

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“DISEÑO DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE
GAS NATURAL Y LÍQUIDOS DE GAS NATURAL, A
PARTIR DEL GAS NATURAL HÚMEDO
PROVENIENTE DEL LOTE 58”**

TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE

INGENIERO QUÍMICO

SANTARIA VARGAS, TEODORO DAVID

ASESOR: ING. CARLOS ERNESTO ANGELES QUEIROLO

Callao, noviembre, 2017

PERÚ

PROLOGO DEL JURADO

La presente Tesis fue sustentada por el señor bachiller **SANTARIA VARGAS TEODORO DAVID** ante el **JURADO DE SUSTENTACIÓN DE TESIS** conformado por los siguientes Profesores Ordinarios:

ING. LUIS AMÉRICO CARRASCO VENEGAS	: PRESIDENTE
ING. LEONARDO FELIX MACHACA GONZALES	: SECRETARIO
ING. FABIO MANUEL RANGEL MORALES	: VOCAL
ING. CARLOS ERNESTO ANGELES QUEIROLO	: ASESOR

Tal como está asentado en el Libro de Actas N° 2 de Tesis sin Ciclo de Tesis Folio N°99 y Acta N° 282 de fecha **OCHO DE NOVIEMBRE DE 2017**, para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico en la modalidad de Titulación de Tesis sin Ciclo de Tesis, de conformidad con lo establecido por el Reglamento de Grados y Títulos aprobado por Resolución N° 135-2017-CU de fecha 22 de junio de 2017 y modificado por Resolución N° 631-2017-R de fecha 24 de julio de 2017.

DEDICATORIA

Con todo cariño y amor a esas personas importantes en mi vida, quienes siempre estuvieron listas para brindarme su apoyo, tiempo; en especial a mi madre quien por ella he llegado a donde estoy. Ahora es mi turno de regresar un poquito de todo lo inmenso que me han otorgado. Está tesis se las dedico a ustedes.

AGRADECIMIENTO

En primer lugar, me gustaría agradecer a Dios por bendecir a mi familia y a mí, porque hizo realidad este sueño anhelado.

A la Universidad Nacional del Callao y quienes la integran, ya que me brindaron apoyo y oportunidades durante mi formación académica.

Al Ing. Carlos Ernesto Ángeles Queirolo, por su tiempo e indicaciones, quién me asesoró durante la presentación del proyecto de tesis y en el desarrollo de la misma; a la Ing. Consuelo Graus Vásquez y al Ing. Manuel Chávarry, especialistas en gas natural, quienes me guiaron con sus conocimientos y experiencia en el procesamiento de gas natural para la culminación satisfactoria del presente trabajo.

Por último, la persona más importante de mi vida, mi madre, quien con sus consejos, apoyo emocional y económico supieron brindarme los principios y valores que me han permitido llegar hasta aquí, y a todos los amigos que conocí durante la etapa de formación académica y de investigación.

Son muchas las personas que han formado parte de mi vida profesional a las que me encantaría agradecer su amistad, consejos, apoyo, ánimo y compañía en diversos momentos de mi vida, sin importar en donde estén quiero darles las gracias por todo lo que me han brindado, sus bendiciones y buenos deseos.

ÍNDICE

INDICE DE TABLAS	6
INDICE DE FIGURAS	10
INDICE DE GRÁFICOS	14
Resumen	15
Abstract.....	16
INTRODUCCIÓN	17
I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	19
1.1 Identificación del problema.....	19
1.2 Formulación del problema	21
1.3 Objetivos de la investigación	22
1.4 Justificación.....	22
II. CREACIÓN, ORGANIZACIÓN, PLANIFICACIÓN Y EVALUACIÓN PARA LA INSTALACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO	24
2.1 Creación	24
2.1.1 Descripción de los productos.....	24
2.1.2 Estudio de mercado.....	25
2.2 Demanda de gas natural en el Perú.....	27
2.3 Exportación de gas natural en el Perú	31
2.4 Contrato de licencia del Lote 58.....	35
2.5 Ubicación del Lote 58.....	37
2.6 Organización	39
2.7 Planificación	40
2.8 Programación.....	40
III.INGENIERÍA DEL PROCESO	42
3.1 Cadena de valor del Gas Natural	42

