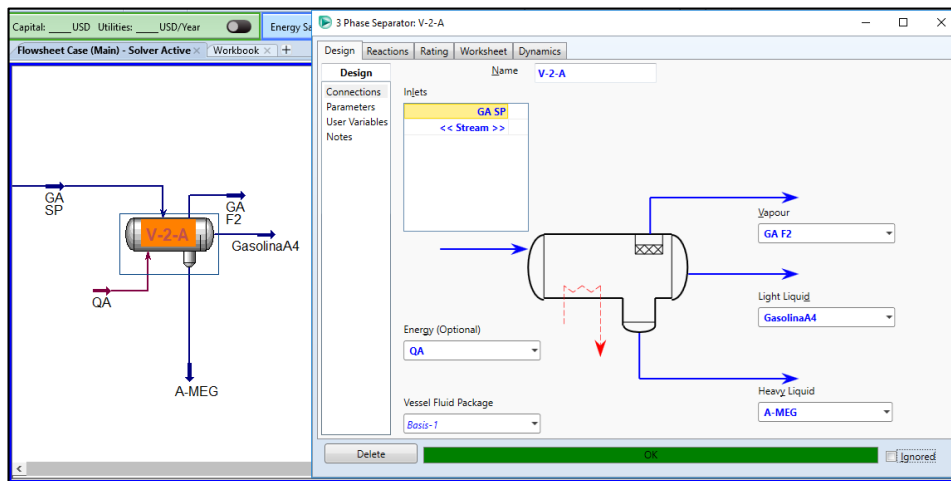
Pass Name	Intervals	Dew/Bubble Pt	Step Type	Pressure Profile
GA CHILLER-GA VL	5	<input checked="" type="checkbox"/>	Equal Enthalpy	Const dP/dH
PropanoLA-PropanoI	5	<input checked="" type="checkbox"/>	Equal Enthalpy	Const dP/dH

Buttons: Delete, OK, Update, Ignored

- La corriente de salida del chiller se dirige a una expansión del gas dado en la válvula Joule-Thomson, con una caída de presión de 20 psi.

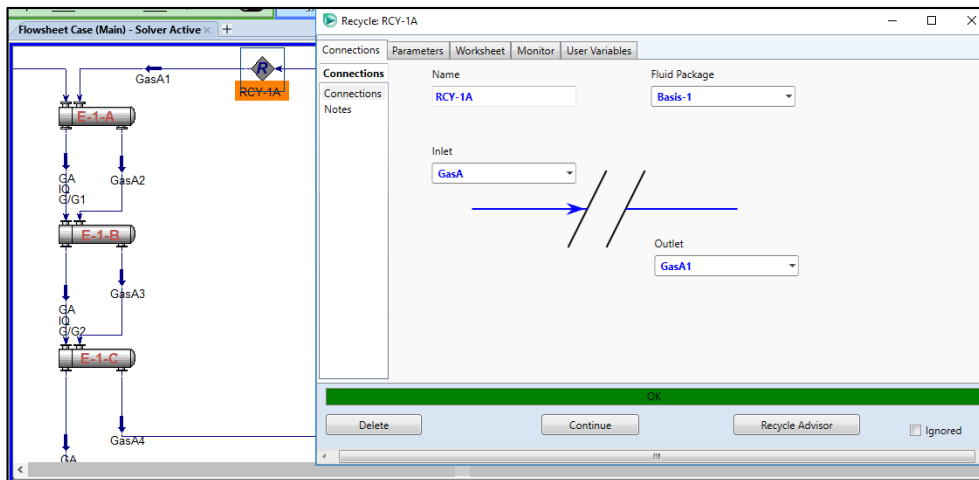
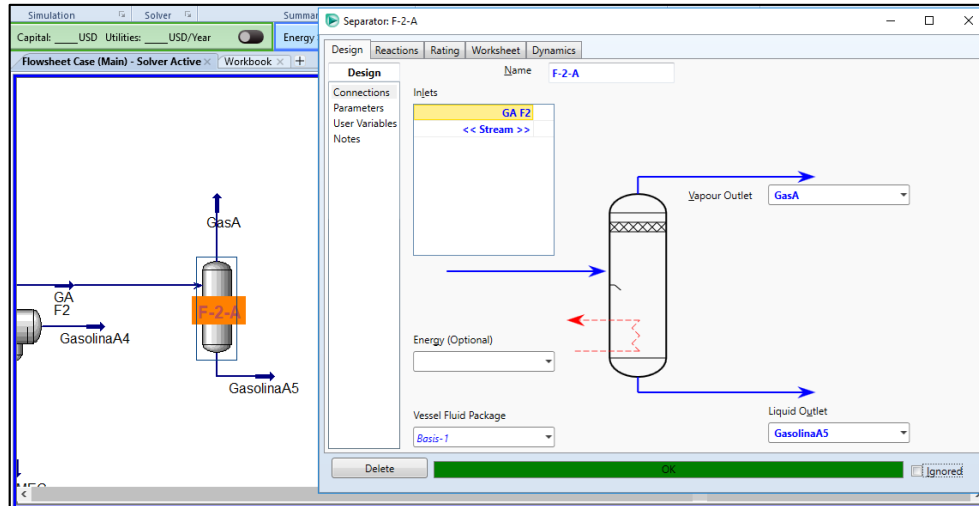


- La corriente ingresa al separador trifásico, separándose en Gas Natural, Gasolina y MEG rico.



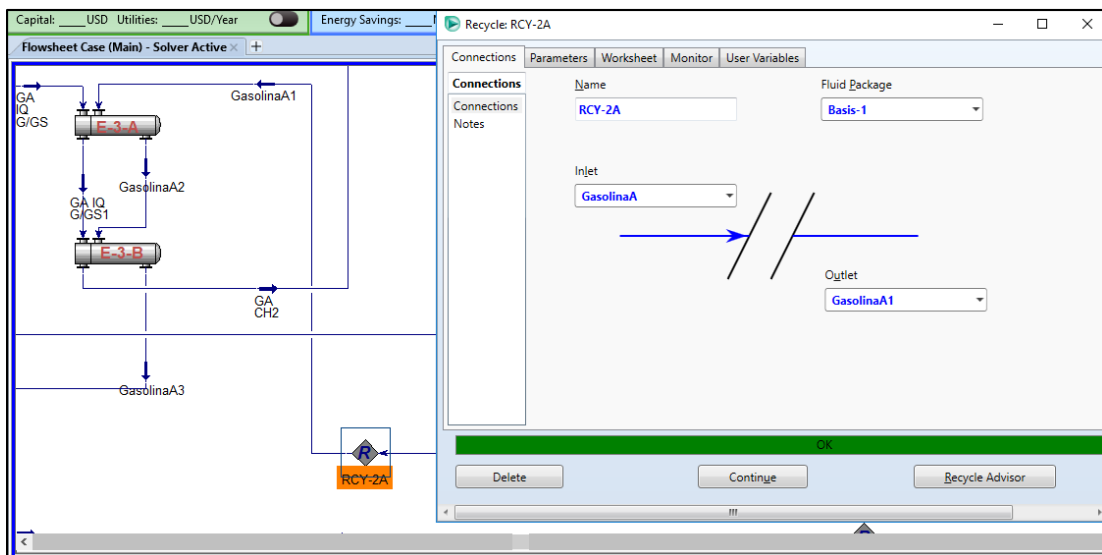
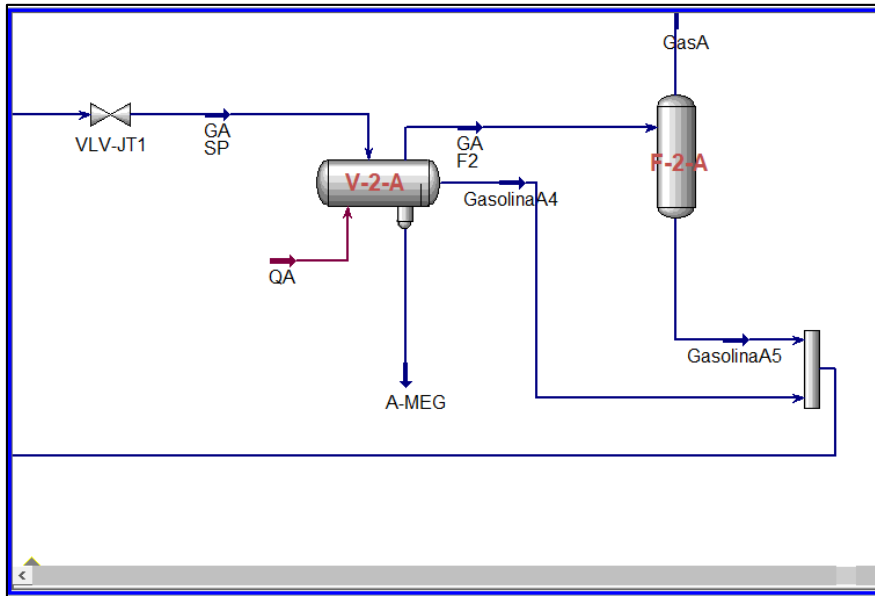
		GA SP	GasolinaA4	GA F2	A-MEG	
Conditions	Vapour	0,9598	0,0000	1,0000	0,0000	<empt>
Properties	Temperature [F]	12,76	4,030	4,030	4,030	<empt>
Composition	Pressure [psig]	927,8	927,8	927,8	927,8	<empt>
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	101,3	3,243	96,63	1,460	<empt>
	Mass Flow [lb/hr]	2,187e+005	1,543e+004	1,972e+005	6092	<empt>
	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	1272	60,58	1200	11,31	<empt>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,941e+004	-5,750e+004	-3,717e+004	-1,572e+005	<empt>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	33,13	24,67	33,80	-12,71	<empt>
	Heat Flow [Btu/hr]	-4,385e+008	-2,047e+007	-3,944e+008	-2,520e+007	-1,567e+008

- La corriente de Gas Natural ingresa a un filtro de partículas, posteriormente mediante un reciclo ingresa por el lado de la coraza de los intercambiadores de calor gas/gas.

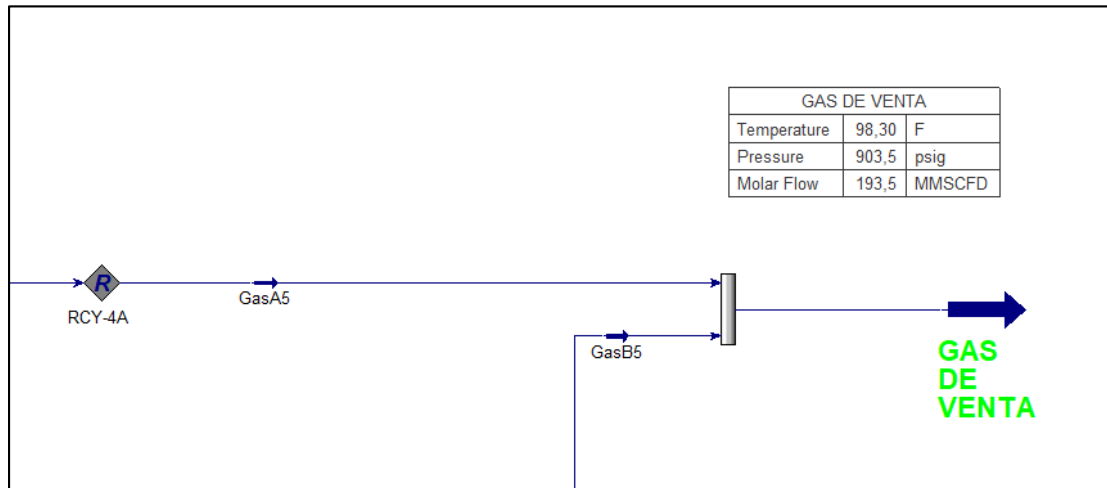


Separator: F-2-A		GA F2	GasolinaA5	GasA
Conditions	Vapour	1,0000	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	4,030	4,030	4,030
Composition	Pressure [psig]	927,8	927,8	927,8
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	96,63	0,0000	96,63
	Mass Flow [lb/hr]	1,972e+005	0,0000	1,972e+005
	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	1200	0,0000	1200
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,717e+004	-1,572e+005	-3,717e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	33,80	-12,71	33,80
	Heat Flow [Btu/hr]	-3,944e+008	0,0000	-3,944e+008

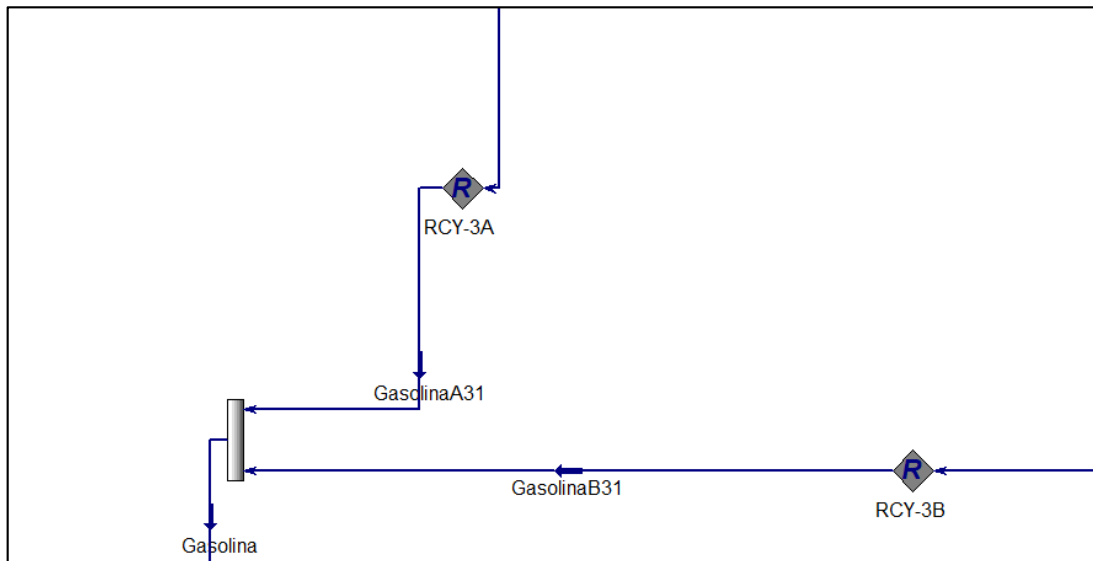
- La corriente de salida de gasolina del separador trifásico se une con las trazas de gasolina retenidas en el filtro de partículas, para luego mediante un reciclo ingresar a los intercambiadores de calor gas/gasolina por el lado de la coraza.



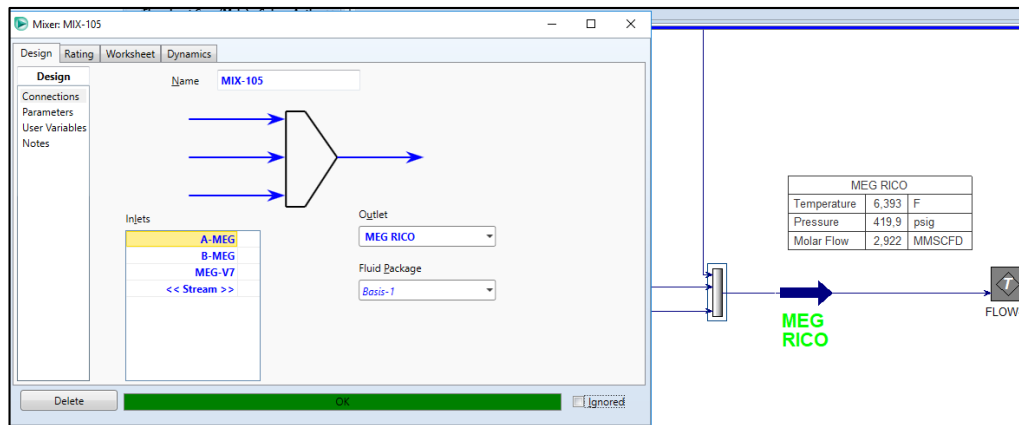
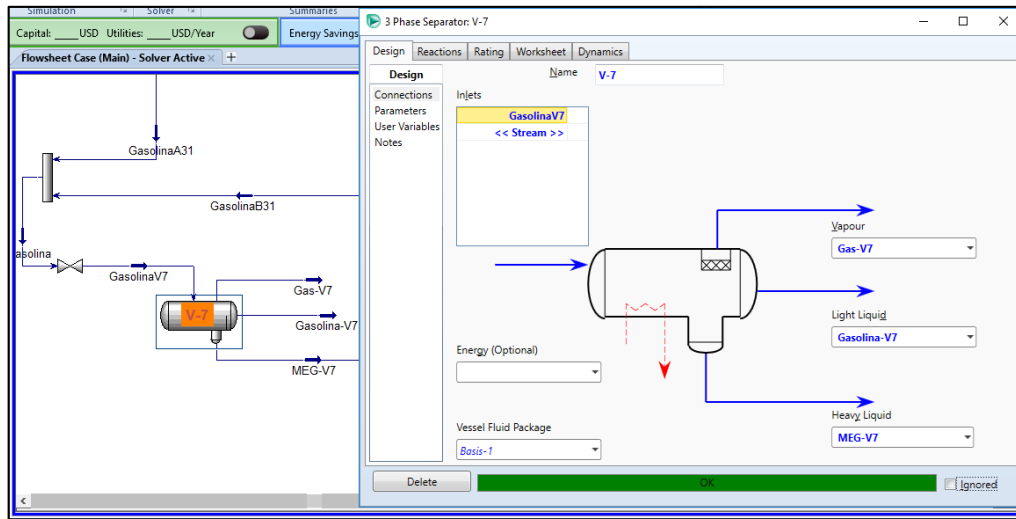
- La salida de gas de los intercambiadores de calor gas/gas del Sub Tren A se une con la salida del Sub Tren B, para formar el GAS DE VENTA.



