

UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRES

FACULTAD DE INGENIERIA

CARRERA DE INGENIERIA PETROLERA



PROYECTO DE GRADO:

**“INGENIERÍA CONCEPTUAL PARA EL REVAMPING DE LA UNIDAD DE
AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO DE LA PLANTA DE GAS SÁBALO”**

AUTOR: ROGER EDDY ROQUE TANCARA

TUTOR: ING. MARCO MONTESINOS MONTESINOS

LA PAZ – BOLIVIA



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERIA**



LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.

LICENCIA DE USO

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.

Dedicatoria

La elaboración del presente proyecto de grado está dedicada a mis padres Edgar Roque y Beatriz Tancara, que fueron y serán mis pilares a seguir y por su apoyo incondicional a lo largo de toda mi carrera.

Agradecimientos

A Dios por el don de la vida, por haber puesto en mí, fe y perseverancia para que pueda alcanzar mis objetivos.

A mis queridos padres Edgar y Beatriz por brindarme su cariño, comprensión, apoyo moral y material durante mi vida como estudiante.

A mis hermanos Wilma, Jorge y mi Novia Alison quienes me dieron su apoyo incondicional durante todo este periodo.

A la Universidad Mayor de San Andrés, a la Facultad de Ingeniería y en especial a la Carrera de Ingeniería Petrolera por haberme cobijado y dado la oportunidad de formar mi vida profesional.

A los Docentes de la carrera de Ingeniería Petrolera mis más sinceros agradecimientos por su enseñanza y orientación en mi formación profesional.

A mi tutor Ing. Marco Montesinos Montesinos por haberme guiado en la elaboración del proyecto.

RESUMEN EJECUTIVO

El presente proyecto de grado es acerca de hacer un análisis del proceso de revamping para modernizar la unidad de punto de rocío de la planta de tratamiento de gas en el campo Sábalo.

En el capítulo 2, trataremos los conceptos generales tales como, los precios del gas natural, proyecciones de oferta y demanda en las distintas partes de la región, pero se hará más énfasis a la oferta y demande de Bolivia para posterior a eso calcular el déficit.

El capítulo 3, describe la ubicación de la planta de tratamiento de gas natural, también se hace referencia a los impactos medioambientales en las distintas etapas de operación de la planta.

En el capítulo 4 se habla de la descripción del proceso para el tratamiento del gas natural dividiendo está en 3 etapas importantes, la primera es el endulzamiento del gas, la segunda es la etapa de remoción del agua o deshidratación del gas natural y finalmente la tercera etapa que es el ajuste de punto de rocío para poner el gas a condiciones de exportación. También se hace la selección de la mejor tecnología para la unidad de ajuste de punto de rocío.

El capítulo 5, se presenta la simulación del proceso seleccionado elaborado con el programa Hysys 12.0, con la respectiva descripción de los equipos utilizados obteniendo como resultados el balance de materia y energía los cuales están disponibles en los anexos.

En el capítulo 6, se ha hecho un análisis de costos para obtener indicadores económicos tales como TIR y VAN los cuales son importantes para determinar la viabilidad de un proyecto.

En el capítulo 7, se muestran las conclusiones y recomendaciones del proyecto.

Espero que este trabajo sea del agrado de todos aquellos que tengan la oportunidad de leerlo.

INDICE

CAPITULO I	1
CONSIDERACIONES GENERALES.....	1
1.1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.2. ANTECEDENTES	2
1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	4
1.3.1. IDENTIFICACION DEL PROBLEMA	4
1.3.2. FORMULACION DEL PROBLEMA	5
1.4. OBJETIVOS	5
1.4.1 OBJETIVO GENERAL	5
1.4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	5
1.5 JUSTIFICACIÓN	6
1.5.1 JUSTIFICACIÓN TÉCNICA	7
1.5.2 JUSTIFICACIÓN ECONÓMICA	7
1.6 ALCANCE	7
1.6.1 ALCANCE TEMÁTICO	7
1.6.2 ALCANCE GEOGRÁFICO	8
CAPITULO II	9
FUNDAMENTOS TEORICOS	9
2.1 INTRODUCCIÓN.....	9
2.2 GAS NATURAL.....	10
2.3 EL GAS NATURAL EN BOLIVIA.....	15
2.3.1 PRECIOS DEL GAS NATURAL.....	18
2.3.1.1 PRECIOS HENRY HUB	19
2.4 DEMANDA Y OFERTA DEL GAS NATURAL	24
2.5 DEFICIT	28
CAPITULO III	31
LOCALIZACION DE LA PLANTA Y MEDIO AMBIENTE	31
3.1 INTRODUCCION.....	31
3.2 PLANTA DE GAS EN SABALO.....	32
3.3 NORMATIVA VIGENTE	34
3.4 IMPACTO AMBIENTAL.....	34

3.4.1	IMPACTO AMBIENTAL EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION	34
3.4.2	IMPACTO AMBIENTAL EN LA ETAPA DE OPERACION	35
3.5	SEGURIDAD INDUSTRIAL.....	37
3.5.1	SEGURIDAD INDUSTRIAL EN LA CONSTRUCCION Y OPERACIÓN DE LA PLANTA.....	37
3.5.2	FUNCIONES SE SEGURIDAD E HIGIENE INDUSTRIAL.....	38
3.5.2.1	DEPARTAMENTO DE SEGURIDAD LABORAL.....	38
3.5.2.2	DEPARTAMENTO DE PROTECCIÓN INDUSTRIAL.....	39
3.5.2.3	DEPARTAMENTO DE CONTROL DE SERVICIOS.....	39
3.5.2.4	DEPARTAMENTO DE PRIMEROS AUXILIOS.....	39
3.5.2.5	DEPARTAMENTO DE CAPACITACIÓN ADIESTRAMIENTO Y CONTROL.....	40
3.6	PLAN DE CONTINGENCIAS.....	40
3.6.1	EN CASO DE ACCIDENTES DE LOS OPERADORES.....	40
3.6.2	PROCEDIMIENTO EN CASO DE INCENDIO Y EXPLOSION EN LA PLANTA	
	42	
3.7	FICHA AMBIENTAL	45
CAPITULO IV	46
TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL.....		46
4.1	TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	46
4.1.1	REMOCION DE GASES ACIDOS.....	46
4.1.1.1	ABSORCION QUIMICA.....	47
4.1.1.2	ABSORCION FISICA.....	48
4.1.1.3	ABSORCION FISICO-QUIMICA.....	49
4.1.1.4	ADSORCION FISICA.....	50
4.1.1.5	FRACCIONAMIENTO CRIOGENICO.....	50
4.1.1.6	PERMEACION A TRAVES DE MEMBRANAS.....	51
4.1.1.7	CONVERSION DIRECTA DE SULFUROS.....	52
4.1.2	DESHIDRATACION.....	52
4.1.2.1	DESHIDRATACION POR ABSORCION	53
4.1.2.2	DESHIDRATACION POR ADSORCION.....	54
4.1.2.3	DELICUESCENCIA.....	55
4.1.2.4	DESHIDRATACIÓN POR EXPANSIÓN-REFRIGERACIÓN	56

4.1.2.5	PERMEACIÓN DEL GAS	57
4.1.2.6	TECNOLOGÍA TWISTER	58
4.2	PUNTO DE ROCIO DE HIDROCARBUROS.	59
4.3	TECNOLOGIAS PARA REDUCIR EL PUNTO DE ROCIO DE HIDROCARBUROS.....	60
4.3.1	TECNOLOGIAS JOULE – THOMSON	60
4.3.2	TECNOLOGIA DE REFRIGERACION MECANICA.	61
4.3.3	TECNOLOGIAS POR TURBO-EXPANCIÓN.	62
4.4	SELECCIÓN DE LA TECNOLOGIA.....	64
CAPITULO V		67
APLICACIÓN PRACTICA, ANALISIS, DESCRIPCION DE LA PLANTA Y SIMULACION DEL PROCESO MTP		67
5.1	INTRODUCCION.....	67
5.2	DESCRIPCION DE LA PLANTA DE CONTROL DE PUNTO DE ROCIO.....	67
5.2.1	UNIDAD DE SEPARACIÓN (SEPARADORES)	67
5.2.1.1	DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADOR GAS-LÍQUIDO HORIZONTAL..	68
5.2.2	DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE REFRIGERACIÓN	76
5.2.3	UNIDAD DE DESTILACIÓN	79
5.2.3.1	CÁLCULO DE DIÁMETRO Y ALTURA DE TORRES DE DESTILACIÓN	79
5.3	DESCRIPCION Y UBICACIÓN DE LA PLANTA	84
5.4	MATERIA PRIMA, PRODUCCIÓN Y CORRIENTES DE SERVICIO	86
5.4.1	MATERIA PRIMA.....	86
5.4.2	GAS NATURAL Y GASOLINA ESTABILIZADA.....	86
5.4.3	MONO ETILENGLICOL Y PROPANO	87
5.5	DESCRIPCION DE LA UNIDAD DE PUNTO DE ROCÍO	88
5.6	ANÁLISIS Y DESCRIPCIÓN ACTUAL DEL FUNCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCIO	94
5.6.1	DATOS RECOLECTADOS DE PLANTA	94
5.6.2	DATOS OBTENIDOS DEL TEST-RUN EN PLANTA.....	95
5.7	DEL SIMULADOR A UTILIZAR.	100
5.8	SIMULACION DEL PROCESO	100
5.9	RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL REVAMPING DE LA UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO	107

5.10 EQUIPOS UTILIZADOS EN EL PROCESO	124
CAPITULO VI	125
ECONOMIA DEL PROYECTO.....	125
6.1. INTRODUCCION	125
6.2. DESCRIPCIÓN DEL FLUJO DE CAJA	126
6.2.1. ANALISIS DE COSTOS	126
6.2.1.1. COSTO INICIAL	126
6.2.1.2. COSTO DE PRODUCCIÓN	127
6.2.2.2. COSTO ADMINISTRATIVO	128
6.2.2.3. COSTO COMERCIALIZACIÓN	130
6.2.3. INGRESO BRUTO Y FLUJO DE CAJA DEL PROYECTO	130
6.2.3.1. VALOR ACTUAL NETO (VAN)	132
6.2.3.2. TASA INTERNA DE REGRESO O RETORNO (TIR)	133
CAPITULO VII	134
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	134
7.1. CONCLUSIONES	134
7.2. RECOMENDACIONES	136
BIBLIOGRAFIA.....	137
ANEXOS	140
ANEXO 1	141
Red de oleoductos y gasoductos de Bolivia	141
ANEXO 2	143
Cadena de exportación de Gas Natural al Brasil	143
ANEXO 3	145
Proyección del consumo de gas natural por sector en Bolivia	145
ANEXO 4	147
Pronostico de producción de gas de los pozos en el campo sábalo	147
ANEXO 5	149
Layout flow line y ductos del bloque san antonio	149
ANEXO 6	151
Tablas para el diseño de torre de destilación	151

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1	DIAGRAMA GENERAL DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL.....	14
FIGURA 2	GASODUCTOS EN LA FRONTERA BOLIVIA – BRASIL	15
FIGURA 3	GASODUCTOS OLEODUCTOS Y POLIDUCTOS EN LA FRONTERA BOLIVIA – ARGENTINA.....	16
FIGURA 4	EVOLUCIÓN DE LOS PRECIOS DEL GAS NATURAL HENRY HUB (\$US/MMBTU).....	22
FIGURA 5	PRECIO DEL GAS NATURAL EXPORTADO A BRASIL Y ARGENTINA (\$US/MMBTU) PERIODO (1992-2016)	23
FIGURA 6	DEMANDA MUNDIAL DE GAS NATURAL.....	24
FIGURA 7	COMERCIO DE GASODUCTOS Y GNL EN LATINOAMÉRICA	26
FIGURA 8	PROYECCIÓN DE LA DEMANDA DE GAS NATURAL EN BOLIVIA (MMMCD).....	27
FIGURA 9	DATOS HISTÓRICOS DE OFERTA DE GAS NATURAL (MMMCD).....	29
FIGURA 10	DIAGRAMA DEL PROCESO DE LA PLANTA DE GAS EN SAN ANTONIO.....	33
FIGURA 11	DIAGRAMA DE FLUJO EN CASO DE INCENDIO EN LA PLANTA	43
FIGURA 12	DIAGRAMA DE FLUJO EN CASO DE EXPLOSIÓN EN LA PLANTA.....	44
FIGURA 13	ESQUEMA DEL PROCESO DE DELICUESCENCIA	56
FIGURA 14	CONCEPTO DE UN SEPARADOR TWISTER.....	59
FIGURA 15	TECNOLOGÍA JOULE THOMSON.....	61
FIGURA 16	REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON INYECCIÓN DE MEG	62
FIGURA 17	INSTALACIÓN TÍPICA DEL PROCESO DE TURBO-EXPANDER	64
FIGURA 18	AJUSTE DEL PUNTO DE ROCÍO - SELECCIÓN	66
FIGURA 19	DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON PROPANO	76
FIGURA 20	DIAGRAMA ENTALPÍA-PRESIÓN DEL PROCESO DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA CON PROPANO.	77
FIGURA 21	ESQUEMA CONFORMACIÓN DE LA PLANTA SÁBALO.....	85
FIGURA 22	ESQUEMA DE BLOQUES TRENES UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO.....	93
FIGURA 23	INTERFAZ DEL USUARIO PARA SELECCIONAR COMPONENTES EN HYSYS.....	105
FIGURA 24	INTERFAZ DEL USUARIO PARA SELECCIONAR PAQUETE TERMODINÁMICO.....	105
FIGURA 25	DATOS DE LA CORRIENTE PRINCIPAL PARA LA SIMULACIÓN	106
FIGURA 26	EQUIPOS PARA REDUCCIÓN DEL PUNTO DE ROCÍO	106
FIGURA 27	SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO	115
FIGURA 28	SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO	122
FIGURA 29	CURVA DE PUNTO DE ROCÍO CORRIENTE DE ENTRADA.....	123
FIGURA 30	CURVA DE PUNTO DE ROCÍO EN LA CORRIENTE DE SALIDA.....	123

INDICE DE TABLAS

TABLA 1 COMPOSICIÓN TÍPICA DEL GAS NATURAL	11
TABLA 2 LIBRAS DE AIRE CONTAMINADO PRODUCIDO POR CADA BILLÓN DE BTU DE ENERGÍA.....	12
TABLA 3 PRONÓSTICO DE PRODUCCIÓN PARA EL CAMPO SÁBALO	17
TABLA 4 PRECIO AL CONTADO DEL GAS NATURAL HENRY HUB	21
TABLA 5 DATOS HISTÓRICOS DE OFERTA DE GAS NATURAL EN BOLIVIA (MMMCD)	28
TABLA 6 CALCULO DEL DÉFICIT DE GAS NATURAL (MMMCD).....	29
TABLA 7 EVALUACIÓN DE IMPACTO AMBIENTAL EN LA ETAPA DE CONSTRUCCIÓN	35
TABLA 8 EVALUACIÓN DEL IMPACTO AMBIENTAL EN LA ETAPA DE OPERACIÓN.....	36
TABLA 9 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LAS TECNOLOGÍAS PARA REDUCIR EL PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBUROS	65
TABLA 10 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS SEPARADORES.....	68
TABLA 11 COMPOSICIÓN DEL MONO ETILENGLICOL	88
TABLA 12 COMPOSICIÓN DEL PROPANO	88
TABLA 13 LISTA DE EQUIPOS UNIDAD DE DEW POINT SÁBALO TREN 1	90
TABLA 14 LISTA DE EQUIPOS UNIDAD DE DEW POINT SÁBALO TREN 2	91
TABLA 15 LISTA DE EQUIPOS UNIDAD DE DEW POINT SÁBALO TREN 3	92
TABLA 16 DATOS RECOLECTADOS TEST RUN SUB TREN 1A	96
TABLA 17 DATOS RECOLECTADOS TEST RUN SUB TREN 1B	97
TABLA 18 DATOS RECOLECTADOS PRESIÓN TEST RUN SUB TREN A.....	98
TABLA 19 DATOS RECOLECTADOS PRESIÓN TEST RUN SUB TREN B.....	99
TABLA 20 CROMATOGRAFÍA DEL GAS DE ENTRADA	102
TABLA 21 CAUDALES DE ENTRADA UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO TREN 1	103
TABLA 22 CAUDALES DE ENTRADA UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO TREN 2	104
TABLA 23 GAS DE ENTRADA DEW POINT	108
TABLA 24 COMPOSICIÓN DE ENTRADA TREN 2.....	116
TABLA 25 COSTOS DE LOS EQUIPOS UTILIZADOS EN LA SIMULACIÓN.....	124
TABLA 26 COSTOS DE LOS EQUIPOS Y OBRAS CIVILES.....	127
TABLA 27 COSTO DE MATERIA PRIMA INVOLUCRADA EN EL PROCESO Y ENERGÍA.....	127
TABLA 28 SUELDO Y SALARIOS DEL PERSONAL DEL ÁREA PRODUCTIVA	128
TABLA 29 COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN	128
TABLA 30 SUELDOS Y SALARIOS DEL PERSONAL ADMINISTRATIVO	129
TABLA 31 GASTOS GENERALES DE ADMINISTRACIÓN.....	129
TABLA 32 COSTO DE ADMINISTRACIÓN EN EL PROCESO.	129
TABLA 33 SUELDOS Y SALARIOS DEL PERSONAL DEL ÁREA DE COMERCIALIZACIÓN.....	130
TABLA 34 INGRESO MONETARIO BRUTO DESPUÉS DEL PROCESO	130
TABLA 35 FLUJO DE CAJA, TIR Y VAN	131

ABREVIATURAS

Å	Armstrong (unidad de medida de longitud)
A.C.	Antes de Cristo
AR	Auto regresivo
ATT	Autoridad de Regulación y fiscalización de telecomunicaciones y transporte
BP	British Petroleum
BPD	Barriles por día
CGA	Compressed Gas cylinder
CPMA	Chemicals and Petrochemicals Manufacturer`s Association of India
EIA	Estudio de Impacto Ambiental
EEIA	Estudio de Evaluación de Impacto Ambiental
GNV	Gas Natural Vehicular
GLP	Gas Licuado de Petróleo
GLJ	Petroleum Consultants de Canadá (Empresa que certifica reservas de gas y petróleo en el mundo)
gr.	Gramos (unidad de medida de peso)
KPa	Kilo pascales (unidad para medir presión)
MA	Promedio Móvil
MHE	Ministerio de Hidrocarburos y Energía
MMBTU	Millones de BTU (unidad de energía)
MMmcd	Millones de metros cúbicos por día
MMscf	Millones pies cúbicos
MW	Mega Watts (unidad de medida de energía)
NBP	Nacional Balancing Point
NFPA	National Fire Protection Association
NB 512	Norma Boliviana agua para consumo humano
Psia	Libra por pulgada cuadrada (unidad de medida de presión)

RASH	Reglamento Ambiental al sector hidrocarburíferas
TCF	Trillón de pies cúbicos
\$us/MMBTU	Dólares por cada millar de BTU
YPFB	Yacimientos Petrolíferos Bolivianos

CAPITULO I

CONSIDERACIONES GENERALES

1.1. INTRODUCCIÓN

La economía de Bolivia se ha basado, a lo largo del tiempo, en las distintas riquezas naturales explotadas y vendidas al extranjero. Así, por ejemplo, Bolivia en tiempos coloniales poseía las reservas más grandes de oro y plata, llegando esas monedas a dispersarse por todo el mundo, también se debería señalar que Bolivia se constituyó en uno de los principales países productores de estaño, llegando a ser el primer productor mundial de este metal a inicios del siglo XX siendo así, que la economía boliviana llegó a depender mucho de los precios de este mineral en el mercado mundial durante décadas. Hoy en día las principales exportaciones bolivianas están compuestas por minerales como el zinc o el estaño, gas natural y soya.

En Bolivia según el estudio de cuantificación de reservas de Gas Natural realizada en 2018, elaborada por la Sproule International Limited, señala que Bolivia cuenta con 10.7 trillones de pies cúbicos (TCF) de Gas Natural. Para abastecer la creciente demanda del gas natural YPFB presentó en Julio de este año 2021 un plan de exploración de hidrocarburos que busca captar capitales del exterior del país y que pretende hallar unos 5 trillones de pies cúbicos con el objetivo de incrementar las reservas de hidrocarburos probadas e incrementar los volúmenes de producción de Gas Natural

Las políticas de exportación del Gas Natural que posee el Estado Boliviano hacia los países de Argentina y Brasil han dado como resultado que el Gas Natural exportado no sea aprovechado enteramente, dando como resultado una limitación a la política de industrialización planteada.

Brasil es el principal comprador del gas boliviano, ya que tiene un contrato de compra de unos 20 millones de pies cúbicos diarios hasta el 2023, representando

la principal fuente de ingresos, estos recursos eran administrados o eran propiedad de compañías extranjeras principalmente Petrobras (Brasil) y Repsol-YPF (España-Argentina), hasta que fueron nacionalizadas por el Estado; un porcentaje importante de la provisión de este gas de exportación proviene de las Plantas de Tratamiento de Gas de Sábalo y San Antonio ubicadas en la región de Boomerang del Chaco Boliviano, con una producción aproximada de 478 millones de pies cúbicos al día en condiciones estándar (MMSCFD), que además de constituirse como las más grandes y de mayores volúmenes de producción de nuestro país, proporciona también un porcentaje menor para el consumo interno.

1.2. ANTECEDENTES

En el año 1968 Bolivia comenzó la carrera exportadora de gas natural, ese año se suscribió el contrato de Compra-Venta entre YPFB --- BolivianGulfOil Corp. y Gas del Estado de Argentina (GDE). Después de la Nacionalización de 1969 y revisiones futuras al contrato, los volúmenes comenzaron a fluir en 1972 con un volumen inicial de 4MMm³D (Millones de metro cúbicos día). En 1976 se firma un contrato adicional de 2MMm³D por 10 años. Luego se modifican los términos y se establece un contrato hasta 1992.

En 1992, al final del contrato amplio, se acuerda la prórroga por 24 meses y posteriormente hasta agosto de 1999 con un volumen máximo de 4,25 MMMCD.

Desde 1997 hasta el 2002 se tiene un crecimiento del 8,19% de reservas probadas.

Al finalizar la exportación en 1999, los precios oscilaban en \$us el MMBTU (Miles de Millones de BTU).

Según datos de YPFB (Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos), durante los 27 años Bolivia exportó 1,87 Trillones de Pies Cúbicos por un valor de 4.562,35 millones de dólares.

Argentina dejó de necesitar gas boliviano y las exportaciones se limitaron a mínimos volúmenes inferiores a 0,05 MMMCD (Millones de metros cúbicos día) entre 2000 y 2003. Desde 2004, las exportaciones a ese mercado oscilaron entre 3 y 5.5

MMMCD (Millones de metros cúbicos día). Actualmente las mismas se mantienen en un promedio de 4.5 MMMCD y con precios superiores a los \$us 3 el MMBTU (Miles de Millones de BTU); todo esto en cuanto a exportación de gas natural boliviano se refiere, pero entrando a los proyectos realizados en Plantas de Tratamiento de Gas Natural en Bolivia, específicamente en la Planta de Gas Sábalo existen trabajos importantes realizados por algunas compañías, entre ellas se tienen:

- Noviembre 2001 Compañía AESA, realizó trabajos en la Planta de Gas Sábalo proporcionando un trabajo de Diseño básico e ingeniería de detalle, suministro, fabricación, construcción, montaje, certificación. precomisionado y comisionado y puesta en marcha de una planta de endulzamiento y ajuste de punto de rocío de gas, incluyendo estabilización y almacenaje del condensado producido con posterior operación y mantenimiento por un período de 4 años.
- Enero 2003 Empresa TECNA realizó trabajos de ingeniería en el tema de Eliminación de CO₂, ajuste de punto de rocío de gas, estabilización y bombeo de líquidos.
- Noviembre 2003 Compañía SOLDATEC, Suministro de inspector de soldadura nivel II para el gasoducto sábalo X5 de la planta de gas SABALO.
- Octubre 2008 / Noviembre 2009 Empresa PROSEMARCO Modificación Recibidor de pozos XI, X2, X3 y X4 Planta Sábalo. Petrobras Bolivia, PETROBRAS BLOQUE PETROLERO SAN ANTONIO,
- Enero 2009 HYTECH ingeniería S.A., realizó trabajos en Bolivia:
 - ✓ Rediseño de dos trenes de Dewpoint para 6.0 MMSTDm³D (Miles de Millones de Metros Cúbicos por Día en Condiciones Estándar) o Ingeniería básica para nuevos gas-gas y gas-gasolina de casco y tubos, revamping de chillers y circuito de propano para reemplazo de intercambiadores de placas.
- Febrero 2009 Empresa PROSEMARCO, Fabricación y Montaje Spools para Pozos x-2, x-3, x-4.

1.3 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.3.1. IDENTIFICACION DEL PROBLEMA

Bolivia ha desarrollado su mercado de hidrocarburos, dada la naturaleza geológica del país que induce a que este sea más productor de gas natural que de petróleo con 62% del total de líquidos que son producidos a partir de condensados.

La producción nacional en Bolivia de gas natural aumentó desde 14,7 millones de metros cúbicos por día (MMMCD) a 40,2 MMMCD en 2005, por tanto las exportaciones de Bolivia en el 2006 crecieron un 43,88 % respecto al año precedente y alcanzaron un valor récord de 4.211 millones de dólares, según Instituto Nacional de Estadística de Bolivia (INE). De acuerdo al reporte oficial, los envíos de gas natural a Brasil y Argentina, produjeron ingresos por 1,391 millones de dólares y por 280 millones, respectivamente, durante la gestión 2006.

Este incremento se debe básicamente al alza en los precios del gas natural negociada con Argentina y a un aumento en el volumen del suministro que exporta tanto a la Argentina como a Brasil, los mayores compradores del combustible boliviano.

Sin embargo los precios del gas natural descendieron a 4.6 dólares por BTU durante el último mes del 2009; en el caso de Argentina, los precios a los que se vendía el gas estaban en 7.8 dólares por millón de BTU, mientras que a Brasil se situaban en 6.82 dólares, pero a pesar de que este problema se debe principalmente a la caída del precio internacional del petróleo y a la crisis energética, donde reside la mayor preocupación está en el hecho de que nuestro país a pesar de que cuenta con reservas comprobadas de alrededor de 651.8 miles de millones de metros cúbicos de gas natural, no logre proporcionar los volúmenes de gas estipulados en algunos de los contratos bilaterales firmados con los países vecinos y muestre además una demanda interna insatisfecha.

Considerando que existen reservas distribuidas por todo el país las que se ubican en su mayor parte en los departamentos de Tarija, Santa Cruz, Beni, Pando y Cochabamba, con un aporte importante de exportación de las Plantas de Tratamiento de gas de Sábalo y San Antonio del departamento de Tarija, con 13 millones de metros cúbicos de la Planta Sábalo, surge otra importante problemática vinculada a la anterior, que será abordada en el presente proyecto; se sabe que existen nuevas reservas probadas en la región del Chaco Boliviano, específicamente la región que compete a la Planta de Tratamiento de Gas Sábalo, este nuevo volumen de gas necesita ser tratado previa salida a exportación por gasoducto, problemática que obliga a realizar un análisis de ¿Cómo lograr que el nuevo volumen de gas, sea tratado en la misma Planta sin que esto genere el diseño de un nuevo tren, y minimice a su vez los costos que implicarían este proceso?

1.3.2. FORMULACION DEL PROBLEMA

El revamping en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío en la Planta de Gas Sábalo permitirá tratar de manera óptima el nuevo volumen de gas logrando un aumento en la producción diaria de la Planta.

1.4. OBJETIVOS

1.4.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar el análisis del proceso de Revamping para modernizar la unidad de ajuste de punto de rocío de la planta de tratamiento de gas en el campo Sábalo para ampliar en un 30% los volúmenes de producción de Gas Natural mediante el uso del simulador Hysys 12.0

1.4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Realizar el estudio de mercado para el Gas Natural, viendo las perspectivas actuales y futuras.
- Analizar las facilidades primarias y secundarias que tiene la planta de tratamiento de gas natural del campo Sábalo
- Estudiar el proceso de Tratamiento de Gas Natural (endulzamiento y deshidratación)

- Analizar las posibles tecnologías para el proceso de Revamping de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío del Gas Natural.
- Llevar a cabo la simulación para el proceso, obteniendo como parte de los resultados las salidas, entradas másicas y energéticas de todo el proceso, además del dimensionamiento y los costos de los equipos.
- Proporcionar los indicadores económicos, a partir de la inversión, costos y flujo de caja.
- Realizar una estimación económica de la inversión del proyecto, que permita demostrar que se genera un costo mínimo a través del revamping y no así con la implementación de una nueva unidad de ajuste de punto de rocío.

1.5 JUSTIFICACIÓN

El petróleo es, con el gas natural, el principal combustible de cuantos ponen en marcha al mundo contemporáneo, una materia prima de creciente importancia para la industria química y el material estratégico primordial para las actividades militares a nivel mundial. Es así que nuestro país fue bendecido por la naturaleza y contamos hoy en día con un porcentaje importante de reservas probadas de gas en la región, permitiéndonos así constituirnos como país exportador y logrando acuerdos bilaterales de suministro de gas natural, con los países vecinos de Brasil y Argentina.

No obstante, conociendo los problemas que acarrearán la crisis energética mundial y la disminución de los precios del barril de petróleo se hace primordial para el desarrollo económico del país tomar en cuenta esta problemática y plantear procesos que ayuden a minimizar esta preocupación. Priorizando un aumento en los volúmenes de exportación que permitan mejorar los ingresos económicos e impulsar el desarrollo de la región.

Sin salirse de este tema y entrando un poco a la estructura que posee el mercado gasífero en nuestra región. Se sabe que existen varias Plantas de Gas distribuidas a lo largo del territorio boliviano, que, si bien cuentan con todo el equipamiento

necesario para el tratamiento del gas, sufren de problemas de ensuciamiento de equipos, problemas de espuma, corrosión, etc.

1.5.1 JUSTIFICACIÓN TÉCNICA

El tratamiento del gas natural involucra una serie de procesos para llegar a obtener el gas dentro de las especificaciones de venta, para su posterior utilización en diferentes aplicaciones que se traducen en generar otros tipos de energía producidas por este recurso energético natural. Así mismo, posee cantidades variables de líquidos condensables que pueden ser extraídos de su corriente por procesos consistentes en la reducción de la temperatura del gas hasta que estos componentes y otros más pesados se condensen.

Mediante HYSYS se simularán los equipos que serán necesarios para ampliar la producción en la planta de procesamiento de gas. Además, es evidente que lo primordial en una planta de tratamiento de gas es no permitir el arrastre de líquidos y no sobrepasar los volúmenes de diseño de la misma, pero cuando existe un mayor volumen de gas al estipulado en el diseño el cual tiene su origen en nuevos pozos recientemente encontrados, se hace necesario analizar y estudiar las soluciones posibles, que además de no afectar a la planta y no generar mayores inversiones permitan que los volúmenes se incrementen, mejorando así no solo los problemas operacionales de los equipos sino indirectamente los problemas de abastecimiento de gas natural para exportación.

1.5.2 JUSTIFICACIÓN ECONÓMICA

Principalmente se basa en toda la inversión que se realizará en la implementación de equipos, además se prevé que la recuperación se realizará en un corto plazo debido a los beneficios que traerá la ampliación de producción.

1.6 ALCANCE

1.6.1 ALCANCE TEMÁTICO

El presente proyecto tendrá por misión analizar y proporcionar los métodos, tecnologías, equipos y reglamentos que pueden llegar a optimizar el gas producido

en plantas de proceso de gas en Bolivia, específicamente en la planta Sábalo, mediante datos recolectados.

1.6.2 ALCANCE GEOGRÁFICO

El desarrollo del presente proyecto se realiza en la Planta de Tratamiento de Gas Sábalo, ubicada en la región del Chaco Boliviano en el bloque San Antonio del departamento de Tarija Zona Villa montes.

Este segmento manejado por Petrobras Bolivia S.A. (PEB), explora, produce y comercializa hidrocarburos en bloques petrolíferos, tanto de forma independiente como en sociedad con otras empresas.

Este bloque cuenta con pozos gasíferos, líneas de recolección y transporte de gas y condensado, así como también líneas de tratamiento que procesan y adecuan el gas para asegurar las condiciones comerciales y de transporte. Además de las instalaciones específicas de producción, también posee edificaciones donde está instalado el comedor, las oficinas y alojamiento. Los funcionarios trabajan bajo un régimen de turnos.

El Segmento de Exploración y Producción (E-P) está certificado bajo las normas ISO 14001 sobre gestión ambiental y OHSAS 18001 sobre seguridad y salud ocupacional.

La Planta de Proceso de Gas tiene una capacidad nominal instalada de procesamiento de 22.1 MMSm³/día (780 MMSCF/día) de gas.

CAPITULO II FUNDAMENTOS TEORICOS

2.1 INTRODUCCIÓN.

El Gas Natural como fuente de energía ha adquirido gran importancia en las últimas décadas puesto que es usado como materia prima en la fabricación de plásticos y otros productos químicos que son importantes comercialmente; también se lo utiliza para la generación de energía eléctrica y como combustible para vehículos, por esta razón se prevé que la demanda de Gas Natural crecerá en los siguientes años ¹.

En Bolivia según el estudio de cuantificación de reservas de Gas Natural realizada en 2018, elaborada por la Sproule International Limited, señala que Bolivia cuenta con 10.7 trillones de pies cúbicos (TCF) de Gas Natural. Para abastecer la creciente demanda del gas natural YPFB presentó en Julio de este año 2021 un plan de exploración de hidrocarburos que busca captar capitales del exterior del país y que pretende incrementar las reservas de hidrocarburos probadas e incrementar los volúmenes de producción de Gas Natural

Pero la necesidad de saber cuántas reservas tiene actualmente Bolivia para seguir elaborando proyectos de industrialización de gas natural obliga al estado a realizar un nuevo estudio de cuantificación de reservas probadas, probables y posibles, generalmente este estudio debe realizarse cada año para ver el estado de las mismas. El hecho de tener bajas reservas pone a Bolivia en un estado crítico debido a que no podrá cumplir con los contratos de exportación hacia los países de Argentina y Brasil también recordando que el mercado interno de gas natural va creciendo continuamente, abre la necesidad de elaborar nuevos planes de exploración y explotación de campos. Es necesario poner de lado el aspecto político

¹ El Gas Natural al ser quemado no produce gran cantidad de contaminantes , por esta razón es ampliamente utilizada para usos urbanos como un buen sustituto del petróleo .También ofrece importantes ventajas en los procesos industriales donde es importante disponer de una energía limpia, económica, eficiente y con alta confiabilidad

y encontrar una solución que beneficie y preserve al estado y los ciudadanos que la componen.

2.2 GAS NATURAL.

La industria del gas natural es una industria que continuamente evoluciona. El Gas Natural tanto como el Petróleo y el Carbón se han convertido en materias primas importantes en la economía mundial. Los primeros que usaron el Gas Natural fueron los chinos cerca del año 900 A.C., quienes perforaban pozos someros mediante rudimentarias herramientas de perforación a percusión con el propósito de encontrar este hidrocarburo para luego usarlo en secado de rocas de sal, posteriormente ya en los siglos 17 y 18 el Gas Natural fue usado para el alumbrado de casas y calles, pero uno de los problemas que presentaba fue la imposibilidad de transportarlo largas distancias o almacenarlo, esta es la razón por la cual fue relegado del desarrollo industrial de esos tiempos. Pero fue después de la Segunda Guerra Mundial cuando los avances tecnológicos permitieron la construcción línea de transporte de Gas Natural lo que permitió el transporte seguro de este hidrocarburo para su posterior almacenaje y tratamiento. Aunque el uso principal del Gas Natural es como combustible, también se lo usa como una importante materia prima para la Industria Petroquímica, es además una energía económica y eficaz. Una alternativa segura y versátil capaz de satisfacer la demanda energética en los sectores domésticos, comercial e industrial.

El Gas Natural es una mezcla de hidrocarburos, la mayoría de bajo peso molecular que puede estar en estado gaseoso o líquido en el yacimiento, pero al traerlo a superficie se reduce la presión y la temperatura y entra en estado gaseoso, aunque acompañado de líquidos y por tanto es necesario separarlos para manejar de manera independientes ambas fases. A continuación, la Tabla 1 presenta la composición del Gas Natural observándose que una gran parte del mismo es metano (CH₄).

Tabla 1 Composición típica del gas natural

Composición Típica del Gas Natural		
Componente	Formula Molecular	Composición
Metano	CH ₄	70-90%
Etano	C ₂ H ₆	0-20%
Propano	C ₃ H ₈	
Butano	C ₄ H ₁₀	
Pentano	C ₅ H ₁₂	
Dióxido de Carbono	CO ₂	0-8%
Oxígeno	O ₂	0-0,2%
Nitrógeno	N ₂	0-5%
Sulfuro de Hidrogeno	H ₂ S	0-5%
Gases Inertes	A, He, Ne, Xe	trazas

Fuente: YPFB – MHE

Dada su naturaleza gaseosa la caracterización y manejo del Gas Natural se hace mediante procedimientos desarrollados con base en la teoría de los gases y esto permite definir con relativa facilidad sus propiedades físicas y los procedimientos para llevarlo a los requisitos de calidad que exigen los consumidores.²

El gas natural se ha constituido como una de las fuentes de energía más limpias ya que comprándolas con el carbón y al petróleo, emite bajas cantidades de carbono. Por lo cual se concluye que el gas natural es un puente hacia las energías renovables y con un gran potencial de combinación con estas fuentes renovables que contribuye a cuidar el medio ambiente.³

² Las condiciones de exportación de Gas Natural de Bolivia hacia Brasil y Argentina establecen que el contenido de agua no exceda los 95 mgr. /m³ de gas y 5 mgr.H₂S/m³. En cuanto al dióxido de carbono y el oxígeno no se deberá sobrepasar el 2% CO₂ y 0.2% O₂ en volumen de Gas Natural.