3.2	Características del Gas Natural.....	44
3.2.1	Composición del Gas Natural húmedo del Lote 58.....	44
3.2.2	Características físicas del Gas Natural Seco.....	44
3.2.3	Características físicas de los Líquidos de Gas Natural....	46
3.3	Análisis y descripción de las tecnologías en el gas natural	48
3.3.1	Separación de fases	48
3.3.2	Endulzamiento del Gas Natural	54
3.3.3	Deshidratación del Gas Natural	61
3.3.4	Separación de Hidrocarburos (Gas seco y LGN).....	66
3.4	Descripción del proceso seleccionado	77
3.4.1	Separador trifásico Gas-Condensados-Fase acuosa	77
3.4.2	Endulzamiento por absorción con dietanolamina (DEA)...	78
3.4.3	Deshidratación por absorción con Trietilenglicol (TEG)....	78
3.4.4	Intercambiador de calor	79
3.4.5	Demetanizadora	79
3.5	Diseño del proceso seleccionado.....	80
3.5.1	Separador trifásico Gas-Condensados-fase acuosa	82
3.5.2	Columna de absorción por dietanolamina (DEA).....	89
3.5.3	Columna de deshidratación por Trietilenglicol (TEG)	100
3.5.4	Intercambiador de calor	101
3.5.5	Demetanizadora	112
IV.	LOCALIZACIÓN Y TAMAÑO DE PLANTA.....	117
4.1	Localización de la planta	117
4.2	Tamaño de planta	120
4.2.1	Tamaño de Planta en función al Mercado–TP Máximo ..	120

4.2.2	Tamaño de Planta en función a la Materia Prima – T.P. Intermedio	125
4.2.3	Tamaño de Planta en función al punto de equilibrio – T.P. Mínimo	127
4.2.4	Determinación del Tamaño de Planta Óptimo	129
V.	INGENIERÍA DEL DISEÑO DE DETALLE	133
5.1	Caracterización del gas natural	133
5.2	Dimensionamiento de los Equipos principales	135
5.2.1	Separador trifásico Gas-Condensados-fase acuosa	135
5.2.2	Columna de absorción con dietanolamina (DEA)	140
5.2.3	Columna de deshidratación con trietilenglicol (TEG)	146
5.2.4	Intercambiador de calor	153
5.2.5	Demetanizadora	161
5.3	Balance de masa	164
5.3.1	Balance de masa en el separador trifásico	165
5.3.2	Balance de masa en la columna de absorción	166
5.3.3	Balance de masa en la columna de deshidratación	167
5.3.4	Balance de masa en el intercambiador de calor	169
5.3.5	Balance de masa en la demetanizadora	169
5.4	Diagrama de bloques	171
5.5	Diagrama de flujo de procesos (PFD)	171
5.6	Diseño de Equipos principales	173
5.6.1	Separador trifásico Gas-Condensados-fase acuosa	173
5.6.2	Columna de absorción con dietanolamina (DEA)	177
5.6.3	Columna de deshidratación con trietilenglicol (TEG)	181
5.6.4	Intercambiador de calor	184

5.6.5	Demetanizadora	188
VI.	SIMULACIÓN DE LA PLANTA.....	190
6.1	Simulación del proceso	190
6.1.1	Separador trifásico Gas-Condensados-Fase acuosa	190
6.1.2	Columna de absorción con dietanolamina (DEA)	192
6.1.3	Columna de deshidratación con trietilenglicol (TEG).....	195
6.1.4	Intercambiador de calor	197
6.1.5	Demetanizadora	199
VII.	ANÁLISIS TÉCNICO LEGAL.....	202
7.1	Generalidades	202
7.1.1	Objetivos.....	202
7.1.2	Importancia	203
7.2	Análisis legal respecto a la Planta de Procesamiento de GN.....	204
7.2.1	Normativa general en la industria del Gas Natural	204
7.2.2	Promoción de la industria del gas natural.....	206
7.2.3	Normativa de exploración, explotación y procesamiento	208
7.2.4	Normativa sobre seguridad.....	208
7.2.5	Normativa sobre transporte por Red de ductos	209
VIII.	CONCLUSIONES.....	213
IX.	RECOMENDACIONES	215
X.	REFERENCIALES.....	216
XI.	ANEXOS	221
11.1	Anexo I. Matriz de consistencia completa	221
11.2	Anexo II. Mapa de lotes de contratos, cuencas sedimentarias y áreas naturales protegidas	222
11.3	Anexo III. Coordenadas geográficas del Lote 58.....	223