- La gasolina de los intercambiadores de calor gas/gasolina del Sub Tren A se une con la gasolina del Sub Tren B, mediante un mixer para ingresar al separador V-7.



- Por la bota del separador V-7 se obtiene las trazas de MEG rico que se hayan arrastrado, y se une con la corriente de MEG rico del separador trifásico, para luego ingresar a la de Regeneración de glicol, con ayuda de la herramienta **Blank Sub-Flowsheet**, que permite abrir otra ventana en el simulador.



- El GAS DE VENTA, presenta los siguientes valores y composición:

GAS DE VENTA	
Temperature	98,30 F
Pressure	903,5 psig
Molar Flow	193.5 MMSCFD

Input Composition for Stream: Material Stream: GAS DE VENTA

	MoleFraction
Methane	0,8835
Ethane	0,0612
Propane	0,0198
i-Butane	0,0032
n-Butane	0,0045
i-Pentane	0,0014
n-Pentane	0,0009
n-Hexane	0,0005
n-Heptane	0,0002
n-Octane	0,0000
n-Nonane	0,0000
CO2	0,0201
Nitrogen	0,0046
H2O	0,0000
EGlycol	0,0000

Input Composition for Stream: Material Stream: GAS DE VENTA

	CompMoleFlow
Methane	18770,2387
Ethane	1300,3737
Propane	420,5015
i-Butane	67,4401
n-Butane	96,3522
i-Pentane	30,2990
n-Pentane	19,4236
n-Hexane	11,1064
n-Heptane	3,3098
n-Octane	0,6467
n-Nonane	0,1038
CO2	427,7473
Nitrogen	97,0311
H2O	0,4444
EGlycol	0,0022

Input Composition for Stream: Material Stream: GAS DE VENTA

	CompMassFlow
Methane	301129,0641
Ethane	39102,1064
Propane	18542,8558
i-Butane	3919,8887
n-Butane	5600,3759
i-Pentane	2186,1059
n-Pentane	1401,4337
n-Hexane	957,1244
n-Heptane	331,6623
n-Octane	73,8713
n-Nonane	13,3117
CO2	18825,0321
Nitrogen	2718,1309
H2O	8,0052
EGlycol	0,1336

Composition Basis

Mole Fractions

Mass Fractions

Liq Volume Fractions

Mole Flows

Mass Flows

Liq Volume Flows

Composition Conversion

Composition Basis

Mole Fractions

Mass Fractions

Liq Volume Fractions

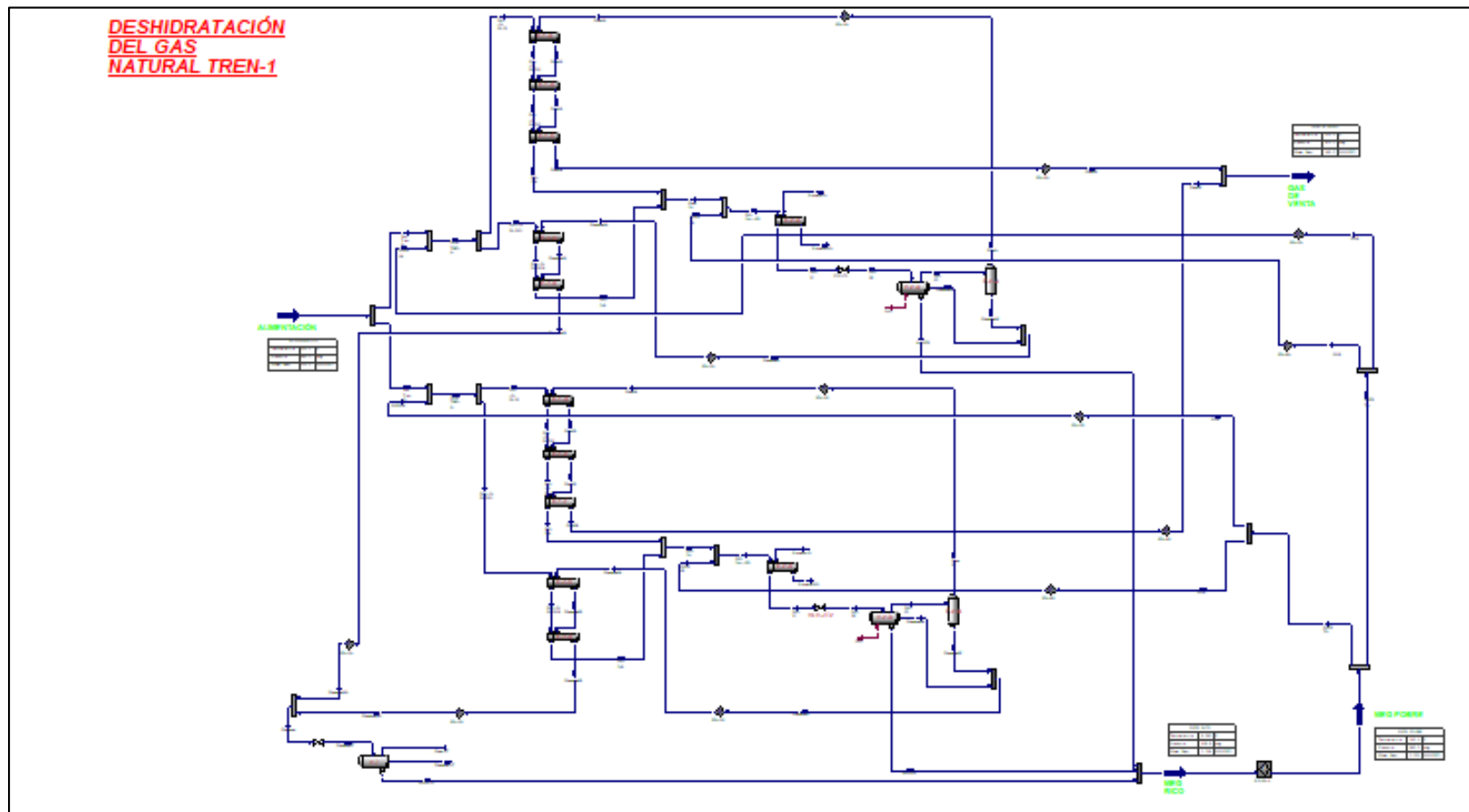
Mole Flows

Mass Flows

Liq Volume Flows

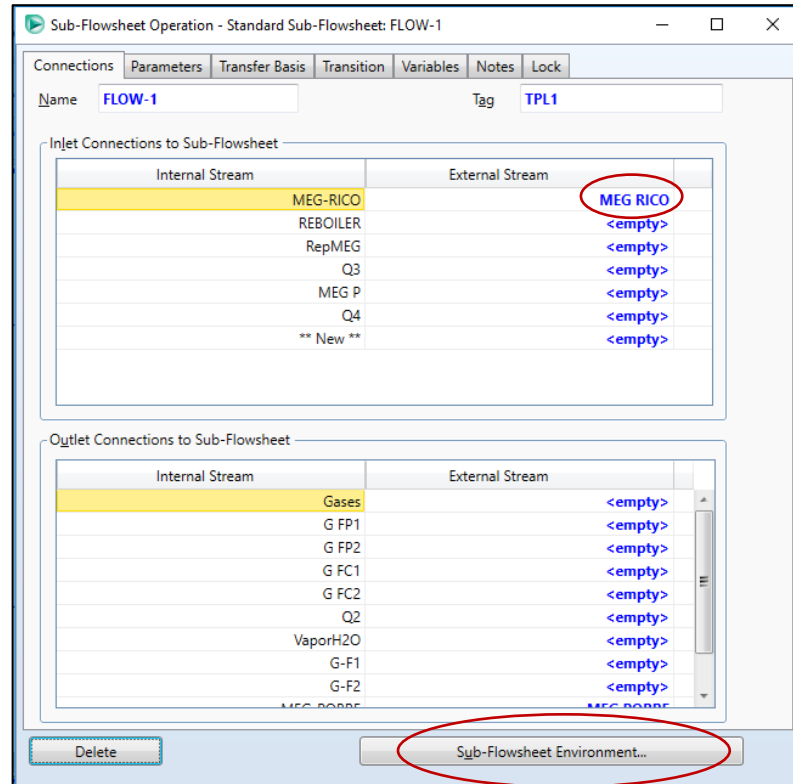
Composition Conversion

Fig. 3- 5 Simulación del Proceso de Deshidratación del Gas Natural de un TREN



Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Con la herramienta **Blank Sub-Flowsheet**, se agrega la corriente que va continuar, MEG RICO. Y se hace clic en Sub-Flowsheet Environment.



- Se observa la corriente de MEG RICO, con sus respectivos valores.

The screenshot shows the 'Material Stream: MEG-RICO' dialog box. The 'Worksheet' tab is active, displaying the following data:

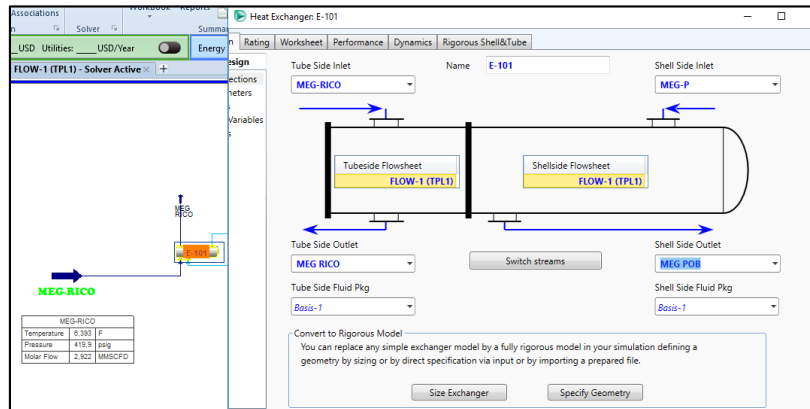
Worksheet	Stream Name	Value
Conditions	Stream Name	MEG-RICO
Properties	Vapour / Phase Fraction	0,0000
Properties	Temperature [F]	6,393
Composition	Pressure [psig]	419,9
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	2,922
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	1,220e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	22,65
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,572e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-12,56
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-5,046e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	22,12
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

The 'Molar Flow [MMSCFD]' is 2,922. The 'Temperature [F]' is 6,393. The 'Pressure [psig]' is 419,9. The 'Fluid Package' is Basis-1.

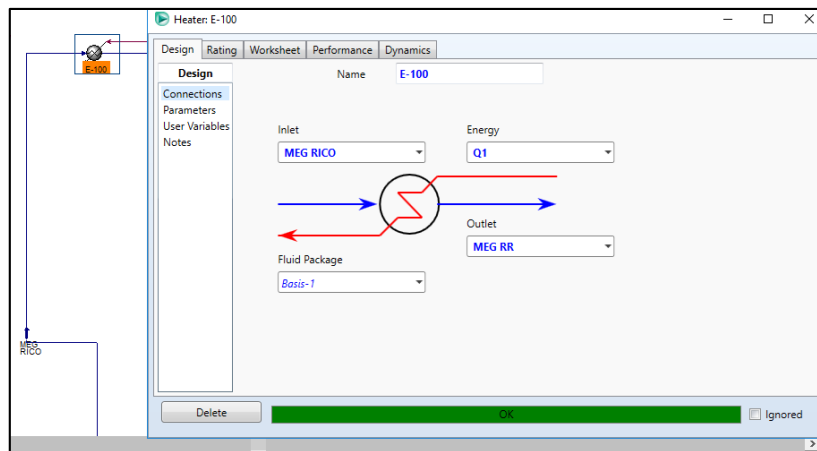
In the background, a process flow diagram shows a stream labeled 'MEG-RICO' with a blue arrow pointing to the right. Below it, a small table shows the stream's properties:

MEG-RICO		
Temperature	6,393	F
Pressure	419,9	psig
Molar Flow	2,922	MMSCFD

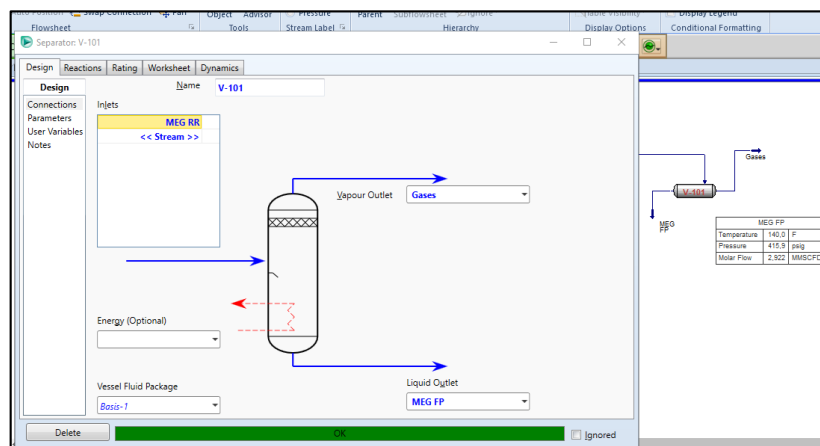
- Agregar un intercambiador de calor, por los tubos ingresa el MEG RICO.



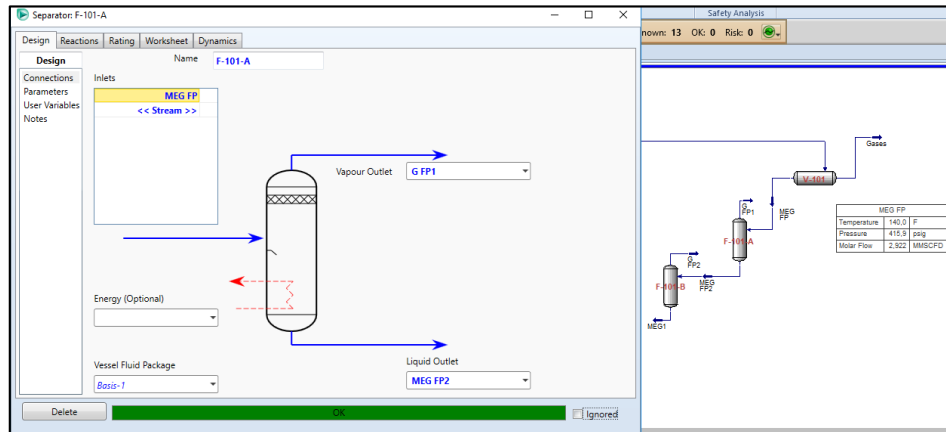
- El MEG-RICO ingresa a un Calentador, con una pérdida de carga de 2 psi.