³El Gas Natural al estar constituido principalmente por metano y al no ser quemado correctamente se convierte en un gas de efecto invernadero, constituido como uno de los más peligrosos para el medio ambiente junto con el CO₂, óxido nitroso y los gases clorofluorcarbonos .

Tabla 2 Libras de aire contaminado producido por cada billón de BTU de Energía

Contaminante	Gas Natural	Petróleo	Carbón
Dióxido de carbono	117,000	164,000	208,000
Monóxido de carbono	40	33	208
Óxido de nitrógeno	92	448	457
dióxido de sulfuro	0,6	1,112	2.591
Partículas	7	84	2,744
Formaldehido	0.750	0.220	0.221
Mercurio	0	0.007	0.0016

Fuente: Energy Information Administration; Natural Gas and the Environment; EEUU, (1998)

El Gas Natural extraído de los reservorios de gas y petróleo generalmente viene acompañado de hidrocarburos líquidos, agua en estado líquido y vapor, también viene acompañado de contaminantes lo que hace que sea necesario un tratamiento con el objetivo de llevarlo a características estándar de presión, temperatura y composición.

Los tipos más comunes de gas natural que existen son los siguientes:

- **Gas Acido:** gas que contiene más de 6 mg de H₂S /1 metro cubico de Gas.
- **Gas Dulce:** gas que contiene menos de 6 mg de H₂S /1 metro cubico de Gas.
- **Gas Húmedo:** Gas con un contenido de humedad mayor a 14 cm³ de agua / 1metro cubico de Gas.
- **Gas Seco:** Gas con un contenido menor a 14 cc de agua / 1metro cubico de Gas.

- **Gas Rico:** gas que contiene cantidades significativas de compuestos más pesados que el etano alrededor de 95 cm³ de C₃ + / 1 metro cubico de Gas.
- **Gas Pobre:** gas que contiene poca cantidad de elementos más pesados que el etano.

Los procesos a los que está sometido el Gas Natural varían de un gas a otro, esto debido a la composición que posee y al uso final que se le vaya a dar a este gas, pero hay una serie de procesos que se deben seguir para ponerlo a condiciones apropiadas, de lo contrario se presentarían problemas cuando este Gas se use.

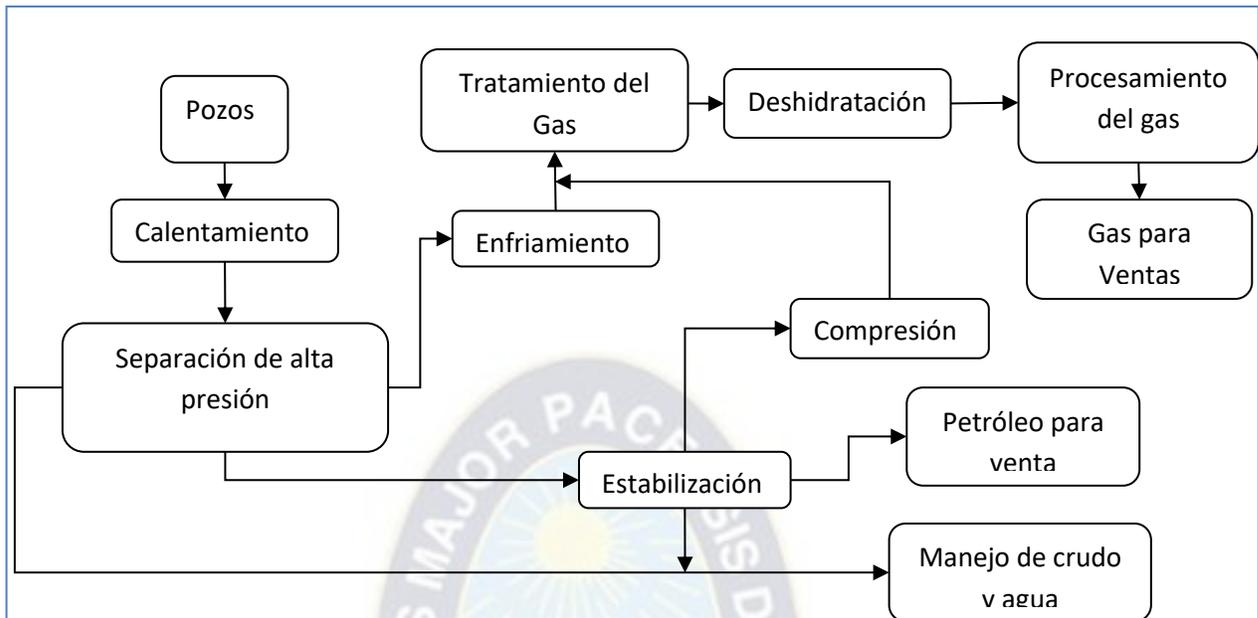
El primer paso que debe seguir el gas es la remoción del agua, ya que su presencia puede ocasionar graves problemas como la corrosión de los equipos o la formación de hidratos reduciendo así el diámetro de las tuberías, válvulas, etc.

Otro paso importante para tratar el gas natural es la remoción de gases ácidos como el CO₂ y H₂S que son altamente perjudiciales. El CO₂ que en presencia del agua forma ácido carbónico que puede producir problemas de corrosión en los equipos y cuando se pretende someter el gas a procesos criogénicos este se solidifica. El H₂S es altamente tóxico y en presencia de agua ocasiona problemas muy serios de corrosión y la fragilizarían del acero⁴.

La figura 3 muestra el tratamiento que se utiliza para poner el gas a condiciones de consumo y exportación, viendo como principal etapa la separación de los componentes y la posterior remoción de agua y componentes ácidos mediante distintos procesos.

⁴ Es importante notar que el Gas Natural Boliviano está libre de H₂S, pero presenta pequeñas cantidades de CO₂, por ejemplo, en el campo Carrasco la cantidad de CO₂ estaría por 5.790% en porcentaje molar. Para la remoción de CO₂ existen procedimientos muy efectivos tales como la utilización de tamices moleculares y algunos adsorbentes basados en amidas.

Figura 1 Diagrama general del proceso de tratamiento de gas natural



Fuente: Elaboración Propia

El control de la composición del Gas se la realiza mediante el índice el Wobe, el poder calorífico y el punto de rocío, con el fin de que tenga un contenido mínimo de hidrocarburos intermedios.

El índice de Wobe es un parámetro que controla la combustión satisfactoria de un quemador para que se libere la misma cantidad de calor y en la intercambiabilidad de mezcla de gases y está definida por la siguiente ecuación:

$$W = \frac{PC}{\sqrt{GE}}$$

Donde:

W = Índice de Wobe

PC = Poder Calorífico

GE = Gravedad Especifica del Gas

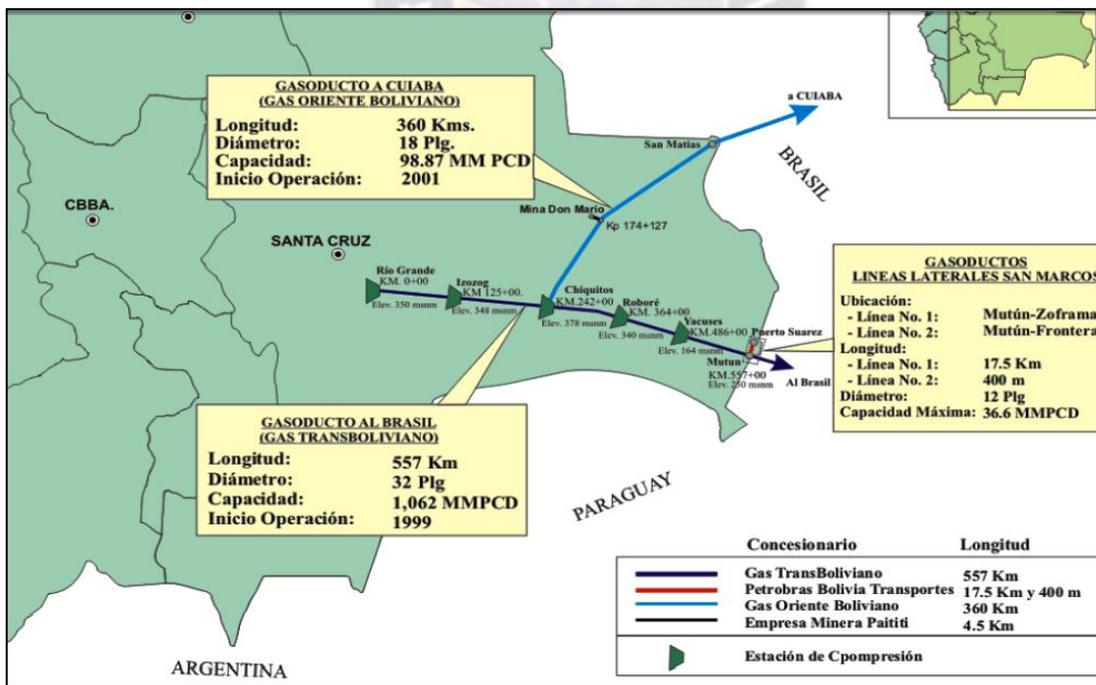
El punto de rocío es un indicativo del contenido de hidrocarburos intermedios contenidos en el Gas Natural, mientras más bajo sea el punto de rocío a condiciones

de presión dadas, menor será el contenido de hidrocarburos intermedios, este punto se lo desarrollara en el capítulo 4 con más detalle.

2.3 EL GAS NATURAL EN BOLIVIA.

Bolivia es un país con reservas hidrocarburíferas, predominantemente de Gas Natural. En la actualidad, Bolivia produce cerca de 58 millones de metros cúbicos de gas natural diarios de los cuales se destinan cerca de 47 predominantemente de para la exportación a los mercados de Brasil (30 MMmcd) y Argentina (17 MMmcd) distribuidos por los sistemas de gasoductos quedando así solo 11 millones de metros cúbicos para el mercado interno. Aun así, la producción actual no alcanza a satisfacer la demanda potencial que existe de este hidrocarburo en el país, es por eso que se ha diseñado planes estratégicos tanto para incrementar la producción como las reservas del gas natural.

Figura 2 Gasoductos en la frontera Bolivia – Brasil



Fuente: Hidrocarburos Bolivia

Figura 3 Gasoductos oleoductos y poliductos en la frontera Bolivia – Argentina



Fuente: Hidrocarburos Bolivia

Un problema que siempre ha enfrentado el Estado Boliviano es saber cuántas reservas probadas tiene, ya que a partir de este valor hacer planes para satisfacer la demanda externa como la demanda interna de Gas Natural. En Bolivia según el estudio de cuantificación de reservas de Gas Natural realizada en 2018, elaborada por la Sproule International Limited, señala que Bolivia cuenta con 10.7 trillones de pies cúbicos (TCF) de Gas Natural.

La estimación del potencial de los pozos del Bloque San Antonio se obtiene a partir del modelo de simulación ajustado históricamente con las recientes mediciones de presión versus caudal de gas de cada pozo además es corroborado con las curvas de declinación y con la historia de producción actualizada hasta el mes de septiembre del 2020 se realizó un pronóstico de producción para la gestión 2021.

Tabla 3 Pronóstico de Producción para el Campo Sábalo

Año 2021	Producción Diaria				
	GAS		LÍQUIDO		
	MM m3/d	MM scf/d	Condensado Bbl/d	Gasolina Bbl/d	Total Bbl/d
Enero	10,8	380,5	5.117,0	2.909,4	8.026,4
Febrero	10,6	373,1	4.995,0	2.853,1	7.848,1
Marzo	10,4	365,9	4.873,4	2.797,8	7.671,1
Abril	10,2	358,8	4.750,6	2.743,5	7.494,1
Mayo	10,0	351,8	4.634,1	2.690,2	7.324,4
Junio	9,8	345,0	4.521,1	2.637,9	7.159,0
Julio	9,6	338,3	4.400,2	2.586,6	6.986,8
Agosto **	9,4	331,2	4.285,3	2.532,3	6.817,5
Septiembre **	9,1	322,6	4.152,7	2.466,4	6.619,1
Octubre **	8,9	315,3	4.035,7	2.410,6	6.446,3
Noviembre	8,9	312,6	3.981,8	2.390,6	6.372,3
Diciembre **	8,5	301,3	3.809,4	2.303,5	6.112,9
Promedio	9,7	341,2	4.459,9	2.608,7	7.068,6

Fuente: PETROBAS

Para el mercado interno del Gas Natural conformado principalmente por sectores como el domiciliario, comercial, industrial, transporte y de Generación eléctrica, la demanda de este hidrocarburo va en un aumento constante evidencia de este hecho son las nuevas instalaciones de regasificación que se han puesto en funcionamiento para llevar este hidrocarburo a lugares de difícil acceso como el norte paceño.

En cuanto se refiere a Generación Eléctrica Bolivia está conformado por un 53 % generado por Centrales Termoeléctricas y el resto 47 % por Centrales Hidroeléctricas, con una potencia instalada de 949,51 MW y 483,28 MW respectivamente .Para periodos futuros se estima que el 59 % de la energía eléctrica entregada vendrá de plantas Termoeléctricas y el 41 % de plantas Hidroeléctricas, con una tasa de incremento promedio de 5.39% esto para los periodos de (2013-2027) , pero no toda la energía eléctrica vendrá de centrales Termoeléctricas , también se planea aumentar la capacidad instalada de las centrales Hidroeléctricas en todo el país .

En el sector domiciliario se tiene que identificar que la población está distribuida en poblaciones urbanas y rurales, la migración hacia las zonas urbanas también ha

aumentado por lo cual más personas pueden acceder a este recurso , solo hasta en 2008 se estimaban cerca de 100.000 conexiones domiciliarias , de las cuales 79.000 se efectuarían en las ciudades y el resto 21.000 en poblaciones intermedias teniendo una tasa de crecimiento promedio de 9.3% para el periodo de 2013- 2027 , se estima que para el 2017 el consumo de Gas Natural será de 1.02 MMmcd y 2.10 MMmcd para el año 2027.

En el sector comercial los volúmenes proyectados de gas natural resultantes son de 0,45 MMmcd el año 2014, 0,50 MMmcd para el año 2017 y 1,044 MMmcd para el año 2027. La tasa de crecimiento promedio para el periodo 2013 – 2027 es del 6,90%.

El sector industrial incluye industrias tales como cemento, alimentos, bebidas, tabaco, textiles y minería. Se espera que el hierro se convierta en un gran componente en el futuro. Según la proyección se estima una tasa de crecimiento de 7.5 %, de esta manera para el 2027 el consumo de gas natural industrial será de 6.28 MMmcd.

En el Sector Transporte (GNV) Actualmente, el 16% del parque automotor a nivel nacional está convertido a Gas Natural Vehicular (GNV) y el consumo de GN registrado el año 2007 fue de 0,67 MMmcd. La proyección consideró una tasa de crecimiento anual del parque automotor de 7,05% similar al promedio del periodo 2001-2006. Se estima que para el año 2027 el 35% del parque automotor nacional estará convertido a GNV. Se tiene como resultado un volumen proyectado de gas natural para el año 2014 igual a 1,58 MMmcd, 2,18 MMmcd para el año 2017 y 5,90 MMmcd para el 2027. La tasa de crecimiento promedio para el periodo 2013 – 2027 es del 10,9%.

2.3.1 PRECIOS DEL GAS NATURAL

Cuando existe un mercado competitivo, como es el caso de los EEUU e Inglaterra, el comercio del gas presenta un precio director el cual es definido por los precios de corto plazo (los precios spot, de Henry Hub o de NBP, Nacional Balancing Point) o por las cotizaciones estandarizadas de los mercados de la bolsa Nymex (EEUU) o IPE (Inglaterra). Estos precios, reflejan la oferta y la demanda del mercado. En el caso de los monopolios, muchas veces, el método utilizado para la fijación de

precios es el valor netback de mercado, es decir, que los costos de transporte y de distribución son deducidos del precio medio de las energías concurrentes en el mercado final, tal es el caso de Francia, Bélgica, Holanda, España e Italia.

En el mercado del gas natural, existen contratos de compraventa de mediano o largo plazo, los cuales se establecen antes de invertir cualquier suma importante de dinero en la fase de explotación. Tales contratos contienen obligaciones firmes de entrega y toma del gas, respaldadas por garantías de pago en el caso de incumplimiento de esas obligaciones (llamadas “deliver-or-pay” y “take-or-pay”, respectivamente). En los años 50, cuando se empezaron los intercambios gasíferos a grandes distancias, particularmente Estados Unidos y Europa utilizaron ésta última técnica de contratos a largo plazo. Hoy en día, estos mercados funcionan en forma dual, utilizando técnicas de tarificación a largo plazo o tarificando a precio spot. En el caso latinoamericano los precios del gas natural, por lo general, se obtiene de la suma de los precios de gas en boca de pozo, más las tarifas de transporte (en función de las distancias y volúmenes) y las tarifas de distribución. En otros casos, los precios resultan de una negociación bilateral entre los países involucrados.

2.3.1.1 PRECIOS HENRY HUB

Tal como se dijo anteriormente, en mercados competitivos como EEUU utilizan precios directores, como es el caso del precio Henry Hub.

El Henry Hub en el mercado es un punto de referencia en el mercado del Gas Natural más grande de los Estados Unidos. Muchos intermediarios de Gas Natural también emplean el Henry Hub como su punto de entrega física del contrato o su precio de comparación para sus transacciones. Este Hub interconecta nueve gasoductos interestatales y cuatro intra-estatales. En conjunto, estos gasoductos dan acceso a los mercados de las regiones del Medio Oeste, Noreste, Sureste y Costa del Golfo. El gasoducto Sabine está conectado a 13 gasoductos más de fuera del Henry Hub. Sabine tiene actualmente una capacidad de transporte de 51 millones de metros cúbicos/día a través del Henry Hub (capacidad máxima en condiciones óptimas).

El precio *spot* del Henry Hub y el precio en la boca del pozo refleja las condiciones de suministro y demanda para dos facetas distintas del mercado del Gas Natural. Este precio *spot* se refiere a las transacciones para entregas a realizar al día siguiente que ocurren en la planta de tratamiento de gas de Henry y está medido aguas abajo del pozo, después de que los líquidos del Gas Natural han sido eliminados y el coste de transporte ha sido incurrido. En contraste, el precio en la boca del pozo incluye el valor de los líquidos del Gas Natural y se refiere a todas las transacciones que ocurren en los Estados Unidos, incluyendo por consiguiente los compromisos de compra de cualquier duración.

En la tabla 4 junto a La figura 4 se muestran los cambios que ha tenido el precio del Gas Natural, variaciones que también expresan problemas tales como guerras y desastres naturales, por ejemplo en el periodo 1997-2005 la invasión de los Estados Unidos a Afganistán lo que provocó una subida en los precio del Gas Natural, posterior a este el periodo 2005-2008 el desastre del huracán catrina, y finalmente un hecho que provoco que el precio del Gas Natural haya llegado a uno de los puntos más bajos en la historia , nos referimos a la pandemia por COVID-19 en el 2019 – 2020, observado una elevación a partir del 2do semestre del 2021

Con el descubrimiento de reservas de Gas Natural en esquistos (shale gas) las reservas mundiales incrementaron significativamente afectando de esta manera los precios, debido a la gran oferta de gas natural el precio a reducido la Figura 8 representa este hecho y da una proyección hasta el año 2020. Es claro observar que los precios del Gas Natural para esta proyección favorecen a los Estados Unidos dado que posee importantes reservas por lo tanto los precios serán bajos. Mientras tanto Europa seguirá pagando importantes sumas por la compra de Gas Natural. Pero este panorama parece que cambiara debido a que países como Alemania, Dinamarca, Holanda, Suecia, Gran Bretaña, Ucrania, Rumania y Bulgaria según últimos estudios presentan reservas de este gas no convencional. Bolivia en cuanto a reservas de shale gas queda rezagada al quinto lugar en

Latinoamérica después de Argentina, Brasil, Chile y Paraguay con cerca de 48 Trillones de Pies Cúbicos reservas recuperables. ⁵

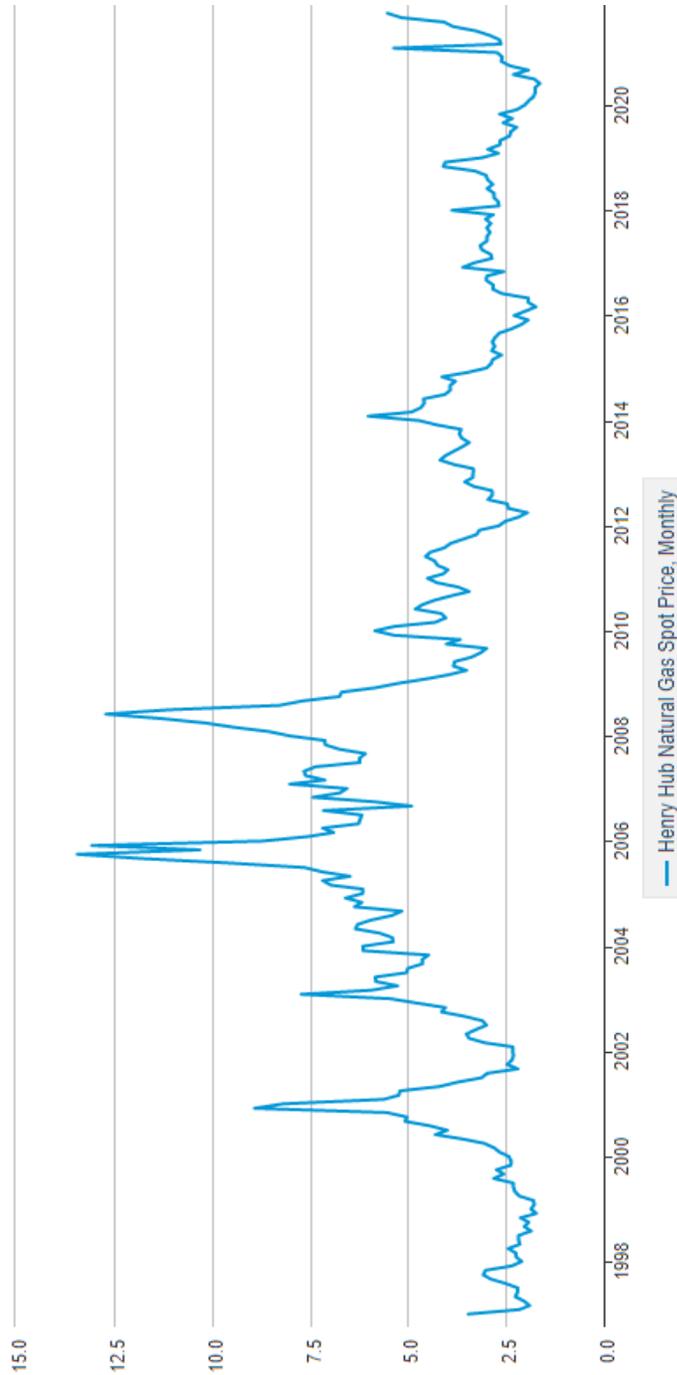
**Tabla 4 Precio al contado del gas natural Henry Hub
(dólares por millón de Btu)**

Fuente: U.S Energy Information Administration

Año	ene	feb	mar	abr	Mayo	jun	jul	ago	sep	oct	nov	dic
1997	3,45	2,15	1,89	2,03	2,25	2,20	2,19	2,49	2,88	3,07	3,01	2,35
1998	2,09	2,23	2,24	2,43	2,14	2,17	2,17	1,85	2,02	1,91	2,12	1,72
1999	1,85	1,77	1,79	2,15	2,26	2,30	2,31	2,80	2,55	2,73	2,37	2,36
2000	2,42	2,66	2,79	3,04	3,59	4,29	3,99	4,43	5,06	5,02	5,52	8,90
2001	8,17	5,61	5,23	5,19	4,19	3,72	3,11	2,97	2,19	2,46	2,34	2,30
2002	2,32	2,32	3,03	3,43	3,50	3,26	2,99	3,09	3,55	4,13	4,04	4,74
2003	5,43	7,71	5,93	5,26	5,81	5,82	5,03	4,99	4,62	4,63	4,47	6,13
2004	6,14	5,37	5,39	5,71	6,33	6,27	5,93	5,41	5,15	6,35	6,17	6,58
2005	6,15	6,14	6,96	7,16	6,47	7,18	7,63	9,53	11,75	13,42	10,30	13,05
2006	8,69	7,54	6,89	7,16	6,25	6,21	6,17	7,14	4,90	5,85	7,41	6,73
2007	6,55	8,00	7,11	7,60	7,64	7,35	6,22	6,22	6,08	6,74	7,10	7,11
2008	7,99	8,54	9,41	10,18	11,27	12,69	11,09	8,26	7,67	6,74	6,68	5,82
2009	5,24	4,52	3,96	3,50	3,83	3,80	3,38	3,14	2,99	4,01	3,66	5,35
2010	5,83	5,32	4,29	4,03	4,14	4,80	4,63	4,32	3,89	3,43	3,71	4,25
2011	4,49	4,09	3,97	4,24	4,31	4,54	4,42	4,06	3,90	3,57	3,24	3,17
2012	2,67	2,51	2,17	1,95	2,43	2,46	2,95	2,84	2,85	3,32	3,54	3,34
2013	3,33	3,33	3,81	4,17	4,04	3,83	3,62	3,43	3,62	3,68	3,64	4,24
2014	4,71	6,00	4,90	4,66	4,58	4,59	4,05	3,91	3,92	3,78	4,12	3,48
2015	2,99	2,87	2,83	2,61	2,85	2,78	2,84	2,77	2,66	2,34	2,09	1,93
2016	2,28	1,99	1,73	1,92	1,92	2,59	2,82	2,82	2,99	2,98	2,55	3,59
2017	3,30	2,85	2,88	3,10	3,15	2,98	2,98	2,90	2,98	2,88	3,01	2,82
2018	3,87	2,67	2,69	2,80	2,80	2,97	2,83	2,96	3,00	3,28	4,09	4,04
2019	3,11	2,69	2,95	2,65	2,64	2,40	2,37	2,22	2,56	2,33	2,65	2,22
2020	2,02	1,91	1,79	1,74	1,75	1,63	1,77	2,30	1,92	2,39	2,61	2,59
2021	2,71	5,35	2,62	2,66	2,91	3,26	3,84	4,07	5,16	5,51		

⁵ En el mundo el país con más reservas de Shale Gas es China (1275 TCF) seguido por Estados Unidos (862 TCF) y la Argentina (774 TCF)

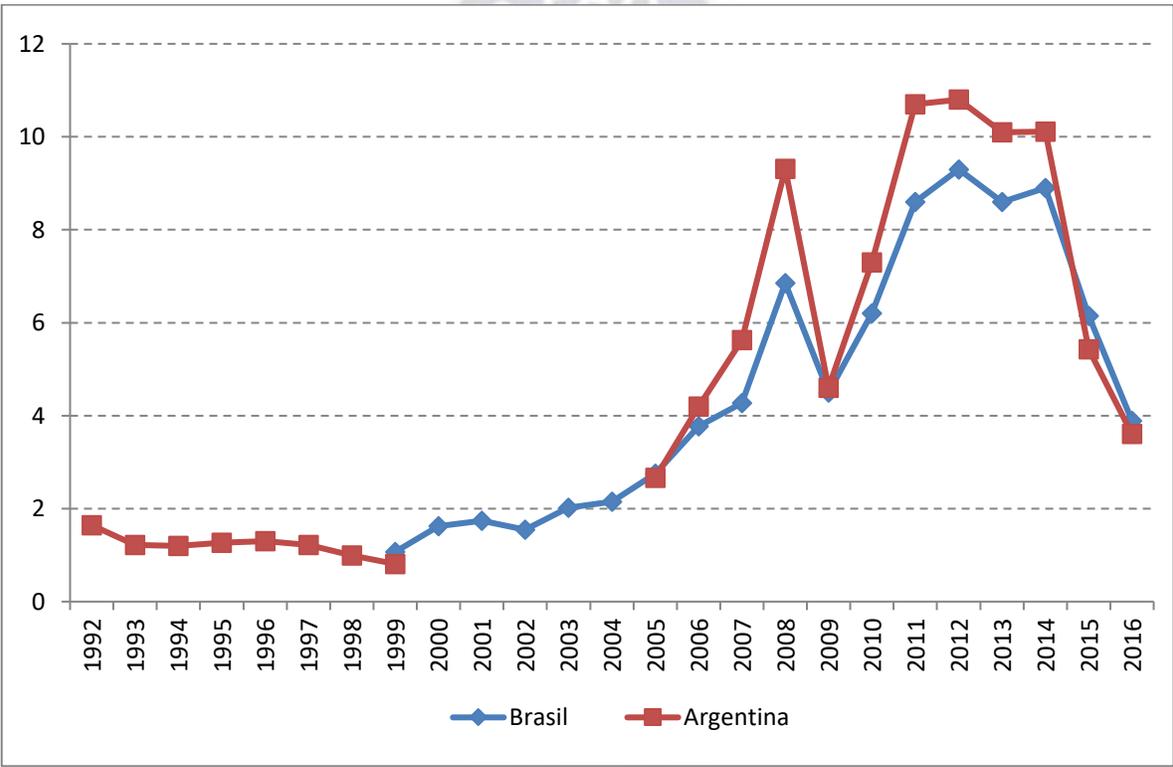
Figura 4 Evolución de los precios del Gas Natural Henry Hub (\$us/MMBtu)



Fuente: U.S Energy Information Administration

La figura 5 muestra la evolución de los precios de exportación a los mercados de Brasil y Argentina tomando como referencia los precios Henry Hub, donde se puede apreciar que para el año 2009 se registró un decremento, esto debido a la crisis en Estados Unidos ya mencionada, que ha quedado registrada en la economía mundial debido a los altos precios de la materias primas , a una inflación mundial , la posibilidad de una recesión así como una crisis crediticia, hipotecaria y de confianza en los mercados.

Figura 5 Precio del Gas Natural exportado a Brasil y Argentina (\$us/MMBTU) Periodo (1992-2016)



Fuente: Gerencia Nacional de Comercialización

A fines del año 2014 la caída en el precio del barril del petróleo afecto muchos proyectos de producción, países como Rusia, Irán, Venezuela, Noruega, Nigeria y Canadá dependen de sus exportaciones de petróleo y se ven profundamente afectados por este descenso en los precios del barril de petróleo. Para inicios del 2016 los precios del gas natural bajaron, el precio del insumo pactado por YPFB con Enarsa, y también Petrobras en el caso de las ventas a Brasil, surge de una

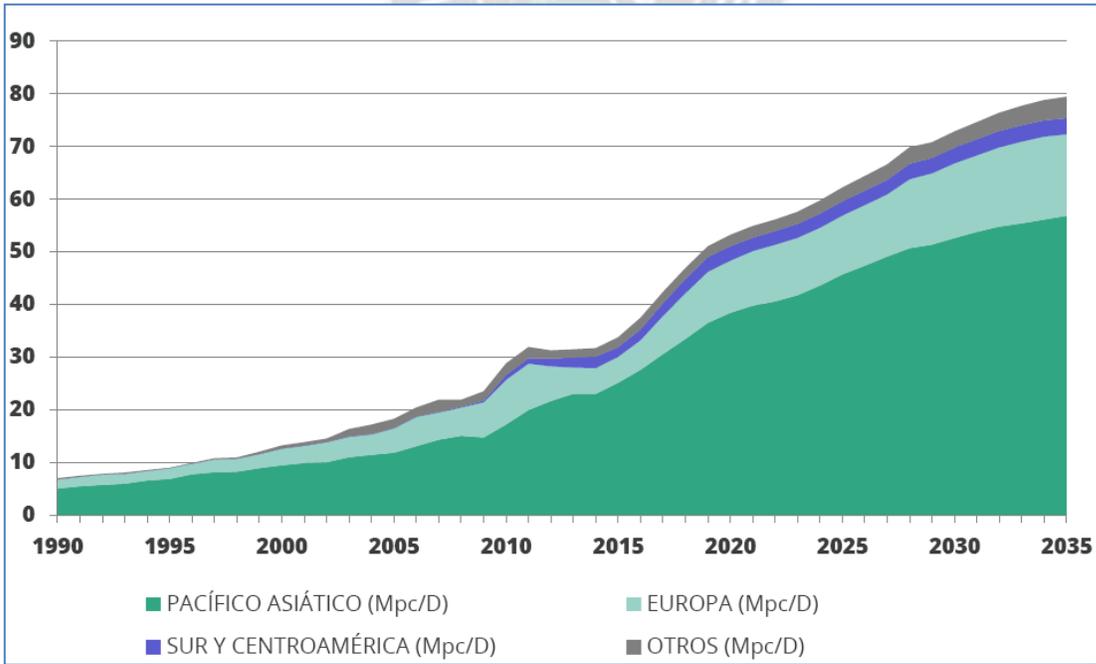
fórmula de ajuste en base a la evolución de precios de una canasta de tres tipos de Fuel Oil y un tipo de Diesel Oil, es por esta razón el porqué de los bajos precios.

2.4 DEMANDA Y OFERTA DEL GAS NATURAL

La demanda de gas natural mundial a fines del 2015 fue de 126.2 TCF aproximadamente y se estima que para el año 2021 esta demanda crecerá hasta 140 TCF (Trillones per pies cúbicos). Antes del 2014 se estima un crecimiento superior al ya mencionado, esta variación en la estimación de la demanda se debe a que el gas natural va encontrando competencia ante las energías renovables y el carbón barato, poco a poco el mercado del gas natural se va aproximando a un exceso de este producto.

Se estima que el mercado europeo aumentara un 0.3 % para fines del 2016. El monopolio ruso de exportación de gas Gazprom, será desafiado por la perspectiva de un exceso de oferta de GNL, que elevará la capacidad de exportación en 45% en 2021.

Figura 6 Demanda Mundial de Gas Natural



Fuente: BP Statistical Review of World Energy 2015, International Gas Union – World LNG Report 2014

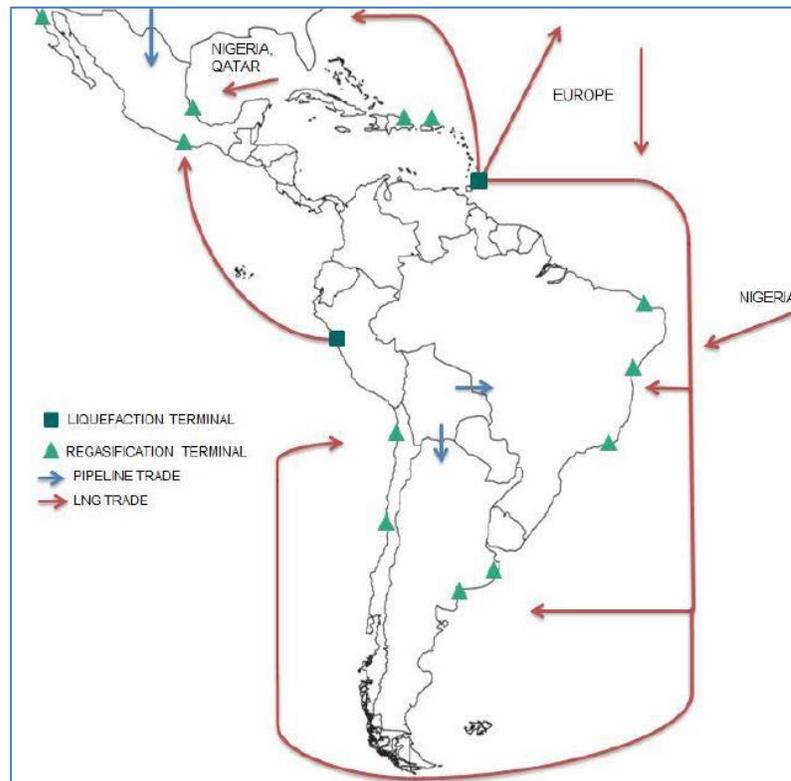
En Estados Unidos, el crecimiento de la demanda será más lento, ya que el Gobierno apoya la generación de energía solar y eólica, de manera que el uso de gas en energía eléctrica se estanca a 2021 después de un aumento del 20% en 2015. El uso del gas en los países asiáticos desarrollados caerá 0,2% por año, con un "crecimiento moderado" en Corea del Sur y el aumento de su uso en Australia, que compensará parte de la disminución del 11% en Japón en los próximos cinco años.

El crecimiento estará liderado por la India, con una expansión promedio anual de un 6%, mientras que en China la demanda podría recuperarse por una transición desde plantas de generación eléctrica a centrales alimentadas por gas esto se ve claramente reflejado en la figura 6, también se puede observar que será la región que crecerá más en la demanda de este hidrocarburo según las proyecciones hechas hasta el 2035.

Mientras que Latinoamérica y el Caribe representan un porcentaje relativamente pequeño del comercio global de Gas Natural, varios países están importando cantidades importantes de gas natural para la generación de energía como se ve en la figura 7, con la mayoría mirando a productores regionales para importaciones de gas natural por oleoductos y GNL. Muchos países de la región son importadores netos, ya que la demanda ha crecido rápidamente y la escasez de inversión en exploración y producción ha limitado el desarrollo de reservas probadas, probables y posibles. En el 2015, los países de Latinoamérica y el Caribe produjeron 6.7% de la oferta mundial de gas natural, pero consumieron el 7.5% a pesar de contar con más de 280 Billones de pies cúbicos de reservas probadas sin explotar. En el mismo año, la región representó el 9% de la demanda global de GNL, con México, Brasil, Argentina y Chile como los importadores más grandes. La región también comercializó cantidades significativas de gas natural a través de gasoductos, de las que la mayoría venían de Estados Unidos hacia México y de Bolivia a Brasil y Argentina. Aunque la mayoría de países son importadores netos, dos países de la

región que son Trinidad y Tobago y Perú son exportadores netos. Trinidad y Tobago es un proveedor vital de GNL para el hemisferio oeste, cumpliendo con el 39% de la demanda total de GNL en Latinoamérica en el 2015. Perú comenzó a exportar GNL desde su campo de Camisea en el 2010, mandando la mayoría de sus cargamentos a México a través de contratos a largo plazo.