11.4	Anexo IV. Área del contrato de licencia para exploración y explotación de hidrocarburos del Lote 58	225
11.5	Anexo V. Contrato de Explotación – Lote 58	226
11.6	Anexo VI. Composición molar en reservorios del Lote 58	227
11.7	Anexo VII. Propiedades físicas de químicos en el endulzamiento de gas natural.....	229
11.8	Anexo VIII. Condiciones de diseño del gas natural húmedo en la entrada de la planta (Hysys)	230
11.9	Anexo IX. Condiciones de la corriente de Gas Amargo (Hysys)	232
11.10	Anexo X. Condiciones de la corriente de Gas dulce (Hysys)	234
11.11	Anexo XI. Condiciones de la corriente de Gas dulce deshidratado (Hysys)	236
11.12	Anexo XII. Condiciones de la corriente de Gas dulce deshidratado enfriado (Hysys)	238
11.13	Anexo XIII. Condiciones de la corriente de Gas natural seco (Hysys)	240
11.14	Anexo XIV. Definición de términos utilizados	241

INDICE DE TABLAS

TABLA N° II.1 PRINCIPALES CONTRATOS DE EXPORTACIÓN DE GAS NATURAL LICUADO.....	32
TABLA N° II.2 RESERVAS DE HIDROCARBUROS AL 31 DE DICIEMBRE DEL 2015	36
TABLA N° II.3 COORDENADAS GEOGRÁFICAS DEL LOTE 58	38
TABLA N° III.1 COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL SECO EN LA SALIDA DE PLANTA MALVINAS (PROYECTO CAMISEA)	45
TABLA N° III.2 COMPOSICIÓN DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL.....	46
TABLA N° III.3 PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS LÍQUIDOS DE GAS NATURAL.....	47
TABLA N° III.4 COMPARACIÓN ENTRE SOLVENTES QUÍMICOS DE AMINAS.....	56
TABLA N° III.5 GUÍA PARA SELECCIÓN DE PROCESOS DE ENDULZAMIENTO.....	61
TABLA N° III.6 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL GLICOL EN LA DESHIDRATACIÓN	63
TABLA N° III.7 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE DESECANTES SÓLIDOS	65
TABLA N° III.8 CONTRASTE DE TECNOLOGÍAS EN LA RECUPERACIÓN DE PROPANO.....	74
TABLA N° III.9 INFLUENCIA DE LA PRESIÓN DEL GAS DE ENTRADA EN EL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE PROPANO	75
TABLA N° III.10 FACILIDADES DE SERVICIOS EN LA RECUPERACIÓN DE PROPANO.....	76
TABLA N° III.11 NIVEL DE RECUPERACIÓN DE PROPANO EN LAS TECNOLOGÍAS.....	76
TABLA N° III.12 TIEMPO DE RETENCIÓN EN SEPARADORES.....	85