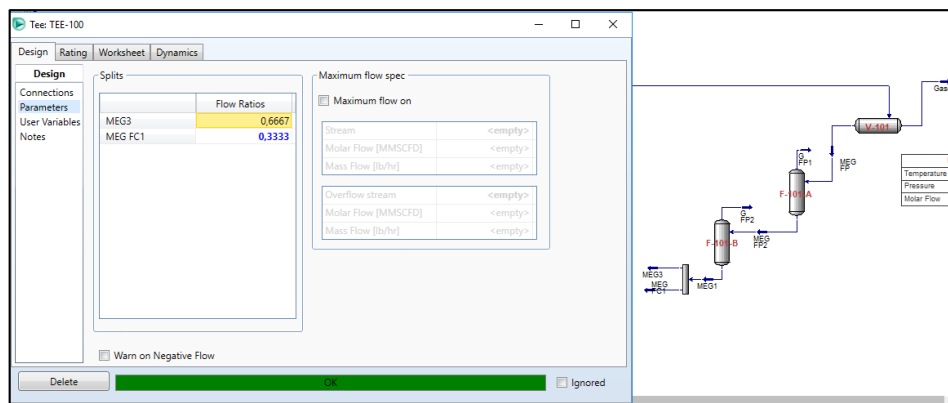
- La corriente ingresa a un separador bifásico, para separar los gases arrastrados en el glicol.



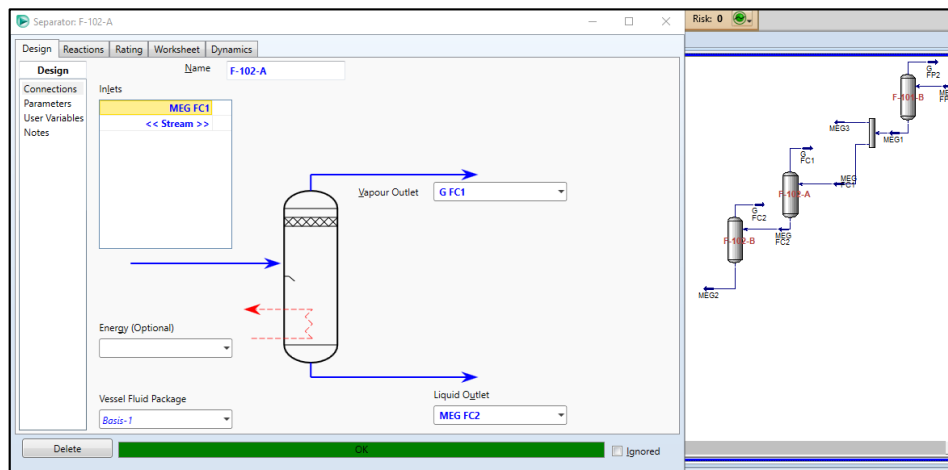
- El glicol pasa por dos filtros de partículas.

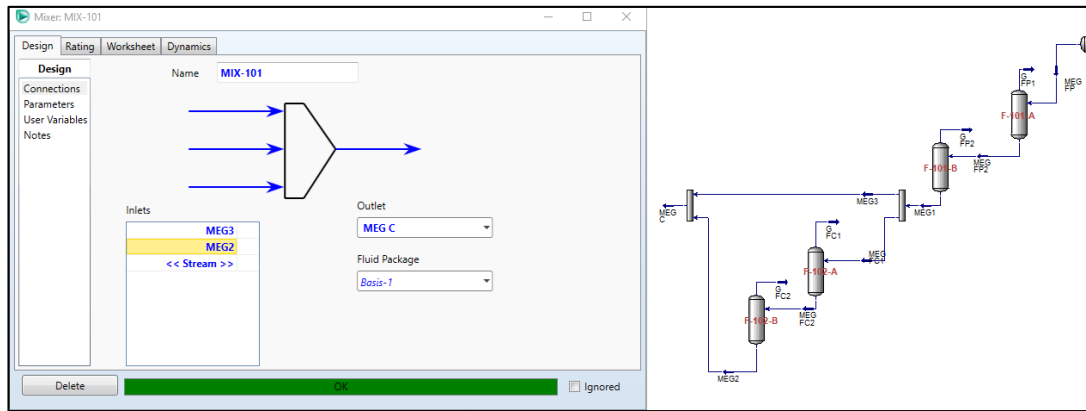


- La corriente se divide por medio de una TEE.



- Un tercio de la corriente que ingresa pasa por dos filtros de carbón. Luego se unen para ingresar al regenerador.

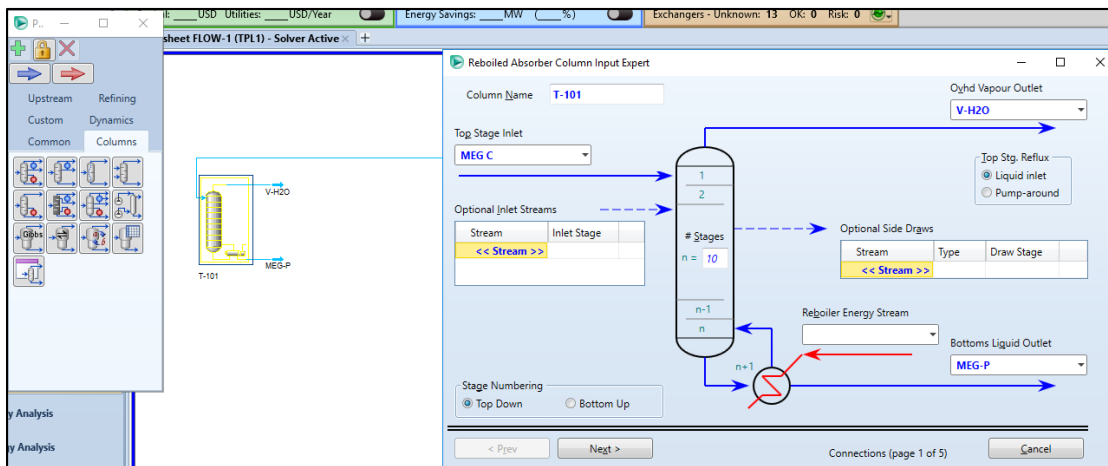




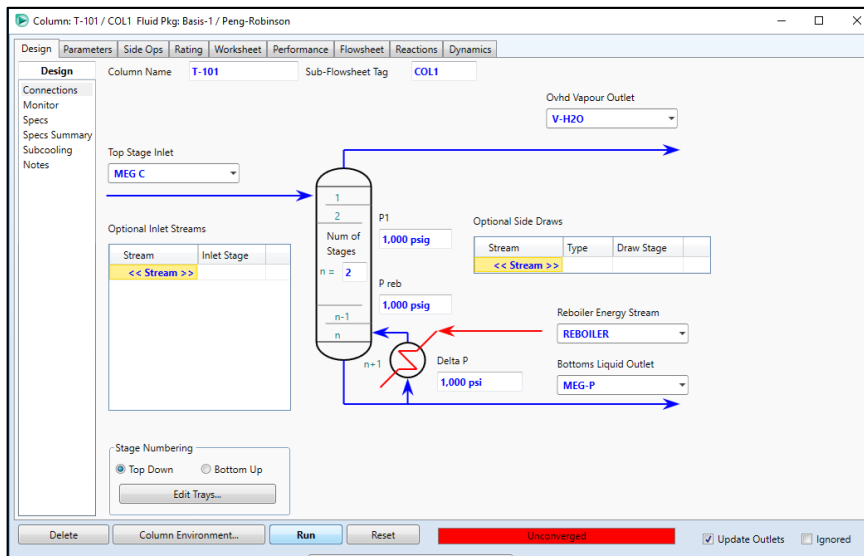
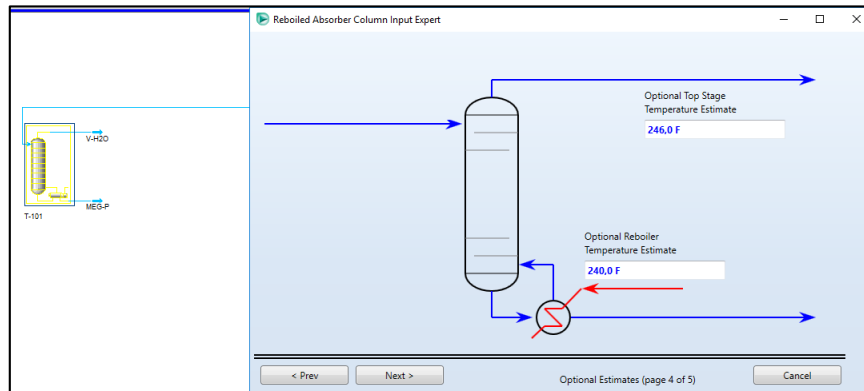
- En los filtros de partículas y carbón activado se observa que el ΔP es menor a 12 psig.

Material Stream: MEG C		Material Stream: MEG FP	
Worksheet	Value	Worksheet	Value
Conditions	Vapour / Phase Fraction: 0,0000	Conditions	Vapour / Phase Fraction: 0,0000
Properties	Temperature [F]: 140,0	Properties	Temperature [F]: 140,0
Composition	Pressure [psig]: 412,9	Composition	Pressure [psig]: 415,9
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]: 2,922	Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]: 2,922
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]: 1,220e+004	Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]: 1,220e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]: 22,65	K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]: 22,65
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]: -1,537e+005	User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]: -1,537e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]: -5,942	Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]: -5,942
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]: -4,933e+007	Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]: -4,933e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]: 22,12	Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]: 22,12
	Fluid Package: Basis-1		Fluid Package: Basis-1
	Utility Type:		Utility Type:

- Desde la paleta de objetos se toma una columna con reboiler, se colocan las corrientes y se hace clic en **Next**.

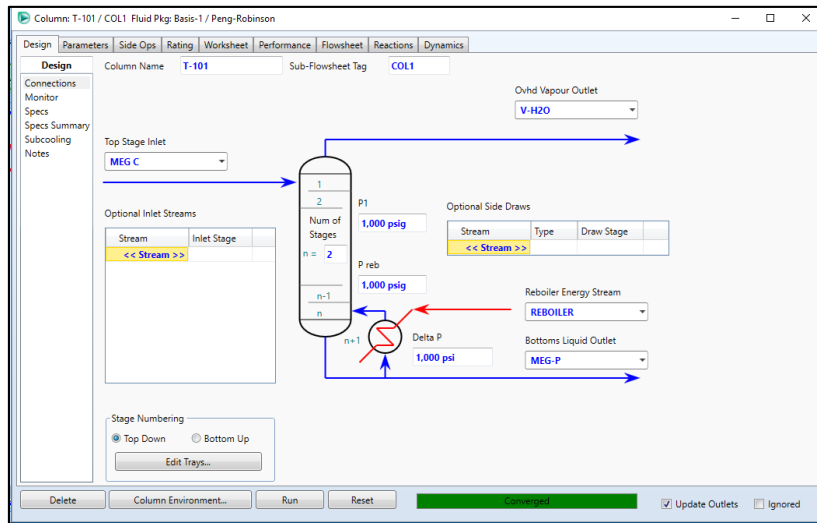


- Se añade una presión y temperatura opcional para el fondo y tope de la torre.

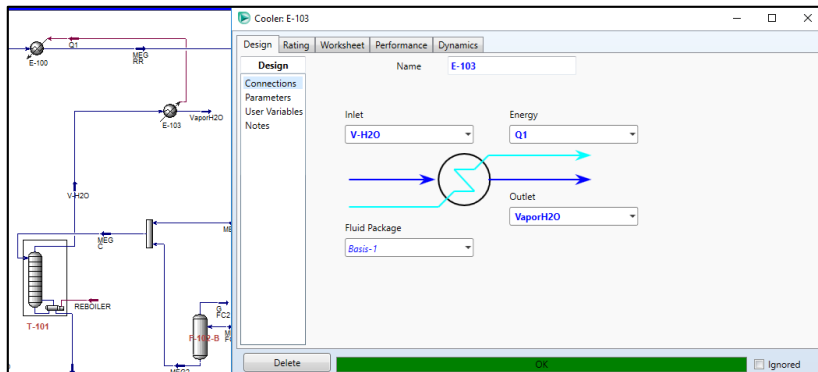


- Para que el sistema converja se necesita una especificación, en este caso se añade la composición del MEG pobre.

Specifications	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
Ovhld Prod Rate	0.1500 MMSCFD	0.2715	0.8097	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Btms Prod Rate	<empty>	2.651	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Boilup Ratio	<empty>	0.3064	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Comp Fraction	0.7700	0.7700	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>



- El vapor de agua que sale por el tope de la torre de conecta a un Cooler, cediendo calor al calentador.



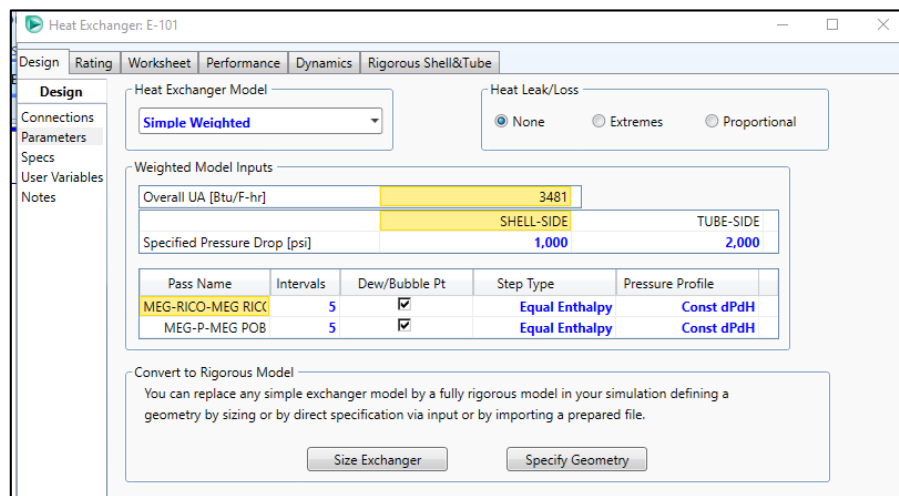
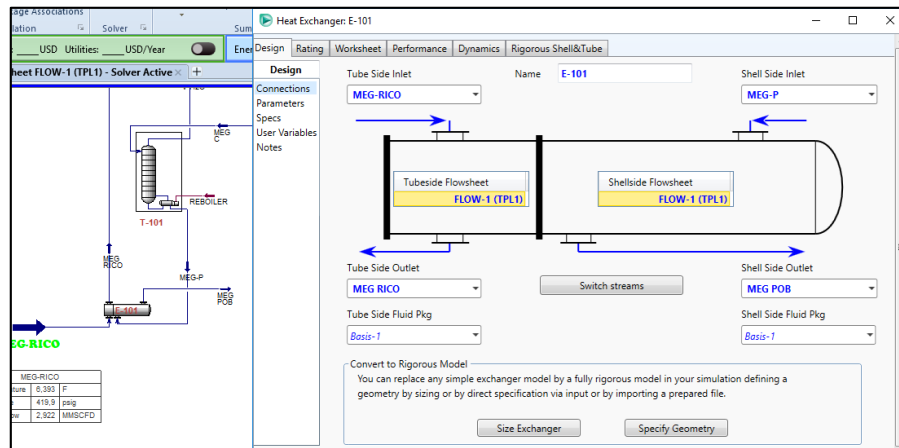
- Arrastre de glicol en el vapor de agua actual y con los nuevos valores de presión y temperatura.