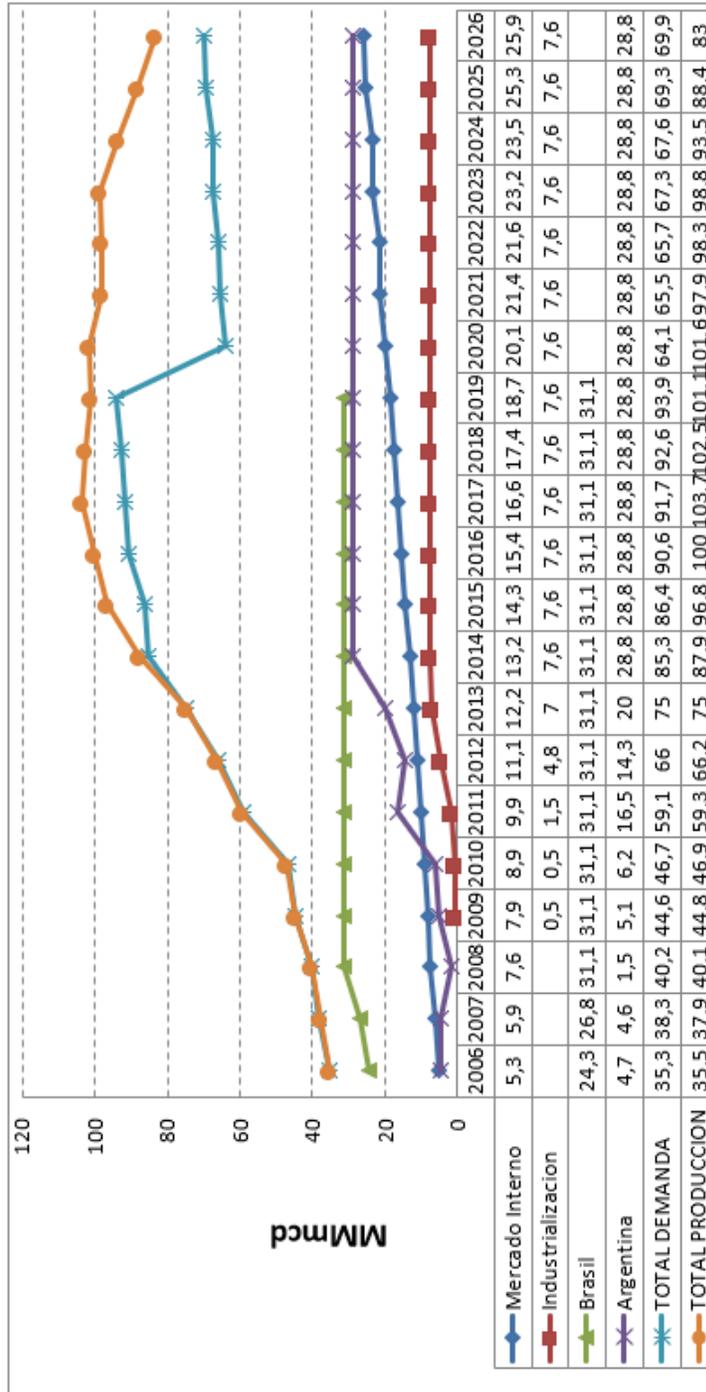
Figura 7 Comercio de gasoductos y GNL en Latinoamérica



Fuente: BP Statistical Review of World Energy 2015, International Gas Union – World LNG Report 2014

En Bolivia se prevé que la generación eléctrica consume el 45 % de toda la demanda de Gas Natural, mientras que el consumo industrial, doméstico y comercial consuman el 46%. Se ha observado un crecimiento con relación a los años pasados. Para principios de año YPFB Transporte sacó un informe en el que señala que el consumo interno está en 10.22 millones de metros cúbicos día, mientras que la exportación de gas a Brasil está en 31,5 MMm³/d y a Argentina bajó de 20,6 a 14,1 millones. A continuación, se observa una gráfica en la cual se aprecia el crecimiento pronosticado sector por sector por YPFB en su informe 2014.

Figura 8 Proyección de la demanda de Gas Natural en Bolivia (MMmcd)



Fuente: YPFB

En cuanto a la oferta de gas natural a junio de 2015, el departamento de Tarija registró la mayor producción de gas natural, alcanzando un promedio de 40,62 MMm³/d (participación

del 68,06%), seguido de Santa Cruz con una producción promedio de 10,71 millones (participación del 17,95%), Chuquisaca con 6,70 millones (participación del 10,99%) y Cochabamba que alcanzó una producción promedio de 1,79 millones (participación del 3%) , haciendo un total aproximado de 59.82 millones de metros cúbicos día.

2.5 DEFICIT

Para determinar el valor del déficit lo primero que se debe hacer es una proyección de la oferta y demanda de Gas Natural, para este propósito se utilizara la herramienta computacional CRYSTALL BALL que ayuda a hacer proyecciones.

Para el cálculo de la proyección de la oferta se utilizan los datos históricos de producción de Bolivia hasta el año 2015 y estos se ven la tabla a continuación:

Tabla 5 Datos históricos de oferta de Gas Natural en Bolivia (MMmcd)

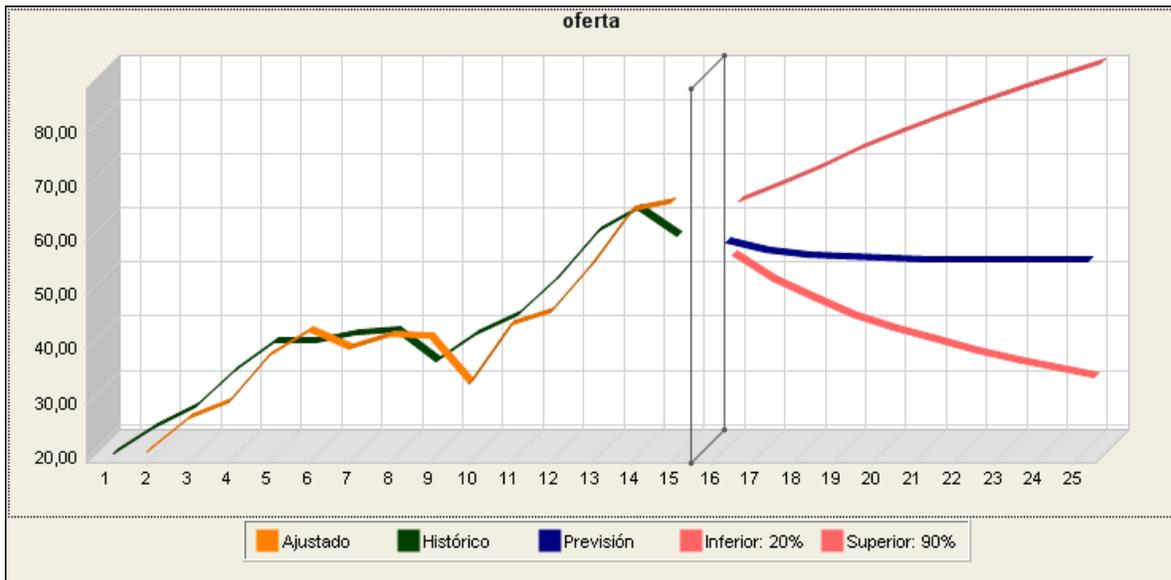
Año	Oferta (MMmcd)	Año	Oferta (MMmcd)
2001	19,6	2008	42,12
2002	24,4	2009	36,76
2003	28,01	2010	41,72
2004	34,76	2011	45,06
2005	40,24	2012	51,94
2006	40,24	2013	60,7
2007	41,75	2014	64,8
		2015	59,82

Fuente: YPFB – Ministerio de Hidrocarburos

Haciendo estas aclaraciones ya se puede hacer la proyección hasta el año 2025 estas se pude ver reflejada en la figura siguiente.

El programa de CRYSTALL BALL elabora dos escenarios una favorable y uno desfavorable que se ven de color rosado, para nuestro caso tomaremos el menos favorable, considerando que la oferta de Gas Natural caerá para los siguientes años. En este escenario consideraremos que la exploración y producción no han dado los resultados que se esperaba.

Figura 9 Datos históricos de oferta de Gas Natural (MMmcd)



Fuente: Elaboración propia

Para la demanda no es necesario hacer una proyección, se utilizará la proyección realizada por YPFB estos datos fueron extraídos del informe de yacimientos que se publicó el año 2014 y que puede verse en la figura 8. Por lo tanto, el déficit se calculará haciendo la diferencia entre la oferta y la demanda estos resultados se ven reflejados en la tabla a continuación

Tabla 6 Calculo del Déficit de Gas Natural (MMmcd)

Año	Oferta	Demanda	Déficit	Año	Oferta	Demanda	Déficit
2006	40,24	35,5	4,74	2016	53,50	90,6	-37,10
2007	41,75	38,3	3,45	2017	48,93	91,7	-42,77
2008	42,12	40,2	1,92	2018	45,29	92,6	-47,31
2009	36,76	44,6	-7,84	2019	42,32	93,9	-51,58
2010	41,72	46,7	-4,98	2020	39,82	64,1	-24,28
2011	45,06	59,1	-14,04	2021	37,65	65,5	-27,85
2012	51,94	66	-14,06	2022	35,73	65,7	-29,97
2013	60,7	75	-14,3	2023	34,00	67,3	-33,30
2014	64,8	85,3	-20,5	2024	32,40	67,6	-35,20
2015	59,82	56,4	3,42	2025	30,92	69,9	-38,98

Fuente: Elaboración propia

Como se puede observar el déficit hasta el año 2025 irá creciendo, es por eso que es importante el diseño y reacondicionamiento de las plantas de tratamiento de gas con el objetivo de recuperar más hidrocarburos para consumo interno como para venta.

La anterior proyección irá cambiando en función de los acontecimientos que vayan a presentarse en años posteriores a este cálculo. La aparición de nuevas tecnologías para el procesamiento recuperación de gas o el incremento de las reservas hará que esta proyección cambie drásticamente.



CAPITULO III

LOCALIZACION DE LA PLANTA Y MEDIO AMBIENTE

3.1 INTRODUCCION

El desarrollo del presente proyecto se realiza en la Planta de Tratamiento de Gas Sábalo, ubicada en la región del Chaco Boliviano en el bloque San Antonio del departamento de Tarija Zona Villa Montes.

El campo de Sábalo ubicado en el anticlinal del mismo nombre, es parte de la serranía de San Antonio, localizada en la provincia Gran Chaco del departamento de Tarija. Se trata de un pliegue estrecho (~4.5 Km.) y alargado (~60 Km.) formado en el ambiente compresivo de la Faja plegada y corrida del Sub Andino Sur Boliviano.

Con los resultados de la interpretación sísmica 2D, se inició la perforación del pozo SBL-X1, el 28 de noviembre de 1998. Este pozo tuvo como objetivo la investigación de las areniscas naturalmente fracturadas de las formaciones Huamampampa, Icla y Santa Rosa. Los resultados de la perforación y pruebas de formación realizadas mostraron la existencia de hidrocarburos en los reservorios de las formaciones Huamampampa e Icla.

La Declaratoria de Descubrimiento Comercial fue presentada a YPFB y aceptada con fecha de 5 de abril de 2000. En 2001 fue aprobada por la Directoría Ejecutiva de Petrobras la implementación del Proyecto de Desarrollo del Campo de Sábalo (Fase 1). El 20 de abril del año 2003 comenzó la producción comercial de la Planta de Gas de Sábalo (PG SBL) y el 14 de enero del mismo año se realizó la inauguración formal de las instalaciones de la Base de Apoyo Logístico de San Antonio.

El campo se encuentra en producción continua y comercial desde Abril del 2003. Pese a los años de producción, el mismo tiene incertidumbres estructurales y geológicas en cuanto a la distribución del gas in place estimado mediante balance de materiales. Actualmente el campo está en la tercera fase de desarrollo.

El Campo Sábalo tiene más de quince años continuos de producción y cuenta a la fecha con 10 pozos productores de gas activos (incluyendo el multilateral SBL-7), 2 pozos de descarte de agua activos.

Los pozos SBL-X1 y SBL-X2 son levemente desviados, mientras que SBL-X3 y SBL-X4 son pozos con una rama horizontal en el reservorio H4, de mejores características de fracturamiento. El pozo SBL-5 es un pozo de alto ángulo e inició su producción en Abril del 2008. En 2010 y 2011 fueron perforados los pozos SBL-7 y SBL-8, los cuales entraron en producción durante el 2012, de acuerdo a lo programado. En el 2013 se perforó el pozo SBL-9, el mismo entro en producción en Noviembre del 2014. El SBL-14 infill perforado desde la planchada del SBL-X2 entró en producción en febrero del 2017 y el SBL-6 perforado al norte del campo que ingresó en producción en Abril del 2018. Los pozos de descarte de agua se denominan SBL-101i y SBL-103i y tienen como objetivo de inyección de agua de descarte a la formación Tapehua, están ubicados en el sinclinal de Isiri.

Los 10 pozos productores de gas envían la producción a través de ductos hasta la planta de procesamiento de Sábalo (PG SBL). Los pozos SBL-14 y SBL-6 utilizan la flowline de los pozos SBL-X2 y SBL-5 respectivamente.

Los fluidos procesados se exportan para la venta por un gasoducto de 28" de diámetro y 20 Km. de longitud; y un oleoducto de 8" de diámetro x 26 Km. de longitud, hasta las instalaciones de los transportadores.

3.2 PLANTA DE GAS EN SABALO.

La planta de gas cuenta con 3 fases gemelas cada una de ellas con una capacidad máxima de entrada de 233,7 MMscfd (6.6 MMmcd). Los pozos producen gas seco, con una relación gas líquido promedio (GOR) de 34,000 pcs/bbl, el agua producida de todo el campo es de aproximadamente 1 bbl/MMpc de gas.

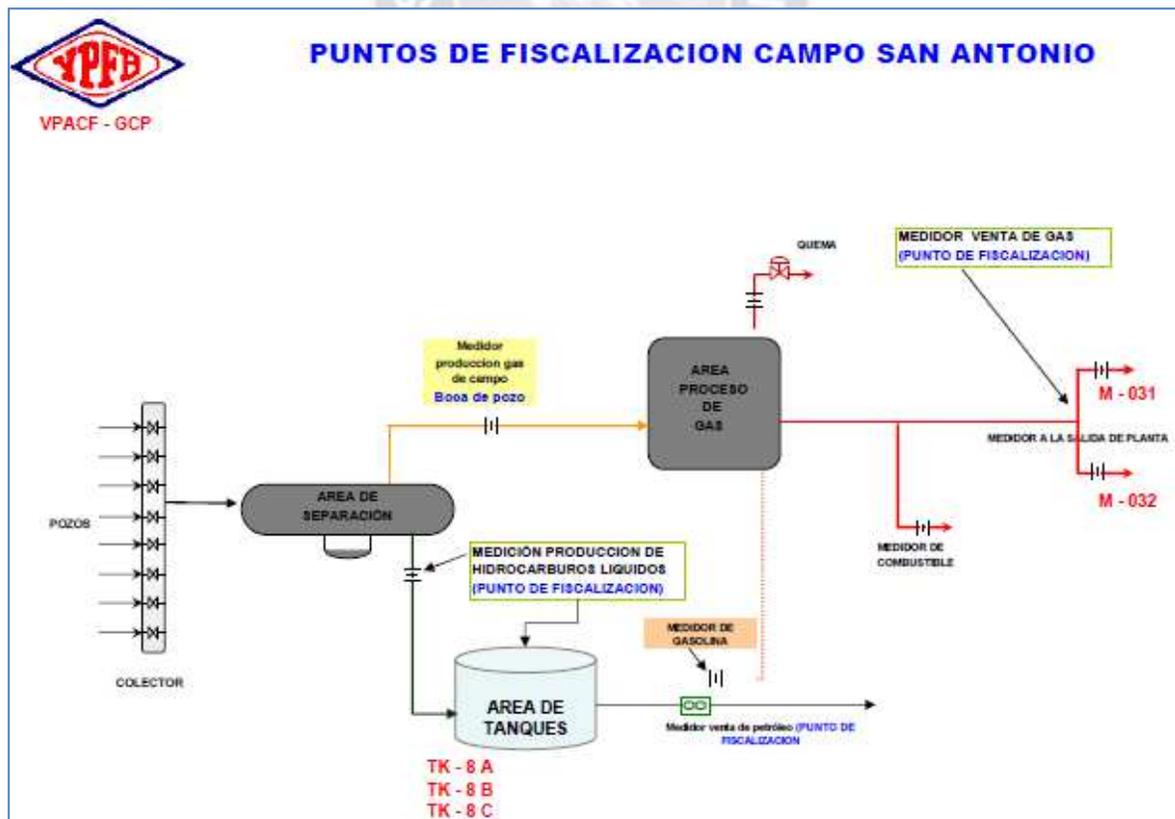
El inicio de la producción comercial del campo fue en abril del 2003, con la entrada en producción del pozo SBL-X4, los pozos SBL-X1, SBL-X2 y SBL-X3 entraron en producción a partir del 21 de agosto del 2003.

Debido a que el campo inició su producción el 17 de Abril del año 2003, con un caudal de gas de cerca de 6.7 MMmcd y una producción de condensado estabilizado de cerca de 8.200 bpd en el año 2003, hasta alcanzar un tope máximo de 13.4 MMmcd de gas y 16.200 bpd a partir del año 2004, se consideraron instalaciones modulares para las facilidades de producción, con el objetivo de hacer más eficiente la inversión en términos de tiempo.

El tren I presenta un primer módulo de 6.7 MMmcd y el tren II un módulo similar. Actualmente el tercer tren esta fuera de servicio

A continuación, se puede ver un diagrama de la planta San Antonio para tratamiento del gas proveniente de los pozos del campo sábalo

Figura 10 Diagrama del proceso de la planta de gas en San Antonio



Fuente: Ministerio de Hidrocarburos y Energía

3.3 NORMATIVA VIGENTE

Bolivia cuenta con un marco legal para la gestión ambiental de los proyectos de infraestructura, incluyendo el estudio de Impacto Ambiental y social, a continuación de da un listado de las principales leyes y normas vigentes:

- Ley N° 1333 Ley de Medio Ambiente y sus Reglamentos
 - a. Reglamentos General de Gestión Ambiental
 - b. Reglamento de prevención y Control Ambiental
 - c. Reglamento para actividades de sustancias peligrosas
 - d. Reglamento de gestión de residuos sólidos
 - e. Reglamentos en materia de contaminación hídrica
- Reglamento Ambiental al sector hidrocarburíferas (RASH)
- Ley 1008 para sustancias controladas
- NB 512 Norma Boliviana agua para consumo humano
- Ley 1600 SIREPE

Todos los reglamentos y Leyes deben ser estudiados minuciosamente en el proceso de construcción y abandono.

3.4 IMPACTO AMBIENTAL

Impacto ambiental es todo efecto que causa la actividad humana sobre el medio ambiente. Para descripción y evaluación del impacto ambiental se necesitan hacer exámenes minuciosos de todo aquello que pueda ser fuente de impacto ya sea positivo o negativo por lo cual es importante seleccionar tratar de predecir la magnitud y las características de dicho impacto ambiental, para el proyecto se pueden en impactos ambientales que se presentaran en la etapa de construcción e impactos ambientales en etapa de operación.

3.4.1 IMPACTO AMBIENTAL EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION

Durante la etapa de construcción de la unidad de control de punto de rocío las actividades que se desarrollan son la de preparación y adecuación del suelo con maquinaria industrial, por lo tanto, los impactos ambientales serán los siguientes:

- Generación de polvo y ruido en la excavación y eliminación de vegetación

- Generación de polvo y ruido en los rellenos del terreno en obras de aplanamiento y limpieza en la concentración de los materiales de construcción y en el aumento de la carga vehicular
- Mayor oferta de empleos en la zona, aumentando las expectativas en cuanto al mejoramiento de la calidad de vida, en este caso el impacto causado es positivo, aunque temporal.

También se realizarán la construcción de las tuberías, colocación de redes de agua y desagüé, instalación de las redes de energía eléctrica lo cual también generara polvo, ruido y resto de materiales.

Durante esta etapa de construcción no se generarán prácticamente aguas residuales, si bien cabe indicar que las aguas residuales mal conducidas pueden dañar al suelo generando contaminación.

También se generará un impacto visual adverso adicional ya que la zona de análisis está en pleno campo abierto.

Tabla 7 Evaluación de impacto ambiental en la etapa de construcción

	Aguas superficiales y subterráneas	Suelo y subsuelo	Calidad del aire	Flora y fauna	Paisaje	Salud y seguridad	Relaciones sociales	Actividades económicas
Generación de Polvo		Yellow	Yellow	Yellow		Red		
Uso de medios de transporte cubierto						Green	Dark Blue	
Ruidos				Pink		Pink		
Tráfico de vehículos				Yellow		Yellow		
Riesgo de accidentes						Red		
Generación de empleo							Dark Blue	Dark Blue
Generación de desechos inorgánicos		Yellow			Yellow			

	Negativo	Positivo
Pequeño	Yellow	Blue
Bajo	Pink	Dark Blue
Moderado	Red	Green
Alto	Purple	Dark Blue

Fuente: Elaboración Propia

3.4.2 IMPACTO AMBIENTAL EN LA ETAPA DE OPERACION

En la etapa de operación se podrían generar residuos que podrían afectar directamente el suelo, aire, agua y la salud humana. Los cuidados y precauciones

en esta etapa están dirigidos a la seguridad industrial. Los impactos que podrían generarse son:

La calidad de aire, referida a las emisiones puntuales de gas natural o de productos intermedios para obtener tratar el gas natural o del mismo gas que podrían proceder de los distintos sistemas tales como bridas, válvulas, válvulas de purga y uniones o atreves de pequeñas fugas en estos sistemas llegarían a afectar la calidad del aire

Ruidos y vibraciones durante la etapa de operación de la planta serán generados principalmente por los distintos procesos que conlleva la transformación del metanol en propileno.

Suelo, subsuelo y Agua podrían ser contaminados si pudiera existir una fuga accidental, para lo cual deberían existir planes de contingencia y posterior biorremediación.

Población y medio económico, todas las operaciones que se llevan a cabo durante la etapa de operación de la planta es favorable desde el punto de vista económico, puesto que, aunque no se generará aumento de puestos de trabajo, si se dispondrá de suministro gas natural al mercado interno y externo.

Paisaje sufrirá un impacto significativo en la etapa de construcción y en la etapa de operación.

Tabla 8 Evaluación del Impacto Ambiental en la etapa de Operación

	Aguas superficiales y subterráneas	Suelo y subsuelo	Calidad del aire	Flora y fauna	Paisaje	Salud y seguridad	Relaciones sociales	Actividades económicas
Tráfico de vehículos				Yellow		Yellow		Green
Ruido				Yellow			Blue	
Riesgo de accidentes						Red		
Generación de empleo							Green	Dark Blue
Emisión de gases			Light Red	Light Red		Light Red		
Residuo solido industrial		Light Red		Light Red				

Fuente: Elaboración Propia

	Negativo	Positivo
Pequeño	Yellow	Blue
Bajo	Light Red	Dark Blue
Moderado	Red	Green
Alto	Purple	Dark Blue

3.5 SEGURIDAD INDUSTRIAL

La seguridad e higiene industrial en el trabajo, son factores de gran trascendencia que permiten impartir una mayor protección a los recursos humanos y bienes de la industria; así como al medio ambiente del trabajo; estos son elementos básicos para el incremento de la eficiencia y la productividad.

Al avanzar la tecnología industrial, se incrementan los riesgos de accidentes y enfermedades de trabajo; originando que se desarrollen y establezcan mejores técnicas para el manejo y control de la seguridad.

Las funciones de seguridad e higiene, en la actualidad se han venido desarrollando en áreas multidisciplinarias, que contemplan una diversificación de puntos verdaderamente especiales.

La aplicación correcta de las normas manuales y procedimientos será en beneficio de los trabajadores y en el incremento de la productividad en las obras.

El grado real de la seguridad en una empresa, es el espíritu con el cual los integrantes de la organización se rigen, teniendo en mente que la seguridad del hombre tiene prioridad en todas las operaciones que ejecuta y que es parte importante de todo proceso que conduzca a una eficiencia segura.

Los objetivos generales en todo proyecto deben ser salvaguardar los recursos humanos y bienes de la empresa contra posibles riesgos de lesión y/o daño, así como establecer normas y procedimientos de aplicación sobre la prevención y control de los riesgos de accidentes en el desarrollo de la construcción, pruebas y arranque; así mismo los objetivos específicos se encaminarán a resaltar la responsabilidad de cada individuo de proteger su integridad y la de sus compañeros, promover el interés del personal de construcción en el uso de la seguridad al efectuar sus labores y enfocar hacia el personal los elementos básicos de la higiene.

3.5.1 SEGURIDAD INDUSTRIAL EN LA CONSTRUCCION Y OPERACIÓN DE LA PLANTA

En cualquier tipo de empresa ocurren accidentes, y estos son generados por actos o condiciones inseguras. Los actos inseguros se producen porque la persona no conoce, no quiere o no puede evitarlos, siempre afectan al trabajador ya sean sin lesiones, con lesiones leves, con incapacidades parciales permanentes o hasta con

la pérdida de la vida y consecuentemente afectan a la familia, moralmente, en la alimentación, en la educación, en el vestido, en vivienda, etc.

Para evitar accidentes en las distintas etapas de operación en la planta se deben cumplir los puntos a continuación.

- Lograr el desarrollo total de la seguridad e higiene industrial, con la activa participación de todos y cada uno de los responsables de las diferentes disciplinas de la organización.
- Que todos los departamentos y áreas de ejecución de obra de la planta de propileno, manejen la seguridad e higiene como parte del trabajo y no como un hecho secundario.
- Cumplir con las leyes y reglamentos relativos al hombre y al trabajo.
- Salvaguardar los bienes de la empresa y mejorar la productividad.
- Lograr la reducción del Índice de accidentes.
- Que los trabajos se desenvuelvan con un alto grado de seguridad, para tener clientes satisfechos.

3.5.2 FUNCIONES SE SEGURIDAD E HIGIENE INDUSTRIAL.

Por lo general en plantas de tratamiento de gas natural, petroquímicas y químicas manejan 5 departamentos independientes y la planta de gas natural en San Antonio no es la excepción y por lo tanto es importante mencionar estos 5 departamentos que tienen funciones específicas y trabajan en conjunto para cumplir con las normas de seguridad industrial, estos departamentos son:

- Departamento De Seguridad Laboral.
- Departamento De Protección Industrial.
- Departamento De Control De Servicios.
- Departamento De Primeros Auxilios.
- Departamento De Capacitación Adiestramiento y Control.

3.5.2.1 DEPARTAMENTO DE SEGURIDAD LABORAL.

Las funciones que desempeña este departamento son:

- Supervisar y controlar los riesgos en las áreas.

- Supervisar el uso del equipo de protección.
- Controlar el equipo de protección personal.
- Supervisión y control de emergencias y suministros.
- Supervisar y controlar el equipo contra incendios.
- Relaciones con grupos de rescate, salvamento y bomberos
- Supervisión y control de limpieza.
- Relaciones con autoridades médicas, civiles, militares y sindicales.

3.5.2.2 DEPARTAMENTO DE PROTECCIÓN INDUSTRIAL.

Las funciones que desempeña este departamento son:

- Control de accesos y salidas de la planta.
- Vigilancia de instalaciones (oficinas administrativas, almacén, áreas de trabajo, superintendencia, comedor).
- Mantener el orden y el control en días de pago.
- Realizar vigilancia perimetral en las puertas de acceso a la planta.
- Coordinación de vigilancia con el cliente, para permitir el pase a vehículos, equipos, materiales, subcontratistas y personal.
- Control de actas de robo y trámites con autoridades.
- Llevar una bitácora de vigilancia.

3.5.2.3 DEPARTAMENTO DE CONTROL DE SERVICIOS.

Se encarga de controlar:

- Se encargan de controlar el transporte de personal obrero y técnico-administrativo.
- Supervisar alimentos vendidos en el comedor interno.
- Mantener higiénicos los sanitarios.
- Suministrar oportunamente el agua.

3.5.2.4 DEPARTAMENTO DE PRIMEROS AUXILIOS.

- Se lleva una bitácora de enfermería para registrar a todo el personal atendido.
- Control de medicamentos y equipo médico.

- Detección de enfermedades en general.
- Control de campañas de vacunación.
- Proporcionan y controlan de avisos de salida por enfermedad y/o accidente.

3.5.2.5 DEPARTAMENTO DE CAPACITACIÓN ADIESTRAMIENTO Y CONTROL.

- Relaciones con autoridades civiles y sindicales.
- Se llevar a cabo cursos de capacitación sobre temas de: Prevención de accidentes, protección contra incendio y primeros auxilios.
- Elaboración de reportes de seguridad e higiene.

3.6 PLAN DE CONTINGENCIAS

Un plan de contingencias es un mecanismo para verificar el funcionamiento de los equipos y materiales con las que se cuentan para enfrentar las emergencias o contingencias de las etapas de construcción y operación para proyectos, a través de un programa de inspecciones, del cual se tiene que contar con un responsable de Seguridad, Salud y Ambiente encargado de mantener, registrar e inspeccionar dichos equipos

Por lo general la inspección revisa los siguientes aspectos:

- Estado de equipos y materiales que se utilizarán para las emergencias de búsqueda, rescate, incendios, etc., así como las condiciones de seguridad de los mismos.
- Espacios para evacuación (liberar de obstáculos las salidas de emergencia).
- Mantenimientos realizados. (con registros de los mismos).
- Verificación del control de averías en el complejo petroquímico (mantener un registro de los mismos).

3.6.1 EN CASO DE ACCIDENTES DE LOS OPERADORES

La mayoría de ellos suceden por descuidos de las personas, por lo tanto, es importante difundir conocimientos de primeros auxilios al personal que operara la planta. Evitar las lesiones, por actuaciones inadecuadas puede llegar a causar graves lesiones e incluso la muerte. La forma de atender y trasladar a un

accidentado es de vital importancia, por lo cual es importante tener elementos adecuados para trasladar accidentados graves (camillas, tablas, cuello cervical) sin olvidar la rápida actuación en la atención al lesionado.

En caso de un accidente es importante seguir los siguientes aspectos a continuación:

- **Observe al accidentado**
 - ✓ Revise su respiración:
 - ✓ Respira normalmente – Siga observando
 - ✓ Respira con dificultad – Revise la boca
 - ✓ No respira – Dar respiración

- **Reconozca su grado de conciencia:**
 - ✓ Dice su nombre.
 - ✓ Se ubica en el lugar.
 - ✓ Señala la fecha.

- **Tome el pulso de la víctima:**
 - ✓ Pulso normal – Siga observando
 - ✓ Pulso débil – Shock
 - ✓ Pulso irregular – Hemorragia interna, derive a Centro Médica
 - ✓ No presenta pulso – Masaje Cardíaco

- **Shock:** Cuando hay víctimas de accidentes graves como fracturas, hemorragias, quemaduras, y sus funciones vitales descienden bruscamente, hablamos de Shock por lo tanto es importante observar lo siguiente:
 - ✓ Rostro pálido
 - ✓ Pupilas dilatadas
 - ✓ Respiración entrecortada y superficial
 - ✓ Pérdida del conocimiento
 - ✓ Edad avanzada, mala nutrición y dolor son causas agravantes en el Shock

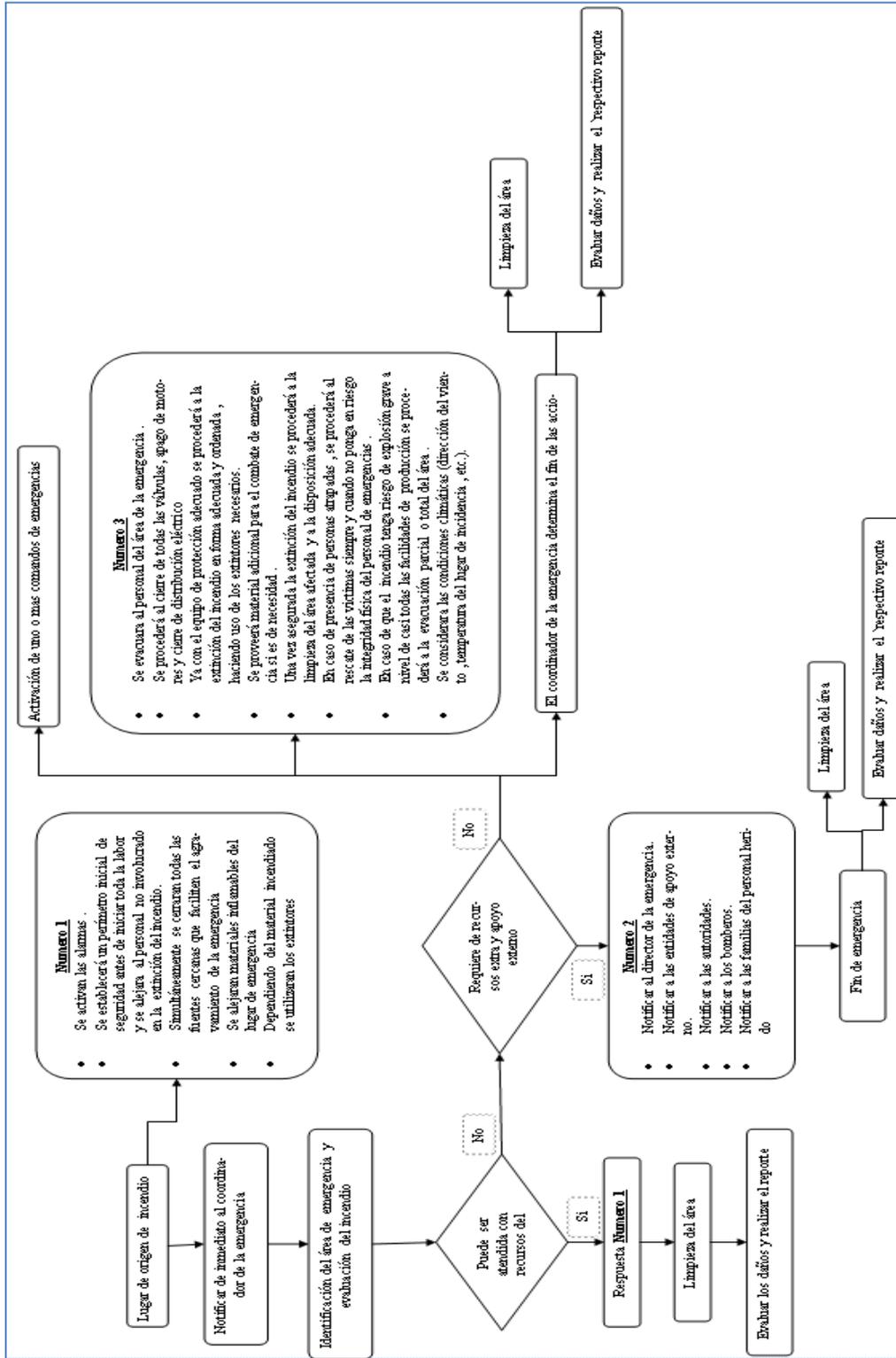
Por lo tanto, se recomienda realizar lo siguiente en caso de determinar que el afectado presenta un cuadro de Shock

- ✓ Ponga a la víctima en posición horizontal y los pies levemente levantados
- ✓ Mantenga temperatura normal (37° C)
- ✓ Si hay hemorragia, deténgala aplicando Primeros Auxilios
- ✓ Si el afectado no respira ni tiene pulso, darle Reanimación Cardiopulmonar
- ✓ Derive de inmediato a un Centro Médico

3.6.2 PROCEDIMIENTO EN CASO DE INCENDIO Y EXPLOSION EN LA PLANTA

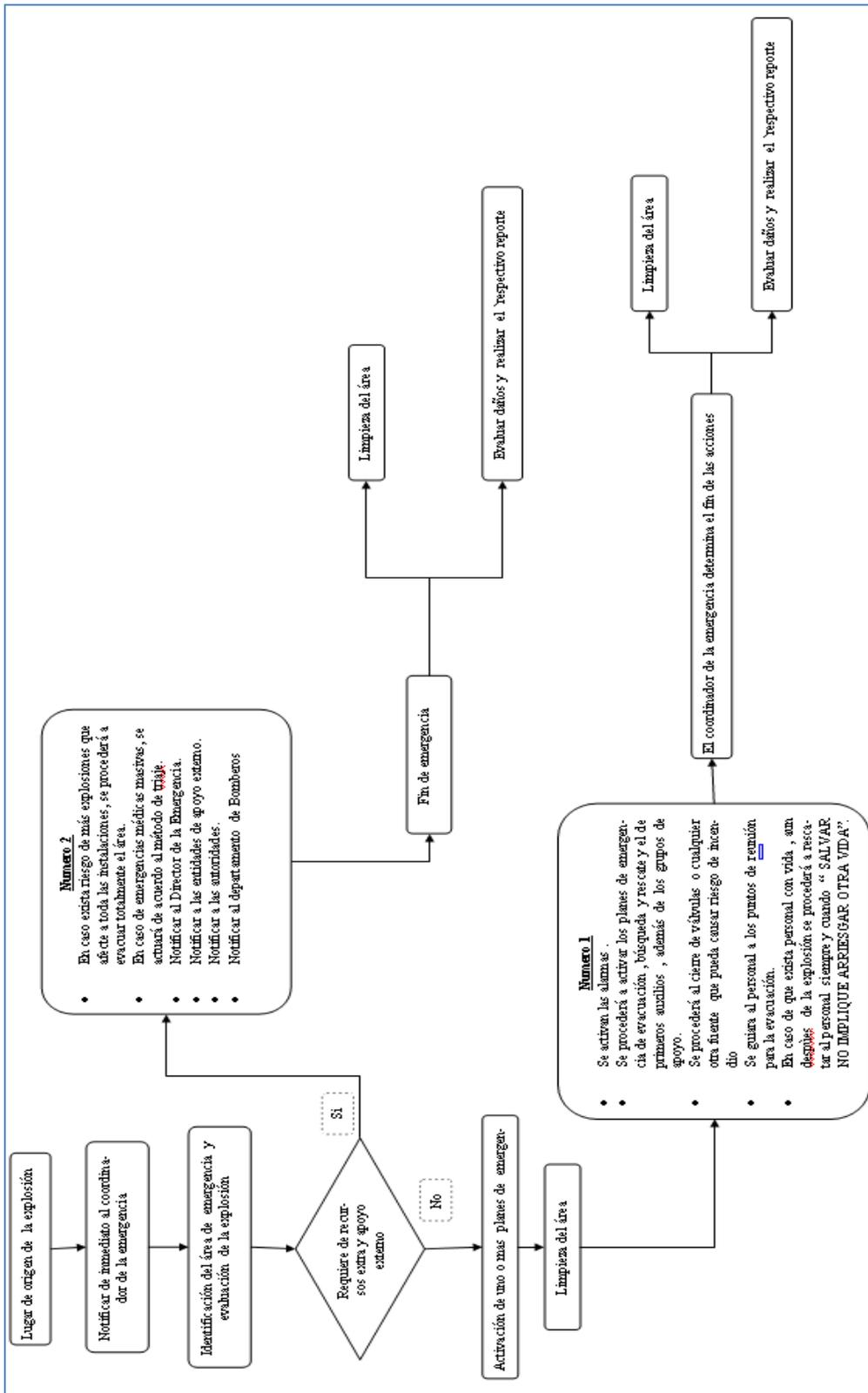
La eficaz protección contra incendios y explosión de una instalación petroquímica es de vital importancia debido a los riesgos ahí presentes. El propileno como se indicó, tiene un punto de ignición muy bajo lo que hace al propileno altamente inflamable por lo tanto es importante tener un personal en la planta altamente capacitado (brigadas contra incendios), que pueda reaccionar en caso de incendio y explosiones que además este equipado adecuadamente. Los diagramas de flujo a continuación resumen el plan de contingencia en caso de incendio y explosión en la planta.