TABLA N° III.13 FACTOR "K" PARA LA DETERMINACIÓN DE LA MÁXIMA VELOCIDAD PERMITIDA EN LA SUPERFICIE.....	86
TABLA N° III.14 TAMAÑO Y RANGO DE PRESIÓN DE TRABAJO EN SEPARADORES HORIZONTALES	86
TABLA N° III.15 RELACIÓN LONGITUD-DIÁMETRO DEL SEPARADOR	87
TABLA N° III.16 VALORES APROXIMADOS DE COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y RESISTENCIA POR ENSUCIAMIENTO EN APLICACIONES PETROQUÍMICAS TÍPICAS.....	104
TABLA N° III.17 APLICACIONES DE ARREGLO DE TUBOS EN INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	109
TABLA N° IV.1 EVALUACIÓN DE LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA....	117
TABLA N° IV.2 TABLA DE CALIFICACIÓN PARA EVALUACIÓN DE LA LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.....	118
TABLA N° IV.3 DEMANDA DE GAS NATURAL EN EL PERÚ 2004 - 2015	120
TABLA N° IV.4 PROYECCIÓN Y TASA DE CRECIMIENTO DE LA DEMANDA DE GAS NATURAL EN EL PERÚ	123
TABLA N° IV.5 MATERIA PRIMA DE LA PLANTA MALVINAS-(LOTE 88)	125
TABLA N° IV.6 PROYECCIÓN DE LA MATERIA PRIMA.....	127
TABLA N° IV.7 ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS - T.P. MÁXIMO	130
TABLA N° IV.8 ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS - T.P. INTERMEDIO.....	131
TABLA N° IV.9 ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS - T.P. MÍNIMO	132
TABLA N° V.1 COMPOSICIÓN PROMEDIO DEL GAS NATURAL DEL LOTE 58	133

TABLA N° V.2 CARACTERÍSTICAS DE CALIDAD DE LA NTP 111.002.2003	134
TABLA N° V.3 PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE LOS FLUJOS DE GAS Y LÍQUIDO EN LA ETAPA DE ENDULZAMIENTO.....	141
TABLA N° V.4 CARACTERÍSTICAS DE LAS SILLAS DE BERL EN CERÁMICA	143
TABLA N° V.5 PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE LOS FLUJOS DE GAS DULCE Y TRIETILENGLICOL.....	147
TABLA N° V.6 PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES GASEOSOS DE LA CORRIENTE CALIENTE A TEMPERATURA PROMEDIO (279.69 K)	154
TABLA N° V.7 CONDICIONES Y PROPIEDADES DE LA CORRIENTE CALIENTE.....	155
TABLA N° V.8 CONDICIONES Y PROPIEDADES DE LA CORRIENTE FRÍA.....	156
TABLA N° V.9 BALANCE DE MATERIA PRELIMINAR EN LA DEMETANIZADORA.....	162
TABLA N° V.10 BALANCE DE MATERIA COMPROBADA EN LA DEMETANIZADORA.....	163
TABLA N° V.11 DIMENSIONES DEL SEPARADOR TRIFÁSICO (V-110)	175
TABLA N° V.12 DIMENSIONES DE LA TORRE DE RELLENO (C-120) PARA LA ETAPA DE ENDULZAMIENTO.....	179
TABLA N° V.13 DIMENSIONES DE LA TORRE DE RELLENO DE ABSORCIÓN (C-130) PARA LA ETAPA DE DESHIDRATACIÓN	182
TABLA N° V.14 ESPECIFICACIONES DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBO Y CORAZA (E-140).....	187
TABLA N° V.15 DIMENSIONES DE LA DEMETANIZADORA (C-150) .	188

TABLA N° VI.1 CONDICIONES INICIALES EN LA SIMULACIÓN DEL SEPARADOR TRIFÁSICO EN HYSYS.....	191
TABLA N° VI.2 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL SEPARADOR TRIFÁSICO GAS-CONDENSADOS-FASE ACUOSA EN HYSYS	192
TABLA N° VI.3 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE RELLENO DE ENDULZAMIENTO EN HYSYS	194
TABLA N° VI.4 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE RELLENO DE DESHIDRATACIÓN EN HYSYS.....	196
TABLA N° VI.5 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y CORAZA EN HYSYS	198
TABLA N° VI.6 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DEMETANIZADORA EN HYSYS	200