Component	CompMassFlow	Total
Methane	0.2189	659,1629 lb/hr
Ethane	0.0028	
Propane	0.0001	
i-Butane	0.0000	
n-Butane	0.0000	
i-Pentane	0.0000	
n-Pentane	0.0000	
n-Hexane	0.0000	
n-Heptane	0.0000	
n-Octane	0.0000	
n-Nonane	0.0000	
CO2	150.9316	
Nitrogen	0.2200	
H2O	474.7557	
EGlycol	33.0339	

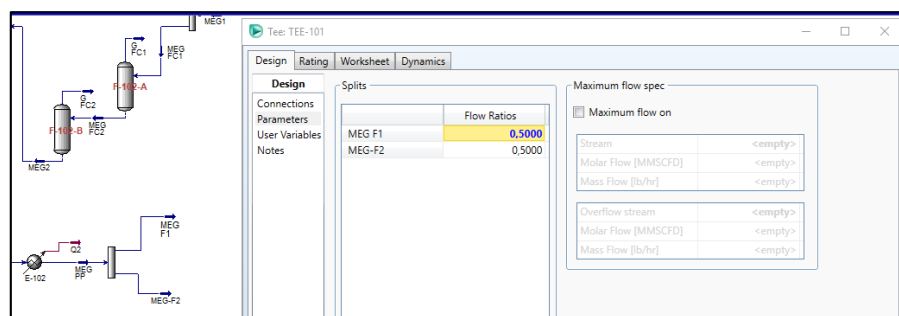
Component	CompMassFlow	Total
Methane	0.1667	584,0676 lb/hr
Ethane	0.0022	
Propane	0.0001	
i-Butane	0.0000	
n-Butane	0.0000	
i-Pentane	0.0000	
n-Pentane	0.0000	
n-Hexane	0.0000	
n-Heptane	0.0000	
n-Octane	0.0000	
n-Nonane	0.0000	
CO2	119.9596	
Nitrogen	0.1695	
H2O	432.9982	
EGlycol	29.7712	

Como se aprecia en las figuras anteriores, con los nuevos valores se tiene un menor arrastre de gas y MEG en la corriente de vapor de agua, que se ventea a la atmosfera

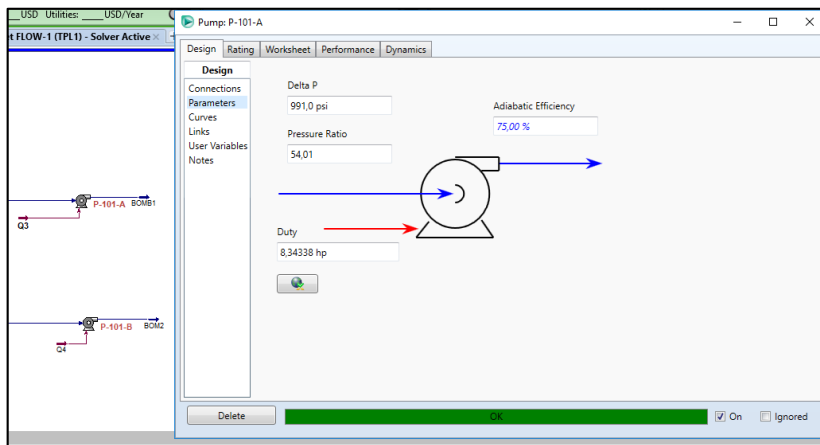
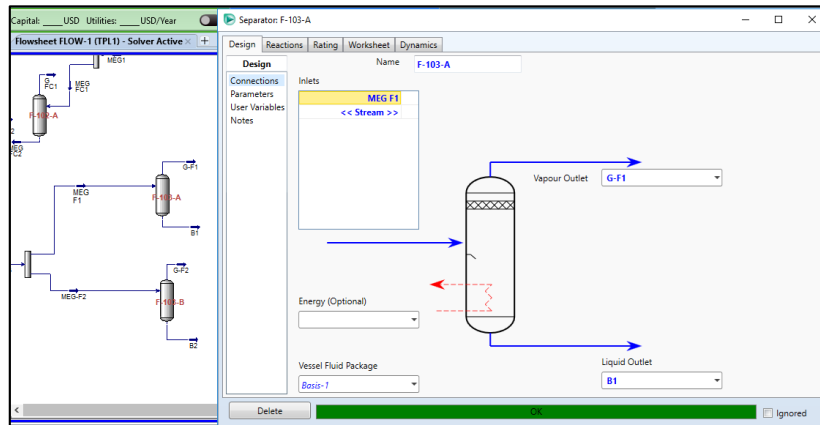
- El glicol regenerado que sale de la torre ingresa al intercambiador de calor E-101, por la coraza e intercambia calor con el MEG RICO de entrada.



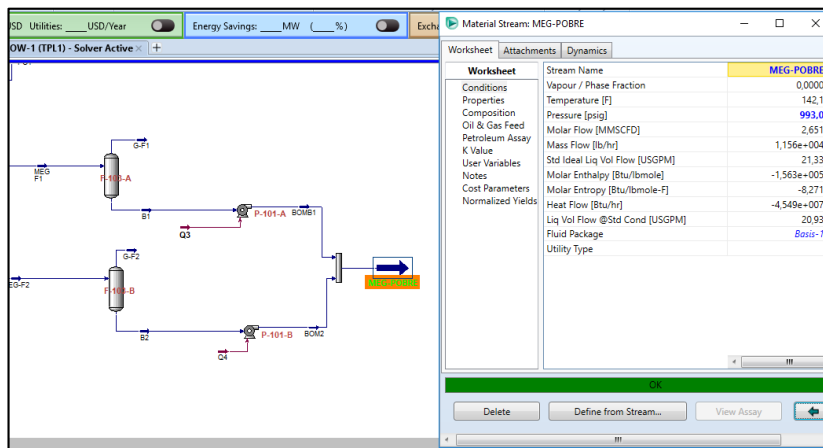
- El glicol pobre pasa por un enfriador y por una TEE para dividirse en dos.



- El glicol se dirige a dos filtros. Luego pasar por dos bombas para recuperar su presión.



- Las corrientes de glicol se unen con un Mixer, para continuar su inyección en los intercambiadores de calor y chiller.



Material Stream: MEG-POBRE

Property	Value
Stream Name	MEG-POBRE
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [F]	142,1
Pressure [psig]	993,0
Molar Flow [MMSCFD]	2,651
Mass Flow [lb/hr]	1,156e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	21,33
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,563e+005
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-8,271
Heat Flow [Btu/hr]	-4,549e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [USGPM]	20,93
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	

Component	Mass Fraction
Methane	0,0000
Ethane	0,0000
Propane	0,0000
i-Butane	0,0000
n-Butane	0,0000
i-Pentane	0,0000
n-Pentane	0,0000
n-Hexane	0,0000
n-Heptane	0,0000
n-Octane	0,0000
n-Nonane	0,0000
CO2	0,0000
Nitrogen	0,0000
H2O	0,2300
EGlycol	0,7700

- Con la herramienta **Sub-Flowsheet** se vuelve a la anterior hoja de trabajo, llevando la corriente de MEG POBRE.

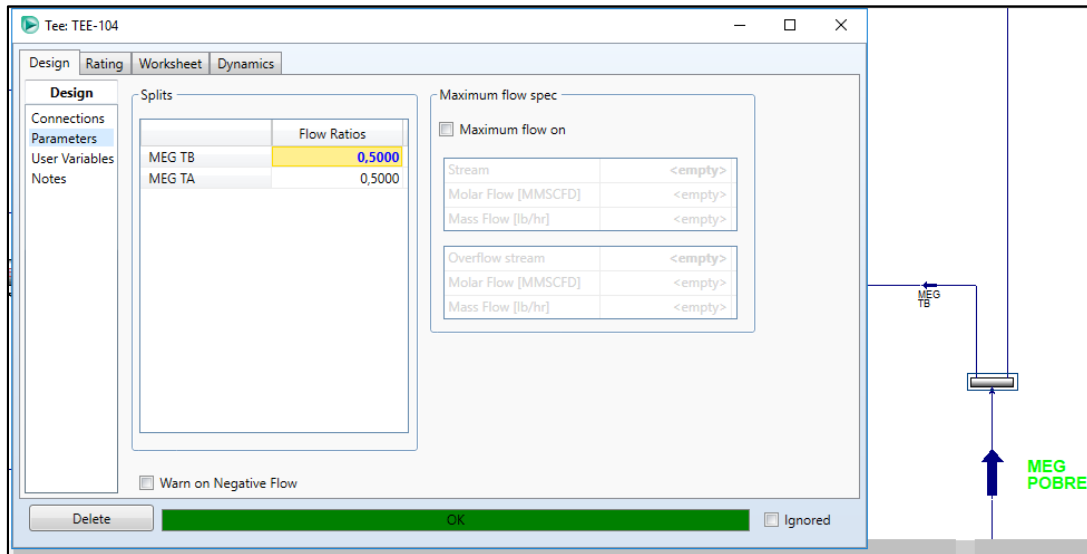
Sub-Flowsheet Operation - Standard Sub-Flowsheet: FLOW-1

Name: FLOW-1 Tag: TPL1

Internal Stream	External Stream
MEG-RICO	MEG RICO
REBOILER	<empty>
RepMEG	<empty>
Q3	<empty>
MEG P	<empty>
Q4	<empty>
** New **	<empty>

Internal Stream	External Stream
G FP2	<empty>
G FC1	<empty>
G FC2	<empty>
Q2	<empty>
VaporH2O	<empty>
G-F1	<empty>
G-F2	<empty>
MEG POBRE	MEG POBRE
** New **	<empty>

- El MEG POBRE se divide en dos para su ingreso a los dos sub trenes de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío.



- Y en cada subtren la corriente se divide en dos, para su ingreso a los intercambiadores de calor y al chiller, mediante reciclos. Y de esta manera completar el circuito cerrado en la deshidratación del Gas Natural.

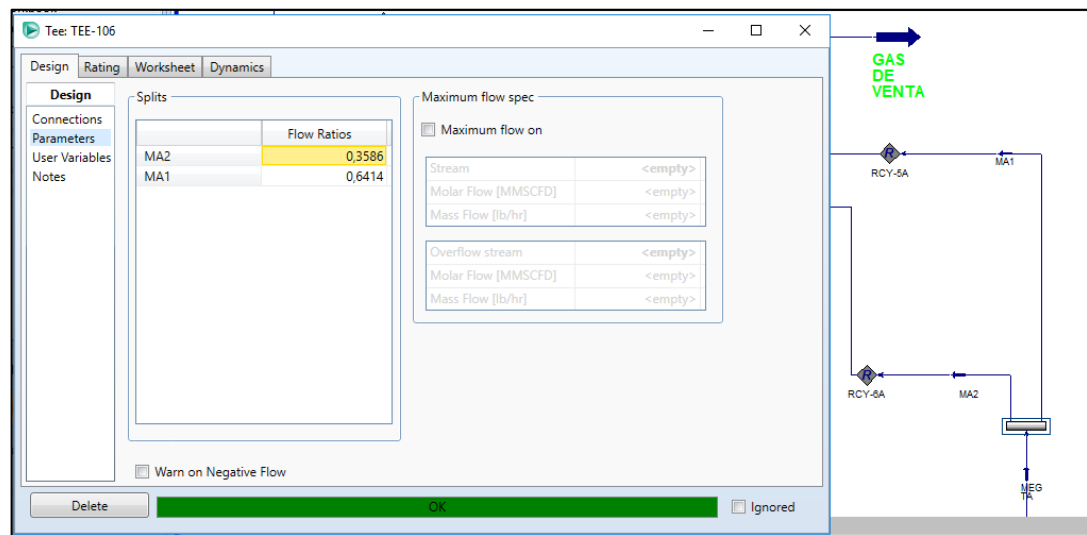
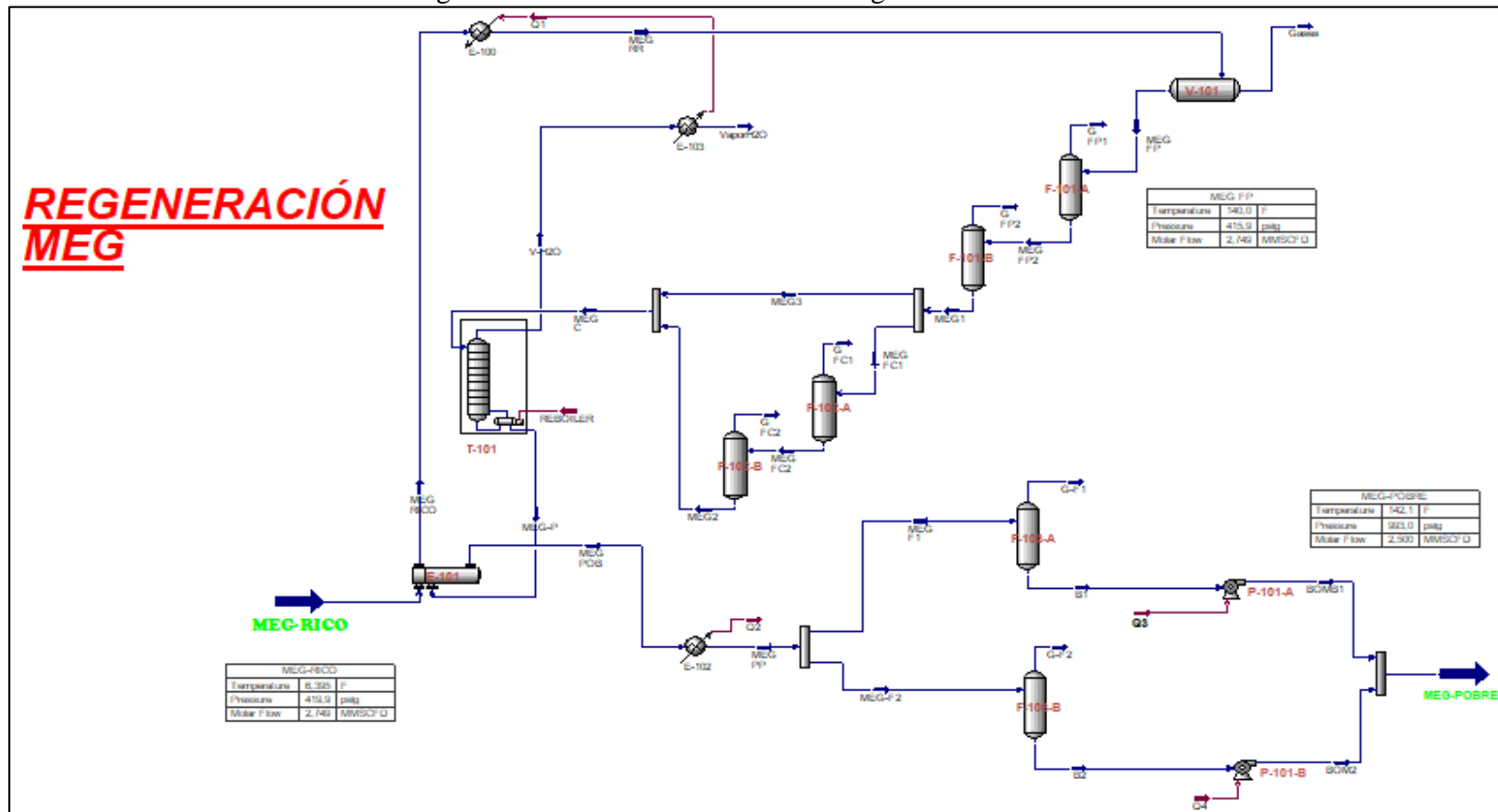


Fig. 3- 6 Simulación del Proceso de Regeneración de MEG

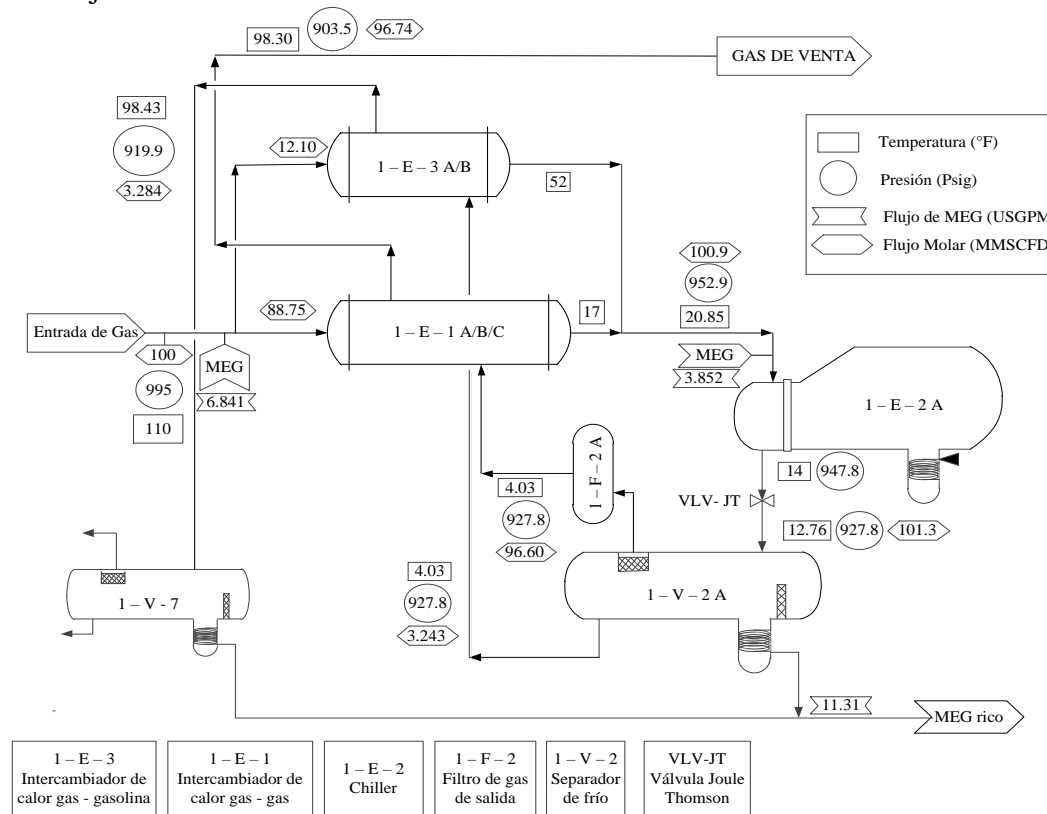


Fuente: (Elaboración propia, 2020)