Figura 11 Diagrama de flujo en caso de incendio en la planta



Fuente: Elaboración Propia

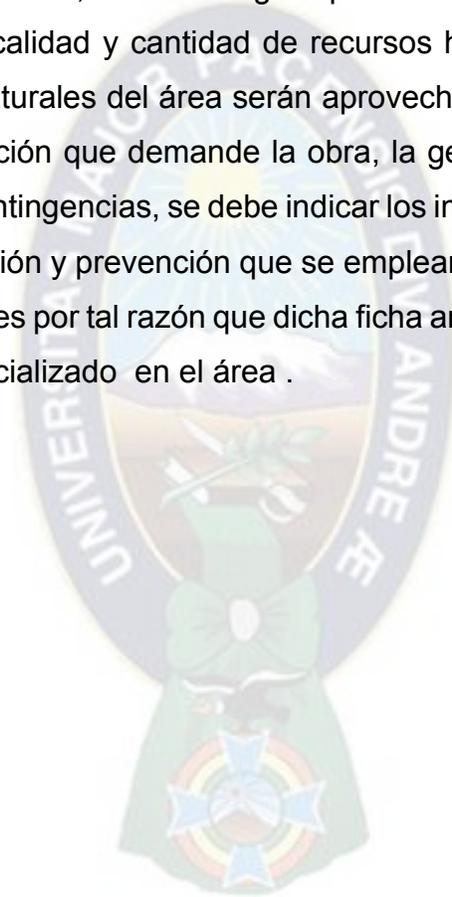
Figura 12 Diagrama de flujo en caso de explosión en la planta



Fuente: Elaboración Propia

3.7 FICHA AMBIENTAL

La Ficha Ambiental, es un documento que da inicio al proceso técnico y administrativo de realizar el Estudio de Impacto Ambiental (EIA) y es un instrumento que determina la categoría del Estudio de Evaluación de Impacto Ambiental (EEIA) relacionado a las actividades o proyectos. Toda Ficha Ambiental, debe tener un contenido mínimo de información que refleje una idea general del proyecto, es decir: Identificación y ubicación del proyecto, explicar qué actividades se van a desarrollar y el tiempo que dure la obra, la tecnología que se va a utilizar, la inversión total, descripción de la calidad y cantidad de recursos humanos a emplear, debe explicar qué recursos naturales del área serán aprovechados como materia prima, los insumos y la producción que demande la obra, la generación de residuos, los posibles accidentes y contingencias, se debe indicar los impactos que se ocasionará y las medidas de mitigación y prevención que se emplearan para evitar o minimizar los impactos negativos , es por tal razón que dicha ficha ambiental debe ser llenada por un profesional especializado en el área .



CAPITULO IV

TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL

Como se ha indicado en el punto 2.2 se hace el tratamiento al gas natural para remover compuestos indeseables tales como CO_2 , H_2S y H_2O que pueden llegar a causar graves daños a los equipos de superficie. El factor medio ambiental es una causa más para hacer el tratamiento previo al gas natural como lo es evitar accidentes al personal lo cual se ha vuelto una regla estricta en la industria petrolera.

A continuación, se hará una breve presentación de los procesos para el tratamiento del Gas Natural, pero haciendo más énfasis en el proceso de reducción de punto de rocío.

4.1 TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL.

4.1.1 REMOCION DE GASES ACIDOS.

El endulzamiento del gas se hace con el fin de remover el H_2S y el CO_2 del gas natural. Como se sabe el H_2S y el CO_2 son gases que pueden estar presentes en el gas natural y pueden en algunos casos, especialmente el H_2S , ocasionar problemas en el manejo y procesamiento del gas; por esto hay que removerlos para llevar el contenido de estos gases ácidos a los niveles exigidos por los consumidores del gas.

Los principales problemas que pueden presentarse son:

- Corrosión por presencia de H_2S y CO_2 .
- En la combustión se puede formar SO_2 que es también altamente tóxico y corrosivo.
- Disminución del poder calorífico del gas.
- Promoción de la formación de hidratos.
- Cuando el gas se va a someter a procesos criogénicos es necesario remover el CO_2 porque de lo contrario se solidifica.

- Los compuestos sulfurados (mercaptanos (RSR), sulfuros de carbonilo (SCO) y disulfuro de carbono (CS₂)) tienen olores bastante desagradables y tienden a concentrarse en los líquidos que se obtienen en las plantas de gas; estos compuestos se deben remover antes de que los compuestos se puedan usar.

La concentración del H₂S en el aire o en un gas natural se acostumbra a dar en diferentes unidades. La conversión de un sistema de unidades a otro se puede hacer teniendo en cuenta lo siguiente:

Los procesos para el endulzamiento del gas natural son los siguientes:

- Absorción química
- Absorción física
- Absorción fisicoquímica
- Adsorción física
- Fraccionamiento criogénico
- Difusión por gradientes de presiones parciales (permeación)
- Conversión directa de sulfuros

4.1.1.1 ABSORCIÓN QUÍMICA.

Casi todos los solventes utilizados en procesos de endulzamiento del gas natural son a base de alcanos que en su totalidad son empleadas en forma de soluciones acuosas siendo las principales:

- Mono etanolamina o MEA
- Diglicolamina o DGA
- Dietanolamina o DEA
- Diisopropanolamina o DIPA
- Metildietanolamina o MDEA

Adicionalmente como alternativa a los productos de los alcanos, en algunos casos se ha utilizado sales alcalinas como carbonato de potasio caliente.

En general el proceso de absorción química se basa en el contacto entre el gas a ser tratado y una solución acuosa que contiene alguno de los solventes mencionados anteriormente. El H_2S y el CO_2 presentes en el gas natural de alimentación reaccionan con el alcano laminas o la sal generando bisulfuros y bicarbonatos respectivamente. La reacción química ocurre en la columna de fraccionamiento del absorbedor el cual está provisto de platos o empaques. El gas de alimentación entra por el fondo de la columna mientras la solución acuosa lo hace por el tope. Al momento de la absorción se genera una transferencia de calor entre los gases contaminantes y el solvente lo que ocasiona que el gas tratado salga de la unidad de proceso a una temperatura superior en comparación a la del gas de alimentación. Esto implica adicionalmente que el contenido de agua del gas tratado será más alto que el contenido de agua del gas de alimentación.

4.1.1.2 ABSORCION FISICA.

El proceso se basa en el contacto entre gas a ser tratado y un solvente que absorbe los gases contaminantes debido a un proceso de difusión gobernado por la diferencia de presiones parciales entre el gas y el solvente para cada uno de los gases a ser removidos (el solvente normalmente se utiliza como un producto puro). Al contrario de los procesos aminas y carbonato de potasio basados en reacciones físicas para la remoción de gases contaminantes, la absorción física es altamente dependiente de la presión parcia de los gases no hidrocarburos. Las características deseables en un solvente para la absorción física son los siguientes:

- Baja temperatura de operación para reducir al mínimo las pérdidas de solventes
- Baja solubilidad en el solvente de los componentes hidrocarburos de gas
- En condiciones normales operacionales no debe existir degradación del solvente
- No debe generarse ninguna reacción química entre el solvente y cualquier componente del gas de alimentación
- Ninguna corrosión con los metales comunes.

Los solventes utilizados para la remocion de gases contaminantes del gas natural tienen una fuerte afinidad con el agua , por tanto el solvente remueve el H₂S ,CO₂ y deshidrata gas simultaneamente . La eficiencia de absorcion fisica aumenta cuando la presion de operaci3n se incrementa y/o la temperatura de operaci3n decrece , de esta forma el proceso se lleva a cabo generalmente a bajas temperaturas por lo que algunas veces es necesario un mecanismo extremo de refrigeracion . La generacion del sovente es usualmente acompa1a por un separador flash a una presion mas baja que en el proceso de absorcion con una entrada moderada de calor . Los bajos requerimientos de calor en la etapa de regeneracion del sovente se deben al poco calor de absorcion como resultado los solventes fisicos resultan mas competitivos que los solventes quimicos sin embargo la inclusion de un ciclo externo de refrigeracion y su requerimiento energetico puede cancelar esta ventaja.Adicionalmente el fenomeno fisico de absorcion induce a la remocion de hidrocarburos por el solvente esto es una desventaja significativa puesto que conjuntamente con los gases contaminantes retirados del sistema durante la regeneracion del sovente , asimismo existira perdida de hidrocarburos . Todos los procesos de absorcion fisica estan patentados exepto el que utiliza agua como solvente quimico para la integra remocion tanto del H₂S como del CO₂ pero con efectos considerables de corrsion en las instalaciones asociadas. Los procesos patentados de mayor importancia son:

- Fluor solvent (Carbonato de Polipropileno) de Fluor
- Selexol (N-Metil – Pirrolidona) de Lurgi
- Rectisol (Metanol) de Lurgi

El diagrama de flujo y los equipos requeridos para este proceso puede variar de acuerdo al nivel de recuperacion de gases contaminantes de que se necesite y a las condiciones de operaci3n.

4.1.1.3 ABSORCION FISICO-QUIMICA.

Este proceso combina los beneficios de absorcion de las alcanolaminas y la capacidad de endulzamiento de los solventes utilizados para la absorcion fisica .El

proceso emplea una solución acuosa de aminas y un solvente físico que al fluir a contracorriente con el gas a ser endulzado en una torre de absorción permite la reacción del solvente químico con el H_2S y el CO_2 y al mismo tiempo se hace presente el proceso de difusión por la diferencia de presiones parciales entre el gas y el solvente físico para cada uno de los gases a ser removidos. En general el proceso de absorción fisicoquímica permite la remoción simultánea de H_2S y CO_2 .

4.1.1.4 ADSORCIÓN FÍSICA.

El proceso se basa en la interacción del gas natural con un sólido adsorbente. Al pasar el gas por el adsorbente queda atrapado el compuesto afín al sólido mediante débiles fuerzas superficiales. La capacidad y cinética de adsorción depende de la presión y temperatura de operación, además de otros factores tales como el tamaño del poro del adsorbente, volumen del poro, área, y afinidad del gas por el adsorbente. Coincidiendo mejores funcionamientos a presiones parciales elevadas y bajas temperaturas, obligando ello a comprimir y enfriar el gas antes de su contacto con el adsorbente. Los adsorbentes utilizados son lechos de alumina, zeolitas y fundamentalmente carbón activo, adsorbente físico, que además se regeneran fácilmente. También se puede utilizar los adsorbentes híbridos (alumina gel y sílica gel) cuyo comportamiento es una mezcla entre adsorción y absorción. Un inconveniente de la adsorción es la selectividad del proceso ya que presencia de otros compuestos del gas pueden conseguir sitio en una zona activa del adsorbente, restando capacidad de adsorción del CO_2 . Otro inconveniente muy importante es la gran superficie necesaria por unidad de masa o volumen de gas adsorbido.

4.1.1.5 FRACCIONAMIENTO CRIOGENICO.

El fraccionamiento criogénico es un proceso exclusivo para la remoción de CO_2 del gas natural de este modo si el H_2S está presente en la mezcla y requiere ser removido deberá incluirse un proceso exclusivo para tal fin aguas abajo del fraccionamiento criogénico. Las dos principales aplicaciones relacionadas con este proceso consideran:

- Separación de CO₂ del metano que ocurre en la demetanizadora empleando una corriente de GNL para evitar la congelación del CO₂.
- Separación de CO₂ de los componentes que incluyen al etano y más pesados (C₂₊) empleando una corriente de GNL para romper el azeotropo CO₂/etano.

Los procesos criogénicos operan a temperaturas cercanas al punto de solidificación del CO₂ y han sido implementados para su remoción masiva del gas natural.

4.1.1.6 PERMEACIÓN A TRAVÉS DE MEMBRANAS.

Los sistemas de membrana son aplicados para remover el CO₂ y trazas de H₂S es considerable en términos de fracción molar, esta tecnología no es recomendada debido al efecto perjudicial de este compuesto sobre las membranas. Las membranas funcionan sobre el principio de solución-difusión a través de una membrana no porosa es decir las membranas utilizadas para el endulzamiento de gas natural no operan como filtros, donde las moléculas pequeñas son separadas de las más grandes a través de un medio poroso. Los gases contaminantes primero se disuelven dentro de la membrana y luego se difunden a través de esta. El proceso de separación no se basa en el tamaño molecular, en lugar de eso cobra importancia la efectividad con la que un componente en particular se disuelve dentro de la membrana y se difunden a través de la misma con mayor facilidad a la mostrada por el resto de los diferentes componentes co-existentes en la mezcla de gas, debido a la diferencia de presiones parciales. El dióxido de carbono, hidrógeno, helio, sulfuro de hidrógeno y el vapor de agua permean con importante rapidez es por ello que se considera "gases rápidos". El monóxido de carbono, nitrógeno, metano, etano y otros hidrocarburos permean con menor velocidad y son llamados "gases lentos".

En general en las membranas predomina la selectividad de remoción de gases rápidos con respecto a los gases lentos. Tanto la permeabilidad como la selectividad son parámetros de importancia al momento de seleccionar una membrana. Una

mayor permeabilidad reducirá los requerimientos de área de membrana para unas condiciones de separación dadas y por ende disminuyen los costos del sistema.

4.1.1.7 CONVERSION DIRECTA DE SULFUROS.

Estos procesos son generalmente utilizados para remover pequeñas cantidades de H_2S de la corriente de gas e involucra la conversión directa de H_2S a sulfuro, sin capacidad de remoción de cantidades considerables de CO_2 . La conversión directa de H_2S a sulfuro utiliza un catalizador con base de hierro, el cual entra en contacto con el gas en el absorbedor, permitiendo la conversión directa del H_2S a sulfuro. La solución ferrica resultante, rica en sulfuro se envía a una sección de regeneración en donde el sulfuro es removido a alta presión por un separador sólido-líquido que permite limpiar el catalizador y enviar una solución regenerada de regreso al absorbedor. Estos procesos son aplicados para bajos contenidos de azufre (menos de 1000 ppm), logrando obtener una composición de salida de solo unos pocos ppm. Asimismo, los flujos de gas tratado son bajos.

4.1.2 DESHIDRATACION.

Todo el gas natural que se produce contiene agua. Alguna de esta agua está en estado líquido y puede ser fácilmente removida con el uso de separadores, pero siempre permanecerá algo de agua mezclada con el gas en forma de vapor.

El vapor de agua es probablemente la impureza indeseable más común en un flujo de gas. Cuando el gas es comprimido o enfriado, el vapor de agua pasa a la fase líquida o sólida, y es entonces cuando se vuelve peligroso ya que por una parte acelera la corrosión de las tuberías y equipos, y por la otra en las plantas de recuperación de líquidos presenta el gran inconveniente de formar Hidratos (compuestos de hidrocarburos y agua), los cuales se solidifican en forma de hielo y taponan válvulas, conexiones y líneas.

Para prevenir esas dificultades, se debe remover parcialmente del gas el vapor de agua contenida en él, antes de introducirlo a las líneas de transmisión o plantas de proceso, para lo cual se han desarrollado los siguientes métodos de deshidratación:

- Absorción
- Adsorción
- Delicuescencia
- Expansión-Refrigeración
- Permeación del gas
- Tecnología Twister

La deshidratación es un proceso fundamental en las facilidades de gas natural, por consiguiente, es muy importante conocer cada uno de los métodos disponibles y diferenciar bajo qué condiciones resulta viable implementarlos, así como cuáles son sus ventajas y desventajas, por lo que a continuación se realiza una descripción de cada uno.

4.1.2.1 DESHIDRATACION POR ABSORCION

La absorción es un fenómeno de transferencia de masa desde una fase gaseosa hacia una fase líquida esto es posible mediante la adición de un líquido con alta higroscopicidad o facilidad para retirar el agua.

La deshidratación por absorción consiste en remover el vapor de agua del gas a través del contacto íntimo con un desecante líquido. El contacto tiene lugar en una torre empacada o de platos. Los glicoles son los desecantes líquidos más efectivos, los más usados para la deshidratación del gas natural son: etilen glicol, dietilenglicol, trietilenglicol (EG, DEG, TEG). El trietilenglicol ha ganado la aceptación universal como el más efectivo de los glicoles. El trietilenglicol es un líquido higroscópico no volátil, inodoro e incoloro, ha sido usado para deshidratar gases dulces y ácidos en los siguientes rangos de operación:

- Depresión del punto de rocío: 40-140°F
- Presión: 25-2500 psi
- Temperatura: 40-160°F

Ventajas de usar TEG:

- Puede ser regenerado con facilidad
- Menores pérdidas por vaporización

Limitación del TEG:

- No es apto para procesos criogénicos
- Es corrosivo si se contamina con H₂S

A pesar de las limitaciones asociadas a su operación, la absorción con glicol es el método tradicional de deshidratación de gas, ya que ha demostrado ser eficiente para conseguir las especificaciones de calidad requeridas, y a que su operación es bastante conocida.

4.1.2.2 DESHIDRATACION POR ADSORCION.

La deshidratación con desecantes sólidos es un proceso que trabaja bajo el principio de adsorción. La adsorción involucra una forma de adhesión entre las partículas del desecante sólido y el vapor de agua en el gas. La deshidratación con sólidos es mucho más eficiente que la deshidratación con glicol, con esta técnica se alcanza un contenido de agua de 0,05 lbH₂O/MMPCS. Sin embargo, con el fin de reducir el tamaño de la adsorbedora, frecuentemente se usa una adsorbedora con glicol para realizar una deshidratación inicial, con lo que se reduce la masa de desecante sólido necesario para la deshidratación final.

La deshidratación con lecho sólido es una buena alternativa en aplicaciones como:

- Deshidratación para conseguir puntos de rocío de agua menor que - 40°C a -50°C [-40 a -58°F], tales como las requeridas en la corriente de entrada de las plantas de extracción de LGN utilizando expansores.
- Unidades de control del punto de rocío de hidrocarburos donde se requiere la extracción simultánea de agua e hidrocarburo para alcanzar ambas especificaciones de venta. Esto se usa frecuentemente para controlar el punto de rocío de hidrocarburos en corrientes de alta presión de gas pobre.
- Deshidratación y remoción simultánea de H₂S del gas natural.
- Deshidratación de gases que contienen H₂S donde la solubilidad del H₂S en glicol puede causar problemas de emisión.

- Deshidratación y remoción de componentes sulfurados (H_2S , CS , CS_2 , mercaptano) para las corrientes de LGN y GLP.

Un desecante comercial debe poseer afinidad por el agua, un área superficial por unidad de volumen grande, alta resistencia mecánica, resistencia a la abrasión, inerte químicamente, y tener costos razonables. Los desecantes sólidos más usados son: gel de sílice, alúmina y tamiz molecular.

En sistemas de gas natural los más usados son los tamices moleculares, los cuales son formas cristalinas de aluminosilicatos que exhiben un alto grado de adsorción de agua. Permiten obtener un punto de rocío de $-150^{\circ}F$ y se pueden usar tanto para endulzar como para deshidratar el gas natural. Los tamices moleculares en su estructura forman cavidades que se conectan por poros uniformes de diámetros de 3 a $10^{\circ}A$, dependiendo del tipo de tamiz. Como se elaboran de acuerdo a un tamaño de poro específico, los tamices moleculares permiten que la adsorción sea selectiva, es decir, se adsorben solamente las moléculas cuyo diámetro es menor que el tamaño del poro del tamiz molecular.

4.1.2.3 DELICUESCENCIA.

La deshidratación por deliquesencia⁶ se refiere al uso de sales de metales alcalinotérreos para secar el gas. Ejemplos de sustancias deliquescentes son: cloruro de calcio, cloruro férrico, cloruro de magnesio, cloruro de zinc, carbonato de potasio, hidróxido de potasio y el hidróxido de sodio. En la industria de gas, la más empleada en los sistemas de deshidratación es el cloruro de calcio ($CaCl_2$).

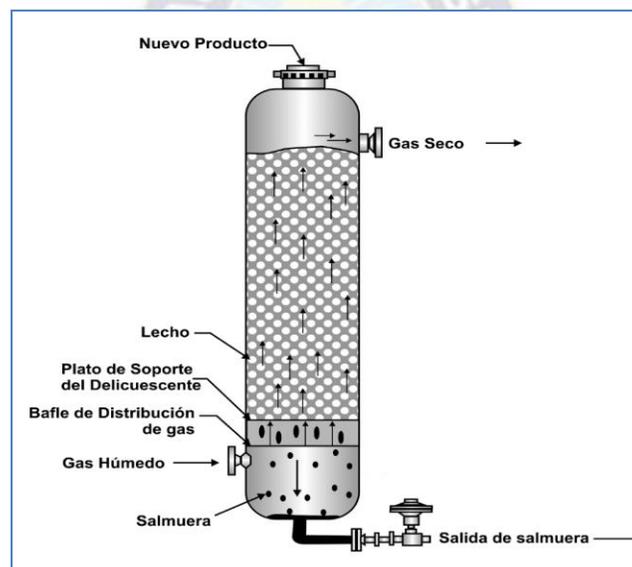
Aunque en algunas ocasiones el uso de deliquescentes se clasifica como deshidratación por adsorción, este proceso presenta diferencias significativas con respecto a los adsorbentes. Una deshidratadora de $CaCl_2$ es una combinación de una torre absorbedora de vapor de agua y una unidad de lecho sólido. El paso del gas a través del lecho de cloruro de calcio anhidro forma una salmuera concentrada de gravedad específica aproximada de 1.4. El lecho se asienta a medida que el

⁶ Un deliquescente es una sustancia que tiene la propiedad de atraer la humedad y disolverse lentamente

CaCl₂ es consumido desde el fondo y proporciona una deshidratación eficiente hasta que queden dos pies de lecho remanente. La salmuera formada gotea dentro de una sección de absorción, en la cual la salmuera absorbe agua del gas a medida que ésta desciende por gravedad, de plato en plato, en contracorriente con el gas húmedo que asciende desde el fondo figura 15.

Generalmente, se usan varias unidades de deshidratación y se aplican en locaciones remotas donde no hay disponibilidad de personal para el monitoreo. Por ser un sistema cerrado no presenta problemas por emisiones de BTEX y VOCs, pero sí genera el problema ambiental de la disposición de la salmuera producida.

Figura 13 Esquema del proceso de deliquesencia



Fuente: (BOWMAN, B., 1950)

Debido a que el equipo necesario para el proceso de deshidratación por deliquesencia es más simple que el requerido por las plantas de absorción, adsorción y membranas permeables, generalmente, los costos de equipo son menores. Los costos operacionales son afectados por la temperatura, por la presión, y por cuánto vapor de agua debe ser removido, y por lo tanto deben calcularse para cada aplicación.

4.1.2.4 DESHIDRATACIÓN POR EXPANSIÓN-REFRIGERACIÓN

Deshidratación por expansión 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 (-70 a -100°C).
- 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.

4.1.2.5 PERMEACIÓN DEL GAS

La permeación de gas se basa en el principio de transferencia de masa por la difusión de gas a través de una membrana.

Una membrana es una barrera semipermeable entre dos fases, que permite el paso de varios solutos a través de ella a diferentes tasas y también permite a componentes selectivos penetrar mientras retiene otros componentes en la entrada de alimento. Los solutos consisten en moléculas o partículas que son transportadas a través de la membrana debido a fuerzas que actúan en aquellas moléculas o partículas. La extensión de estas fuerzas es determinada por el gradiente de potencial a través de la membrana.

Las membranas son usadas en la industria del gas natural principalmente para remover dióxido de carbono (CO_2), agua y sulfuro de hidrogeno (H_2S). Muchas unidades tratan el gas a las especificaciones de tubería directo en cabeza de pozo

para alcanzar los requerimientos de calidad: $\text{CO}_2 < 2\%$, $\text{H}_2\text{S} < 4 \text{ ppm}$ y contenido de agua $< 6 \text{ lb/MMPCS}$.

Las membranas también han demostrado una enorme efectividad en la remoción de altos niveles de dióxido de carbono como los encontrados en el recobro mejorado con CO_2 y también se han usado para medir gases hidrocarburos. El endulzamiento de gas con membranas generalmente requiere un tratamiento previo con solventes químicos como las aminas y deshidratación con glicol.

Debido a su simplicidad, a que ocupan menor espacio y peso en comparación con los sistemas tradicionales (Plantas de absorción), las membranas permeables se convierten en una alternativa para aplicaciones costa afuera.

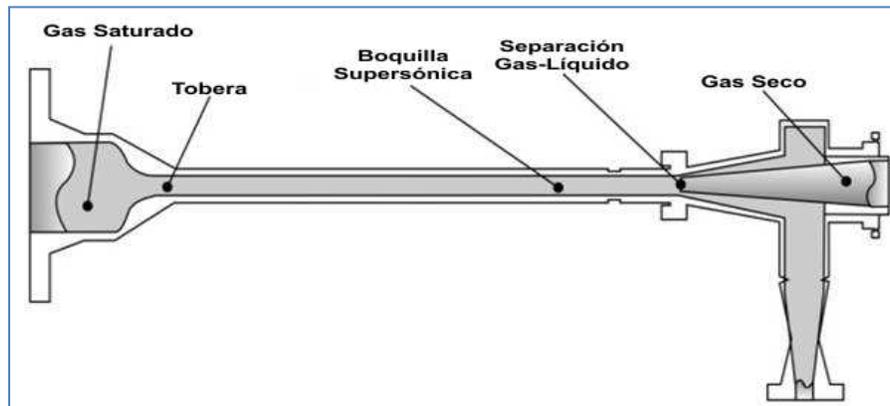
El pretratamiento del alimento es un componente crítico de un proceso con membranas. El gas de entrada debe estar libre de sólidos y gotas mayores a 3 micras. La temperatura del gas de entrada debe estar al menos 20°F (10°C) por encima del punto de rocío de agua para evitar condensación en la membrana.

4.1.2.6 TECNOLOGÍA TWISTER

Es muy atractiva en aplicaciones costa afuera debido a su simplicidad (no tiene partes móviles), su pequeño tamaño y bajo peso.

El separador twister supersónico Figura 16, es una combinación única de conocidos procesos físicos, como la expansión, la separación ciclónica gas/líquido, y los pasos del proceso de re-compresión, en un dispositivo compacto y tubular para condensar y separar agua e hidrocarburos pesados del gas natural.

Figura 14 Concepto de un separador twister



Fuente: (GPSA Engineering Data Book, 2004)

La condensación y la separación a velocidad supersónica son clave para conseguir en un solo paso reducciones tanto en capital como en costos de mantenimiento. El tiempo de residencia dentro del separador twister supersónico es solamente de milésimas de segundo, lo cual no permite la deposición de sólidos ni la formación de hidratos, evitando así la aplicación de inhibidores químicos.

La eliminación de los sistemas de regeneración de químicos asociados evita las emisiones perjudiciales de benceno, tolueno, y xileno al ambiente y evita el costo de sistemas de recuperación químicos. La sencillez y la confiabilidad de un dispositivo estático, sin piezas rotantes, que funciona sin químicos, aseguran una facilidad simple con una alta disponibilidad apropiada para operaciones costa afuera. Además, el diseño de sistema twister, compacto y de bajo peso lo hace llamativo para las plataformas costa afuera restringidas por peso y espacio.

4.2 PUNTO DE ROCIO DE HIDROCARBUROS.

El punto de rocío es la temperatura a la cual se condensa un líquido de una corriente gaseosa a una presión determinada. En el gas natural se hace distinción de los puntos de rocío de agua (WDP Water Dew Point) y de hidrocarburos (Hydrocarbon Dew Point). Típicamente el gas natural contiene hidrocarburos líquidos de amplio rango de peso molecular, encontrándose en menor proporción los compuestos más

pesados. El compuesto más pesado es el primero en condensar y es el que define el punto de rocío del gas.

El HCDP es un parámetro importante de calidad del gas puesto que indica la temperatura y la presión a la cual los hidrocarburos que conforman la mezcla del gas natural empiezan a cambiar de fase gaseosa a líquida. Idealmente en una tubería de transporte de gas no deben existir condensados, esta condición se logra asegurando que el gas permanezca por encima del punto de rocío de hidrocarburo (se recomienda que el HCDP del gas sea por lo menos 50° F menor a la temperatura ambiente). Los condensados representan “perdidas” de gas que causan errores en la determinación de flujo volumétrico, poder calorífico y otros cálculos de propiedades que hacen en las mediciones de transferencia de custodia. Además, estos líquidos causan problemas serios tanto en tuberías como en equipos de proceso que el gas alimenta.

4.3 TECNOLOGIAS PARA REDUCIR EL PUNTO DE ROCIO DE HIDROCARBUROS.

Existen 3 tecnologías ampliamente en la industria petrolera para reducir el punto de rocío en hidrocarburos los cuales son:

- Tecnología Joule Thomson
- Tecnología por Refrigeración mecánica
- Tecnología por turbo expansión

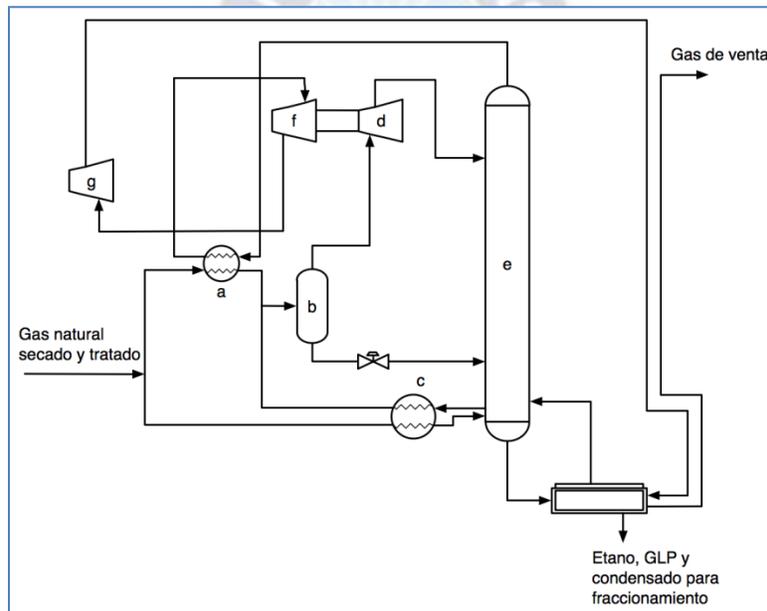
4.3.1 TECNOLOGIAS JOULE – THOMSON

Esta tecnología utiliza el principio de Joule Thomson. Consiste en enfriar la corriente de gas caliente y de alta presión, con gas frío ya procesado en un intercambiador figura 17. Así, se logra que, antes de la expansión, el gas esté tan frío como sea posible, cuanto más baja sea la temperatura, mayor será la condensación, desde punto de vista del proceso, es conveniente que el gas se enfríe tanto como sea posible. Un gran inconveniente en esta tecnología es la limitación dada por la resistencia de los materiales con que están construidos los equipos. El material,

generalmente acero al carbono, soporta una temperatura de hasta -20°F (-29°C). A menores temperaturas se deben considerar otros materiales o bien tratamientos adicionales al acero al carbono los cuales deben ser detallados en las normas de fabricación.

Generalmente, el separador utilizado es uno de los que se emplea en separar gas-líquido. Si fuera necesaria una inyección de glicol para evitar la formación de hidratos se añade un separador trifásico convencional.

Figura 15 Tecnología Joule Thomson



Fuente: (GPSA Engineering Data Book, 2004)

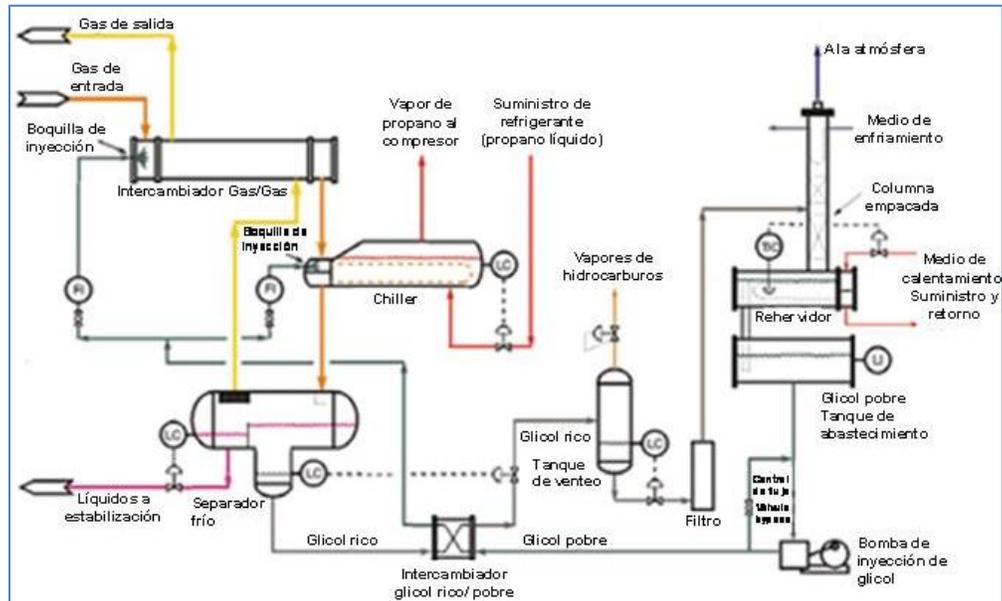
4.3.2 TECNOLOGIA DE REFRIGERACION MECANICA.

En esta tecnología se inyecta MEG generalmente en los extremos calientes de los intercambiadores de calor que utiliza. La temperatura de los chillers ⁷ se ajustan en función de la recuperación deseada de condensados. La Figura. 18 presenta un

⁷ Un Chiller es una unidad enfriadora de líquidos. Un chiller es capaz de enfriar el ambiente usando la misma operación de refrigeración que los aires acondicionados o deshumidificadores, enfría el agua, aceite o cualquier otro fluido.

sistema típico de refrigeración mecánica utilizado para el control del punto de rocío y la recuperación moderada de líquidos del gas natural.

Figura 16 Refrigeración mecánica con inyección de MEG



Fuente: Campbell and Company;(2007); Sistema de refrigeración mecánica con inyección de MEG.

El gas frío, que sale conjuntamente con el MEG y los condensados, entra en un separador trifásico, donde se remueve el agua. El glicol se envía a la columna de regeneración y después de regenerarlo se devuelve al proceso.

En esta tecnología se producen dos efectos: la reducción de la temperatura del gas para condensar tanto el agua como los hidrocarburos y el sistema de inyección de MEG con subsiguiente regeneración, para prevenir la formación de hidratos. El propósito, al inyectar MEG, no es deshidratar el gas sino prevenir la formación de hidratos y reducir el punto de rocío de los hidrocarburos. Con las concentraciones de MEG que normalmente se emplean (80-85 % p/p.) el glicol absorbe una pequeña cantidad del agua contenida en el gas natural.