INDICE DE FIGURAS

FIGURA N° II.1 MATRIZ ENERGÉTICA DEL PERÚ 2014	27
FIGURA N° II.2 FLUJO COMERCIAL DE GN Y LGN EN EL PERÚ 2013*	28
FIGURA N° II.3 PUNTOS REFERENCIA DE COORDENADAS GEOGRÁFICAS LOTE 58	39
FIGURA N° II.4 DIAGRAMA DE ORGANIZACIÓN DEL PROYECTO	39
FIGURA N° III.1 ESTRUCTURA DEL SUMINISTRO DEL GAS NATURAL EN EL PERÚ	42
FIGURA N° III.2 ESQUEMA SIMPLIFICADO DE LA CADENA DE GAS NATURAL.....	43
FIGURA N° III.3 ESQUEMA DE LA CADENA DE VALOR DEL GAS NATURAL.....	43
FIGURA N° III.4 ESQUEMA DE UN SEPARADOR GAS - LÍQUIDO.....	49
FIGURA N° III.5 SEPARADOR HORIZONTAL.....	52
FIGURA N° III.6 SEPARADOR VERTICAL	53
FIGURA N° III.7 SEPARADOR ESFÉRICO.....	53
FIGURA N° III.8 DIAGRAMA DE FLUJO DEL ENDULZAMIENTO CON AMINAS.....	55
FIGURA N° III.9 CRITERIOS DE SELECCIÓN DE AMINAS PARA EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL	56
FIGURA N° III.10 DIAGRAMA DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO POR ADSORCIÓN CON MALLAS MOLECULARES ...	59
FIGURA N° III.11 ESQUEMA DE UNA PLANTA DE DESHIDRATACIÓN CON GLICOL	64
FIGURA N° III.12 ESQUEMA DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON DESECANTES SÓLIDOS	66
FIGURA N° III.13 PROCESO DE REFRIGERACIÓN SIMPLE.....	69

FIGURA N° III.14 CICLO DE REFRIGERACIÓN DE TRES ETAPAS EN CASCADA CON PROPANO	70
FIGURA N° III.15 PROCESO DE ABSORCIÓN SIMPLE	70
FIGURA N° III.16 PROCESO DE ABSORCIÓN MEJORADA	72
FIGURA N° III.17 PROCESO TÍPICO DE SEPARACIÓN CRIOGÉNICA	74
FIGURA N° III.18 PROCESO PROPUESTO PARA LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL.....	82
FIGURA N° III.19 NIVELES DE LÍQUIDO EN SEPARADOR HORIZONTAL	83
FIGURA N° III.20 NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA (N_{OG}) COMO UNA FUNCIÓN DE Y_1/Y_2 CON M^*G_M/L_M COMO PARÁMETRO.....	93
FIGURA N° III.21 CORRELACIÓN GENERALIZADA DE LA CAÍDA DE PRESIÓN	95
FIGURA N° III.22 FACTOR DE CORRECCIÓN DEL PORCENTAJE DE INUNDACIÓN.....	98
FIGURA N° III.23 FACTOR PARA H_G PARA SILLAS DE MONTAR DE BERL	98
FIGURA N° III.24 FACTOR PARA H_L PARA SILLAS DE MONTAR DE BERL.....	99
FIGURA N° III.25 GRAVEDAD ESPECÍFICA DE SOLUCIONES ACUOSAS DE AMINAS.....	100
FIGURA N° III.26 EFICIENCIA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR PARA FLUJO CRUZADO CON DOS FLUIDOS DE FLUJO NO MEZCLADO	103
FIGURA N° III.27 VELOCIDAD MÁXIMA PARA GASES Y VAPORES A TRAVÉS DE LA CARCASA DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	106
FIGURA N° III.28 ARREGLO DE TUBOS EN INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	107