3.6 DIAGRAMA DE FLUJO CON LOS NUEVOS VALORES OPTIMIZADOS

En base a la simulación realizada se tienen los nuevos valores de trabajo para la deshidratación del gas natural, ilustrados en la siguiente figura, que corresponde a un subtren A, siendo igual para el subtren B:

Fig. 3- 7 Diagrama de Flujo del Proceso de Deshidratación del Gas Natural con los nuevos valores de trabajo optimizados

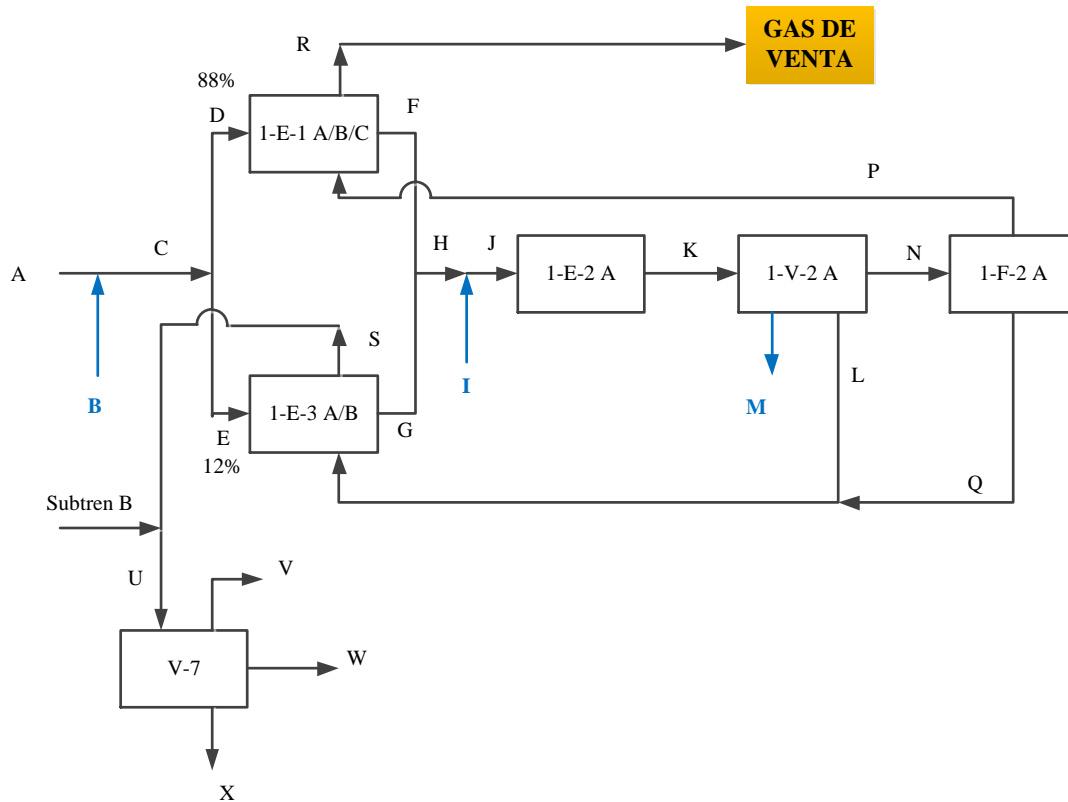


Fuente: (Elaboración propia)

3.7 BALANCE DE MATERIA

Para el balance de materia se realizó el siguiente diagrama de bloques simplificado del proceso de deshidratación de gas, del subtren A, siendo el subtren B igual.

Fig. 3- 8 Diagrama de la Deshidratación de Gas del Subtren A



Donde:

A = Entrada de Gas = 100 MMSCFD = 10 980.4693 lbmole/h

B, I = Inyección de MEG

M = MEG rico

L = Gasolina

N = Gas Natural

R = GAS DE VENTA

Con el caudal y la fracción molar se calcula el flujo molar de cada componente del gas de entrada, mediante la aplicación de la siguiente fórmula:

$$\text{Flujo molar cada componente} = \text{fracción molar} * \text{flujo molar total} \quad (3-4)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Tabla III-5 Fracciones molares y flujos del Gas de Entrada del Subtren A

Compuesto	Fracción Molar	Flujo Molar (lbmole/h)
C ₁	0.8664	9 513.1711
C ₂	0.0631	692.4504
C ₃	0.0229	251.0135
i-C ₄	0.0043	47.5894
n-C ₄	0.0069	75.4139
i-C ₅	0.0030	32.9963
n-C ₅	0.0023	24.7829
C ₆	0.0026	28.1210
C ₇	0.0017	18.5680
C ₈	0.0008	8.5757
C ₉	0.0003	3.2063
CO ₂	0.0203	222.6620
N ₂	0.0044	48.7203
H ₂ O	0.0012	13.1985
MEG	0.0000	0.0000
	1.0000	10 980.4693

Fuente: (ASPEN HYSYS v8.8, 2020)

Se tiene la corriente “B”, correspondiente a la inyección de MEG pobre a los intercambiadores de calor:

$$B = 6.841 \text{ GPM}$$

$$B = \frac{6.841 \frac{\text{Galones}}{\text{minutos}} * \frac{1 \text{ft}^3}{7.48052 \text{ Galones}} * \frac{60 \text{ minutos}}{1 \text{ h}} * 66.87 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{39.72 \frac{\text{lb}}{\text{lbmole}}}$$

$$B = 92.3764 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}}$$

Cálculo de C:

$$C = A + B \quad (3-5)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

$$C = 10\,980.4693 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}} + 92.3764 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}} = 11\,072.8457 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}}$$

$$C = 11\,072.8457 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}}$$

El flujo molar de B (MEG al 77% y 23% H₂O) se suma a la corriente A, para obtener C. Con este nuevo flujo molar total se calcula la nueva fracción molar de cada componente:

Tabla III-6 Flujo molar y fracción molar de C

Compuesto	B	C	
	MEG	Flujo molar (lbmole/h)	Fracción molar
C ₁	0	9513.1711	0.8591
C ₂	0	692.4504	0.0625
C ₃	0	251.0135	0.0227
i-C ₄	0	47.5894	0.0043
n-C ₄	0	75.4139	0.0068
i-C ₅	0	32.9963	0.0030
n-C ₅	0	24.7829	0.0022
C ₆	0	28.1210	0.0025
C ₇	0	18.5680	0.0017
C ₈	0	8.5757	0.0008
C ₉	0	3.2063	0.0003
CO ₂	0	222.6620	0.0201
N ₂	0	48.7203	0.0044
H ₂ O	21.2466	34.4451	0.0031
MEG	77.1298	71.1298	0.0064
	92.3764	11 072.8457	1.0000

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Balance de materia en los intercambiadores de calor gas/gas y gas/gasolina

La corriente C se divide para ingresar a los intercambiadores de calor por los tubos, y ambas salidas se vuelven a unir, por tanto:

$$C = D + E \quad (3-6)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

$$D = F$$

$$E = G$$

$$F + G = H$$

Se tiene la corriente “I”, correspondiente a la inyección de MEG pobre al chiller:

$$B = 3.852 \text{ GPM}$$

$$B = \frac{3.852 \frac{\text{Galones}}{\text{minuto}} * \frac{1 \text{ft}^3}{7.48052 \text{ Galones}} * \frac{60 \text{ minutos}}{1 \text{ h}} * 66.87 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{39.72 \frac{\text{lb}}{\text{lbmole}}}$$

$$B = 52.0149 \text{ lbmole/h}$$

Cálculo de J:

$$J = H + I \quad (3-7)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

$$J = 11\,072.8457 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}} + 52.0149 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}} = 11\,124.8606 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}}$$

$$J = 11\,124.8606 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}}$$

El flujo molar de I (MEG al 77% y 23% H₂O) se suma a la corriente H, para obtener J. Con este nuevo flujo molar total se calcula la nueva fracción molar de cada componente:

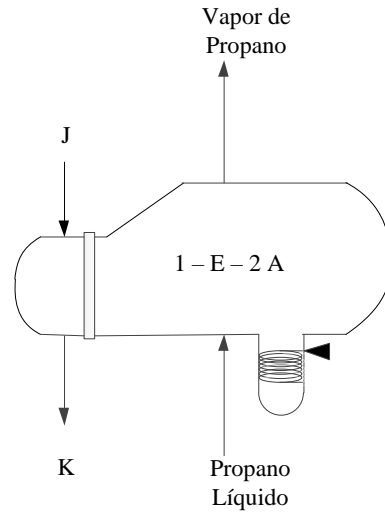
Tabla III-7 Flujo molar y fracción molar de J

Compuesto	H	I	J	
	Flujo molar	Flujo molar	Flujo molar	Fracción molar
C ₁	9513.1711	0.0000	9513.1711	0.8551
C ₂	692.4504	0.0000	692.4504	0.0622
C ₃	251.0135	0.0000	251.0135	0.0226
i-C ₄	47.5894	0.0000	47.5894	0.0043
n-C ₄	75.4139	0.0000	75.4139	0.0068
i-C ₅	32.9963	0.0000	32.9963	0.0030
n-C ₅	24.7829	0.0000	24.7829	0.0022
C ₆	28.1210	0.0000	28.1210	0.0025
C ₇	18.5680	0.0000	18.5680	0.0017
C ₈	8.5757	0.0000	8.5757	0.0008
C ₉	3.2063	0.0000	3.2063	0.0003
CO ₂	222.6620	0.0000	222.6620	0.0200
N ₂	48.7203	0.0000	48.7203	0.0044
H ₂ O	34.4451	11.9634	46.4085	0.0042
MEG	71.1298	40.0515	111.1813	0.0100
Total	11 072.8457	52.0149	11 124.8606	1.0000

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Balance en el Chiller 1-E-2 A:

Fig. 3- 9 Balance en el Chiller



Fuente: (Elaboración propia, 2020)

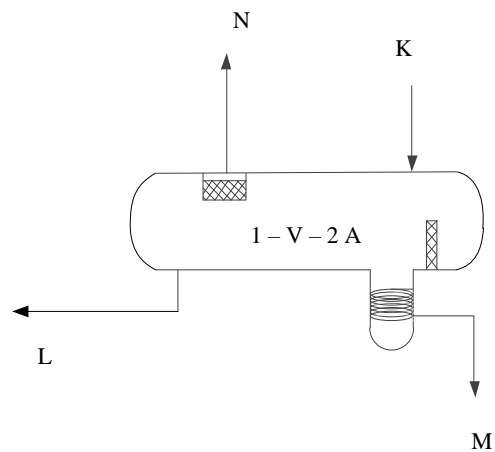
La corriente J ingresa por los tubos del chiller y sale, por tanto:

$$K = J \quad (3-8)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Balance en el separador 1-V-2 A:

Fig. 3- 10 Separador 1-V-2 A



Fuente: (Elaboración propia,2020)

Las fracciones molares de las corrientes de salida del separador son:

Tabla III-8 Fracción molar de las corrientes de salida del separador 1-V-2 A

	L	M	N
Compuesto	Fracción molar	Fracción molar	Fracción molar
C ₁	0.3913	0.0000	0.8835
C ₂	0.1209	0.0000	0.0612
C ₃	0.1152	0.0000	0.0198
i-C ₄	0.0391	0.0000	0.0032
n-C ₄	0.0766	0.0000	0.0045
i-C ₅	0.0502	0.0000	0.0014
n-C ₅	0.0424	0.0000	0.0009
C ₆	0.0634	0.0000	0.0005
C ₇	0.0475	0.0000	0.0002
C ₈	0.0232	0.0000	0.0000
C ₉	0.0089	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0207	0.0103	0.0202
N ₂	0.0007	0.0000	0.0046
H ₂ O	0.0000	0.2571	0.0000
MEG	0.0000	0.7326	0.0000
Total	1.0000	1.0000	1.0000

Fuente: (ASPEN HYSYS v8.8, 2020)

Balance global:

$$K = L + M + N \quad (3-9)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Balance de materia parcial para el metano:

$$x_{KC_1} * K = x_{LC_1} * L + x_{MC_1} * M + x_{NC_1} * N$$

$$x_{KC_1} * K = x_{LC_1} * L + x_{NC_1} * N \quad (3-10)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Balance de materia parcial para el agua:

$$x_{KH_2O} * K = x_{LH_2O} * L + x_{MH_2O} * M + x_{NH_2O} * N$$

$$x_{KH_2O} * K = +x_{MH_2O} * M$$

$$M = \frac{x_{KH_2O} * K}{x_{MH_2O}}$$

$$M = \frac{0.0042 * 11\,124.8606 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}}}{0.2571}$$

$$M = 181.7363 \frac{\text{lbmole}}{\text{h}}$$

Despejando N de la ecuación (3-9):

$$N = K - L - M$$

$$N = 11\,124.8606 \frac{\text{lbmole}}{h} - 181.7363 \frac{\text{lbmole}}{h} - L$$

$$N = 10\,943.1243 \frac{\text{lbmole}}{h} - L \quad (3-11)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Reemplazando la ecuación (3-11) en (3-10):

$$x_{KC_1} * K = x_{LC_1} * L + x_{NC_1} * \left(10\,943.1243 \frac{\text{lbmole}}{h} - L \right)$$

$$x_{KC_1} * K = x_{LC_1} * L + x_{NC_1} * 10\,943.1243 \frac{\text{lbmole}}{h} - x_{NC_1} * L$$

$$x_{KC_1} * K - x_{NC_1} * 10\,943.1243 \frac{\text{lbmole}}{h} = L * (x_{LC_1} - x_{NC_1})$$

$$L = \frac{x_{KC_1} * K - x_{NC_1} * 10\,943.1243 \frac{\text{lbmole}}{h}}{(x_{LC_1} - x_{NC_1})}$$

$$L = \frac{0.8551 * 11\,124.8606 \frac{\text{lbmole}}{h} - 0.8835 * 10\,943.1243 \frac{\text{lbmole}}{h}}{(0.3913 - 0.8835)}$$

$$L = 315.6888 \frac{\text{lbmole}}{h}$$

L se reemplaza en (3-11):

$$N = 10\,943.1243 \frac{\text{lbmole}}{h} - 315.6888 \frac{\text{lbmole}}{h}$$

$$N = 10\,627.4355 \frac{\text{lbmole}}{h}$$

Teniendo los flujos globales de cada corriente de salida del separador, con sus fracciones calculamos el flujo molar de cada compuesto presente en la muestra, como se muestra a continuación:

Tabla III-9 Flujo molar de cada componente de las corrientes de salida del separador
1-V-2 A

	L	M	N
Compuesto	Flujo molar (lbmole/h)	Flujo molar (lbmole/h)	Flujo molar (lbmole/h)
C ₁	123.5290	0.0000	9389.3393
C ₂	38.1668	0.0000	650.3991
C ₃	36.3673	0.0000	210.4232
i-C ₄	12.3434	0.0000	34.0078
n-C ₄	24.1818	0.0000	47.8235
i-C ₅	15.8476	0.0000	14.8784
n-C ₅	13.3852	0.0000	9.5647
C ₆	20.0147	0.0000	5.3137
C ₇	14.9952	0.0000	2.1255
C ₈	7.3240	0.0000	0.0000
C ₉	2.8096	0.0000	0.0000
CO ₂	6.5348	1.8719	214.6742
N ₂	0.2210	0.0000	48.8862
H ₂ O	0.0000	46.7244	0.0000
MEG	0.0000	133.1400	0.0000
Total	315.6888	181.7363	10627.4355

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

En el filtro de gas no se tiene flujo en Q, por tanto:

$$N = P \quad (3-12)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

P ingresa por la coraza de los intercambiadores de calor gas/gas y sale, por tanto:

$$P = R \quad (3-13)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

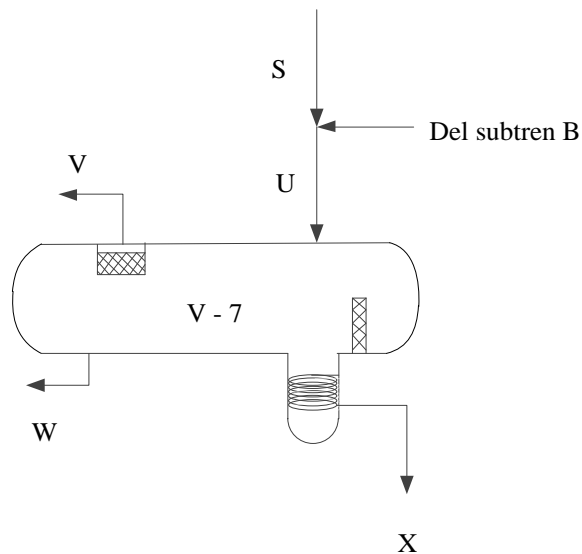
L ingresa por la coraza de los intercambiadores de calor gas/gasolina y sale, por tanto:

$$L = S \quad (3-14)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Balance en el separador V-7

Fig. 3- 11 Balance en el Separador V-7



Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Las fracciones molares de las corrientes de salida del separador son:

Tabla III-10 Fracción molar de las corrientes de salida del separador V-7

	V	W
Compuesto	Fracción molar	Fracción molar
C ₁	0.7127	0.1186
C ₂	0.1406	0.1042
C ₃	0.0690	0.1543
i-C ₄	0.0125	0.0616
n-C ₄	0.0188	0.1257
i-C ₅	0.0060	0.0877
n-C ₅	0.0040	0.0749
C ₆	0.0023	0.1153
C ₇	0.0007	0.0873
C ₈	0.0001	0.0427
C ₉	0.0000	0.0164
CO ₂	0.0318	0.0113
N ₂	0.0015	0.0001
H ₂ O	0.0000	0.0000
MEG	0.0000	0.0000
Total	1.0000	1.0000

Fuente: (ASPEN HYSYS v8.8,2020)

Nota. - No se tiene flujo en la corriente de salida X de MEG.