4.3.3 TECNOLOGIAS POR TURBO-EXPANCIÓN.

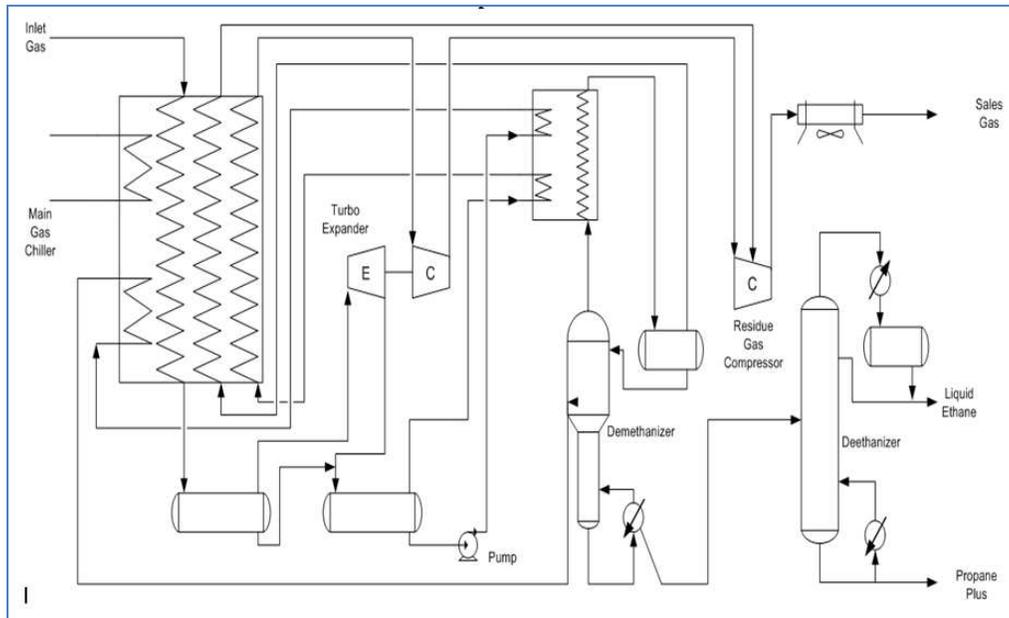
En una planta turbo-expander, el chiller o la válvula J-T de los procesos de refrigeración simple se reemplazan por una turbina de expansión. A medida que el gas entrante se expande, le entrega trabajo al eje de la turbina por lo que se reduce la entalpía del gas. Esta disminución de la entalpía causa una mayor caída de temperatura que la que se obtendría mediante una expansión Joule-Thompson simple (a entalpía constante). La turbina puede estar conectada a un compresor, el cual comprime el gas con una sola pequeña pérdida en la presión global.

El turbo expander produce simultáneamente enfriamiento y condensación del gas, y trabajo útil que puede utilizarse para comprimir el gas de salida. Generalmente entre el 10 y el 15 % del gas alimentado se condensa en el separador frío, a temperaturas entre -15 y 0°C . La turbina disminuye la presión del gas de entrada (generalmente 600 a 900 psia, o sea 40 a 60 atm) hasta la presión de la demetanizadora. La temperatura típica del gas que ingresa a la demetanizadora es -55 a -65°C , lo suficientemente baja como para que una parte importante del etano se encuentre licuado.

La columna demetanizadora es una columna de destilación de baja temperatura que realiza la separación entre metano y etano. El metano y los componentes más livianos que él, como el nitrógeno, son los principales productos de cabeza de la torre, mientras que el etano y los componentes más pesados, como el propano, butanos, e hidrocarburos más pesados, son los principales componentes del fondo de la columna. La relación molar de metano a etano en el producto de fondo es típicamente 0,01 a 0,03. Debido a que la salida del turbo expander es un flujo bifásico, el líquido producido en este sirve como reflujo en la columna. El producto de fondo de la demetanizadora puede ser fraccionado luego para producir corrientes de etano, propano, butanos, y gasolina natural. La temperatura de fondo del producto se encuentra frecuentemente por debajo de la temperatura ambiente, entonces el gas de alimentación puede utilizarse como medio de transferencia de calor en el re-boiler. Esto representa mayor refrigeración de la alimentación y origina rendimientos más altos de recuperación de etano, generalmente

80%. El producto de cabeza de la demetanizadora, luego de intercambiar calor con el gas de entrada, se re-comprime a la presión de gasoducto y se vende como gas residual como se observa en la figura a continuación.

Figura 17 Instalación típica del proceso de Turbo-expander



Fuente: Campbell and Company;(2007); Sistema de refrigeración mecánica con inyección de MEG.

Los procesos criogénicos solo pueden utilizarse si la presión de gas luego de la expansión es suficientemente alta para que transcurra la condensación de los componentes más pesados. Sin embargo, si el gas llega a baja presión (menos de 50 atm), debe utilizarse refrigeración mecánica externa para enfriarlo hasta la temperatura especificada. Por otro lado, si el contenido del LGN del gas es relativamente bajo (menos de 2,5-3 GPM galones por mil pies cúbicos), basta con auto refrigeración (intercambiador gas/gas). Sin embargo, para alimentaciones moderadamente ricas (>3GPM), debe considerarse la refrigeración mecánica para obtener alta recuperación de etano de forma más económica.

4.4 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA.

Para la selección de la tecnología tomaremos en cuenta las ventajas y desventajas que cada una de las tecnologías, las cuales se ven reflejadas en la tabla a continuación.

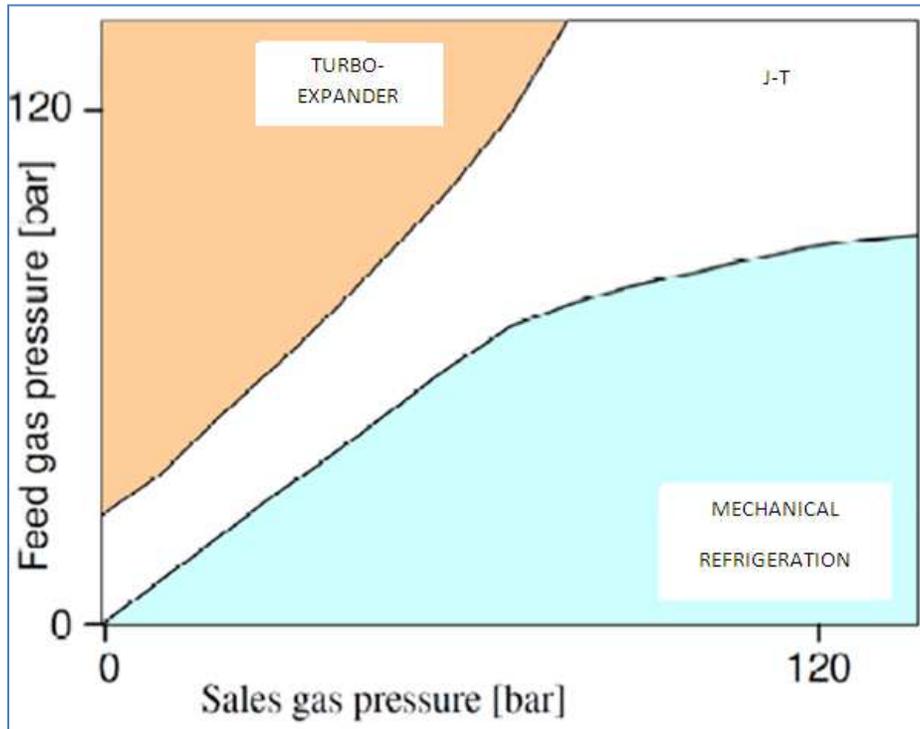
Tabla 9 Ventajas y desventajas de las tecnologías para reducir el punto de rocío de hidrocarburos

Tecnología	Ventajas	Desventajas
Joule Thompson	Proceso de auto refrigeración No requiere proceso de refrigeración externa Rango de caudales elevado	Alta caída de presión Si el gas de venta debe ser comprimido (presión de entrega igual a la presión de entrada, el proceso se penaliza por la potencia de re compresión requerida
Refrigeración Mecánica	Baja caída de presión	Requiere de un circuito de refrigeración puede requerir inyección de un inhibidor de hidratos
Turbo-expansión	Recuperación de potencia del expansor para la recuperación de gas de venta Pueden alcanzarse bajos puntos de rocío	Alta caída de presión, habitualmente el gas de venta requiere re-compresión, requiere deshidratación exigente aguas arriba.

Fuente: Elaboración propia

Ahora analicemos el siguiente gráfico para la selección de la tecnología el cual está en función de la presión de entrada y la presión de salida. La presión de entrada es 74.90 bar y la presión de salida es 74.70 bar, ahora veamos el gráfico donde se puede apreciar cual será la mejor tecnología para el proyecto.

Figura 18 Ajuste del punto de rocío - selección



Fuente: (TECNA, 2011)

Como se puede ver la intersección de la presión de entrada y la presión de salida cae en el área de la tecnología de Joule-Thompson. Por lo tanto, la mejor tecnología para el proyecto es la tecnología T-J el cual se simulará en el siguiente capítulo.

CAPITULO V

APLICACIÓN PRACTICA, ANALISIS, DESCRIPCION DE LA PLANTA Y SIMULACION DEL PROCESO MTP

5.1 INTRODUCCION.

En este capítulo se describirá las unidades que componen la planta de control de punto de rocío y el proceso de simulación usando el programa HYSYS 12.0

5.2 DESCRIPCION DE LA PLANTA DE CONTROL DE PUNTO DE ROCIO.

Como se vio en la figura 18 la unidad de control de punto de rocío puede dividirse en tres partes.

- Unidad de separación
- Unidad de refrigeración
- Unidad de destilación

5.2.1 UNIDAD DE SEPARACIÓN (SEPARADORES)

Los separadores de mezcla gas/líquidos forman parte de un gran grupo de equipos que involucran los procesos físicos de separación de fases: Sólidas, líquidas y gaseosas. Se diseñan equipos para separar las diferentes fases: gas-líquido, sólido-sólido, sólido-líquido-gas.

El propósito esencial de todo separador es liberar la fase deseada tan completamente de la(s) otra(s), como sea posible y para esto hay que seleccionar el proceso físico adecuado. Existen dos tipos de separadores uno bifásico y otro trifásico.

Los Separadores bifásicos son recipientes capaces de separar el gas y líquido inmiscible. Se emplean para dejar lo más libre posible el gas de los líquidos que estén asociados a este y viceversa a presiones y temperaturas definidas.

Los Separadores trifásicos son recipientes capaces de separar el gas y las dos fases de líquidos inmiscibles. Por lo general resultan muy grandes porque se diseñan para garantizar que ambas fases (gas, líquido) salgan completamente libres

una de la otra (líquido sin gas y gas sin líquidos). Ayudan a mejorar la precisión de las mediciones de flujo. Físicamente los separadores también se pueden dividir en separadores horizontales y verticales, algunas diferencias entre los separadores verticales y horizontales son las que se muestran en la tabla siguiente.

Tabla 10 Ventajas y desventajas de los separadores

Horizontal	Vertical
<p>Ventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> · La dirección del flujo no se opone al drenado en la extracción de neblina. · Gran control de turbulencia. · Mejor manejo para la retención de volumen. · Mayor área de superficie líquida. · Fácil mantenimiento y servicio. · Mejor para el manejo de espuma. 	<p>Ventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> · Buena capacidad de oleada. · No requiere de mucho espacio Físico. · Puede ser limpiado fácilmente.
<p>Desventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> · Requiere mayor espacio físico. · Lo extractores de neblina a veces se tapan y explotan. 	<p>Desventajas</p> <ul style="list-style-type: none"> · Más costoso para procesar iguales cantidades de gas. · Menor capacidad para el drenado de neblina. · No es bueno para la espuma. · Dificultad para revisar equipos en la parte superior.

Fuente: Elaboración propia

Por las ventajas y desventajas de puede ver que los separadores horizontales son los más adecuado debido a que presentan más ventajas y pocas desventajas.

5.2.1.1 DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADOR GAS-LÍQUIDO HORIZONTAL

Se establece la secuencia paso a paso, que permite diseñar el separador horizontal gas-líquido más adecuado a partir de datos de entradas específicos.

Datos de entrada:

- Presión = p (psia)
- Temperatura = T (°F)
- Caudal de líquidos = Qo (bpd)
- Caudal de gas = Qg (historial de)
- Gravedad específica del gas = GEg
- Tamaño de gota = dm (micrón). Si no es dato se asumen 100 micrones.

Paso 1

Calcular la presión pseudoreducida

$$P_{PR} = \frac{P}{756.8 - 131 * GE_g - 3.6 * GE_g^2}$$

Calcular la temperatura pseudocrítica

$$T_{PR} = \frac{T}{169.2 - 349.5 * GE_g - 74 * GE_g^2}$$

Secuencia para obtener z:

$$Z=1; Z_{old}=0$$

$$\left| \frac{Z - Z_{old}}{Z + 1 * 10^{-9}} \right|$$

$$Z_{old} = z$$

Cálculo de M:

$$M = 0.27 * \frac{P_{pr}}{z * T_{pr}}$$

Una vez obtenido M se procede a calcular el factor de compresibilidad z para realizar el estudio

$$z = 1 + \left(0.3265 - \frac{1.07}{T_{pr}} - \frac{0.5339}{T_{pr}} - \frac{0.01569}{T_{pr}^2} - \frac{0.05165}{T_{pr}^5} \right) * M$$

$$+ \left(0.5475 - \frac{0.7361}{T_{pr}} + \frac{0.1844}{T_{pr}^2} \right) * M^2 - 0.1056 \left(-\frac{0.7361}{T_{pr}} + \frac{0.1844}{T_{pr}^2} \right)$$

$$* M^5 + 0.6139(1 + 0.721M^2) * \left(\frac{M^2}{T_{pr}^3} \right) * \exp(-0.721 * M^2)$$

Se realiza la secuencia iterativa por medio de la formula anterior hasta que Zold sea menor igual a Z con un error de 0.001 en lo posible.

Paso 2:

Calcular la viscosidad del gas. Primero se determina el peso molecular del gas
 $PMg = GEg * 28.97$ (lb/lb-mol)

Luego la densidad del gas

$$\rho_g = \frac{PMg * P}{z * T * 10.73}$$

Calculando los parametros A,B,C.

$$A = \frac{(9.379 + 0.0167 * PMg) * T^{1.5}}{209.2 + 19.26 * PMg + T}$$

$$B = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01009 * PMg$$

$$C = 2.447 - 0.2224 * B$$

Luego:

$$\mu_g = A * \exp(B * \rho_g^C) * 1E - 4 \quad (cp)$$

Paso 3

Calcular el coeficiente de arrastre y la velocidad de asentamiento mediante el siguiente método iterativo.

$$GEo = \frac{141.5}{131.5 + API}$$

$$\rho_o = GEo * 62.4$$

$$v_t = 0.0204 \left(\frac{(\rho_l - \rho_g) * d_m}{\rho_g} \right)^{1/2}$$

Donde:

ρ_l = densidad del líquido (lb/pie³)

ρ_g = densidad del gas (lb/pie³)

d_m = diámetro de la gota (micrón)

v_t = Velocidad de asentamiento (pie/seg)

Luego se calcula el número de Reynolds

$$RE = 0.0049 * \frac{\rho_g * d_m * v_t}{\mu_g}$$

Cálculo del coeficiente de arrastre (C_D)

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34$$

Cálculo de V_t

$$v_t = 0.0119 \left(\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g} * \frac{d_m}{C_D} \right)^{1/2}$$

Se repite el cálculo a partir del número de Reynolds hasta obtener convergencia

Paso 4

Cálculo de la constante de Souders y Brown (K)

$$K = \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l + \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

Donde:

ρ_l = densidad del líquido (lb/pie³)

ρ_g = densidad del gas (lb/pie³)

d_m = diámetro de la gota (micrón)

C_D = coeficiente de arrastre

Paso 5

Cálculo de la capacidad de gas

$$d * L_{eff} = 420 \frac{T * z * Q_g}{P} * K$$

Donde:

T = temperatura (°R)

P = Presión (psia)

Q_g = caudal de gas (historial de)

d = Diámetro (pulgadas)

L_{eff} = Longitud efectiva (pie)

Cálculo del diámetro base

$$d = \frac{\sqrt{12 * ctte}}{R - 1}$$

Donde R es igual a 3 y la ctte es igual a $d * L_{eff}$

Luego se calcula L_{eff} y L_{ss} para generar la tabla de capacidades de gas

$$L_{eff} = \frac{ctte}{d_{base}} ; L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12}$$

Paso 6

Cálculo de la capacidad del líquido

$$d^2 * L_{eff} = \frac{t_r * Q_l}{0.7}$$

Ql = caudal de líquidos (historial de)

d= diámetro (pulgadas)

L_{eff} = longitud efectiva (pie)

t_r = tiempo de retención (min)

Determinar L_{eff} , L_{SS} y R para generar la tabla de capacidad de liquido

$$L_{eff} = \frac{t_r * Q_l}{0.7 * d_{base}^2}, \quad L_{SS} = \frac{4}{3} * L_{eff}, \quad R = 12 * \frac{L_{SS}}{d}, \quad 1.5 < R < 3$$

Comparar las longitudes obtenidas por la capacidad de gas y la capacidad de líquido, va predominar en el diseño la longitud menos, se separe ya que el separador mayor longitud.

Paso 7

Se procede a iterar el diámetro base para R igual 3 hasta obtener el diámetro mínimo luego se genera la tabla partiendo del diámetro mínimo aproximadamente 18 pies con un salto de 6 en 6 aproximado al número entero mayor siguiente.

Paso 8

Cálculo del diámetro de la boquilla de entrada, tasa de gas a condiciones de operación.

$$Q_{gop} = \frac{Q_g * PM_g * GE_g}{379 * 86400 * \rho_g}$$

Donde:

Qg= caudal de gas (pscd)

ρ_g = densidad del gas (lb/pie³)

Qgop= caudal de gas a condiciones de operación (pie³/seg)

Densidad de la mezcla:

$$GE_o = \frac{141.5}{131.5 + API}$$

$$\rho_o = GE_o * 62.4$$

$$\rho_m = \frac{Q_o * \rho_o + Q_{gop} * \rho_g}{Q_o + Q_{gop}}$$

Q_{gop} = caudal de gas a condiciones de operación (pie³/seg)

Q_o = caudal de petróleo (pie³/ seg)

ρ_g = densidad de gas (lb/pie³)

ρ_o = densidad del petróleo (lb/pie³)

ρ_{mezcla} = densidad de gas (lb/pie³)

Velocidad de la boquilla

$$v_{boq} = \frac{80}{(\rho_{mezcla})^{1/2}}$$

v_{boq} = velocidad de la boquilla (pie/ seg)

La máxima permitida es de 30 pie / seg si es mayor se trabaja con 30 pie/ seg

Diámetro de la boquilla:

$$\phi_{boq} = \left(\frac{4 * (Q_o + Q_g)}{\pi * v_{boq}} \right)^{1/2}$$

ϕ_{boq} = diámetro de la boquilla (pie)

Paso 9

Calcular el diámetro de la boquilla de salida de gas

Velocidad de la boquilla de gas

$$v_{boq} = \frac{80}{(\rho_g)^{1/2}}$$

ρ_g = densidad de gas (lb/pie³)

v_{boq} = velocidad del gas (pie/seg)

Diámetro de las boquillas de salida

$$\phi_{bsg} = \left(\frac{4 * Q_g}{\pi * v_{boq}} \right)^{1/2}$$

ϕ_{bsg} = diámetro de la boquilla de salida de gas (pie)

Q_g = tasa de gas a condiciones de operación (pie³/ seg)

Paso 10

Cálculo del diámetro de la boquilla de salida de líquido

$$\phi_{bso} = \left(\frac{4 * Q_o}{\pi * v_{bo}} \right)^{1/2}$$

La velocidad para la salida de los líquidos está entre 1 y 3 pie/ seg, se trabaja con el valor de 2 pie/seg

ϕ_o = diámetro de la boquilla de salida de petróleo (pie)

Q_g = caudal de los líquidos (pie³/ seg)

Las boquillas se colocan tanto como sea práctico de las líneas tangentes del separador.

Paso 11

Ubicación del extractor de niebla

- El extractor de niebla se colocará para gotas mayores a 100 micrones

Se coloca en el extremo donde está la boquilla de salida de gas a una distancia prudente entre la salida y el nivel de líquido

5.2.2 DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE REFRIGERACIÓN

El proceso de refrigeración mecánica consiste en reducir la temperatura de una sustancia por debajo de la que prevalece en su ambiente. Se refiere al proceso que usa un compresor para aumentar la presión de un refrigerante a una presión condensable.

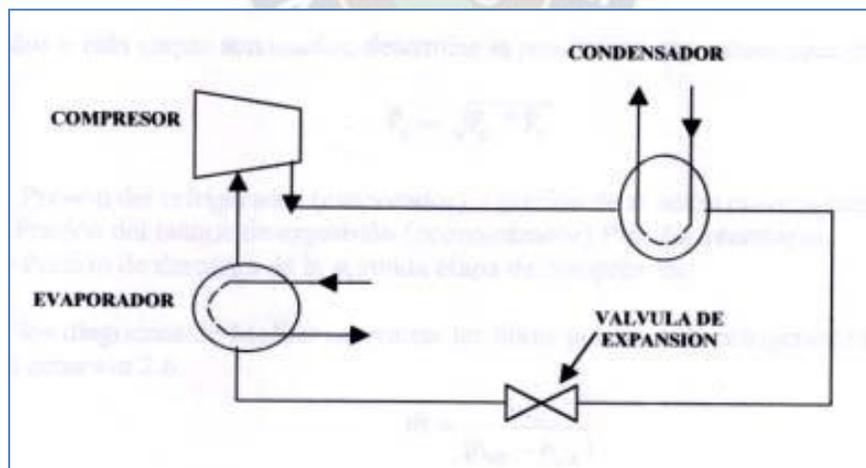
El ciclo de refrigeración para el control del punto de rocío puede ser clasificado en cuatro fases diferentes mediante el uso del diagrama presión – entalpía (P – H).

Estas fases son:

- Expansión
- Evaporación
- Compresión
- Condensación

Estas etapas pueden ser representadas en la siguiente figura.

Figura 19 Diagrama de Flujo del proceso de Refrigeración Mecánica con Propano



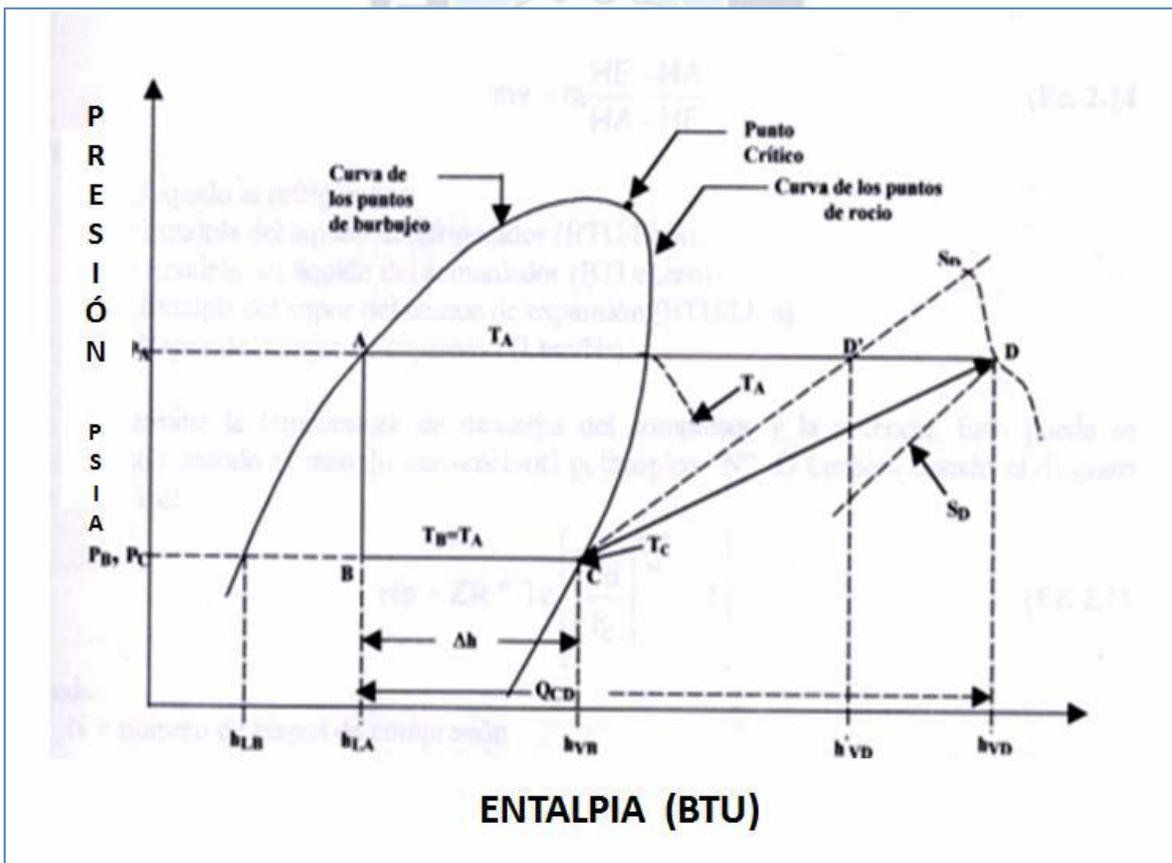
Fuente: (TREYBAL,1988)

Fase de expansión: El punto de partida en un proceso de refrigeración es la disponibilidad de líquido refrigerante. En la figura 22 el punto A representa un punto de burbuja del líquido a su presión de saturación (P_A) y entalpía (h_{LA}). En la fase de

expansión, la presión y la temperatura se reducen por la liberación instantánea de líquido a través de una válvula de expansión hasta una presión (P_B), la cual es la presión más baja y se determina mediante la temperatura deseada de refrigerante (T_B) en el punto B.

En el punto B, la entalpía del líquido saturado es h_{LB} , mientras que la correspondiente a la entalpía del vapor saturado es h_{VB} . Puesto que la etapa de expansión (A – B) se produce a través de una válvula de expansión y no ocurre intercambio de energía, el proceso es considerado isoentálpico. Entonces, el valor total de la entalpía a la salida de la válvula es el mismo que a la entrada h_{LA} .

Figura 20 Diagrama Entalpía-Presión del proceso de Refrigeración Mecánica con Propano.



Fuente: (TREYBAL, 1988)

El punto B está en el interior de la curva envolvente de fases donde el vapor y el líquido coexisten en equilibrio. Para determinar la cantidad de vapor formada en el proceso de expansión, suponemos que X es la fracción de líquido a la presión P_B con una entalpía h_{LB} . Entonces, la fracción de vapor formada durante el proceso de expansión con una entalpía h_{VB} es $(1 - X)$.

Fase de evaporación: El vapor formado en el proceso de expansión (A – B) no suministra ninguna refrigeración al proceso. Calor es absorbido del proceso por la evaporación de la porción de líquido refrigerante. Como se muestra en la figura 22 la etapa B-C se realiza a una temperatura y presión constante. En el punto C el vapor es saturado y la entalpía es h_{VB} .

El proceso de refrigeración es suministrado por el líquido frío (X), y su efecto refrigerante puede ser definido como $X (h_{VB} - h_{LB})$. La carga de refrigeración (o capacidad de refrigeración) se refiere a la cantidad de calor absorbido en el evaporador por el proceso, generalmente es expresado BTU/unidad de tiempo.

Fase de compresión: Los vapores del refrigerante salen del evaporador a la presión de saturación (P_C). La temperatura de refrigeración correspondiente es igual a T_c a una entalpía de h_{VB} . La entropía en este punto es S_c . Estos vapores son comprimidos isentrópicamente hasta una presión P_a a lo largo de la línea C-D.

Fase de condensación: El refrigerante sobrecalentado (propano) que sale del compresor a P_a y T_d (Punto D en la figura 22) es enfriado a una presión aproximadamente constante hasta la temperatura del punto de rocío (T_a). Luego, los vapores refrigerantes comienzan a condensarse a temperatura constante T_a . Durante el enfriamiento del refrigerante, de estado sobrecalentado a saturado y durante su condensación, todo el calor y el trabajo adicionado al refrigerante durante los procesos de evaporación y compresión deben ser eliminados. De esta manera

el ciclo puede ser completado cuando alcanza el punto A (punto de inicio) en el diagrama presión – entalpía como se muestra en la figura 22.

La presión de condensación del refrigerante es una función de la fuente de enfriamiento disponible: aire, agua u otro refrigerante. La fuente de enfriamiento recibe el calor que el refrigerante le transfiere. Como la descarga del compresor es vapor sobrecalentado, la curva de condensación del refrigerante no es una línea recta. Ella es una combinación de la temperatura de sobrecalentamiento y de la temperatura constante de condensación. Este hecho debe ser tomado en cuenta para el diseño del condensador.

5.2.3 UNIDAD DE DESTILACIÓN

Para la planta de control de punto de rocío se utilizará una torre desetanizadora la misma es una torre de destilación multicomponentes. Esta torre separara el gas natural de los componentes pesados que aun queden en la corriente de gas después de haber pasado por la unidad de separadores.

Para iniciar el diseño de una torre de destilación fraccionada es necesario que seguir siguientes pasos:

Realizar un balance de materia y entalpia en la zona de enriquecimiento y empobrecimiento para conocer las temperaturas de operación; los flujos que intervienen en el proceso; número de etapas, entre otras variables involucradas existes varios métodos para el diseño de torres de destilación, pero el método de **Mccabe**-Thile y Ponchon y Savarit es sencillo de entender.

5.2.3.1 CÁLCULO DE DIÁMETRO Y ALTURA DE TORRES DE DESTILACIÓN

Paso 1

Se especifica un diámetro de orificio y una separación entre orificios en un arreglo triangular, de ahí se procede a calcular la relación de la siguiente manera:

- a) Diámetro del orificio (d_o): se recomienda 4.5 o 6.0 mm (máximo)

b) Distribución triangular con separación entre centros (p'): 2.5-5.0 do

Paso 2

Calcular la relación A_o/A_a :

$$\frac{A_o}{A_a} = 0.907 \left(\frac{do}{p'} \right)^2$$

Donde: A_o : Área orificio

A_a : Área activa

p' : Separación de orificios entre centro y centro

Paso 3

En el paso 3 asume un espaciamiento entre platos, se toma como referencia la tabla 6.1 del libro "Operaciones de transferencia de masa de R. Treybal" (las tablas se encuentran en los anexos 8). Con estos datos, vamos a la tabla 6.2 del mismo libro y calculamos la siguiente relación:

$$\frac{L}{G} = \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

Se calcula el flux másico de vapor, usando la siguiente ecuación:

$$G' = 3.28 * B_\sigma * \sqrt{\rho_G * (\rho_l - \rho_G)}$$

Donde:

ρ_L = densidad del líquido

ρ_G = densidad del vapor

G' = flux másico del vapor

Se hace la corrección de este parámetro por tensión superficial, por:

$$B_\sigma = B_{20} * \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2}$$

Donde:

σ = tensión superficial del líquido (dinas/cm)

Inicialmente se calcula el parámetro B_{20} , con la siguiente ecuación:

$$B_{20} = -271.1 + 42.10T_s - 1.254T_s^2 + 0.01297T_s^3$$

Donde:

T_s = espaciado entre platos, (in)*

B_{20} = parámetro considerando una tensión superficial de 20 dinas/cm

Después se realiza el mismo trabajo para L'

Si este valor es menor que 0.1, asumimos los siguientes cálculos como si fuera 0.1.

Para valores entre 0.1 y 1, calculamos los siguientes parámetros:

$$\alpha = 0.0744t + 0.01173$$

$$\beta = 0.0304t + 0.015$$

Donde:

t : Espaciamiento entre platos

Luego hallamos la constante C_F mediante la siguiente expresión:

$$C_F = \left(\alpha \log \left(\frac{1}{\left(\frac{L'}{G'} \right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}} \right) + \beta \right) \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.02}$$

Si $A_o/A_a < 0.1$: Multiplicar α y β por $(5(A_o/A_a)+0.5)$.

Si $(L'/G')(\rho_G/\rho_L)^{0.5}$ está entre 0.01 y 0.1, asigne a toda la expresión el valor de 0.1.

Donde:

L' : Flujo másico superficial del líquido

G' : Flujo másico superficial del gas

σ : Tensión superficial, en N/m

Paso 4

Con esta constante, evalúa para hallar la velocidad superficial del gas

$$VF = CF * \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5}$$

Emplearemos el 80% de la velocidad de inundación:

$$V = 0.8 VF$$

Paso 5

Entonces, el área neta del plato:

$$An = \frac{Q}{V}$$

Donde:

Q: Caudal de Vapor

A n: Área Neta

Paso 6

En forma tentativa, escogemos una longitud de derramadero de:

$$W = \%DT$$

Paso 7

Con lo que nuestra Área Total (A_T) y Diámetro Total (D_T) está dado por:

$$AT = \frac{An}{1-\%W} \quad \text{y} \quad DT = \sqrt{\frac{4*AT}{\pi}}$$

Finalmente verificamos que el valor hallado del Diámetro Total concuerde con el espaciamiento asumido al inicio. Para hallar la altura de torre, al número total de

platos le restamos un plato si tiene condensador parcial y otro más si tiene re-
hervidor parcial.

Paso 8

Altura de la torre

$$Z = t * N_p$$

Donde

Z= altura de la torre

T= espaciamiento entre plato

N_{pR}= número de platos reales

Para calcular el número de platos reales, tenemos que hallar la eficiencia global.
Para esto usaremos la fórmula 14-138 del Perry 8va Edición:

$$E_{OG} = 0.492 * (\alpha_{LK} * \mu_{FL})^{-0.245}$$

Donde

E_{OG}= eficiencia de la torre

α_{LK} = tensión superficial del liquido

μ_{FL} = viscosidad del liquido

Luego, para hallar el número de platos reales:

$$N_{PR} = \frac{N_{PT}}{E_{OG}}$$

Donde:

N_{PR} = número de platos reales

N_{PT}=números de platos teoricos

E_{OG} = eficiencia de la torre

Finalmente, el Cálculo de platos teóricos será:

$$E_T = N_{PT} + 1$$

5.3 DESCRIPCION Y UBICACIÓN DE LA PLANTA

El desarrollo del presente proyecto se realiza en la Planta de Tratamiento de Gas Sábalo, ubicada en la región del Chaco Boliviano en el bloque San Antonio del departamento de Tarija Zona Villamontes.

Este segmento manejado por Petrobras Bolivia S.A. (PEB), explora, produce y comercializa hidrocarburos en bloques petrolíferos, tanto de forma independiente como en sociedad con otras empresas.

Este bloque cuenta con pozos gasíferos, líneas de recolección y transporte de gas y condensado, así como también líneas de tratamiento que procesan y adecuan el gas para asegurar las condiciones comerciales y de transporte. Además de las instalaciones específicas de producción, también posee edificaciones donde está instalado el comedor, las oficinas y alojamiento. Los funcionarios trabajan bajo un régimen de turnos.

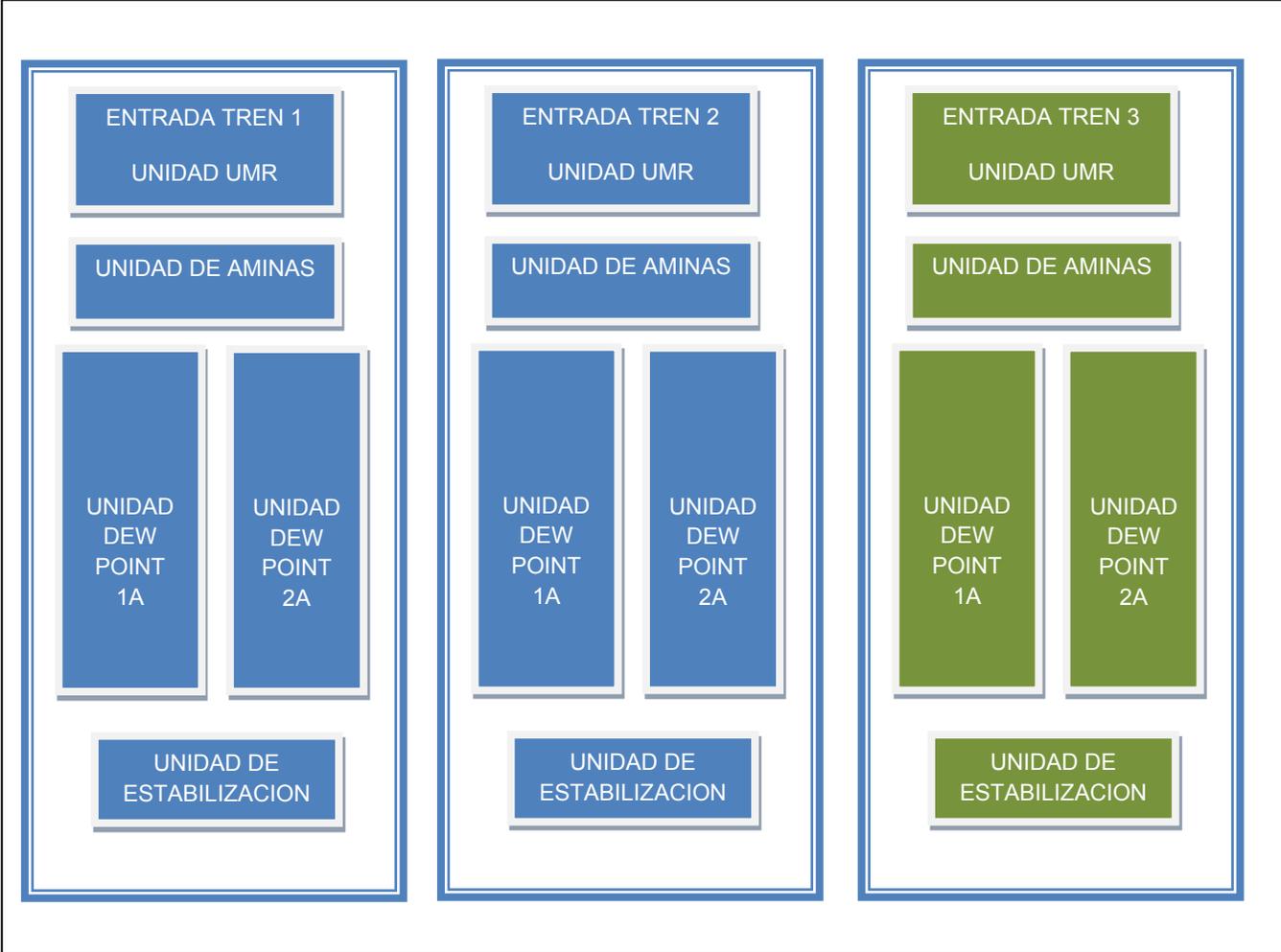
El Segmento de Exploración y Producción (E-P) está certificado bajo las normas ISO 14001 sobre gestión ambiental y OHSAS 18001 sobre seguridad y salud ocupacional.

El Segmento correspondiente a la oficina de Control de la Planta de Tratamiento Sábalo, cuenta con una serie de pantallas continuamente monitoreadas por el personal, las que reflejan el estado actual de la Planta, por medio de un paquete o software donde se ven las variaciones en las condiciones de las corrientes respectivas de gas y condensado, además de mostrar mediante gráficas todas las variaciones considerables.

La Planta de Proceso de Gas tiene una capacidad nominal instalada de procesamiento de 22.1 MMSm³/día (780 MMSCF/día) de gas.

A continuación, en el Figura 23 se muestra como está conformada la Planta de Tratamiento de Gas, con la ubicación de todas las unidades presentes en la misma:

Figura 21 Esquema conformación de la Planta Sábalo



Fuente: Elaboración propia

Actualmente la Planta cuenta con dos trenes, cada uno de los cuales está conformado por una Unidad de Remoción de Mercurio (UMR), dos sub-trenes con la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío (Dew Point) para poner el gas en especificación para su venta, una Unidad de Estabilización del condensado, para la venta de gasolina y una Unidad de Aminas para

La Planta cuenta con dos trenes, cada uno de los cuales está conformado por una Unidad de Remoción de Mercurio (UMR), dos sub-trenes con la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío (Dew Point) para poner el gas en especificación para su venta, una unidad de estabilización de condensado, para la venta de gasolina y una unidad de aminas para endulzar el gas.

Todas las unidades se encuentran muy bien distribuidas alrededor del terreno perteneciente al bloque Boomerang de la región de Gran Chaco.

5.4 MATERIA PRIMA, PRODUCCIÓN Y CORRIENTES DE SERVICIO

5.4.1 MATERIA PRIMA

Por tratarse de una Planta de Tratamiento más que de Producción, Sábalo usa el gas natural de pozo como materia prima para la obtención de Gas Natural en especificación y de condensado para su venta, con una composición que se detallara más adelante.

Los contaminantes presentes en el gas extraído directamente de los pozos tienen:

- S, N (Componentes Nitrogenados), Cl, As, metales y otros.
- CO₂: 2,5% molar
- H₂S: 5,4 ppm
- Hg: 40µg/m³

5.4.2 GAS NATURAL Y GASOLINA ESTABILIZADA

La Planta Sábalo procesa Gas Natural a exportación por gasoducto y para consumo interno bajo las siguientes especificaciones:

- Presión 1100 psia.
- Temperatura 40-120 °F
- Dew Point Máxima @ 640 psig 32 °F
- Máx. cantidad de agua 5.9 Lb/MMSCF
- Porcentaje molar máx. de CO₂ 2%

- Porcentaje molar máx. de N₂ 2%
- Max. de H₂S 3.47ppm
- Hg 0.6ug/m³
- Libre de Líquidos
- Sólidos < 3um

La gasolina estabilizada tiene como especificación de venta:

Presión de Vapor Reid 11psia a 100 °F

5.4.3 MONO ETILENGLICOL Y PROPANO

La Planta cuenta con una serie de corrientes de servicio en todo el proceso de tratamiento, usa servicio de hot oil (aceite) para el funcionamiento de compresores, servicio de agua; pero las corrientes más importantes de servicio de este proyecto y las que se usan en la Unidad de Ajuste de Punto Rocío son las corrientes de Propano para el circuito del Chiller y las de Mono etilenglicol en toda la Unidad para evitar la formación de hidratos.

Describiremos la composición de las corrientes de servicio:

a) Composición del Mono etilenglicol (MEG)

En la planta de Gas Sábalo se usa el servicio de mono etilenglicol para evitar la formación de hidratos en las corrientes durante el proceso de enfriamiento, el mono etilenglicol es un compuesto extremadamente higroscópico por lo que actúa como desecante, se inyecta cierta cantidad de una concentración determinada de glicol previo ingreso al sistema de intercambiadores gas/gas, gas/gasolina y chiller en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío.

Los componentes se muestran a continuación:

Tabla 11 Composición del Mono etilenglicol

COMPUESTO	% MOLAR
CO ₂	0,012%
H ₂ O	43,015%
MEG (Mono etilenglicol)	56,973%

Fuente: PETROBAS S.A

b) Composición de Propano

Durante el proceso de Tratamiento de Gas otra de las corrientes usadas en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío específicamente es el propano líquido, el mismo hace el papel de refrigerante ingresando al equipo denominado chiller para completar un ciclo de enfriamiento similar al Ciclo de Carnot, la composición es la siguiente:

Tabla 12 Composición del Propano

COMPUESTO	% MOLAR
Etano	0,201%
Propano	99,564%
i-C ₄	0,104%
n-C ₄	0,131%

Fuente: PETROBAS S.A

5.5 DESCRIPCION DE LA UNIDAD DE PUNTO DE ROCÍO

Como el presente trabajo se abocará solamente al estudio de ingeniería de ampliación en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío, por ser la misma considerada como el cuello de botella de toda la Planta, en cuanto es la Unidad más importante ya que representa la parte más lenta y conflictiva del proceso, se realizará una

descripción más exhaustiva y detallada de esta Unidad, mostrando el diagrama de bloques del proceso y el diagrama de flujo de la unidad.

Antes de describir el proceso de la Unidad, mostraremos los equipos presentes en la misma, y de esta manera nos familiarizamos más con el trabajo de cada uno de ellos en el proceso de Dew Point

La Unidad de Ajuste de Punto de Roció presenta los siguientes equipos en funcionamiento:



Tabla 13 Lista de Equipos Unidad de Dew Point Sábalo TREN 1

TREN 1			
Nombre de equipo	Función	Código	Tipo
Intercambiador Gas/Gas	Enfría el gas de proceso para su ingreso al chiller de propano/ ingresa gas por el tubo y por la coraza	1-E1-A/B/C 1-E1-D/E/F	Principal
Intercambiador Gas/gasolina	Enfría el gas de proceso para su ingreso al chiller de propano/ ingresa gas por el tubo y condensado por la coraza	1-E3-A/B 1-E3-C/D	Principal
Chiller de Propano	Enfría el gas para ponerlo en condiciones para ser separado, trabaja como un ciclo de Carnot de enfriamiento con propano como refrigerante	1-E2-A/B	Principal
Separador Frío	Separa la Corriente de gas de los líquidos contenidos (gas, condensado, glicol)	1-V2-A/B	Principal
Filtro de Salida de Gas	Purifica la corriente de gas, eliminando y filtrando los sólidos y líquidos arrastrados	1-F2-A/B	Principal
Válvula Joule Thompson	Enfría de manera eficiente el gas salido del chiller, a través del efecto de estrangulamiento de Joule Thompson		Principal

Tabla 14 Lista de Equipos Unidad de Dew Point Sábalo TREN 2

TREN 2			
Intercambiador Gas/Gas	Enfría el gas de proceso para su ingreso al chiller de propano/ ingresa gas por el tubo y por la coraza	2-E1-A/B/C 2-E1-D/E/F	Principal
Intercambiador Gas/Gasolina	Enfría el gas de proceso para su ingreso al chiller de propano/ ingresa gas por el tubo y condensado por la coraza	2-E3-A/B 2-E3-C/D	Principal
Chiller de Propano	Enfría el gas para ponerlo en condiciones para ser separado, trabaja como un ciclo de Carnot de enfriamiento con propano como refrigerante	2-E2-A/B	Principal
Separador Frío	Separa la Corriente de gas de los líquidos contenidos (gas, condensado, glicol)	2-V2-A/B	Principal
Filtro de Salida de Gas	Purifica la corriente de gas, eliminando y filtrando los sólidos y líquidos arrastrados	2-F2-A/B	Principal
Válvula Joule Thompson	Enfría de manera eficiente el gas salido del chiller, a través del efecto de estrangulamiento de Joule Thompson		Secundario

Fuente: Elaboración propia

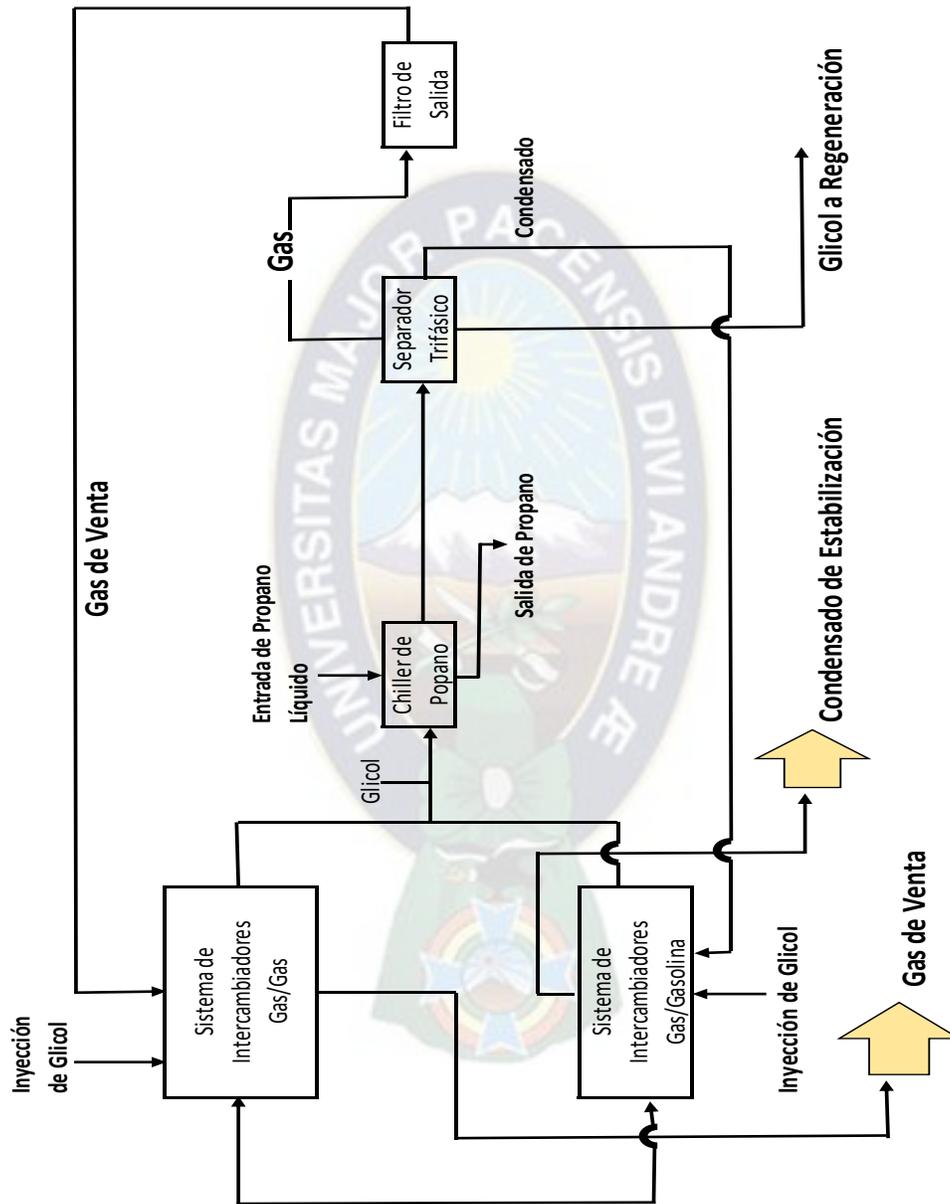
Tabla 15 Lista de Equipos Unidad de Dew Point Sábalo TREN 3

TREN 3			
Intercambiador Gas/Gas	Enfría el gas de proceso para su ingreso al chiller de propano/ ingresa gas por el tubo y por la coraza	3-E1-A/B/C 3-E1-D/E/F	Principal
Intercambiador Gas/Gasolina	Enfría el gas de proceso para su ingreso al chiller de propano/ ingresa gas por el tubo y condensado por la coraza	3-E3-A/B 3-E3-C/D	Principal
Chiller de Propano	Enfría el gas para ponerlo en condiciones para ser separado, trabaja como un ciclo de Carnot de enfriamiento con propano como refrigerante	3-E2-A/B	Principal
Separador Frío	Separa la Corriente de gas de los líquidos contenidos (gas, condensado, glicol)	3-V2-A/B	Principal
Filtro de Salida de Gas	Purifica la corriente de gas, eliminando y filtrando los sólidos y líquidos arrastrados	3-F2-A/B	Principal
Válvula Joule Thompson	Enfría de manera eficiente el gas salido del chiller, a través del efecto de estrangulamiento de Joule Thompson		Secundario

Fuente: Elaboración propia

Nota. - Los equipos son idénticos para los tres trenes, al igual que los intercambiadores para cada uno de los sub trenes de Planta.

Figura 22 Esquema de bloques trenes unidad de Ajuste de Punto de Rocío



Fuente: Elaboración propia

Para iniciar la descripción del proceso se debe recalcar que la Planta de Gas Sábalo, como se mencionó anteriormente, cuenta con tres trenes, pero el 3er tren actualmente fuera de servicio todos iguales con una Unidad de Remoción de Mercurio (UMR), una Unidad de Ajuste de Punto de Rocío (Dew Point) con dos sub trenes cada una y otra Unidad de Estabilización.

Se pasará a describir únicamente el proceso de uno de los sub trenes de la Unidad de Dew Point de la Planta, debido a que los restantes dos presentan los mismos equipos, características de líneas y de proceso.

Como una primera etapa la corriente de gas proveniente de la UMR (Unidad de Remoción de Mercurio), se divide en dos caudales, de los cuales uno se dirige al sub tren A y el otro al sub tren B. En la Figura 24 tenemos como entrada el caudal correspondiente al Sub Tren A, el mismo se divide a su vez en dos caudales, uno que ingresa al sistema de intercambiadores gas/gas (E1-A/B/C) y el otro ingresando al sistema de intercambiadores gas/gasolina (E3 A/B).

Cada uno de estos dos caudales previo ingreso a los intercambiadores de calor, es inyectado con mono etilenglicol para evitar la formación de hidratos

5.6 ANÁLISIS Y DESCRIPCIÓN ACTUAL DEL FUNCIONAMIENTO DE LA UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCIO

5.6.1 DATOS RECOLECTADOS DE PLANTA

Datos del Test Run se recolectados de la Planta en funcionamiento con un caudal aproximado de 478 MMSCFD (Millones de pies cúbicos por día en Condiciones Estándar) de gas de venta, el Tren 1 según información proporcionada por el personal de PETROBRAS.

Durante el procedimiento de Test Run se midieron solamente datos de temperaturas y de presiones, los flujos y la composición del gas fueron proporcionados por la oficina de control y por el personal de PETROBRAS.

5.6.2 DATOS OBTENIDOS DEL TEST-RUN EN PLANTA

- **Temperatura**

En la Tabla mostrada a continuación se muestran los datos obtenidos para el Tren 1 y los datos leídos de los medidores instalados en la Planta, junto con el análisis de variación o de error entre los mismos.



Tabla 16 Datos Recolectados Test Run Sub Tren 1A

DESCRIPCIÓN	LUGAR DE MEDICIÓN	TR[F]	TM[F]	Δe (%)
Gas entrada sistema de intercambiadores gas/gas	TI-36008A	107,0	108,5	1.40%
Gas entrada sistema de intercambiadores gas/gasolina	TI-36002A	107,0	108,0	0,93%
Gas de salida sistema de intercambiadores gas/gas	TI-36013A	8,3	7,2	13,25%
Gas salida sistema de intercambiadores gas/gasolina	TI-36005A	17,5	14,9	14,86%
Corriente de entrada al Chiller de propano	TI-03008A	9,5	6,1	35,79%
Gas de Entrada Separador Frío	TI-04006A	-4,4	-4,8	-9.1%
Corriente de Entrada Condensado Gas/Gasolina	TI-36016A	-4,4	-4,9	-11.36%
Corriente de Condensado de Salida gas/gasolina	TI-36001A	90.5	90	0.55%
Corriente de Gas de Venta	TI-36007A	102	102	0%
Corrientes de Servicio				
Corriente de Inyección de mono etilenglicol al sistema de intercambiadores Gas/Gas, Gas/Gasolina y Chiller	TI-04031A	127,5	125	1,96%
Corriente de Entrada de Propano	TI-04044A	-4,7	-5	6.38%

Donde: TR representa Temperatura de Test Run

TM representa la Temperatura Medida en equipo de Planta

Δe variación del error respecto al valor medido en Test Run.

Tabla 17 Datos Recolectados Test Run Sub Tren 1B

DESCRIPCIÓN	LUGAR DE MEDICIÓN	TR[° F)	TM[F]	Δ e (%)
Gas sistema de intercambiadores gas/gas	TI-36008B	107,5	108,3	-0,74%
Gas entrada sistema de intercambiadoras gas/gasolina	TI-36002B	107,0	108,3	1.21%
Ga de salida sistema de intercambiadores gas/gas	TI-36013B	7,3	6,7	8,22%
Ga salida sistema de intercambiadores gas/gasolina	TI-36002B	17,5	16,1	8,00%
Corriente de entrada al chiller de propano	TI-03008B	9,3	8,5	8,6%
Gas de Entrada Separador Frio	TI-03010B	-5	-4.5	10.0%
Corriente de Entrada Condensado Gas/Gasolina	TI-036006	-5	-4,4	12%
Corriente de Condensado de Salida gas/gasolina	TI-036001B	87,32	88,4	1.23%
Corriente de Gas de Venta	TI-36014B	103	104	0.97%
Corrientes de Servicio				
Corriente de Inyección de mono etilenglicol al sistema de intercambiadores Gas/Gas, Gas/Gasolina y Chiller.	TI-04031B	127,5	125	1,96%
Corriente de Entrada de Propano	TI-04044B	-4,7	-5	6.38%

Donde: TR representa Temperatura de Test Run

TM representa la Temperatura Medida en equipo de Planta

Δe variación del error respecto al valor medido en Test Run

- **Presión**

Las presiones tomadas durante el Test Run se muestran a continuación.

Tabla 18 Datos Recolectados Presión Test Run Sub Tren A

DESCRIPCIÓN	Lugar de medición	PR[Psi]	PM[Psi]	Δe (%)
Gas entrada sistema de intercambiadores gas/gas	PI-07002 A	1165	1148	1,46%
Caída de Presión Multivariable de Entrada	PDI-07002 A	2,5	2	20,00%
Caída de Presión Multivariable de Entrada 1-E3-A/B	PDI-07003 A	11,5	10	13,04%
Caída de Presión lado Tubo Sistema 1-E1-A/B/C	PDI-36017 A	16	12	25,00%
Caída de Presión lado Coraza Sistema 1-E1-A/B/C	PDI-036018 A	11	10	9,09%
Caída de Presión lado Tubo Sistema 1-E3-A/B	PDI-36016 A	5,4	6	11,11%
Caída de Presión lado Coraza Sistema 1-E3-A/B	PDI-036015 A	2,2	2	9,09%
Gas entrada chiller de propano	PI-03011A	1146	1143	0,26%
Caída de Presión Chiller	PDI-03012 A	5	4	20,00%
Presión de Operación de V-2	PI-04010 A	1116	1115	0,09%
Caída de Presión Filtro F-2	PDI-04035 A	0,1	0,5	40%
Corrientes de Servicio				
Corriente de Inyección de mono etilenglicol al sistema de intercambiadores Gas/Gas, Gas/Gasolina y Chiller	PIC-03052 A	1215	1213	0,16%
Presión Entrada Propano Chiller	PI-03007 A	35	33,8	3.42%
Presión Salida Propano	PI-03006 A	35	33,4	4.57%

Tabla 19 Datos Recolectados Presión Test Run Sub Tren B

DESCRIPCIÓN	Lugar de medición	PR[Psi]	PM[Psi]	Δe (%)
Gas entrada sistema de intercambiadores gas/gas	PI-07002B	1163	1148	1,29%
Gas de Presión Multivariable de Entra	PDI-07002B	2	1,8	10%
Caída de Presión Multivariable de Entrada a 1-E3-C/D	PDI-07003B	10	12	20%
Caída de Presión lado Tubo Sistema 1-E1-D/E/F	PDI-36017B	14	12	14,29%
Caída de Presión lado Coraza Sistema 1-E1-D/E/F	PDI-036018B	10	9	10,00%
Caída de Presión lado Tubo Sistema 1-E3-C/D	PDI-36016B	5,1	4,8	5,88%
Caída de Presión lado Coraza Sistema 1-E3-C/D	PDI-036015B	1,8	2	11,11%
Gas entrada chiller de propano	PI-03011B	1148	1146	0,17%
Caída de Presión Chiller	PDI-03012B	6	5	16,67%
Presión de Operación de V-2	PI-04010B	1116	1115	0,09%
Caída de Presión Filtro F-2	PDI-04035B	0.0	0,5	-
Corrientes de Servicio				
Corriente de Inyección de mono etilenglicol al sistema de intercambiadores Gas/Gas, Gas/Gasolina y Chiller	PIC-03052B	1215	1213	0,16%
Presión Entrada Propano Chiller	PI-03007B	35,5	33	7.04%
Presión Salida Propano	PI-03006B	34,8	33,2	4.6%

Donde: PR representa Presión del Test Run

PM representa la Presión Medida en equipo de Planta

5.7 DEL SIMULADOR A UTILIZAR.

En 1970 algunos investigadores del Laboratorio de Energía del Instituto Tecnológico de Massachusetts comenzaron a diseñar un programa orientado a la simulación en Ingeniería de Procesos, al cual posteriormente lo denominaron ASPEN⁸. La compañía AspenTech ha desarrollado muchos programas dentro del marco de la simulación de procesos químicos, entre ellos se destaca el paquete Aspen Engineering Suite, el cual básicamente está desarrollado para aplicaciones del campo de la ingeniería, en general. Entre los diversos programas de este paquete se encuentran programas como Aspen Plus, Aspen Dynamics, Aspen Properties, Aspen OLI, Aspen Process Manual, entre otros.

Aspen Hysys es un programa básicamente de simulación de procesos químicos, en el cual además de simulaciones de diagramas de flujo, se puede realizar:

- estimación de propiedades de compuestos,
- análisis de sensibilidad de variables de proceso,
- obtener especificaciones de diseño de proceso, y,
- síntesis y análisis de procesos químicos, entre otras tareas del diseño de procesos y equipos.

Aspen Plus, al igual que muchos de los programas diseñados para la interacción con el usuario, posee una interfaz de usuario, conocida como Aspen Plus User Interface, la cual está básicamente constituida por una barra de título, una barra de menús, una barra de herramientas, un espacio de trabajo, una librería de modelos y una barra de estado.

5.8 SIMULACION DEL PROCESO

- **Composiciones de Entrada del Gas Natural**

⁸ Advanced System for Process Engineering

A continuación, se indican las composiciones de gas de entrada de cada Tren para la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío obtenidos de la cromatografía instalada en línea. En este caso las composiciones de la corriente de Gas Natural ya se encuentran sin cantidades significativas de azufre y mercurio porque ya pasaron por la Unidad de Remoción de Mercurio en etapas anteriores, además de concentraciones mínimas de carbonos pesados.



Tabla 20 Cromatografía del gas de entrada

Gas de Entrada Dew Point Tren 1

Gas de Entrada Dew Point Tren 2

Compuesto	% Fracción Molar	Compuesto	% Fracción Molar
Nitrógeno	0,44972%	Nitrógeno	0,43727%
CO₂	1,82257%	CO₂	2,18258%
H₂S	0,00000%	H₂S	0,00000%
Metano	85,92332%	Metano	85,44488%
Etano	6,80019%	Etano	6,83104%
Propano	2,78271%	Propano	2,86291%
i-Butano	0,48428%	i-Butano	0,50079%
n-Butano	0,68520%	n-Butano	0,68814%
i-Pentano	0,27873%	i-Pentano	0,28134%
n-Pentano	0,18373%	n-Pentano	0,18527%
Hexano	0,21077%	Hexano	0,21256%
Heptano	0,16809%	Heptano	0,16576%
Octano	0,05003%	Octano	0,05003%
Nonano	0,02385%	Nonano	0,02395%
Decano	0,00991%	Decano	0,00988%
C11	0,00334%	C11	0,00332%
C12	0,00147%	C12	0,00146%
C13	0,00048%	C13	0,00047%
C14	0,00018%	C14	0,00017%
C15	0,00008%	C15	0,00007%
C16	0,00003%	C16	0,00003%
C17	0,00002%	C17	0,00001%
C18	0,00001%	C18	0,00001%
C19	0,00000%	C19	0,00000%
C20	0,00000%	C20	0,00000%
C21	0,00000%	C21	0,00000%
C22	0,00000%	C22	0,00000%
C23	0,00000%	C23	0,00000%
C24	0,00000%	C24	0,00000%
H₂O	0,12129%	H₂O	0,11803%

Fuente: PRETOBRAS S.A.

- **Caudales de Entrada y Salida Unidad de Ajuste de Punto de Roció de la Planta**

Los datos de caudal de la Unidad de Ajuste de Punto de Roció también fueron obtenidos de la sala de control, tomando en cuenta que se obtuvieron además las corrientes de los caudales de las corrientes auxiliares de la Planta (glicol y propano) para los dos sub trenes existentes.

Tabla 21 Caudales de Entrada Unidad de Ajuste de Punto de Roció TREN 1

TREN 1	
DESCRIPCIÓN	Caudal [MMSCFD]
Caudal de Entrada Unidad de Dew Point	233,7
Corriente de Entrada Sub Tren A	119,7
Caudal de Entrada Sistema de Intercambiadores Gas/Gas	109,7
Caudal de glicol inyectado antes del sistema de intercambiadores Gas/Gas	0,845
Caudal de Entrada Sistema de Intercambiadores Gas/Gasolina	10
Corrientes de Servicio	
Caudal de glicol inyectado antes del sistema de intercambiadores Gas/Gasolina	0,0697
Caudal de glicol inyectado antes del chiller	0,486
Caudal de propano entrante al chiller	4,5

Fuente: PRETOBRAS S.A.

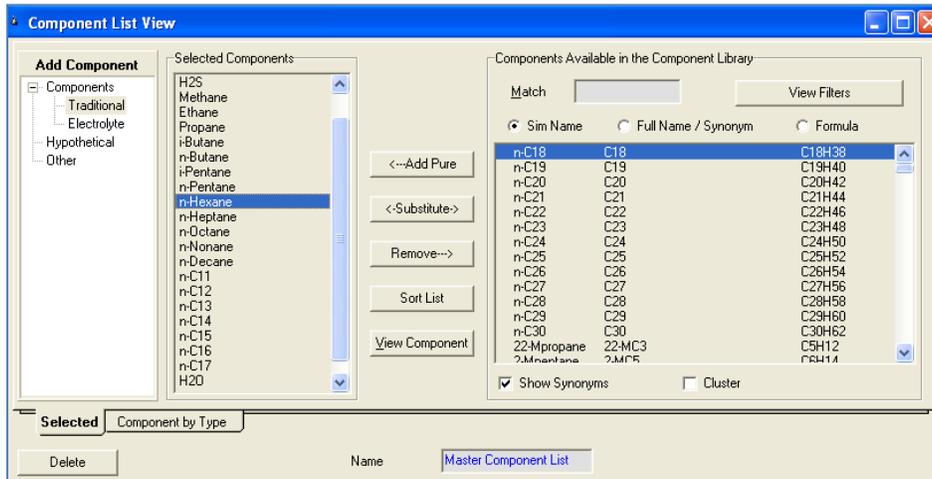
Tabla 22 Caudales de Entrada Unidad de Ajuste de Punto de Rocío TREN 2

TREN 2	
DESCRIPCIÓN	Caudal [MMSCFD]
Caudal de Entrada Unidad de Dew Point	233,7
Corriente de Entrada Sub Tren B	114
Caudal de Entrada Sistema de Intercambiadores Gas/Gas	104,1
Caudal de glicol inyectado antes del sistema de intercambiadores Gas/Gas	0,85
Caudal de Entrada Sistema de Intercambiadores Gas/Gasolina	10
Caudal de glicol inyectado antes del sistema de intercambiadores Gas/Gasolina	0,069
Caudal de glicol inyectado antes del chiller	0,49
Caudal de propano entrante al chiller	4,1

Fuente: PRETOBRAS S.A.

Teniendo los datos de entrada se procede a introducirlos en el simulador Hysys 12.0. Abrimos el programa de Hysys 12.0, seleccionamos un nuevo caso y escogemos todos los componentes que tomaran parte en la simulación.

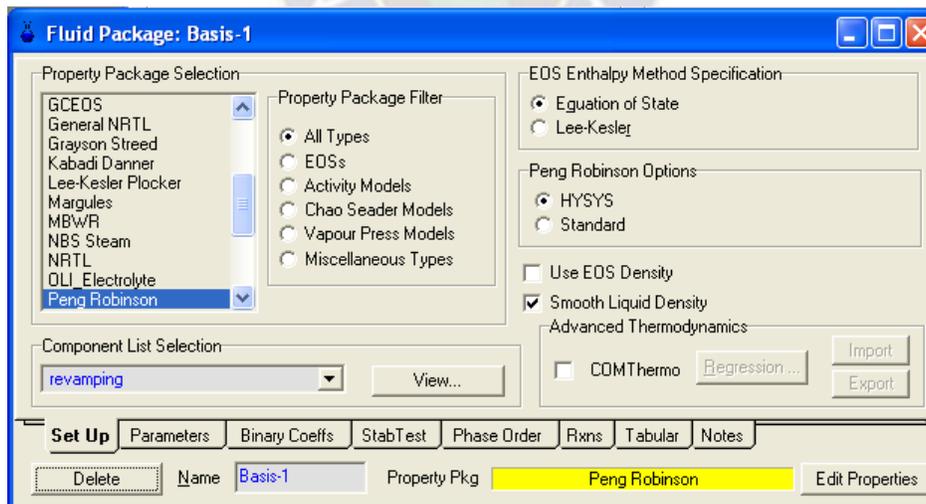
Figura 23 Interfaz del usuario para seleccionar componentes en Hysys



Fuente: Elaboración propia

El paquete termodinámico seleccionado para la simulación es el Peng Robinson que permite predecir el comportamiento entre fases en una mezcla y también es comúnmente usado para calcular para balances de materia y energía en columnas de separación.

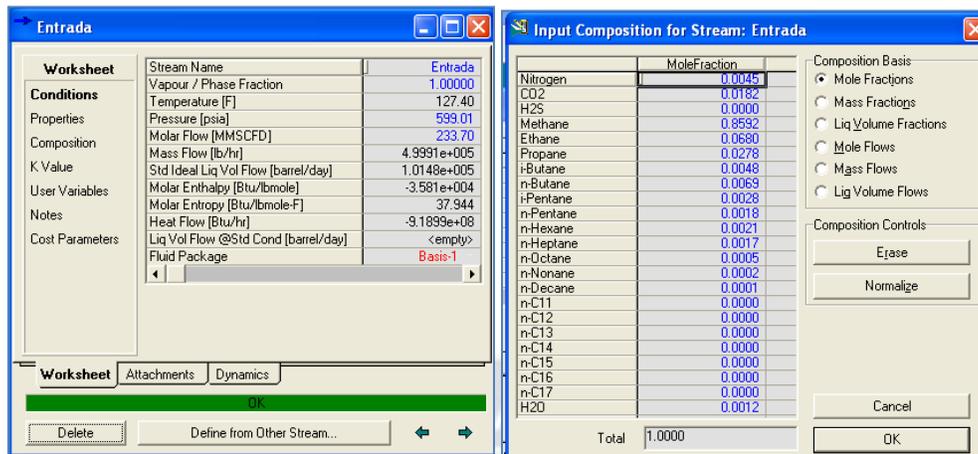
Figura 24 Interfaz del usuario para seleccionar paquete termodinámico



Fuente: Elaboración propia

Posteriormente seleccionamos una corriente de masa de la paleta de objetos donde se introducen los datos de entrada tales como las composiciones molares, presión, temperatura y el flujo molar que son los datos de entrada para la simulación.

Figura 25 Datos de la corriente principal para la simulación

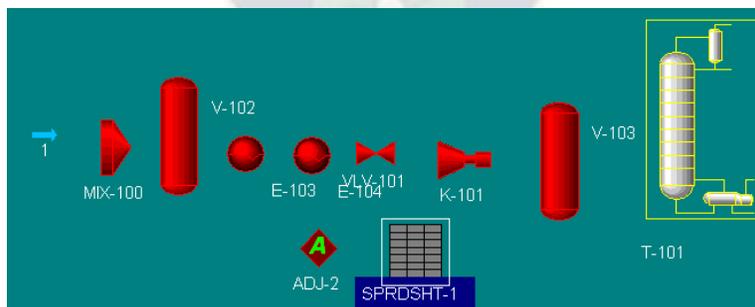


Fuente: Elaboración propia

Esta corriente es muy importante dado que es la corriente principal de alimentación a la simulación por lo cual hay que definirla lo más detalladamente posible.

El siguiente paso es seleccionar todos los componentes que formaran parte de la simulación, mezcladores de corrientes, calentadores, compresores reactores y torres de fraccionamiento.

Figura 26 Equipos para reducción del punto de rocío



Fuente: Elaboración propia

La alimentación (dry gas) proveniente de la unidad de endulza miento y deshidratación ingresa a un separador a 127 F y 599.9 psia, en él se separan los líquidos y gases, posterior a eso la línea que conduce el gas pasará por un intercambiador de calor (Chiller) el cual enfriará el gas de este intercambiador de calor saldrá la corriente que será el gas para la venta el cual tendrá su punto de

rocío ajustado. Para optimizar el proceso de enfriamiento de gas natural se incorpora un ciclo de refrigeración con propano para esto se debe especificar la composición del refrigerante en alguna de las corrientes del circuito (propano puro), especificar, además, que el vapor que sale del enfriador está en su punto de rocío (es decir, su fracción de vapor es de 1.0), y que el propano que sale del condensador está en su punto de burbuja a la temperatura del condensador. Una vez que es especificada la temperatura del propano a la salida del enfriador o la diferencia de temperaturas, el circuito se resuelve automáticamente

Posterior al ciclo de refrigeración la corriente (cool gas) ingresa a un separador de la cual saldrá el gas para la venta que estará muy frío y que se dirigirá hacia el chiller mientras que la segunda corriente rica en hidrocarburos pesados ingresa a una torre cool la cual separará los componentes más pesados de los livianos. El resultado de la simulación se ve a continuación en la figura 27.

Es importante notar que para la simulación se han usado dos componentes lógicos que tiene Hysys el primero es el operador lógico balance (BAL-1). Esta función permite transferir la información de flujos de materia y energía en una sección de una planta a otra. Solo se requiere el nombre de las corrientes de entrada y salida. La otra función lógica utilizada es ajuste (Adj-1) la cual varía un valor de una corriente (Variable Independiente) para cumplir con un valor requerido o especificación (Variable dependiente) en otra corriente u operación. Con estos operadores lógicos se puede controlar la temperatura de punto de rocío de nuestro gas para venta.

5.9 RESULTADOS DE LA SIMULACION DEL REVAMPING DE LA UNIDAD DE AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO

Para la simulación del revamping, se tomaron los mismos datos recolectados.