Balance global

$$U = V + W \quad (3-15)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Despejando V:

$$V = U - W \quad (3-16)$$

U, es la corriente de gasolina. Sabiendo que el separador V-7 es común para ambos subtrenes, entonces U será el doble de L, por la corriente que se une proveniente del subtren B:

$$U = 2 * L \quad (3-17)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

$$U = 2 * 315.6888 \frac{lbmole}{h}$$

$$U = 631.3776 \frac{lbmole}{h}$$

Balance de materia parcial para el metano:

$$x_{UC_1} * U = x_{VC_1} * V + x_{WC_1} * W \quad (3-18)$$

Reemplazando la ecuación (3-16) en (3-18):

$$x_{UC_1} * U = x_{VC_1} * (U - W) + x_{WC_1} * W$$

$$x_{UC_1} * U = x_{VC_1} * U - x_{VC_1} W + x_{WC_1} * W$$

$$x_{UC_1} * U - x_{VC_1} * U = x_{WC_1} * W - x_{VC_1} W$$

$$(x_{UC_1} - x_{VC_1}) * U = (x_{WC_1} - x_{VC_1}) * W$$

$$W = \frac{(x_{UC_1} - x_{VC_1}) * U}{(x_{WC_1} - x_{VC_1})}$$

$$W = \frac{(0.3913 - 0.7127) * 631.3776 \frac{lbmole}{h}}{0.1186 - 0.7127}$$

$$W = 341.5667 \frac{lbmole}{h}$$

De la ecuación (3-16) se calcula V:

$$V = 631.3776 \frac{lbmole}{h} - 341.5667 \frac{lbmole}{h}$$

$$V = 289.8109 \frac{lbmole}{h}$$

Con los flujos molares de V y W, se calcula el flujo molar de cada compuesto:

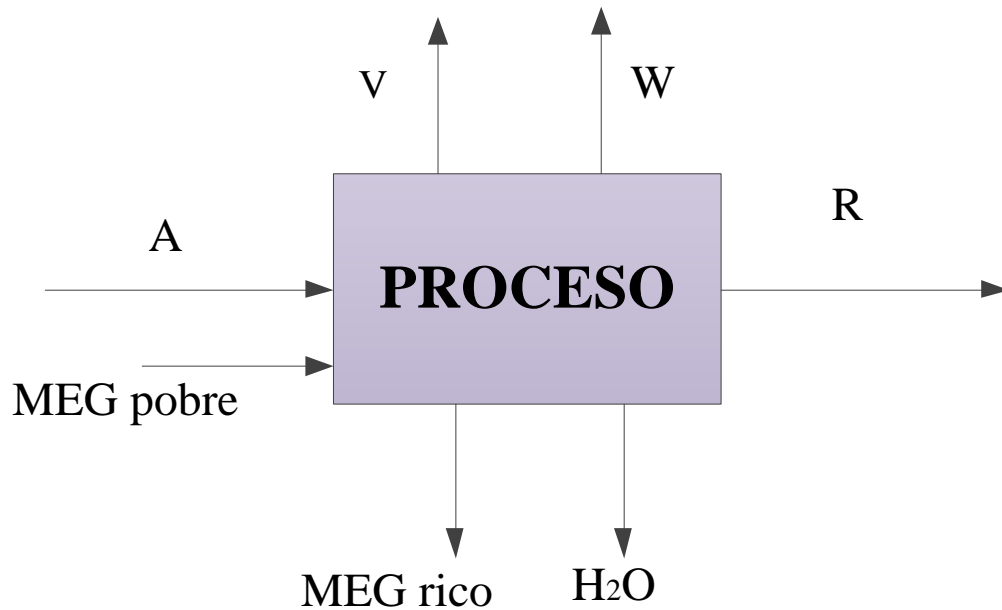
Tabla III-11 Flujo molar de las corrientes de salida del separador V-7

	V	W
Compuesto	Flujo molar (lbmole/h)	Flujo molar (lbmole/h)
C ₁	206.5482	40.5098
C ₂	40.7474	35.5913
C ₃	19.9970	52.7037
i-C ₄	3.6226	21.0405
n-C ₄	5.4484	42.9349
i-C ₅	1.7389	29.9554
n-C ₅	1.1592	25.5833
C ₆	0.6666	39.3826
C ₇	0.2029	29.8188
C ₈	0.0290	14.5849
C ₉	0.0000	5.6017
CO ₂	9.2160	3.8597
N ₂	0.4347	0.0342
H ₂ O	0.0000	0.0000
MEG	0.0000	0.0000
Total	289.8109	341.5667

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Resumen global de los datos principales de entrada y salida de un subtren del proceso de deshidratación de gas en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío

Fig. 3- 12 Resumen global del Proceso



Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Donde:

MEG pobre = B + I

MEG rico = M

Balance Global del Proceso:

ENTRADA = SALIDA

$$A + B + I = R + M + V + W \quad (3-19)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Nota. – como V y W salen del separador V-7, que es común para ambos subtrenes, solo se toma en cuenta la mitad de cada corriente.

$$(10\,980.4693 + 92.3764 + 52.0149) \frac{\text{lbmole}}{h} = (10\,627.4355 + 181.7363 + \frac{289.8109}{2} + \frac{341.5667}{2}) \frac{\text{lbmole}}{h}$$

$$11\,124.8606 \frac{\text{lbmole}}{h} = 11\,124.8606 \frac{\text{lbmole}}{h}$$

Balance para el H₂O:

$$H_2O_{ENTRADA} = H_2O_{SALIDA} \quad (3-20)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

$$x_{AH_2O} * A + x_{BH_2O} * B + x_{IH_2O} * I = x_{MH_2O} * M$$

$$0.0012 * 10\,980.4693 + 0.23 * 92.3764 + 0.23 * 52.0149 = 0.2571 * 181.7363$$

$$46.3866 \frac{\text{lbmole}}{h} = 46.7244 \frac{\text{lbmole}}{h}$$

Tabla III-12 Resumen Global del Balance de Materia


Compuesto	ENTRADAS (lbmole/h)			SALIDAS (lbmole/h)			
	Entrada de Gas	Inyección de Glicol		M	V	W	R
	A	B	I				
C ₁	9 513.1711	0.0000	0.0000	0.0000	206.5482	40.5098	9389.3393
C ₂	692.4504	0.0000	0.0000	0.0000	40.7474	35.5913	650.3991
C ₃	251.0135	0.0000	0.0000	0.0000	19.9970	52.7037	210.4232
i-C ₄	47.5894	0.0000	0.0000	0.0000	3.6226	21.0405	34.0078
n-C ₄	75.4139	0.0000	0.0000	0.0000	5.4484	42.9349	47.8235
i-C ₅	32.9963	0.0000	0.0000	0.0000	1.7389	29.9554	14.8784
n-C ₅	24.7829	0.0000	0.0000	0.0000	1.1592	25.5833	9.5647
C ₆	28.1210	0.0000	0.0000	0.0000	0.6666	39.3826	5.3137
C ₇	18.5680	0.0000	0.0000	0.0000	0.2029	29.8188	2.1255
C ₈	8.5757	0.0000	0.0000	0.0000	0.0290	14.5849	0.0000
C ₉	3.2063	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	5.6017	0.0000
CO ₂	222.6620	0.0000	0.0000	1.8719	9.2160	3.8597	214.6742
N ₂	48.7203	0.0000	0.0000	0.0000	0.4347	0.0342	48.8862
H ₂ O	13.1985	21.2466	11.9634	46.7244	0.0000	0.0000	0.0000
MEG	0.0000	71.1298	40.0515	133.1400	0.0000	0.0000	0.0000
TOTAL	10 980.4693	92.3764	52.0149	181.7363	289.8109	341.5667	10 627.4355

Fuente: (Elaboración propia, 2020)


Nota. - V y W es el flujo de ambos subtrenes.

3.8 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA POR EL SIMULADOR

3.8.1 Balance de materia y energía de la deshidratación del gas

1	 LEGENDS Bedford, MA USA		Case Name: HYSYS SÁBALO OPT.HSC			
2			Unit Set: Field			
3			Date/Time: Sun Jul 19 06:32:04 2020			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6						
7						
8						
9	Material Streams					
10						Fluid Pkg: All
11	Name	Sub Tren A	Sub Tren B	MEG A1	MEG A2	GAS TREN A
12	Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.9913
13	Temperature (F)	110.0	110.0	142.1 *	142.1 *	110.9
14	Pressure (psia)	1010	1010	1008 *	1008 *	1008
15	Molar Flow (lbmole/hr)	1.098e+004	1.098e+004	93.35	52.56	1.107e+004
16	Mass Flow (lb/hr)	2.129e+005	2.129e+005	3708	2088	2.166e+005
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.323e+004	4.323e+004	234.6 *	132.1 *	4.347e+004
18	Name	GA IQ G/G	GA IQ G/GS	GasA1	GA IQ G/G1	GasA2
19	Vapour Fraction	0.9913	0.9913	1.0000	0.9642	1.0000
20	Temperature (F)	110.9	110.9	4.030 *	13.00 *	106.4
21	Pressure (psia)	1008	1008	942.5 *	994.3	934.4
22	Molar Flow (lbmole/hr)	9745	1329	1.062e+004 *	9745	1.062e+004
23	Mass Flow (lb/hr)	1.906e+005	2.599e+004	1.974e+005	1.906e+005	1.974e+005
24	Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.825e+004	5216	4.118e+004	3.825e+004	4.118e+004
25	Name	GasA3	GA IQ G/G2	GA CH1	GasA4	GasolinaA1
26	Vapour Fraction	1.0000	0.9655	0.9668	1.0000	0.0000
27	Temperature (F)	102.3	15.00 *	17.00 *	98.30	4.030 *
28	Pressure (psia)	926.3	981.0	967.6	918.2	942.5 *
29	Molar Flow (lbmole/hr)	1.062e+004	9745	9745	1.062e+004	356.1 *
30	Mass Flow (lb/hr)	1.974e+005	1.906e+005	1.906e+005	1.974e+005	1.543e+004
31	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.118e+004	3.825e+004	3.825e+004	4.118e+004	2077
32	Name	GasolinaA2	GA IQ G/GS1	GasolinaA3	GA CH2	Gas CH
33	Vapour Fraction	0.2908	0.9809	0.2831	0.9815	0.9690
34	Temperature (F)	103.8	50.00 *	99.60	52.00 *	20.85
35	Pressure (psia)	938.6	1000	934.6	992.5	967.6
36	Molar Flow (lbmole/hr)	356.1	1329	356.1	1329	1.107e+004
37	Mass Flow (lb/hr)	1.543e+004	2.599e+004	1.543e+004	2.599e+004	2.166e+005
38	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2077	5216	2077	5216	4.347e+004
39	Name	GA CHILLER	PropanoLA	PropanoGA	GA VL	GA SP
40	Vapour Fraction	0.9649	0.2050 *	0.8923	0.9604	0.9598
41	Temperature (F)	21.87	13.70	13.70	14.00 *	12.76
42	Pressure (psia)	967.6	49.70 *	49.70	962.5	942.5
43	Molar Flow (lbmole/hr)	1.113e+004	258.9	258.9	1.113e+004	1.113e+004
44	Mass Flow (lb/hr)	2.187e+005	1.142e+004	1.142e+004	2.187e+005	2.187e+005
45	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.360e+004	1543 *	1543	4.360e+004	4.360e+004
46	Name	GA F2	GasolinaA4	A-MEG	GasA	GasolinaA5
47	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
48	Temperature (F)	4.030 *	4.030	4.030	4.030	4.030
49	Pressure (psia)	942.5	942.5	942.5	942.5	942.5
50	Molar Flow (lbmole/hr)	1.061e+004	356.1	160.3	1.061e+004	0.0000
51	Mass Flow (lb/hr)	1.972e+005	1.543e+004	6092	1.972e+005	0.0000
52	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.113e+004	2077	387.8	4.113e+004	0.0000
53	Name	GasolinaA	MEGB1	MEG B2	GAS TREN B	GB IQ G/G
54	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.9912	0.9912
55	Temperature (F)	4.030	142.1 *	142.1 *	110.9	110.9
56	Pressure (psia)	942.5	1008 *	1008 *	1008	1008
57	Molar Flow (lbmole/hr)	356.1	93.63	52.61	1.107e+004	9745
58	Mass Flow (lb/hr)	1.543e+004	3720	2090	2.166e+005	1.906e+005
59	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2077	235.3 *	132.2 *	4.347e+004	3.825e+004
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.8 (34.0.0.8909)		Page 1 of 3	


Fuente: (ASPEN HYSYS v8.8, 2020)