- **Resultados Simulación Tren 1**

Se tomo la misma composición obtenida de sala de control de los cromatógrafos en línea:

Tabla 23 Gas de Entrada Dew Ponit

Compuesto	% Fracción Molar
Nitrógeno	0,44972%
CO₂	1,82257%
H₂S	0,00000%
Metano	85,92332%
Etano	6,80019%
Propano	2,78271%
i-Butano	0,48428%
n-Butano	0,68520%
i-Pentano	0,27873%
n-Pentano	0,18373%
Hexano	0,21077%
Heptano	0,16809%
Octano	0,05003%
Nonano	0,02385%
Decano	0,00991%
C11	0,00334%
C12	0,00147%
C13	0,00048%
C14	0,00018%
C15	0,00008%
C16	0,00003%
C17	0,00002%
C18	0,00001%
C19	0,00000%
C20	0,00000%
C21	0,00000%
C22	0,00000%
C23	0,00000%
C24	0,00000%
H₂O	0,12129%

Las condiciones de entrada tomadas para simulación fueron:

Temperatura: 108 °F

Presión: 1165 psia

Flujo Molar: 303.8 MMSCFD

- **Entrada al Sub Tren A y B Unidad de Dew Point**

Sub Tren A

Temperatura: 108 °F

Presión: 1265 psia

Flujo Molar: 106.3 MMSCFD

ΔP multivariable: 2.0 psi

Sub Tren B

Temperatura: 108 °F

Presión: 1265 psia

Flujo Molar: 106.3 MMSCFD

ΔP multivariable: 2.0 psi

- **Entrada Sistema de Intercambiadores 1-E1-A/B/C - 1-E1-D/E/F - 1-E1-G/H/I**

1-E1-A/B/C

Temperatura: 108 °F

Presión: 1163 psia

Flujo Molar: 91.14 MMSCFD

Masa molar de Glicol Inyectada: 11255.4 lb/h
11255.4

1-E1-D/E/F

Temperatura: 108 °F

Presión: 1163 psia

Flujo Molar: 91.14 MMSCFD

Masa Glicol Inyectada:

1-E1-G/H/I

Temperatura: 108 °F

Presión: 1263 psia

Flujo Molar: 91.14 MMSCFD

Masa Molar de Glicol Inyectada: 11255.4 lb. /h

- **Equipo de Intercambiadores Gas/Gas 1-E1-A/B/C - 1-E1-D/E/F- 1-E1-G/H/I**

1E1-A/B/C

1-E1-D/E/F

$$\Delta P_{tubos} = 16 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{coraza} = 11 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{tubos} = 14 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{coraza} = 10 \text{ psi}$$

Tipo de Intercambiador: E/ Horizontal

$$T_{salida \text{ lado turbo}} = 8.3 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{salida \text{ lado turbo}} = 8.3 \text{ }^\circ\text{F}$$

1-E1-G/H/I

$$\Delta P_{tubos} = 15 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{tubos} = 10 \text{ psi}$$

Tipo de Intercambiador: E/ Horizontal

$$T_{salida \text{ lado turbo}} = 8.3 \text{ }^\circ\text{F}$$

Bajo esas especificaciones se obtuvo los siguientes resultados importantes del funcionamiento del sistema 1-E1-A/B/C:

Duty (Capacidad de funcionamiento): $1.56 \cdot 10^7$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $1.56 \cdot 10^6$ BTU/°F·h

Mínima Aproximación: 7.2 °F

LMTD (Temperatura media logarítmica): 10,4 °F

Sistema 1-E1-D/E/F:

Duty (Capacidad de funcionamiento): $1.58 \cdot 10^7$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $1.78 \cdot 10^6$ BTU/°F * h

Mínima Aproximación: 5.6 °F

LMTD (Temperatura media logarítmica): 8.9 °F

Sistema 1-E1-G/H/I:

Duty (Capacidad de funcionamiento): $1.56 \cdot 10^7$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $1.5 \cdot 10^6$ BTU/°F·h

Mínima Aproximación: 7.2 °F

LMTD (Temperatura media logarítmica): 10.4 °F

- **Entrada Sistema de Intercambiadores 1-E3-A/B - 1-E3-C/D**

Sub Tren A

Temperatura: 108 °F

Presión: 1163 psia

Flujo Molar: 15.2 MMSCFD

Masa Moral Glicol Inyectada: 928.4 Lb/h

ΔP multivariable: 11.5 psi

Sub Tren B

Temperatura: 108 °F

Presión: 1163 psia

Flujo Molar: 15.2 MMSCFD

Masa Glicol Inyectada: 928.4 Lb/h

ΔP multivariable: 10 psi

- **Equipo de intercambiadores Gas/Gasolina 1-E3-A/B - 1-E3-C/D**

Sub Tren A

$\Delta P_{tubos} = 5.4 \text{ psi}$

$\Delta P_{coraza} = 2.2 \text{ psi}$

Tipo de Intercambiador: E / Horizontal

$\Delta P_{salida \text{ lado tubo}} = 17.5 \text{ °F}$

Sub Tren B

$\Delta P_{tubos} = 5.1 \text{ psi}$

$\Delta P_{coraza} = 1.8 \text{ psi}$

$\Delta P_{salida \text{ lado tubo}} = 17.5 \text{ °F}$

Bajo esas especificaciones se obtuvo los siguientes resultados importantes del funcionamiento del sistema 1-E3-A/B -1-E3-C/D:

1-E3-A/B

Duty (Capacidad de funcionamiento): $2.26 \cdot 10^6$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $7.26 \cdot 10^4$ BTU/°F·h

Mínima Aproximación: 21.8°F

LMTD (Temperatura media logarítmica): 31.13 °F

1-E3-AB

Duty (Capacidad de funcionamiento): $2.26 \cdot 10^6$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $7.26 \cdot 10^4$ BTU/°F·h

Mínima Aproximación: 22.4°F

LMTD (Temperatura media logarítmica): 32.07 °F

• **Entrada al Chiller de Propano 1-E2-A - 1-E2-B**

Sub Tren A

Temperatura: 10.4 °F

Presión: 1146.1 psia

Flujo Molar: 154.2 MMSCFD

Masa Molar de Glicol Inyectada: 5726 Lb/h

Fracción de Vapor: 0.96

Sub Tren B

Temperatura: 9.7 °F

Presión: 1147 psia

Flujo Molar: 154.2 MMSCFD

Masa Glicol Inyectada: 5726 Lb/h

Fracción de Vapor: 0.96

• **Chiller de Propano 1-E2-A-1-E2-R**

Sub Tren A

$\Delta P_{tubos} = 5.0 \text{ psi}$

$\Delta P_{coraza} = 0 \text{ psi}$

Tipo de Intercambio: E / Horizontal

Fracción de vapor de ingreso de propano: 0.16

Sub Tren B

$\Delta P_{tubos} = 6 \text{ psi}$

$\Delta P_{coraza} = 0 \text{ psi}$

Bajo esas especificaciones se obtuvo los siguientes resultados importantes del chiller 1-E2-A - 1-E2-B:

Sub Tren A

Duty (Capacidad de funcionamiento): $4.12 \cdot 10^6$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $6.0 \cdot 10^5$ BTU/°F·h

Mínima Aproximación: 2.52 °F

LMTD (Temperatura media logarítmica): 6.82 °F

Sub Tren B

Duty (Capacidad de funcionamiento): $4.12 \cdot 10^6$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $6.9 \cdot 10^5$ BTU/°F·h

Mínima Aproximación: 1.88 °F

LMTD (Temperatura media logarítmica): 5.97 °F

• **Válvula de Expansión Joule Thompson**

$\Delta P = 26$ psi (Valor tomado para ambos Sub Trenes.)

• **Entrada Separador Frío 1-V2-A**

Sub Tren A

Temperatura: -4.3 °F

Presión: 1115 psia

Flujo Molar: 154.2 MMSCFD

Fracción de Vapor: 0.94

Sub Tren B

Temperatura: -4.9 °F

Presión: 1115 psia

Flujo Molar: 154.2 MMSCFD

Fracción de Vapor: 0.94

Separador Frío 1-V2-A - 112-B

El separador frío se cambia por un filtro sin simple bifásico, y no como era antes

Sub Tren A

$\Delta P = 0$ psi

$Q_{salida\ de\ gas} = 145.2$ MMSCFD

Sub Tren B

$\Delta P = 0$ psi

$Q_{salida\ de\ gas} = 145.2$ MMSCF

• **Entrada Filtro 1-F2-A - 1-F2-B**

Sub Tren A

Temperatura: -4.3 °F

Presión: 1115 psia

Flujo Molar: 145.0 MMSCFD

Fracción de Vapor: 1

Sub Tren B

Temperatura: -4.9 °F

Presión: 1115 psia

Flujo Molar: 145.2 MMSCFD

Fracción de Vapor: 1

LÍNEA DE GAS DE VENTA TREN 1

- Temperatura: 102.7 °F
- Presión: 1100 psia
- Flujo Molar: 290.2 MMSCFD
- Dew Point Máxima @ 640 psig 24.2 °F.
- Cantidad de Agua 4.41 Lb/h - 0.001%
- Porcentaje molar de CO_2 1.8%
- Porcentaje molar de N_2 0.5%
- Cantidad de H_2S : 0
- Libre de Líquidos

PORCENTAJE DE INCREMENTO:

	ANTES	CON LA SIMULACION
CAUDAL:	233,7 [MMSCFD]	290.2 [MMSCFD]

Incremento será:

$$INCREMENTO = \frac{\Delta Caudal}{Caudal\ inicial} * 100\%$$

$$INCREMENTO = \frac{290,2 - 233,7}{233,7} * 100\%$$

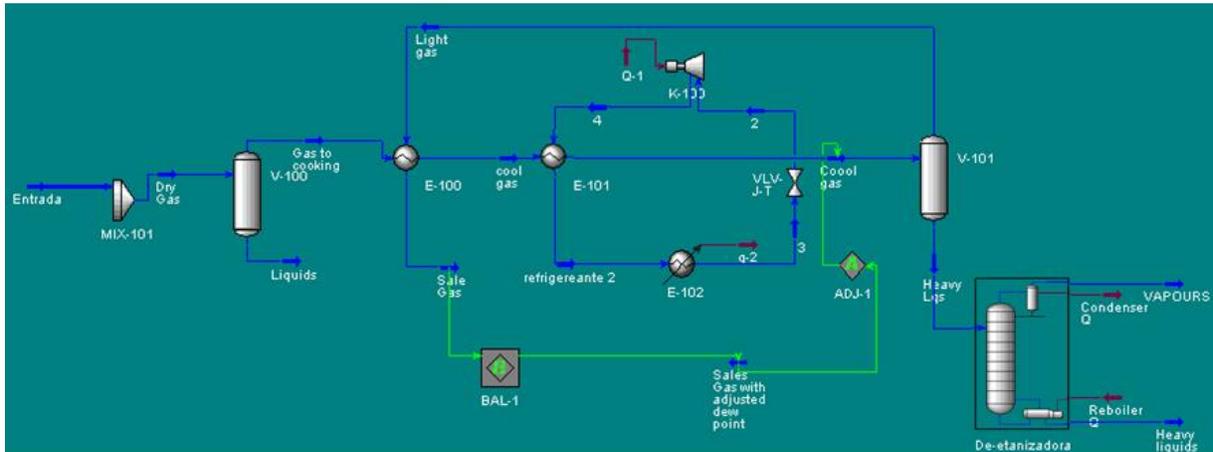
$$INCREMENTO = 24,17\%$$

Las especificaciones de Gas de Venta con el aumento de caudal en 24,17% son correctas en comparación con las que se obtuvieron al realizar la simulación en base a los datos de Planta, ya que la presión se mantiene en el mismo valor y la

temperatura de Dew Point se encuentra por debajo del valor máximo, así como las composiciones de nitrógeno y dióxido de carbono.

A continuación, en la figura 29 se muestra la simulación en Hysys del revamping Tren 1.

Figura 27 Simulación de la unidad de control de punto de rocío



Fuente: Elaboración propia



- **Simulación Tren 2**

Se tomo la misma composición obtenida de sala de control de los cromatógrafos en línea:

Tabla 24 Composición de Entrada Tren 2

Compuest o	% Fracción Molar
Nitrógeno	0,43727%
CO₂	2,18258%
H₂S	0,00000%
Metano	85,44488%
Etano	6,83104%
Propano	2,86291%
i-Butano	0,50079%
n-Butano	0,68814%
i-Pentano	0,28134%
n-Pentano	0,18527%
Hexano	0,21256%
Heptano	0,16576%
Octano	0,05003%
Nonano	0,02395%
Decano	0,00988%
C11	0,00332%
C12	0,00146%
C13	0,00047%
C14	0,00017%
C15	0,00007%
C16	0,00003%
C17	0,00001%
C18	0,00001%
C19	0,00000%
C20	0,00000%
C21	0,00000%
C22	0,00000%
C23	0,00000%
C24	0,00000%
H₂O	0,11803%

Las condiciones de entrada tomadas para simulación son:

Temperatura: 107 °F

Presión: 1171 psia

Flujo Molar: 346.7 MMSCFD

• **Entrada al Sub Tren A y B Unidad de Dew Point**

Sub Tren A

Temperatura: 107 °F

Presión: 1171 psia

Flujo Molar: 126.6 MMSCFD

ΔP multivariable: 2.0 psi

Sub Tren B

Temperatura: 107 °F

Presión: 1171 psia

Flujo Molar: 126.6 MMSCFD

ΔP multivariable: 2.0 psi

• **Entrada Sistema de Intercambiadores 2-E1-A/B/C - 2-E1-D/E/F-2-E1-G/H/I**

2-E1-A/B/C

Temperatura: 107 °F

Presión: 1169 psia

Flujo Molar: 93.60 MMSCFD

Masa Molar de Glicol Inyectada: 5200 lb. /h

2-E1-D/E/F

Temperatura: 107 °F

Presión: 1169 psia

Flujo Molar: 93.60 MMSCFD

Masa Glicol Inyectada: 5200 lb/h

2-E1-G/H/I

Temperatura: 107 °F

Presión: 1171 psia

Flujo Molar: 93.60 MMSCFD

Masa Molar de Glicol Inyectada: 5200 lb. /h

Equipo de Intercambiadores Gas/Gas 2-E1-A/B/C - 2-E1-D/E/F-2-E1-G/H/I

2-E1-A/B/C

$\Delta P_{tubos} = 16 \text{ psi}$

$\Delta P_{coraza} = 16 \text{ psi}$

2-E1-D/E/F

$\Delta P_{tubos} = 19.5 \text{ psi}$

$\Delta P_{coraza} = 16.5 \text{ psi}$

Tipo de Intercambiador: E / Horizontal

$$T_{\text{salida lado tubo}} = 8.0 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{salida lado tubo}} = 8.0 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

2-E1-G/H/I

$$\Delta P_{\text{tubos}} = 17 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{coraza}} = 16 \text{ psi}$$

Tipo de Intercambio: E / Horizontal

$$T_{\text{salida lado tubo}} = 8.0 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Bajo esas especificaciones se obtuvo los siguientes resultados importantes del funcionamiento del sistema 2-E1-A/B/C:

Duty (Capacidad de funcionamiento): $1.56 \cdot 10^7$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $9.5 \cdot 10^5$ BTU/ $^{\circ}\text{F} \cdot \text{h}$

Mínima Aproximación: 12.4 $^{\circ}\text{F}$

LMTD (Temperatura media logarítmica): 16.5 $^{\circ}\text{F}$

Sistema 2-E1-D/E/F:

Duty (Capacidad de funcionamiento): $1.55 \cdot 10^7$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $9.35 \cdot 10^5$ BTU/ $^{\circ}\text{F} \cdot \text{h}$

Mínima Aproximación: 12.41 $^{\circ}\text{F}$

LMTD (Temperatura media logarítmica): 16.5 $^{\circ}\text{F}$

Sistema 2-E1-G/H/I:

Duty (Capacidad de funcionamiento): $1.56 \cdot 10^7$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $9.46 \cdot 10^5$ BTU/ $^{\circ}\text{F} \cdot \text{h}$

Mínima Aproximación: 12.41 $^{\circ}\text{F}$

LMTD (Temperatura media logarítmica): 16.5 $^{\circ}\text{F}$

• Entrada Sistema de Intercambiadores 2-E3-A/B - 2-E3-C/D

Sub Tren A

Temperatura: 107.0 $^{\circ}\text{F}$

Presión: 1169 psia

Flujo Molar: 32.95 MMSCFD

Sub Tren B

Temperatura: 107.0 $^{\circ}\text{F}$

Presión: 1169 psia

Flujo Molar: 32.95 MMSCFD

Masa Moral de Glicol Inyectada: 429.2 Lb/h
 ΔP multivariable: 10psi

Masa Glicol Inyectada: 429.2 Lb/h
 ΔP multivariable: 14.5 psi

• **Equipo de Intercambiadores Gas/Gasolina 2-E3-A/B - 2-E3-C/D**

Sub Tren A

$$\Delta P_{tubos} = 5.0 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{coraza} = 4.0 \text{ psi}$$

Sub Tren B

$$\Delta P_{tubos} = 5.0 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{coraza} = 4.0 \text{ psi}$$

Tipo de Intercambiador: E/ Horizontal

$$T_{salida \text{ lado tubo}} = 40 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{salida \text{ lado tubo}} = 40 \text{ }^\circ\text{F}$$

Bajo esas especificaciones se obtuvo los siguientes resultados importantes del funcionamiento del sistema 1-E3-A/B-1-E3-C/D

2-E3-A/B

Duty (Capacidad de funcionamiento): $3.45 \cdot 10^6$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $2.59 \cdot 10^5$ BTU/ $^\circ\text{F} \cdot h$

Mínima Aproximación: 2.33 $^\circ\text{F}$

LMID (Temperatura media logarítmica): 13.31 $^\circ\text{F}$

2-E3-C/D

Duty (Capacidad de funcionamiento): $3.44 \cdot 10^6$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia) $2.43 \cdot 10^5$ BTU// $^\circ\text{F} \cdot h$)

Mínima Aproximación: 2.82 $^\circ\text{F}$

IMID (Temperatura media logarítmica). 14.15 $^\circ\text{F}$

• **Entrada al Chiller de Propano 2-E2-A - 2-E2-B**

Sub Tren A

Temperatura: 13.65 F

Presión: 1154 psia

Flujo Molar: 174.17 MMSCFD

Sub Tren B

Temperatura: 13.50 $^\circ\text{F}$

Presión: 1149.5 psia

Flujo Molar: 174.17 MMSCFD

Masa Molar de Glicol Inyectada: 2990 Lb/h
Lb/h Fracción de Vapor: 0.96

Masa Glicol Inyectada: 2990
Fracción de Vapor: 0.96

• **Chiller de Propano 2-E2-A - 2-E2-B**

Sub Tren A

$$\Delta P_{tubos} = 9.0 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{coraza} = 0 \text{ psi}$$

Tipo de Intercambiador: E/Horizontal

Bajo esas especificaciones se obtuvo los siguientes resultados importantes del into del chiller 1-E2-A – 1-E2-B:

Sub Tren A

Duty (Capacidad de funcionamiento): $5.85 \cdot 10^6$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $2.09 \cdot 10^5$ BTU/°F*h

Minima Aproximación: 21.82 °F

temperatura media logarítmica): 27.92 °F

LMTD (Temperatura media logarítmica): 27.92 °F

Sub Tren B

Duty (Capacidad de funcionamiento): $6.02 \cdot 10^6$ BTU/h

UA (Coeficiente de Transferencia): $3.92 \cdot 10^5$ BTU/°F*h

Mínima Aproximación: 8.46 °F

LMTD (Temperatura media logarítmica): 15.35°F

• **Válvula de Expansión Joule Thompson**

$\Delta P = 26$ psi (Valor tomado para ambos Sub Trenes.)

• **Entrada Separador Frío 2-V2-A**

Sub Tren A

Temperatura: -4.24 °F

Presión: 1119 psia

Flujo Molar: 174.5 MMSCFD

Fracción de Vapor: 0.95

• **Separador Frío 2-V2-A - 2-V2-B**

Sub Tren B

$$\Delta P_{tubos} = 4.5 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{coraza} = 0 \text{ psi}$$

Sub Tren B

Temperatura: -4.36 °F

Presión: 1122 psia

Flujo Molar: 174.5 MMSCFD

Fracción de Vapor: 0.95

El separador frio se cambia por un filtro simple bifásico

Sub Tren A

$$\Delta P_{tubos} = 0 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{salida \text{ de gas}} = 165.3 \text{ MMSCFD}$$

• **Entrada Filtro 2-F2-A – 2-F2-B**

Sub Tren A

Temperatura: -4.24 °F

Presión: 1119 psia

Flujo Molar: 165.38 MMSCFD

Fracción de Vapor: 1

Sub Tren B

$$\Delta P_{tubos} = 5.0 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{salida \text{ de gas}} = 165.3 \text{ MMSCFD}$$

Sub Tren B

Temperatura: -4.36 °F

Presión: 1122 psia

Flujo Molar: 165.36 MMSCFD

Fracción de Vapor: 1

LÍNEA DE GAS DE VENTA TREN 2

- **Temperatura: 86.4 °F**
- **Presión: 1098 psia**
- **Flujo Molar: 310.7 MMSCFD**
- **Dew Point Máxima @ 640 psig 23.84 °F.**
- **Cantidad de Agua 4.41 Lb/h -0.0012%**
- **Porcentaje molar de CO₂ 2%**
- **Porcentaje molar de N₂ 0.4%**
- **Cantidad de H₂S: 0**
- **Libre de Líquidos**

PORCENTAJE DE INCREMENTO:

	ANTES	CON LA SIMULACION
CAUDAL:	233,7 [MMSCFD]	310.7 [MMSCFD]

Incremento será:

$$INCREMENTO = \frac{\Delta Caudal}{Caudal \text{ inicial}} * 100\%$$

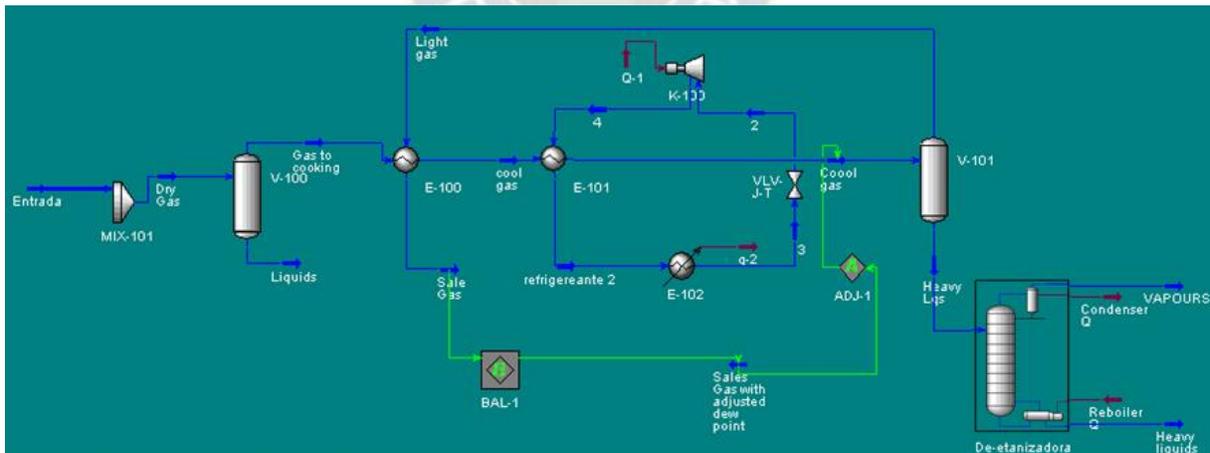
$$INCREMENTO = \frac{310,7 - 233,7}{233,7} * 100\%$$

INCREMENTO = 32,94%

Para el caso del Tren 2, se tuvo que realizar un cambio en la temperatura de salida del sistema de intercambiadores gas/gasolina ya que cuando se aplicó la temperatura de Test Run el sistema votó un error por la aproximación de temperaturas en el intercambiador, lo que pudo ocasionarse ya que los datos del Tren 2 no fueron medidos en Planta sino tomados de sala de control, de todas maneras los valores de dew point del gas de venta se encuentran debajo del máximo al igual que los valores de dióxido y de nitrógeno.

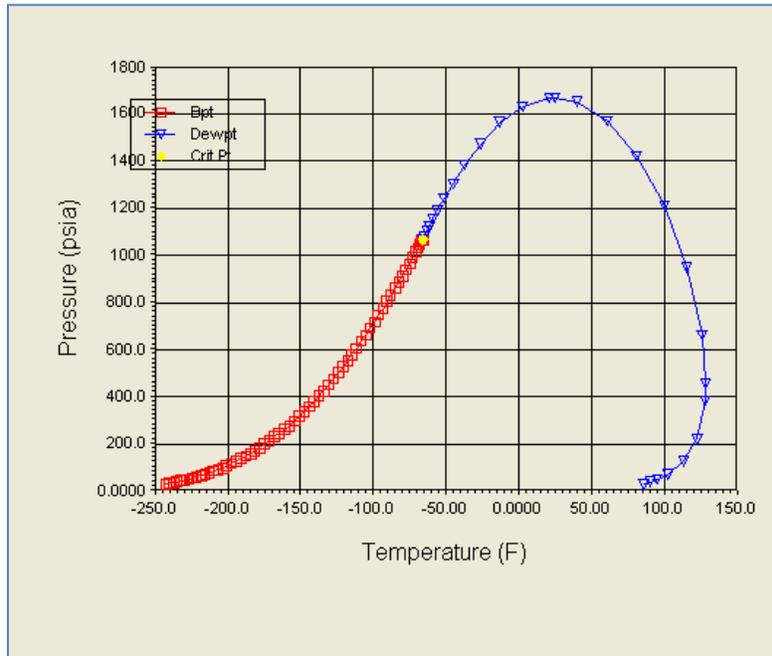
A continuación, en la figura 30 se muestra la simulación final de revamping para el Tren 2

Figura 28 Simulación de la unidad de control de punto de rocío



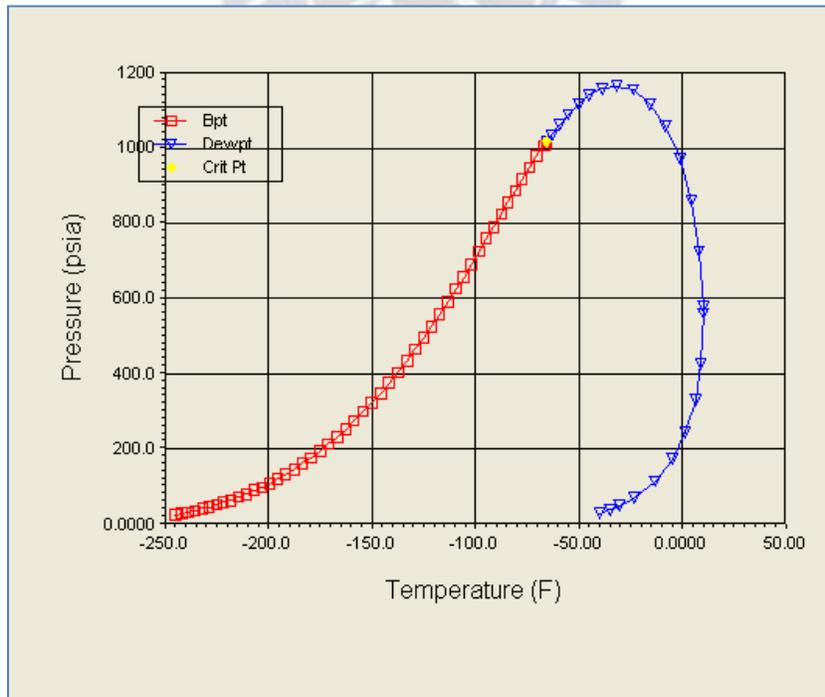
Fuente: Elaboración propia

Figura 29 Curva de punto de rocío corriente de entrada



Fuente: Elaborado con base en cálculos realizados

Figura 30 Curva de punto de rocío en la corriente de salida



Fuente: Elaborado con base en cálculos realizados

En las figuras anteriores se puede ver como se ha corregido el punto de rocío de los hidrocarburos en las corrientes de entrada como las corrientes de venta de gas natural

Es importante notar que el programa de Hysys en todas sus versiones elabora automáticamente el balance de materia y el balance de energía para todo proceso que se desee simular. También elabora un reporte en el cual se describe cada una de las corrientes, componentes y dimensionamientos de los equipos, utilizados en la simulación, dicho reporte puede observarse en el Anexo 7 para más detalle de la simulación.

5.10 EQUIPOS UTILIZADOS EN EL PROCESO

La tabla 11 a continuación muestra en resumen los equipos utilizados en la simulación con el costo de cada uno de ellos.

Tabla 25 Costos de los equipos utilizados en la simulación

Equipos	Nº	Precio unitario (\$us)	Precio(\$us)
Separador	2	76,600	153,200
Mixer	1	35,000	35,000
Cooler	1	9,600	9,600
Compresores	1	77,300	77,300
Intercambiador de calor	2	35,000	70,000
Torre de destilación 1	1	970,000	970,000
Válvula JOULE –THOMSON	1	260,000	260,000
total			1,505,100

Fuente: Elaboración propia

El costo de los equipos fue realizado gracias a la página web www.matche.com , en la cual se puede obtener el precio de cada equipo utilizado en procesos químicos.

CAPITULO VI ECONOMIA DEL PROYECTO

6.1. INTRODUCCION

En el capítulo se realizará una evaluación financiera en la cual se utilizarán indicadores de rentabilidad. Los indicadores financieros de evaluación del proyecto mayormente empleado son: valor actual neto (VAN), beneficio costo (B/C) y tasa interna de retorno (TIR).

Una evaluación financiera es contribuir a que los recursos disponibles sean asignados en forma racional y eficiente de un grupo de alternativas de inversión se escogerían aquellos que rindan los máximos beneficios y que a la vez minimizar el costo unitario de producción. Los tipos de evaluación son:

Evaluación Privada: conocida como “evaluación empresarial”, correspondiente al punto de vista propio de la empresa y sus inversionistas privadas quienes efectúan las contribuciones de recursos financieros y reales en calidad de aportes necesarios para la realización del proyecto.

- Los criterios e indicadores usados en la evolución de la empresa son los llamados “análisis beneficio/costo” y se opera con precios de mercado y efecto directo del proyecto.
- Esta evaluación se realiza desde el punto de vista económico y financiero dando un trato especial para cada caso particular.
- Mide el valor del proyecto para un grupo reducido de la sociedad, llamados capitalistas o inversionistas privadas.

Evaluación Pública: conocida como evaluación nacional, es aquella que tiene que ver con proyectos del estado.

- Es la administración pública que participa de los beneficios que genera y los costos requeridos.

6.2. DESCRIPCIÓN DEL FLUJO DE CAJA

El Flujo de Caja es un informe financiero que muestra los flujos de ingreso y egreso de efectivo que ha obtenido una planta. En este capítulo se evaluará la rentabilidad del proyecto, se hará una descripción de la inversión inicial que requiere el proyecto donde se describirá al detalle el precio de todos los artículos que requiere la planta para su puesta en funcionamiento. También se determinará el costo de la mano de obra mensual que se requiere y también el capital de trabajo, así como el financiamiento que se requerirá para afrontar estos gastos.

Cualquiera que sea el tipo y el alcance del proyecto, es indispensable llevar a cabo un análisis económico previo, antes de introducirse en los aspectos técnicos y que la aplicación en el proyecto de una u otra tecnología modificará sin duda el resultado de este análisis económico.

El flujo de caja es la suma de todos los cobros (ingresos) menos todos los pagos (egresos) efectuados durante la vida útil del proyecto de inversión. El flujo de caja se utiliza para estimar las utilidades obtenidas en el horizonte del proyecto y sirve para determinar indicadores de rentabilidad.

Para nuestro flujo de caja necesitamos de ciertas consideraciones tales como los Costos de Capital y Operación, así como también los mercados potenciales para la venta de nuestro producto.

6.2.1. ANALISIS DE COSTOS

6.2.1.1. COSTO INICIAL

El costo inicial está referido a los costos de los equipos, mano de obra, obras civiles, construcción de los ambientes en planta. El precio de todos los equipos se lo refleja en la tabla 23 del anterior capítulo y en la tabla 24

Tabla 26 Costos de los equipos y obras civiles

ITEM	\$US	Bolivianos (Bs)
Precio de todo el equipo	1,505,100	10,520,649
Puesta del equipo	85,300	594,541
Tuberías	40,000	278,800
Obras civiles	31,000	216,070
Acero	140,000	975,800
Instrumentación y control	11,000	76,670
Tendido eléctrico	8,000	55,760
Aislamiento	6,000	41,820
Pintura	1,400	9,758
TOTAL	1827800	12776322

Fuente: Elaboración propia

6.2.1.2. COSTO DE PRODUCCIÓN

El costo de producción son aquellos costos generados a lo largo de un ciclo de trabajo los cuales son necesarios para el desarrollo del plan. Para el análisis de costos de producción se tomará en cuenta el costo de las materias primas que intervienen en el proceso (metanol, agua, electricidad, combustible), los cuales son importantes para el proyecto, también son importantes el costo de los equipos y las obras civiles que se ejecuten. Por otra parte, se tienen los costos y salarios del personal, el cual tiene que ser altamente capacitado para operar la planta en todos sus turnos, tomando como punto de partida la escala salarial que presenta el ministerio de Hidrocarburos y Energía. Los costos por concepto de materia prima y energía en el proceso se ven a continuación

Tabla 27 Costo de materia prima involucrada en el proceso y energía

Descripción	Precio	Cantidad	Dólares (\$us)	Bolivianos (Bs)
Propano	0.65 \$us/GAL	58469.221	38,004.998	265,654.904
Electricidad	0.044 \$/Kwh	13846784 KWh/año ⁹	1,827,776	12,776,1543240
Combustible	1.2314 \$/MMBTU	316200MMBTU/año	389,368.68	2,721,687.073
TOTAL			2,255,149.678	15,763,496.249

Fuente: Elaboración propia

⁹ Ver reporte de Hysys Anexo 7

Los costos por concepto de sueldos y salarios se ven a continuación:

Tabla 28 Sueldo y salarios del personal del área productiva

Nivel Salarial	Descripción del cargo o puesto	N° de Personal	Sueldo Mensual	Costo Mensual	Costo Anual
1	Jefe de Unidad	11	12,000	132,000	158,4000
5	Profesional (*)	6	10,000	60,000	720,000
6	Profesional I	8	8,000	64,000	768,000
7	Profesional II	5	8,000	40,000	480,000
8	Profesional III	9	7,000	63,000	756,000
9	Profesional IV	4	7,000	28,000	336,000
10	Profesional V	9	7,000	63,000	756,000
11	Profesional VI	8	7,000	56,000	672,000
16	Técnico I	10	6,000	60,000	720,000
17	Técnico II	14	6,000	84,000	1,008,000
18	Técnico III	13	6,000	78,000	936,000
Total, Costo Anual (Bs)					8,736,000 Bs

Fuente: Ministerio de Hidrocarburos y Energía.

Por lo tanto, el costo total de producción será la suma de los costos de sueldos y salarios más los costos por concepto de materia prima y energía más los costos de obras civiles y equipos, el cual se muestra a continuación.

Tabla 29 Costo total de producción

Costo	Dólares(\$us)	Bolivianos
materia prima y energía	2,255,149.678	15,763,496.249
Sueldo y salarios	1,253,372	8,736,000
Total	3,508,521.678	24,524,566.529

Fuente: Elaboración propia

6.2.2.2. COSTO ADMINISTRATIVO

Son costos que se generan como adición a una unidad o equipo de trabajo en el que se espera que el desempeño sea el más adecuado para tal situación a lo largo de un ciclo de trabajo.

Tabla 30 Sueldos y salarios del personal administrativo

Nivel Salarial	cargo o puesto	PERSONAL	Sueldo Mensual	Costo Mensual	Costo Anual
1	Gerente General	1	14,000	14,000	168,000
4	Jefe de Unidad	7	13,000	91,000	1,092,000
6	Profesional I	5	11,000	55,000	660,000
17	Administrativo I	7	11,000	77,000	924,000
18	Administrativo II	7	10,000	70,000	840,000
19	Administrativo III	8	10,000	80,000	960,000
20	Administrativo IV	11	10,000	110,000	1,320,000
21	Administrativo V	11	9,000	99,000	1,188,000
22	Administrativo VI	12	9,000	108,000	1,296,000
Total Costo Anual					8,448,000

Fuente: Elaboración propia

Tabla 31 Gastos generales de administración

Descripción	Costo Mensual	Costo Anual
Fax, Internet	1000	12,000
Otros gastos	2000	24,000
Teléfono	2000	24,000
Total, gastos generales de administración (Bs)		60,000

Fuente: Elaboración propia

Los gastos generales de administración fueron estimados, en comparación a otras empresas del mismo rubro.

Finalmente:

Tabla 32 Costo de administración en el proceso.

	Bolivianos	Dólares(\$us)
Sueldos y Salarios del sector Administrativo	8,448,000	1,212,051.65
Gastos Generales de Administración	60,000	8,608.321
Costo Total de Administración	8,508,000	1,220,659.971

Fuente: Elaboración propia

6.2.2.3. COSTO COMERCIALIZACIÓN

Tabla 33 Sueldos y salarios del personal del área de comercialización.

Nivel Salarial	Cargo o puesto	N° de Personal	Sueldo Mensual (Bs)	Costo Mensual (Bs)	Costo Annual (Bs)
1	Gerente de distribución	1	14000	14,000	168,000
4	Jefe de Comercialización	3	12,000	36,000	432,000
6	Profesional I	5	10,000	50,000	600,000
7	Profesional II	5	10,000	50,000	600,000
8	Profesional III	6	10,000	60,000	720,000
Total Costo Anual					2,520,000

Fuente: Elaboración propia.

NOTA: El cuadro anterior se realizó en base a la escala salarial que presenta el Ministerio de Hidrocarburos y Energía

6.2.3. INGRESO BRUTO Y FLUJO DE CAJA DEL PROYECTO

Por la venta del Gas Natural se recibirá un ingreso bruto que desde el año de inauguración de la planta y será por el volumen de 228.6MM scf/día. La tabla que se verá a continuación refleja los ingresos brutos, que no será más que la capacidad multiplicada por el precio:

Tabla 34 Ingreso monetario bruto después del proceso

año	capacidad (MMBtu/año)	precio (\$us/MMBtu)	Ingreso bruto (\$us)
1	85,107,780	2.8	238301784
2	85,107,780	2.8	238301784
3	85,107,780	2.8	238301784
4	85,107,780	2.8	238301784
5	85,107,780	2.8	238301784
6	85,107,780	2.8	238301784
7	85,107,780	2.8	238301784
8	85,107,780	2.8	238301784
9	85,107,780	2.8	238301784
10	85,107,780	2.8	238301784

Fuente: Elaboración propia

Tabla 35 Flujo de caja, TIR y VAN

año	ingreso bruto (\$us)	(-) 25%(impuestos)	(-) regalías 1%	costos de operación (\$us)	costos de administración(\$us)	costo de comercialización (\$us)	Ingresos después de costos e impuestos(\$us)	Ingresos acumulados (\$us)
0				1827800			-1827800	-1827800
1	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	173508666
2	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	348845131
3	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	524181597
4	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	699518063
5	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	874854528
6	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	1050190994
7	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	1225527460
8	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	1400863925
9	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	1576200391
10	238301784	178726338	176939075	176918675	1220659,97	361549	1753336465,7	1751536857
			TIR	25%		VAN	\$b 1.642.413.130,21	

Fuente: elaboracion propia

6.2.3.1. VALOR ACTUAL NETO (VAN)

Para el análisis del flujo de caja, se estimó un periodo de 10 años, manteniendo constante la tasa de la demanda de 10% lo que se puede apreciar en la tabla anterior.

Para analizar la viabilidad el proyecto se debe determinar el valor actualizado neto (VAN) mediante la siguiente fórmula:

$$VAN = \sum_{n=0}^{n=j} \frac{CLN_n}{(1+t)^n}$$

Donde:

CLN_n = corriente de liquidez anual neta en los años $n = 1, 2, \dots, j$

t = tasa límite de rentabilidad

Si el VAN calculado es positivo el proyecto puede considerarse aceptable, si el VAN es negativo el proyecto debe descartarse.