1	 LEGENDS Bedford, MA USA		Case Name: HYSYS SÁBALO OPT.HSC			
2			Unit Set: Field			
3			Date/Time: Sun Jul 19 06:32:04 2020			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8						
9	Material Streams (continued)					
10					Fluid Pkg: All	
11	Name	GB IQ G/GS	GasB1	GasB2	GB IQ G/G1	GasB3
12	Vapour Fraction	0.9912	1.0000	1.0000	0.9642	1.0000
13	Temperature (F)	110.9	4.030 *	106.4	13.00 *	102.3
14	Pressure (psia)	1008	942.5 *	934.4	994.3	926.3
15	Molar Flow (lbmole/hr)	1329	1.062e+004 *	1.062e+004	9745	1.062e+004
16	Mass Flow (lb/hr)	2.599e+004	1.974e+005	1.974e+005	1.906e+005	1.974e+005
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	5216	4.118e+004	4.118e+004	3.825e+004	4.118e+004
18	Name	GB IQ G/G2	GasB4	GB CH1	GasolinaB1	GasolinaB2
19	Vapour Fraction	0.9655	1.0000	0.9668	0.0000	0.2909
20	Temperature (F)	15.00 *	98.30	17.00 *	4.030 *	103.8
21	Pressure (psia)	981.0	918.2	967.6	942.5 *	938.6
22	Molar Flow (lbmole/hr)	9745	1.062e+004	9745	356.1 *	356.1
23	Mass Flow (lb/hr)	1.906e+005	1.974e+005	1.906e+005	1.543e+005	1.543e+004
24	Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.825e+004	4.118e+004	3.825e+004	2077	2077
25	Name	GB IQ G/GS1	GasolinaB3	GB CH2	GB CH	GB CHILLER
26	Vapour Fraction	0.9809	0.2831	0.9815	0.9690	0.9649
27	Temperature (F)	50.00 *	99.61	52.00 *	20.85	21.87
28	Pressure (psia)	1000	934.6	992.5	967.6	967.6
29	Molar Flow (lbmole/hr)	1329	356.1	1329	1.107e+004	1.113e+004
30	Mass Flow (lb/hr)	2.599e+004	1.543e+004	2.599e+004	2.166e+005	2.187e+005
31	Liquid Volume Flow (barrel/day)	5216	2077	5216	4.347e+004	4.360e+004
32	Name	PropanoLB	PropanoGB	GB VL	GB SP	GB F2
33	Vapour Fraction	0.2050 *	0.8924	0.9604	0.9597	1.0000
34	Temperature (F)	13.70	13.69	14.00 *	12.76	4.030 *
35	Pressure (psia)	49.70 *	49.70	962.5	942.5	942.5
36	Molar Flow (lbmole/hr)	258.9	258.9	1.113e+004	1.113e+004	1.061e+004
37	Mass Flow (lb/hr)	1.142e+004	1.142e+004	2.187e+005	2.187e+005	1.972e+005
38	Liquid Volume Flow (barrel/day)	1543 *	1543	4.360e+004	4.360e+004	4.113e+004
39	Name	GasolinaB4	B-MEG	Gas B	GasolinaB5	GasolinaB
40	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
41	Temperature (F)	4.030	4.030	4.030	4.030	4.030
42	Pressure (psia)	942.5	942.5	942.5	942.5	942.5
43	Molar Flow (lbmole/hr)	356.1	160.6	1.061e+004	0.0000	356.1
44	Mass Flow (lb/hr)	1.543e+004	6106	1.972e+005	0.0000	1.543e+004
45	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2077	388.7	4.113e+004	0.0000	2077
46	Name	GasolinaB31	GasolinaA31	Gasolina	Gas-V7	Gasolina-V7
47	Vapour Fraction	0.2831	0.2831	0.2831	1.0000	0.0000
48	Temperature (F)	99.61 *	99.60 *	99.60	79.26	79.26
49	Pressure (psia)	934.6 *	934.6 *	934.6	434.6	434.6
50	Molar Flow (lbmole/hr)	356.1 *	356.1 *	712.2	326.9	385.3
51	Mass Flow (lb/hr)	1.543e+004	1.543e+004	3.086e+004	7508	2.335e+004
52	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2077	2077	4154	1401	2754
53	Name	MEG-V7	GasolinaV7	MEG RICO	GAS DE VENTA	GasA5
54	Vapour Fraction	0.0000	0.4590	0.0000	1.0000	1.0000
55	Temperature (F)	79.26	79.25	6.393	98.30	98.30 *
56	Pressure (psia)	434.6	434.6	434.6	918.2	918.2 *
57	Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	712.2	320.9	2.125e+004	1.062e+004 *
58	Mass Flow (lb/hr)	0.0000	3.086e+004	1.220e+004	3.948e+005	1.974e+005
59	Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	4154	776.5	8.236e+004	4.118e+004
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.8 (34.0.0.8909)		Page 2 of 3	

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

Fuente: (ASPEN HYSYS v8.8, 2020)

1	 LEGENDS Bedford, MA USA		Case Name: HYSYS SÁBALO OPT.HSC				
2			Unit Set: Field				
3			Date/Time: Sun Jul 19 06:32:04 2020				
4							
5							
6	Workbook: Case (Main) (continued)						
7							
8							
9	Material Streams (continued)					Fluid Pkg: All	
10							
11	Name	GasB5	MEG POBRE	MEG TB	MEG TA	MB1	
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (F)	98.30 *	142.1	142.1	142.1	142.1	142.1
14	Pressure (psia)	918.2 *	1008	1008	1008	1008	1008
15	Molar Flow (lbmole/hr)	1.062e+004 *	291.1	145.5	145.5	93.15	
16	Mass Flow (lb/hr)	1.974e+005	1.156e+004	5782	5782	3700	
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.118e+004	731.4	365.7	365.7	234.0	
18	Name	MB2	MA2	MA1	ALIMENTACIÓN		
19	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000		
20	Temperature (F)	142.1	142.1	142.1	110.0 *		
21	Pressure (psia)	1008	1008	1008	1010 *		
22	Molar Flow (lbmole/hr)	52.40	52.40	93.15	2.196e+004 *		
23	Mass Flow (lb/hr)	2081	2081	3700	4.258e+005		
24	Liquid Volume Flow (barrel/day)	131.6	131.6	234.0	8.646e+004		
25	Energy Streams					Fluid Pkg: All	
26							
27	Name	QA	QB				
28	Heat Flow (Btu/hr)	-1.567e+006	-1.567e+006				
29							
30							
31							
32							
33							
34							
35							
36							
37							
38							
39							
40							
41							
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.8 (34.0.0.8909)			Page 3 of 3	

Fuente: (ASPEN HYSYS v8.8, 2020)

* Specified by user.

3.9 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

A continuación, se ilustran los valores de caudal, presión y temperatura actuales y los optimizados. Con sus respectivos resultados (flujo de glicol y cantidad de agua en el gas de salida).

Tabla III-13 Comparación de los valores actuales y optimizados del proceso de Deshidratación

VARIABLES	Datos actuales	Datos optimizados
Caudal (MMSCFD)	200	
Presión (Psig)	1040	995
Temperatura (°F)	100	110
Flujo de Glicol (USGPM)	25	21.33
Cantidad de Agua en la entrada (lb/h)	474.5455	
Cantidad de Agua en la salida (lb/h)	9.1361	8.0052

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

Como se puede observar en la tabla anterior a una menor presión y mayor temperatura se tiene una menor circulación de flujo de glicol de 21.33 GPM.

3.9.1 Cálculo de la Eficiencia

La eficiencia del proceso de deshidratación se obtiene por una relación entre el agua removida con respecto al contenido de agua en el gas de entrada.

$$\% \text{ Eficiencia} = \frac{W_1 - W_2}{W_1} \quad (3-21)$$

Fuente: (Gamboa, y Portilla, 2012, p.53)

W_1 = Contenido de agua en el gas de entrada, lbH₂O/MMSCF

W_2 = Contenido de agua en el gas deshidratado, lbH₂O/MMSCF

$$\% \text{ Eficiencia (actual)} = \frac{474.5455 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}} - 9.1361 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}}}{474.5455 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}}}$$

$$\% \text{ Eficiencia(actual)} = 98.0748 \%$$

$$\% \text{ Eficiencia (opt.)} = \frac{474.5455 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}} - 8.0052 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}}}{474.5455 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}}}$$

$$\% \text{ Eficiencia (opt.)} = 98.3131 \%$$

De igual manera se calcula el contenido de agua para el cumplimiento de la especificación de la normativa vigente.

$$\text{Especificación (actual)} = \frac{\text{Cantidad de Agua en la Salida de Gas}}{\text{Caudal de Gas}} \quad (3-22)$$

Fuente: (Elaboración propia, 2020)

$$\text{Especificación (actual)} = \frac{9.1361 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}}}{200 \text{ MMSCFD}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 1.0963 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMSCF}}$$

$$\text{Especificación (opt.)} = \frac{8.0052 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{h}}}{200 \text{ MMSCFD}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 0.9606 \frac{\text{lbH}_2\text{O}}{\text{MMSCF}}$$

Ahorro de glicol = 25 USGPM – 21.33 USGPM = 3.67 USGPM = 220.6 USGPH. Se podrá tener un ahorro de 220.6 GPH de etilenglicol.

Para las nuevas condiciones de presión y temperatura, manteniendo un mismo caudal de alimentación se puede lograr una reducción del flujo de glicol de 3.67 USGPM, llegando a tener una eficiencia no muy diferente a la actual, pero superior; y el contenido de agua de salida aún se mantendría dentro de la especificación según normativa correspondiente, que indica que se debe tener un valor menor a 5.93 lbH₂O/ MMSCF de gas.


CAPÍTULO IV
ANÁLISIS ECONÓMICO

4.1 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL

El análisis económico se plantea comparando la reducción de la circulación de MEG de 25 USGPM a 21.33 USGPM.

4.1.1 Cálculo de costo de MEG

Tabla IV-1 Características del Tambor de MEG

Imagen	
Volumen (litros)	200
Volumen (USG)	52.8344
Precio (\$us)	320

Fuente: (Cazón, 2020)

Costos de MEG para la deshidratación del gas con 25 GPM:

$$25 \frac{USG}{Minuto} * \frac{60 minutos}{1 hora} * \frac{24 horas}{1 día} = 36\ 000 \frac{USG}{Día}$$

$$36\ 000 \frac{USG}{Día} * \frac{1\ tambor}{52.8344\ USG} = 681.37 \frac{tambores}{día} \cong 681 \frac{tambores}{día}$$

$$681 \frac{tambores}{día} * \frac{320\ \$us}{1\ tambor} = 217\ 920 \frac{\$us}{Día}$$

Costos de MEG para la deshidratación del gas con 21.33 GPM:

$$21.33 \frac{USG}{Minuto} * \frac{60\ minutos}{1\ hora} * \frac{24\ horas}{1\ día} = 30\ 715.2 \frac{USG}{Día}$$

$$30\ 715.2 \frac{USG}{Día} * \frac{1\ tambor}{52.8344\ USG} = 581.35 \frac{tambores}{día} \cong 581 \frac{tambores}{día}$$

$$581 \frac{tambores}{día} * \frac{320\ \$us}{1\ tambor} = 185\ 920 \frac{\$us}{Día}$$

Como se observa en los anteriores datos, los costos de glicol para la deshidratación del gas con 25 USGPM es 217 920 \$us/día, mientras que los costos de glicol para la deshidratación del gas con 21.33 USGPM es 185 920 \$us/día, teniendo una diferencia de 32 000 \$us/día, por tren de tratamiento.

Teniendo en cuenta que los tres trenes de tratamiento son iguales, este ahorro se multiplica por dos, debido a que generalmente un tren se encuentra en stand by, que entra en operación cuando se tiene una gran demanda de caudal de gas a tratar. En dos trenes se tienen un ahorro de 64 000 \$us/día.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

De acuerdo a los objetivos planteados inicialmente en el presente Proyecto de Grado y habiendo realizado la aplicación del simulador ASPEN HYSYS v8.8 de manera efectiva se puede llegar a las siguientes conclusiones:

- Mediante el método de Bukacek y GPSA se determinó el contenido de agua en la entrada de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío con un valor de 57.0426 lb H₂O/MMSCF de gas natural y la cantidad de agua ser removida como mínimo es de 51.1126 lb H₂O/MMSCF de gas natural.
- Para la identificación del problema se realizó un diagnóstico del proceso actual, identificando que actualmente se está trabajando con un excedente de alrededor 200 GPH de glicol que se inyecta en la deshidratación del gas.
- Durante la simulación a las condiciones de 1040 psig y 100°F con una circulación de MEG de 25 USGPM, se tiene un porcentaje de eficiencia en la deshidratación del gas natural de 98.0748 %.
- A las nuevas condiciones de 995 psig, 110 °F se puede trabajar con una circulación de MEG de 21.33 USGPM, con un porcentaje de eficiencia en la deshidratación del gas natural de 98.3131 %. Además, que se reducen las pérdidas de arrastre de MEG en la corriente de vapor de agua a la atmosfera.
- Con los valores de presión, temperatura y flujo de glicol obtenidos de la simulación se elabora el nuevo diagrama de flujo del proceso deshidratación del gas natural en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta Sábalo.
- En base al análisis económico realizado, al tener menor inyección de glicol, se tendrá menores costos de este solvente químico, con un ahorro de 32 000 \$us para tratar un caudal de 200 MMSCFD de gas natural.
- Con el balance de materia se corroboró las cantidades de las corrientes obtenidas mediante la simulación del proceso en ASPEN HYSYS v8.8, donde los datos experimentales presentan un comportamiento muy similar a los datos obtenidos teóricamente, como la corriente de gas de venta de un subtren es de

10 622.5102 lbmole/h, mediante el balance de materia este valor es de 10 627.4355 lbmole/h.

- Con la visita realizada a la Planta se logró tener una visión más amplia y real del área de estudio, identificando que se cuenta con un eficiente proceso de deshidratación, mediante la observación, principalmente, de los controles de calidad que se realizan de manera rigurosa y diaria al Glicol. Aun así, mediante indagación, se constató que la inyección de glicol es elevada, para lo cual surge la elaboración del presente proyecto de grado, con el fin de reducir el consumo de glicol manteniendo la eficiencia del proceso.

5.2 RECOMENDACIONES

- Como se ha observado durante la simulación se recomienda mantener la temperatura del regenerador entre 245 °F y 255 °F, para evitar pérdidas de MEG por arrastre con el vapor de agua, además que a mayor temperatura el glicol se descompone y forma productos corrosivos. En invierno se puede trabajar hasta un máximo de 255 °F y en verano con temperaturas alrededor de 242 °F.
- Monitoreo de los parámetros de proceso, por la implementación del sistema de compresión en la planta Sábalo las condiciones operativas han cambiado, debido a la reducción de presión se tiene una mayor velocidad de flujo, es decir, menor tiempo de residencia en los equipos, presentando problemas de eficiencia en la separación de fases.
- Seguimiento exhaustivo de la calidad del MEG para identificar cualquier tipo de contaminación, partículas sólidas o hierro, que degradan el glicol.
- Monitorear periódicamente el estado de los filtros de partículas y carbón activado, manteniendo la presión diferencial en un rango no mayor de 10 – 15 psi. Y cambiar los cartuchos de los filtros, para evitar que el glicol rico tenga impurezas, partículas sólidas e hidrocarburos livianos, pudiendo presurizar la torre de regeneración provocando pérdidas de glicol.
- Vigilar la temperatura de regeneración, para garantizar una adecuada reconcentración del glicol pobre al 77% de pureza, caso contrario se puede presentar la formación de hidratos, creando obstrucciones y taponamientos en las líneas de gas.
- Monitorear la cantidad de agua que ingresa a la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío, para determinar el valor óptimo de inyección de glicol.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Acapari, R. (2017). *Eliminación de la corrosión generada por CO₂ en la Planta Carrasco mediante la simulación del proceso de absorción química empleando hidróxido de sodio* (tesis de pregrado). Universidad Mayor de San Andrés, Bolivia. Recuperado el 20 de Junio de 2019 de: <https://repositorio.umsa.bo/bitstream/handle/123456789/13425/PG-1876-Acarapi%20Callisaya%2c%20Ruddy%20David.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- Aguilera, E., Ortiz, J. y Sánchez, M. (2013). Adsorbentes para la deshidratación de gas húmedo dulce: avances y tendencias. *Scielo*. Recuperado el 2 de Mayo de 2019 de: http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2224-61852013000100007
- ANH. (2015). *Anexo 4: Calidad de Gas Natural Reglamento de Diseño, Construcción, Operación de Redes de Gas Natural e Instalaciones Internas*. Recuperado el 13 de Julio de 2019, de Agenci Nacional de Hidrocarburos: <https://www.anh.gob.bo/InsideFiles/Actividad/Dj/RA-2015/RAN-ANH-UN-0031-2015.pdf>
- ANH. (2017). *Campo de explotación Sábalo.*. Recuperado el 29 de Septiembre de 2019, de Agencia Nacional de Hidrocarburos: https://www.anh.gob.bo/InsideFiles/Documentos/Documentos_Id-606-180801-1152-0.pdf
- ANH. (2017). *Fichas Técnicas de las Plantas que Operan en Bolivia*. Recuperado el 27 de Marzo de 2019, de Agencia Nacional de Hidrocarburos: https://www.anh.gob.bo/InsideFiles/Inicio/Banner/Banner_Id-51-180314-0427-2.pdf
- Arango, M. (2014, Agosto 26). Glycol Dehydration Unit Operation. (Archivo de video). Recuperado el 10 de Mayo de 2019 de: <https://www.youtube.com/watch?v=zhRvH0c1z7Y>

- Baissac, R., Heffner, R., (2018). *Optimización de Planta de Deshidratación de Gas mediante el uso de Glicol* (tesis de pregrado). Universidad Nacional del Comahue, Argentina. Recuperado el 24 de Octubre de 2019 de: <http://rdi.uncoma.edu.ar/bitstream/handle/123456789/15313/PIP-Op.%20de%20Planta%20de%20Des.%20Gas%20mediante%20el%20uso%20de%20Glicol.pdf?sequence=1>
- Benítez, L., Costamagna, J., Erdmann, E., Ruiz, L. y Tarifa, E. (2013). Determinación de las condiciones de formación de Hidratos empleando Process Ecology Hydrate Application. *Process Ecology*. Recuperado el 5 de Mayo de 2019 de: <http://processecology.com/storage/technical/determinacion-de-las-condiciones-de-formacion-de-hidratos-empleando-process-ecology-hydrate-application.pdf>
- Benítez, L., Gutierrez, J., Erdmann, E., Ruiz, L. y Tarifa, E. (2015). Simulación Dinámica del Proceso de Ajuste del Punto de Rocío en Plantas de Acondicionamiento del Gas Natural. *Asociación Argentina de Ingenieros Químicos (AAIQ)*. Recuperado el 5 de Mayo de 2019 de: <http://processecology.com/storage/technical/determinacion-de-las-condiciones-de-formacion-de-hidratos-empleando-process-ecology-hydrate-application.pdf>
- Bouza, A. (2009). *Deshidratación del Gas Natural con Glicoles*. Recuperado el 27 de Marzo de 2019, de <https://carteleraelectronica.files.wordpress.com/2011/12/deshidratacion-de-gas-natural-con-glicoles.pdf>
- Campbell, J. (1992). *Gas Conditioning and Processing* (Vol. 2). 7^a ed. Norman Oklahoma: Campbell Petroleum Series. Recuperado el 5 de Mayo de 2019, de Scribd: <https://es.scribd.com/doc/122207008/Gas-Conditioning-and-Processing-Volume-2-John-Campbell-Co>

- Carroll, J. (2003). *Natural Gas Hydrate: una guía para ingenieros*. Recuperado el 14 de Julio de 2019, de: https://www.academia.edu/5055442/Natural_Gas_Hydrates_A_Guide_for_Engineers
- Cazón, C. (2020). Datos de la Planta de Gas Sábalo.
- Choque, G. (2018). *Aplicación del Simulador ASPEN HYSYS V8.6. En el Proceso de Obtención de Metanol a partir de Gas Natural* (tesis de pregrado). Universidad Mayor de San Andrés, Bolivia. Recuperado el 15 de Mayo de 2019 de: <https://repositorio.umsa.bo/bitstream/handle/123456789/19188/PG-2176.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- Coastal Chemical Company. *Como Mejorar la Deshidratar por Glicol*. Oklahoma: KIMRAY INC. Recuperado el 15 de Mayo de 2019 de: <https://es.slideshare.net/appma-ar/costal-chemical-glycol-dehydration>
- Céspedes, H. (2019). Datos de la Planta de Gas Sábalo.
- Dept. of petroleum Engineering, Zawia University (2017). Natural Gas Dehydration Process by Mono & Tri-Ethylene-Glycol. Recuperado el 5 de Mayo de 2019 de: http://bulletin.zu.edu.ly/issue_n19_2/Contents/E_09.pdf
- Donaire, H. (2017). *Optimización en el Proceso de Deshidratación en la Planta Yapacaní* (tesis de pregrado). Universidad Privada Domingo Savio, Bolivia. Recuperado el 5 de Febrero de 2020.
- Duran, M. y Castillo, Edgar. (2004). Aplicación de esquemas de control avanzados en el proceso de deshidratación del gas natural. *Red de Revistas Científicas de América Latina y el Caribe, España y Portugal (Redalyc)*. Recuperado el 11 de Mayo de 2019 de: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=84912053004>
- Erdmann, E., Ruiz, A., Benítez, L. y Tarifa, E. (2011). Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de deshidratación de una planta de acondicionamiento de gas natural. *Directory of Open Access Journal (DOAJ)*. Recuperado el 12 de Mayo de 2019 de: <https://doaj.org/article/f4a2a219935a455e81bbf1d98ffc78d4>

EPA, (2003). Optimización de la Circulación de Glicol e Instalación de Depósitos Separadores de Líquidos en los Deshidratadores de Glicol. *Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos*. Recuperado el 10 de Febrero de 2020, de: <https://nepis.epa.gov/Exe/ZyPDF.cgi/P1004FCH.PDF?Dockey=P1004FCH.PDF>

Evangelista, A. y Tecna, (2003). *Manual de Operación y Puesta en Marcha*. Recuperado el 15 de Marzo de 2019, de Scribd: <https://es.scribd.com/document/378098739/Sabalo-3120-G-MO-126-0>

Fundación, M. (2018). El cuadro crítico de la producción y reservas de gas natural. *Instituto de Ciencia, Economía, Salud y Educación (ICEES)*. Recuperado el 15 de Mayo de 2019 de: <http://www.icees.org.bo/wp-content/uploads/2018/08/coy-389-el-cuadro-critico-de-la-produccion.pdf>

Flores, M. (2010). *Optimización del Sistema de Deshidratación del Gas Natural en Plantas de Extracción de Líquido* (tesis de maestría). Universidad de Zulia, Venezuela. Recuperado el 10 de Mayo de 2019 de: http://tesis.luz.edu.ve/tde_arquivos/81/TDE-2014-05-21T09:12:18Z-4759/Publico/flores_pirela_maria.pdf

Gamboa, J. y Portilla, A. (2012). *Diseño y Simulación del Proceso de Remoción de Sulfuro de Hidrógeno y Dióxido de Carbono contenido en el Gas Natural* (tesis de pregrado). Universidad Nacional de Trujillo, Perú. Recuperado el 8 de Mayo de 2019 de: http://dspace.unitru.edu.pe/bitstream/handle/UNITRU/3368/Gamboa%20Morano_J%20-%20Portilla%20Suarez_A.pdf?sequence=1

Gayon, J. (2008). *Análisis de selección de tecnología para la deshidratación del Gas Natural proveniente del distrito Anaco* (tesis de pregrado). Universidad Simón Bolívar, Venezuela. Recuperado el 25 de Octubre de 2019 de: <http://159.90.80.55/tesis/000141508.pdf>

- Gogle Maps. (2019). Localización de la Planta de Gas Sábalo. *Google Maps*. Recuperado el 20 de Mayo de 2019 de: <https://www.google.com/maps/place/Planta+de+Gas+S%C3%A1ballo/@-21.2732672,-63.6299182,785a,35y,90h/data=!3m1!1e3!4m5!3m4!1s0x9408fc2d1466fcf1:0xaca6dcc5d5589620!8m2!3d-21.2729389!4d-63.6295938>
- Hadjistassou, C. (2015). *Natural gas acid gas removal, dehydration & natural gas liquids recovery*. Recuperado el 10 de Mayo de 2019 de: http://www.carbonlab.eu/wp-content/uploads/2017/06/07_Acid_gas_removal_dehydration_and_NGL_recovery.pdf
- Haque, E. (2012). Ethylene Glycol Regeneration Plan: A Systematic Approach to Troubleshoot the Common Problems. ResearchGate. Recuperado el 1 de Mayo de 2019 de: https://www.researchgate.net/publication/288635494_Ethylene_Glycol_Regeneration_Plan_A_Systematic_Approach_to_Troubleshoot_the_Common_Problems
- Idrovo, P. (2000). *Evaluación de los Parámetros Principales de Diseño, Rediseño y Operación de las Plantas Deshidratadoras de Gas Natural del Campo Shushufindi* (tesis de pregrado). Escuela Superior Politécnica del Litoral, Ecuador. Recuperado el 24 de Octubre de 2019 de: <http://www.dspace.espol.edu.ec/xmlui/handle/123456789/3432>
- IGPA, Instituto Argentino del Petróleo y del Gas (2014). *Aspecto Técnicos y Económicos del Transporte y la Distribución del Gas*. Buenos Aires: Martín L. Kaindl. Recuperado el 16 de Mayo de 2019 de: <https://es.scribd.com/document/357619717/IAPG-Transporte-y-Distribucion-del-Gas-pdf>

- Malino, H. y Bothamley, M. Inyección de MEG vs. TEG, en la deshidratación del gas natural. Recuperado el 20 de Abril de 2019 de: <http://www.gas-training.com/Art4.html>
- Martínez, M. (2005). *Deshidratación del Gas Natural*. 1ª ed. Maracaibo: Ingenieros Consultores y Asociados (ICONSA). Recuperado el 6 de Mayo de 2019, de Scribd: <https://es.scribd.com/doc/150198422/deshidratacion-del-gas-natural-marcias-martinez-pdf>
- Ministerios de Hidrocarburos y Energía (2011). *Campos Gasíferos y Petrolíferos de Bolivia*. Recuperado el 15 de Mayo de 2019, de Academia.edu: https://www.academia.edu/25596183/CAMPOS_GASIFEROS_Y_PETROLIFEROS_DE_BOLIVIA
- Nardone, V., Müller, M., Bouza, A., Sánchez, Y. y Montbrun, J. (2009). Evaluación de modelos empíricos para la predicción de hidratos de gas natural, *Rev Scielo*, 24(3). Recuperado el 14 de Julio de 2019, de: http://ve.scielo.org/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0798-40652009000300002
- Netušil, M. y Ditl, P. (2012). Natural Gas Dehydration. *INTECH Open Access Publisher*. Recuperado el 13 de Mayo de 2019 de: <https://www.intechopen.com/books/natural-gas-extraction-to-end-use/natural-gas-dehydration>
- Núñez, J. y Cumpa, C. (2015). *Simulación del proceso de deshidratación del Gas Natural con Trietilen Glicol (TEG), utilizando software Aspen Hysys en la FIQ-UNAP* (tesis de pregrado). Escuela de Formación Profesional de Ingeniería Química, Perú. Recuperado el 27 de Junio de 2019 de: <https://es.scribd.com/document/354462401/tamices-HYSYS-pdf>
- Quiroga, J., Mercedes A. (2003). “*Acondicionamiento y Tratamiento del Gas Natural*” *Planta de San Alberto* (tesis de pregrado). Universidad Autónoma Juan Misael Saracho, Bolivia .

- Ribón, H., Santos, N. y Ortiz, O. (2010). Métodos de deshidratación del Gas Natural. *Dialnet*. 8(2). Recuperado el 10 de Mayo de 2019 de: <https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=4811227>
- Sábalo (2019). *Visita al Campo Sábalo*.
- Schlumberger. (2019) *Gas Natural*. Recuperado el 30 de Junio de 2019 de: https://www.glossary.oilfield.slb.com/Terms/n/natural_gas.aspx
- Solis, A. (2006). *Estudio y Optimización del Sistema de Deshidratación del Gas Natural con Trietilen Glicol (TEG) en la Planta de Procesamiento de Gas Malvinas* (tesis de pregrado). Universidad Nacional de Ingeniería, Perú. Recuperado el 25 de Marzo de 2019, de [cybertesis.uni.edu.pe: http://cybertesis.uni.edu.pe/bitstream/uni/967/1/rojas_sa.pdf](http://cybertesis.uni.edu.pe/bitstream/uni/967/1/rojas_sa.pdf)
- Tarija, P. (Julio de 2006). *Plan de Ordenamiento Territorial Tarija 2006 - 2025*. Recuperado el 1 de Abril de 2019, de Scribd: <https://es.scribd.com/doc/232375612/Pdot-Tarija-2006-2025>
- Tecna, y Astra, E. (2003). *Manual de Operación y Puesta en Marcha*. Recuperado el 20 de Abril de 2019, de Scribd: <https://es.scribd.com/document/378098739/Sabalo-3120-G-MO-126-0>
- Zoraide, L. (2019). Planta de Gas Sábalo. (L. Aramayo, Entrevistador). Tarija, Cercado, Bolivia.

ANEXOS

Anexo 1: Planta de Compresión



Anexo 2: Propiedades Físicas y Solubilidad del Etilen Glicol



Table 2: Physical Properties of Ethylene Glycol

	Scientific	Common
Autoignition Temperature	398°C @ 1013.25 hPa	748°F @ 760mm Hg
Critical Pressure	8,200 kPa	61,505 mm Hg
Critical Specific Volume	0.191 L/gmol	3.06 ft ³ /lbmol
Critical Temperature	446.85°C	836.33°F
Dielectric Constant at 25°C	37.7	37.7
Electrical Conductivity at 20°C	1.07 x 10 ⁻⁶ mhos/cm	1.07 micromhos/cm
Evaporation Rate (Butyl Acetate = 1)	0.01	0.01
Flash Point, Closed Cup	111°C @ 1013.25 hPa	231.8°F @ 760 mm Hg
Heat of Combustion at 25°C	-1,053 kJ/gmol	-7,297 Btu/lb
Heat of Formation at 25°C	-460 kJ/gmol	-3,188 Btu/lb
Heat of Fusion	9.96 kJ/gmol	69 Btu/lb
Heat of Vaporization at 1 atm	53.2 kJ/gmol	369 Btu/lb
Molecular Weight	62.07 g/mol	62.07 g/mol
Normal Boiling Point	197.4°C @ 1013.25 hPa	387°F @ 760 mm Hg
BP/ P (750 to 770 mm Hg)	0.337°C/kPa	0.045°C/mm Hg
Normal Freezing Point	-11.2°C	11.8°F
Onset of Initial Decomposition	240°C	464°F
Refractive Index, n _D , at 25°C	1.4306	1.4306
Solubility in Water at 20°C	100 wt%	100 wt%
Solubility of Water in Ethylene Glycol at 20°C	100 wt%	100 wt%
Specific Gravity (20/20°C)	1.1153	1.1153
Specific Gravity/ T(10 to 40°C)	0.00070 per °C	0.00039 per °F
Surface Tension at 25°C	48.0 mN/m	48.0 dynes/cm
Vapor Density (air = 1)	2.1	2.1
Vapor Pressure at 20°C	0.067 hPa	0.05 mm Hg
Dynamic Viscosity at 20°C	19.83 mPa S	19.83 cP

Note: These properties are laboratory results on pure compounds or typical of the product, but should not be confused with, or regarded as, specifications.

Table 3: Solubilities of Various Materials in Ethylene Glycol
Solubility, g/100 mL of Ethylene Glycol at 25°C

Acetone	Completely Soluble	Lard Oil	Insoluble
Animal Glue (Dry)	Slightly Soluble	Linseed Oil	Insoluble
Benzene	6.0	Methanol	Completely Soluble
Carbon Tetrachloride	6.6	Methyl Orange	1.8
Castor Oil	Insoluble	Monoethanolamine	Completely Soluble
Cellulose Acetate	Insoluble	Nitrocellulose	Insoluble
Chlorobenzene	6.0	Olive Oil	Insoluble
Coconut Oil	Insoluble	o-Dichlorobenzene	4.7
Cottonseed Oil	Insoluble	Paraffin Oil	Insoluble
Dextrin (10% water)	Soluble	Phenol	Completely Soluble
Dextrin	Slightly Soluble	Pine Oil	Completely Soluble
Dibutyl Phthalate	0.5	Rosin	Slightly Soluble
Dichloroethyl Ether	11.8	Shellac	Slightly Soluble
Diethanolamine	Completely Soluble	Soya Bean Oil	Slightly Soluble
Ethyl Ether	8.9	Sperm Oil	Slightly Soluble
Ethylene Glycol Distearate	Slightly Soluble	Tall Oil	1.1
Gum Damar	Slightly Soluble	Toluene	3.1
Heptane	Slightly Soluble	Tung Oil	Insoluble
Hydrous Wool Fat	Slightly Soluble	Turkey Red Oil	3.3
Kauri Gum	Slightly Soluble	Urea	44.0

Anexo 3: Composición del Gas, datos VPACyF

Cromatografía del Gas de entrada

Date	Test	Volume	C1	C2	C3	i-C4	n-C4	i-C5	n-C5	C6	C7	C7 Plus	C8	C9 Plus	CO2	N2	Gravity	Saturated
10/17/2019	10/17/2019	199.374.550	86,7416	6,3138	2,2887	0,4339	0,6876	0,3009	0,226	0,2564	0,1693	0	0,0782	0,0292	2,0302	0,4442	0,671	1.116

Cromatografía del gas de salida

GAS CHROMATOGRAPHY

Gas Meter	Date	Test Date	Volume (SCF)	C1	C2	C3	i-C4	n-C4	i-C5	n-C5	C6	C7	C7 Plus	C8	C9 Plus	CO2	N2	Gravity	Saturated Energy
FE-51001A	10/17/2019	10/17/2019	479,282,594	87.5215	6.4268	2.3638	.3893	.5158	.1516	.0984	.0673	.0252	.0000	.0073	.0011	1.9776	.4543	0.651	1,086