El valor actual neto es muy importante para la valoración de inversiones en activos fijos, a pesar de sus limitaciones en considerar circunstancias imprevistas o excepcionales de mercado. Si su valor es mayor a cero, el proyecto es rentable, considerándose el valor mínimo de rendimiento para la inversión.

Una empresa suele comparar diferentes alternativas para comprobar si un proyecto le conviene o no. Normalmente la alternativa con el VAN más alto suele ser la mejor para la entidad; pero no siempre tiene que ser así. Hay ocasiones en las que una empresa elige un proyecto con un VAN más bajo debido a diversas razones como podrían ser la imagen que le aportará a la empresa, por motivos estratégicos u otros motivos que en ese momento interesen a dicha entidad.

Puede considerarse también la interpretación del VAN, en función de la Creación de Valor para la Empresa:

- Si el VAN de un proyecto es Positivo, el proyecto Crea Valor.

- Si el VAN de un proyecto es Negativo, el proyecto Destruye Valor.
- Si el VAN de un proyecto es Cero, el Proyecto No Crea ni Destruye Valor.

En la tabla XX el valor VAN es positivo lo que indica que se recuperó la inversión inicial y además obteniendo un remanente sobre el retorno requerido.

6.2.3.2. TASA INTERNA DE REGRESO O RETORNO (TIR)

La tasa interna de retorno también es conocida como la tasa de rentabilidad producto de la reinversión de los flujos netos de efectivo dentro de la operación propia del negocio y se expresa en porcentaje. También es conocida como Tasa crítica de rentabilidad cuando se compara con la tasa mínima de rendimiento requerida (tasa de descuento) para un proyecto de inversión específico.

La evaluación de los proyectos de inversión cuando se hace con base en la Tasa Interna de Retorno, toma como referencia la tasa de descuento. Si la Tasa Interna de Retorno es mayor que la tasa de descuento, el proyecto se debe aceptar pues estima un rendimiento mayor al mínimo requerido, siempre y cuando se reinviertan los flujos netos de efectivo. Por el contrario, si la Tasa Interna de Retorno es menor que la tasa de descuento, el proyecto se debe rechazar pues estima un rendimiento menor al mínimo requerido.

$TIR \geq 15\%$ Se acepta el proyecto

$TIR < 15\%$ Se rechaza el proyecto

La tasa interna de retorno es de 21%, por lo tanto, se acepta el proyecto, con un periodo de recuperación de 1 años.

CAPITULO VII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1. CONCLUSIONES

De la elaboración del proyecto se concluye lo siguiente:

- Mediante el estudio de los diagramas de bloques y de flujo de proceso en la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío de la Planta de Tratamiento de Gas Sábalo, se analizó cada una de las corrientes que intervienen en el mismo y se revisaron las hojas de datos de los equipos en la Unidad para una mejor comprensión acerca de su rol en el proceso de ajuste de punto de rocío del gas; de esta manera se conoce que la Planta cuenta con dos Trenes operando actualmente en condiciones similares y con equipos de características iguales para cada Tren, teniendo como punto de especificación de venta de gas el punto de rocío máximo de 32 °F a 640 psig.
- A través del uso óptimo del paquete de simulación Hysys se logra tener un panorama actual del funcionamiento de la Planta, teniendo el cuidado de cargar los datos reales obtenidos del Test Run, lo cual permitió conocer las condiciones de temperatura, presión y caudales de las corrientes que interviene en el proceso para determinar los volúmenes actuales de venta de Gas Natural.
- Enfocando a detalle los resultados actuales obtenidos por el simulador Hysys para el funcionamiento de equipos se detectó problemas en los valores de pérdida de presión de los intercambiadores de calor, fruto de un posible ensuciamiento en los tubos internos por restos de parafina, no teniéndose problemas con los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor, que resultan ser similares a los de diseño; en los equipos de separación se detectaron problemas en los separadores de salida de gas, encontrando valores para la constante de separación muy elevados, con lo que se infiere que existe un arrastre de partículas líquidas y una saturación de los mismos.

- Conjunto al trabajo de esquematización de los cambios finales de revamping se realizó la nueva simulación de la Unidad, y de esta manera se logró aumentar el volumen de gas de venta de una cifra de 223.4 MMSCFD (Millones de pies cúbicos en condiciones estándar) a 290.2 MMSCFD (Millones de pies cúbicos en condiciones estándar) para el Tren 1 y desde 255.8 MMSCFD a 310.7 MMSCFD para el Tren 2; constatando así que efectivamente se incrementa en un 30% los volúmenes de gas de venta con temperaturas de Dew Point de 24,2 °F a 640 psig.; para ambos trenes de la Unidad.
- De acuerdo a los valores de los balances de masa nuevos y la alternativa final de cambio en la Unidad, se logró verificar el funcionamiento de los equipos de la Unidad de Ajuste de Punto de Rocío, constatando que evidentemente se optimiza el funcionamiento de los equipos, permitiendo un mejor rendimiento durante el proceso de Ajuste de Punto de Rocío de Gas.
- Con la estimación económica realizada en el Capítulo V del presente trabajo, se logra demostrar que para el caso de aumento en 30% de volumen el análisis de revamping resulta ser una alternativa mucho más económica que la implementación de un Nuevo Tren en la Unidad con todos los equipos nuevos; teniendo cifras de estimación de 6'004.832 [\$\$\$] y 4'768.800 [\$\$\$] para el Nuevo Tren y para la alternativa final de revamping respectivamente.
- Se realizó el estudio de mercado para el gas natural y se vieron las perspectivas actuales y futuras por lo que se concluye que es necesario incrementar las reservas de Gas Natural, dado que Bolivia es un país que tienen una política netamente extractivista lo que significa que depende enteramente del dinero que industria petrolera proporciona. Es importante salir de esa dependencia y ampliar el rango de ingresos del país, de lo contrario Bolivia se verá en una crisis tremenda para los siguientes años.
- Se llegó a estudiar los procesos de tratamiento de gas natural que se llevan a cabo en la planta de tratamiento de gas natural en el campo sábalo y se llegó a analizar los distintos arreglos tecnológicos que se tiene para la unidad

de reducción de punto de rocío seleccionando a la tecnología Joule – Thomson como las más adecuada para el proyecto.

- Se realizó el flujo de caja respectivo para el proyecto obteniendo así los indicadores económicos que muestran que el proyecto es rentable debido al bajo que este tiene

7.2. RECOMENDACIONES

- Las reservas de gas natural en Bolivia van declinando continuamente lo que obliga al estado a invertir más en exploración. La exportación de gas natural hacia los países de Brasil y Argentina no ha facilitado la situación del país, el gas natural tiene que ser industrializado adecuadamente dándole así un valor agregado y generar recursos para el país. Pero la situación podría cambiar en el año 2019, año en el cual se termina el contrato de exportación de gas natural, esta puede ser una alternativa para asegurar la materia prima de nuevos proyectos para su industrialización. La exploración y producción de nuevos campos es necesaria para mantener las reservas en un nivel en el que pueda asegurarse el futuro de Bolivia. Por lo tanto, es importante el descubrimiento de nuevas reservas de gas y petróleo así mismo es necesario elaborar proyectos a favor del estado para la obtención de productos petroquímicos tanto finales como intermedios que son de vital importancia para industrializar el Gas Natural.

BIBLIOGRAFIA.

/1/ ALVAREZ, G., D., "Propileno"; Petroquímica Básica; Universidad Mayor de San Andrés, Facultad de Ingeniería; (2011).

/2/ BASS, B.M., et al.; Selecting Foreign Plant Sites: Economic, Social and Political Considerations; Academy of Management Journal; vol.20; EEUU; (1977).

/3/ BIAGIO, F.; Latinoamérica en primer Plano; Business News Américas;pj2-5;(2012).

/4/ BOWMAN, B.; "Benefits of Using Deliquescing Desiccants for Gas

/5/ BRUCE, E., R.; Olefin/Paraffin Separation Technology: A Review. Industries Enginnering Chemical Research; Disponible en: <http://pubs.acs.org/doi/pdf/10.1021/ie00022a002>; (1993).

/6/ CAMPBELL, J. M.; Gas conditioning and processing, Volume 1: Basic Principles; 8th Ed., John M. Campbell and Company, Norman, Oklahoma, USA, 2001

/7/ CRAM, Donald J.; Hammond, George S.: Química Orgánica, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, (1963).

/8/ CAMARASA, E., A.; Contribución al estudio de Plantas Químicas Multiproducto de Proceso discontinuo; Barcelona-España; 1994.

/9/ CARCAÑO, R., J.; Estudio de Factibilidad para la instalación de una planta recicladora de envases PET; Tesis Disponible en: <http://tesis.ipn.mx/jspui/handle/123456789/4504>; México D.F.; (2009).

/10/ CRYSTAL BALL 7.2; Guía de Inicio; Disponible en: <http://www.softonic.com/s/crystal-ball-7.2>.

/11/ Domínguez, R., Y.; PDVSA, entre la crisis y la lucha por reflotar; Energy Press; 2013.

/12/ ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION; Natural Gas and the Environment; Disponible en: <http://www.eia.gov/> Estados Unidos; (1998).

/13/ GPSA Engineering Data Book; Gas Processors Suppliers Association; Tulsa, Oklahoma, 12th Edition; (2004);

/14/ HARITZ, U.,O.;Proyecto de automatización de una columna de destilación Etano-Etileno Propano-Propileno; Proyecto de grado Universidad Rovira I Virgili; [Cataluña- España](#) ; (2003).

/15/ HEREDIA, R., E.; Industrialización del Gas Natural para la obtención de Metanol a escala convencional; Proyecto de Grado; Universidad Mayor de San Andrés; La Paz-Bolivia; (2012).

/16/ Higgins, R., A.; Engineering Metallurgy; Vol. 1, Cap. XIII: Alloy Steels. Fifth Edition. Hodder & Stoughton, Suffolk, Gran Bretaña ;(1987).

/17/ HUSSAIN, S., et al.; Dehydration of Methanol to Dimethyl ether, Ethylene and Propylene over Silica-Doped Sulfated Zirconia; Universidad de Alberta; Soc.; Vol 27; Alberta-Canadá; (2006).

/18/ ICF; 2013 Natural Gas Market Outlook; Disponible en: <http://www.gascouncil.org/industry-resources/naturalgas-market-outlook/> ; (2013).

/19/ IGLESIAS, O.; Conceptos básicos de simulación de procesos en simuladores modulares; Universidad Nacional de La Plata; 1a ed.; La Plata-Argentina; (2013).

/20/ JAMANCA, E., A.; Simulación de procesos aplicado a la industria usando ASPEN HYSYS V8.0; Universidad Nacional José Faustino Sánchez Carrión; Huacho, Perú;(2013).

/21/ KIDNAY; A.J.; Fundamentals of Natural Gas Processing ; Taylor and Francis Group ; Estados Unidos , (2006).

/22/ McCabe, W., et al.; Operaciones unitarias en Ingeniería Química; Mc-Graw Hill; Cuarta edición; España;(1991).

/23/ MINISTRY OF ECONOMY, TRADE AND INDUSTRY; Forecast of Global Supply and Demand Trends for Petrochemical Products; Disponible en <http://www.meti.go.jp/english/information/downloadfiles/cForecastPetrocheme.pdf>; Tokio – Japón; (2013).

/24/ Naciones Unidas; Manual de preparación de estudios de viabilidad industrial; ONUDI ;(1978).

/25/ PEGALAJAR, M., Q.; Análisis de Series. Modelos Heterocedásticos; Tesis de Maestría; Universidad de Granada; Granada – España; 2003.

/26/ SAPAG, CH., N.; Preparación y Evaluación de Proyectos; México, DF; Mc.GrawHill; Segunda Edición; (1991).

/27/ SEGOVIA, D., A.; Desactivación de la zeolita ZSM-5 en la conversión de mezclas acetona /n-Butanol en Hidrocarburos; Tesis Magistral; Universidad de Castilla – España; (1996).

/28/ TAPIA,H.; Abastecimiento de Gas Natural; Universidad Católica de Santiago ;disponible en : www2.ing.puc.cl ,(2007).

/29/ TREYBAL, R. ; Operaciones de transferencia de masa ; Mc-Graw Hill; Segunda edición; México ;(1999).

/30/ VICEMINISTERIO DE DESARROLLO ENERGÉTICO; Estrategia Boliviana de Hidrocarburos; ZOON-Estudio; Bolivia, (2008).

/31/ WADE, L., G., JR.; *Química Orgánica*; PEARSON EDUCACIÓN, S. A., Madrid, Quinta Edición; (2004).

/32/ YPFB; Plan de Inversiones 2009-2015; YPFB CORPORACIÓN 2009-2015; Bolivia (2009).

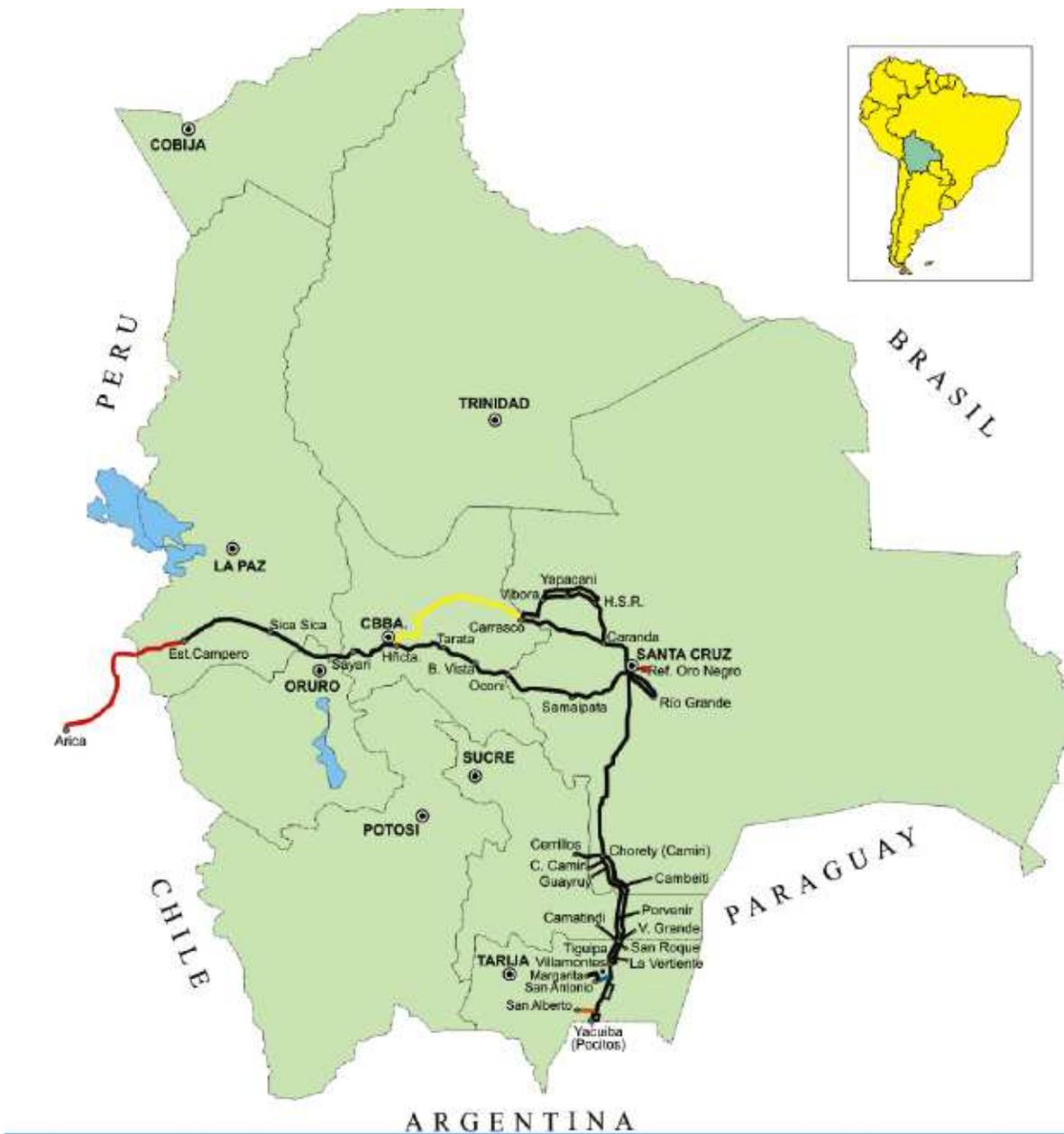
/33/ Zhang M. A; Catalyst annual cost; Dierks; Wang;(2013).

ANEXOS

ANEXO 1

Red de oleoductos y gasoductos de Bolivia

Red de oleoductos y gasoductos de Bolivia



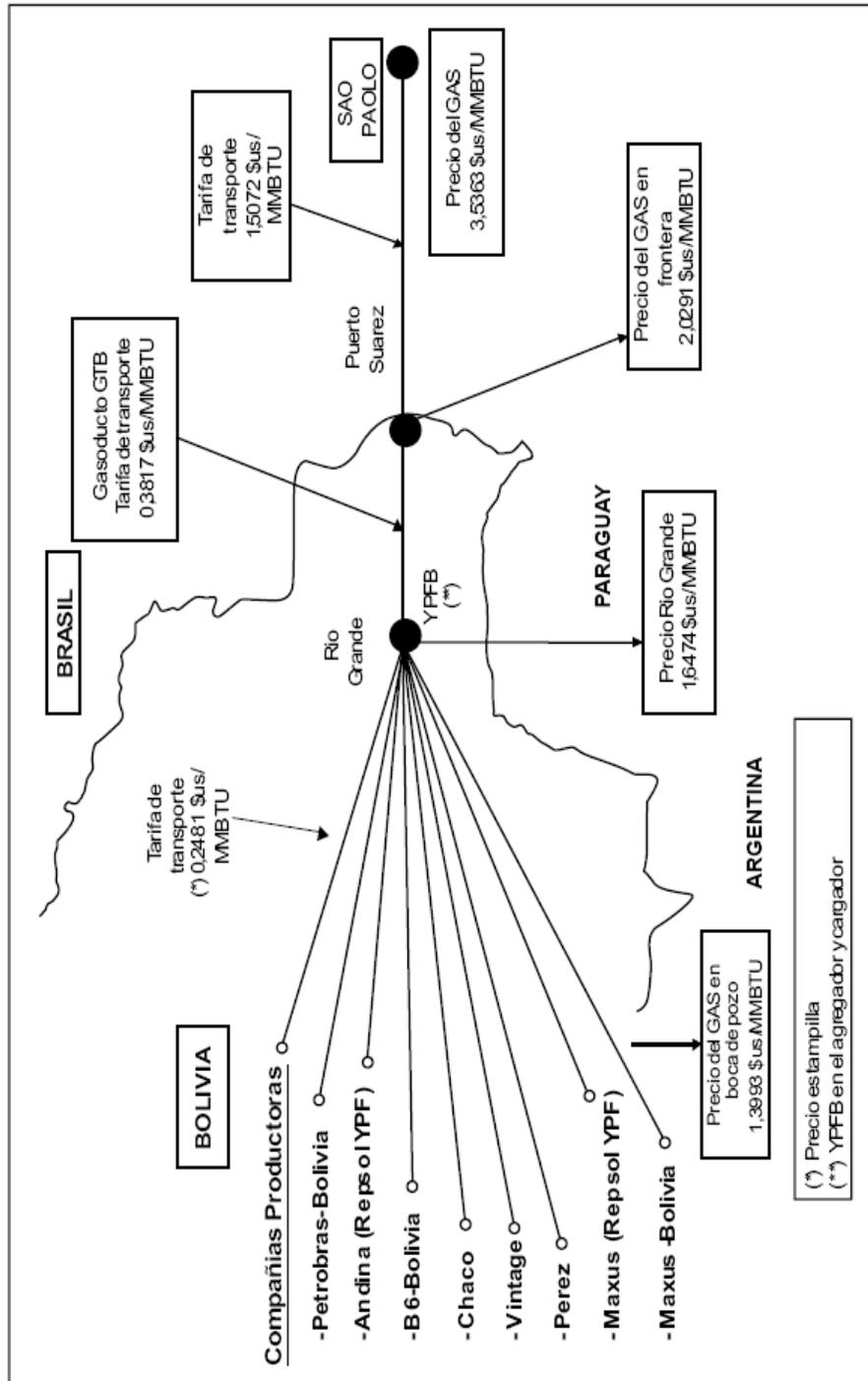
	Concesionario	Longitud	
	En Operación	Transredes S.A.	2,028 Km
	En Operación	YPFB (Opera Transredes)	212 Km
	En Operación	Petrobras (Lateral)	25 Km
	Sin Operación	Transredes	247 Km
	En Operación	Petrobras (Lateral)	26 Km
	En Construcción	Maxus Bolivia Inc (Lateral)	50 Km
	En Operación	Oro Negro S.A. (Ducto Menor)	0.3 Km

Fuente: YPFB – MHE

ANEXO 2

Cadena de exportación de Gas Natural al Brasil

Cadena de exportación de Gas Natural al Brasil

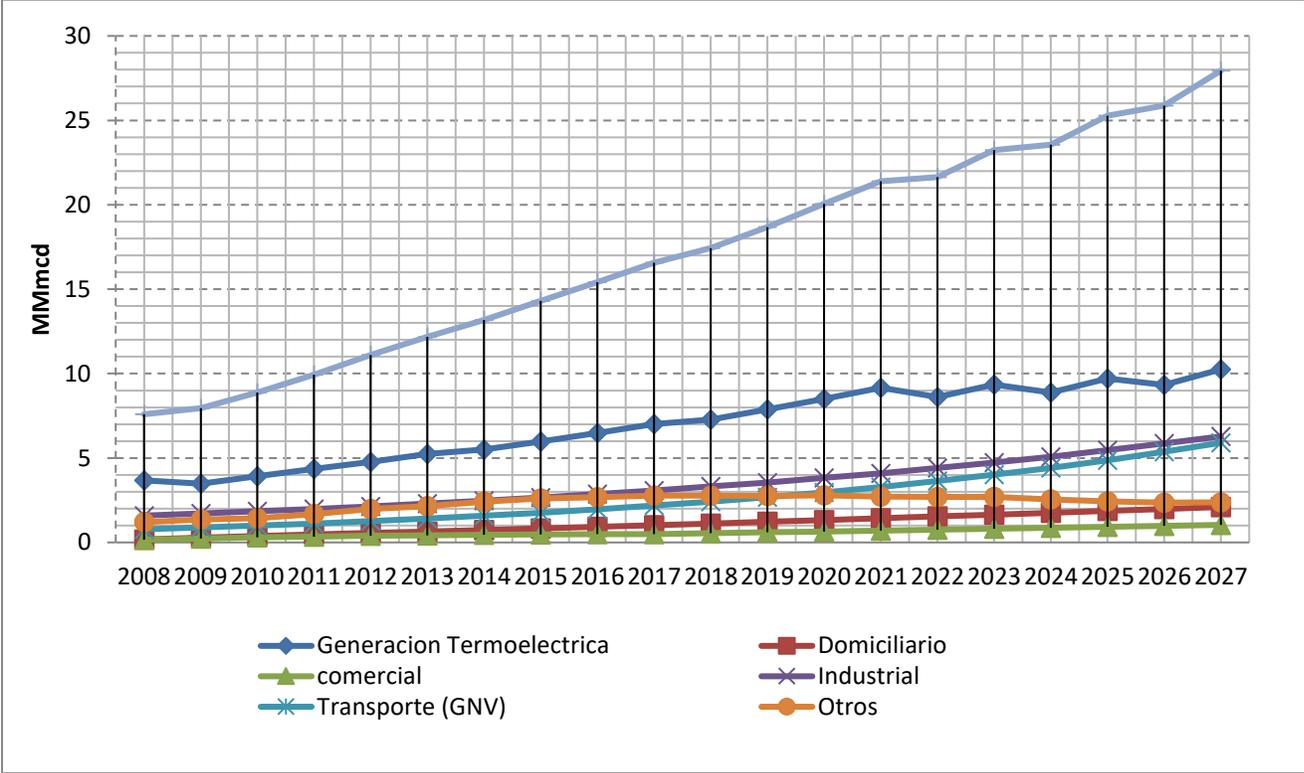


Fuente: VILLEGAS, C.; Privatización de la industria petrolera en Bolivia; CIDES-UMSA;

ANEXO 3

Proyección del consumo de gas natural por sector en Bolivia

Proyección del consumo de gas natural por sector en Bolivia

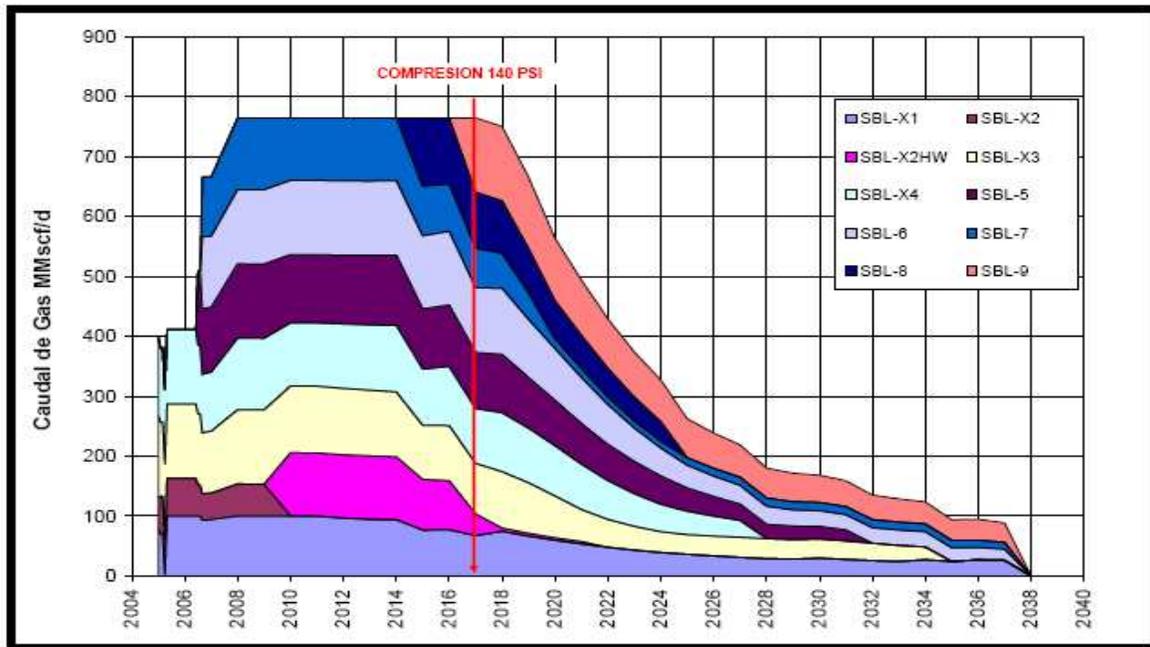


Fuente YPFB; Plan de Inversiones 2009-2025; YPFB CORPORACIÓN 2009-2025;

ANEXO 4

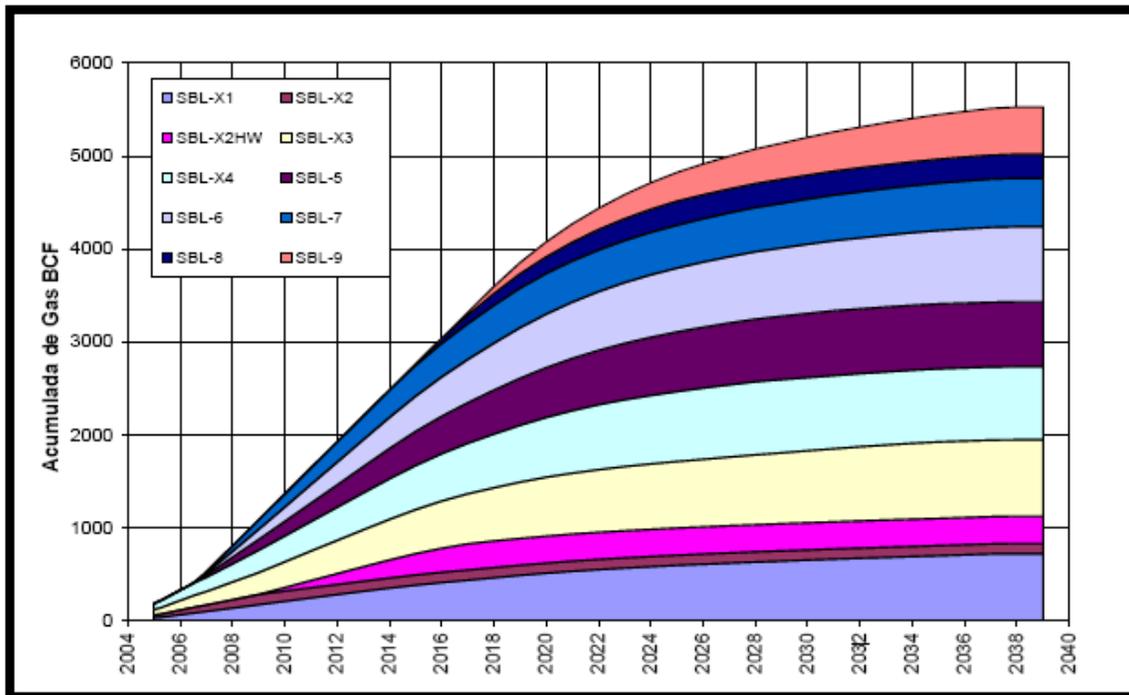
**Pronostico de producción de gas de los pozos en
el campo sábalo**

PRONOSTICO DE PRODUCCION DE GAS



Fuente Ministerio de Hidrocarburos y Energía.

PRONOSTICO DE PRODUCCION ACUMULADA DE GAS

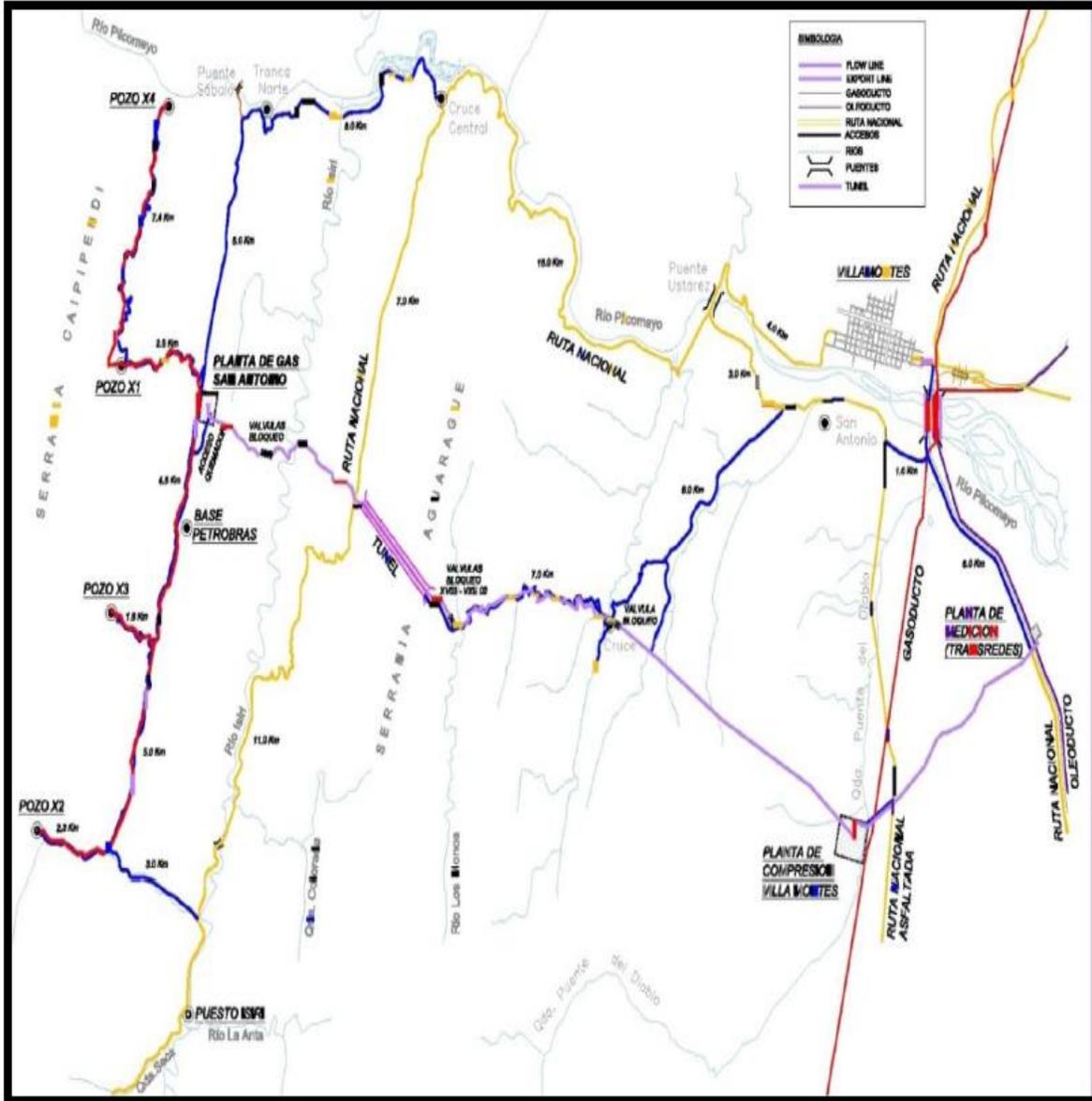


Fuente Ministerio de Hidrocarburos y Energía

ANEXO 5

Layout flow line y ductos del bloque san antonio

BLOQUE SAN ANTONIO



Fuente Ministerio de Hidrocarburos y Energía

ANEXO 6

Tablas para el diseño de torre de destilación

Tabla 6.1 Condiciones y dimensiones generales recomendadas para las torres de platos

1. Espaciamiento de los platos

Diámetro de la torre, T		Espaciamiento de la torre, t	
m	ft	m	in
1 menos	4 menos	0.15	6 mínimo
1-3	4-10	0.50	20
3-4	10-12	0.60	24
4-8	12-24	0.75	30
		0.90	36

2. Flujo del líquido

a. No superior a $0.015 \text{ m}^3/(\text{m diam}) \cdot \text{s}$ ($0.165 \text{ ft}^3/\text{ft} \cdot \text{s}$) para platos de flujo transversal de un solo paso

b. No superior a $0.032 \text{ m}^3/$ longitud de derramadero ($0.35 \text{ ft}^3/\text{ft} \cdot \text{s}$) para otros.

3. Sellado de los vertederos

a. Vacío, n , 5 mm **minimum**, 10 de **preferencia** ($\frac{1}{4}$ - $\frac{1}{2}$ in)

b. Presión atmosférica y superior, 25 mm mínimo, 40 mm de preferencia (1-1.5 in)

4. Longitud del derramadero para derramaderos rectangulares rectos, **platos** de flujo **transversal**, **0.6T** a **0.8T**, **0.7T** típica

Longitud del derramadero W	Distancia desde centro de la torre	Porcentaje del brea de la torre utilizada por un vertedero	%
0.55 T	0.4181 T	3.877	
0.60 T	0.3993 T	5.257	
0.65 T	0.25167	6.899	
0.70 T	0.3562 T	8.808	
0.75 T	0.32% T	11.255	
0.80 T	0.1991 T	14.145	

5. Caída de presión normal por plato

Presión total	Caída de presión
35 mmHg abs	3 mm Hg o menos
1 std atm	500-800 N/m² (0.07-0.12 lb _f /in ²)
$2 \times 10^6 \text{ N/m}^2$	1000 N/m ²
300 lb _f /in ²	0.15 lb _f /in ²

Los platos generalmente están hechos de hojas metálicas y, si es necesario, de aleaciones especiales; el espesor depende de la rapidez de corrosión prevista. Los platos deben endurecerse y sujetarse (véase, por ejemplo, la figura 6.14); deben unirse a la cubierta, con el fin de prevenir el movimiento debido a oleadas de gas;

FUENTE:(TREYBAL, 1988)

Tabla 6.2 Dimensiones recomendadas para torres de platos perforados

1. Constantes de inundación C_F [Eqs. (6.29) and (6.30)], $d_o < 6 \text{ mm } (\frac{1}{4} \text{ in})$

Rango de $\frac{A_o}{A_a}$	Rango de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$	Unidades de t	Unidades de o	Unidades α, β de V_F	
> 0.1	0.01–0.1, utilizar valores en 0.1				
	0.1–1.0	m	N/m	m/s	$\alpha = 0.0744t + 0.01173$ $\beta = 0.0304t + 0.015$
		en	dinas/cm $\times 10^{-3}$	ft/s	$\alpha = 0.0062t + 0.0385$ $\beta = 0.00253t + 0.050$

< 0.1 Multiplicara α y β por $5A_o/A_a + 0.5$

2. Diámetro el orificio, espesor del plato

Diámetro del orificio		Espesor del plato/diam. orif.		
m	in	Acero	inoxidable	acero al carbón
3.0	$\frac{1}{8}$	0.65		
4.5	$\frac{3}{16}$	0.43		
6.0	$\frac{1}{4}$	0.32		
9.0	$\frac{3}{8}$	0.22		0.5
12.0	$\frac{1}{2}$	0.16		0.38
15.0	$\frac{5}{8}$	0.17		0.3
18.0	$\frac{3}{4}$	0.11		0.25

3. Profundidad del líquido

50 mm (2 in) mínimo 100 mm (4 in) máximo

4. Área activa típica

Diámetro de la torre		$\frac{A_a}{A_t}$
m	ft	
1	3	0.65
1.25	4	0.70
2	6	0.14
2.5	8	0.76
3	10	0.78

FUENTE: (TREYBAL, 1988)

Cel: 79581005

Correo: rogerin207@gmail.com