FIGURA N° III.29 FACTOR DE FRICCIÓN (F) Y FACTOR DE CORRELACIÓN (X) EN ARREGLO DE TUBOS TRIANGULAR	112
FIGURA N° IV.1 UBICACIÓN DE LA PLANTA DE SEPARACIÓN DE GN Y LGN	119
FIGURA N° V.1 ELIMINACIÓN DE AGUA VS. TASA DE CIRCULACIÓN DEL TEG A VARIAS CONCENTRACIONES DE TEG152	
FIGURA N° V.2 BALANCE DE MASA EN EL SEPARADOR TRIFÁSICO (V-110)	166
FIGURA N° V.3 BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DE RELLENO (C-120) PARA LA ETAPA DE ENDULZAMIENTO	167
FIGURA N° V.4 BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DE RELLENO (C-130) PARA LA ETAPA DE DESHIDRATACIÓN.....	168
FIGURA N° V.5 BALANCE DE MASA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR (E-140)	169
FIGURA N° V.6 BALANCE DE MASA EN LA DEMETANIZADORA (C-150)	170
FIGURA N° V.7 DIAGRAMA DE BLOQUES DE LA PLANTA DE SEPARACIÓN DE GAS NATURAL DEL LOTE 58.....	171
FIGURA N° V.8 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS DE LA PLANTA DE SEPARACIÓN DE GN Y LGN PROVENIENTES DEL LOTE 58	172
FIGURA N° V.9 ESQUEMA DEL SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO DISEÑADO	176
FIGURA N° V.10 ALMOHADILLA ANTIADHERENTE DE ACERO INOXIDABLE 304 CON REJILLA EN LA PARTE SUPERIOR.....	177
FIGURA N° V.11 SILLA DE MONTAR DE BERL CERÁMICA.....	180
FIGURA N° V.12 ESQUEMA DE LA TORRE DE ABSORCIÓN DE RELLENO PARA EL ENDULZAMIENTO (C-120).....	180

FIGURA N° V.13 ESQUEMA DE LA COLUMNA DE RELLENO DE ABSORCIÓN PARA LA DESHIDRATACIÓN (C-130)	183
FIGURA N° V.14 DIMENSIONES DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR (E-140)	187
FIGURA N° V.15 DIMENSIONES DE LA DEMETANIZADORA (C-150)	189
FIGURA N° VI.1 ESQUEMA DEL SEPARADOR TRIFÁSICO (V-110) EN HYSYS	190
FIGURA N° VI.2 ESQUEMA DE LA COLUMNA DE RELLENO (C-120) PARA LA ETAPA DE ENDULZAMIENTO EN HYSYS	193
FIGURA N° VI.3 ESQUEMA DE LA COLUMNA DE RELLENO (C-130) PARA LA ETAPA DE DESHIDRATACIÓN EN HYSYS	195
FIGURA N° VI.4 ESQUEMA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR (E-140) DE TUBOS Y CORAZA EN HYSYS	197
FIGURA N° VI.5 ESQUEMA DE LA DEMETANIZADORA (C-150) EN HYSYS	199
FIGURA N° VII.1 ENTIDADES DEL ESTADO EN EL ÁMBITO LEGAL DEL PROYECTO	203

INDICE DE GRÁFICOS

GRÁFICO N° II.1 PRODUCCIÓN FISCALIZADA PROMEDIO DE GAS NATURAL EN EL PERÚ (2002-2011)	26
GRÁFICO N° II.2 PRODUCCIÓN FISCALIZADA PROMEDIO DE GAS NATURAL EN EL PERÚ (2010-2016)	26
GRÁFICO N° II.3 COMPARACIÓN DE LA EVOLUCIÓN DE LA DEMANDA DE GN ESTIMADA Y REAL	29
GRÁFICO N° II.4 PROCESAMIENTO DE GN EN MMPCD (2012-2016)	30
GRÁFICO N° II.5 PROYECCIÓN DE LA DEMANDA DE GAS NATURAL	30
GRÁFICO N° II.6 EVOLUCIÓN DE VENTAS DE GAS NATURAL LICUADO Y PAÍS DESTINO	32
GRÁFICO N° II.7 EVOLUCIÓN DE LA DEMANDA DE GAS NATURAL EN EL PERÚ POR SECTORES DE CONSUMO	33
GRÁFICO N° II.8 PROYECCIONES DE LAS EXPORTACIONES DE HIDROCARBUROS 2014 - 2025. ESCENARIO 4.5 %	34
GRÁFICO N° II.9 PROYECCIONES DE LAS EXPORTACIONES DE HIDROCARBUROS 2014-2025. ESCENARIO 6.5% ...	34
GRÁFICO N° IV.1 REGRESIÓN LINEAL DE LA DEMANDA DE GN (2004 - 2015)	121
GRÁFICO N° IV.2 REGRESIÓN LINEAL DE MATERIA PRIMA (2004 - 2016)	126

Resumen

Pequeñas cantidades de agua, entre otros contaminantes y condensados presentes en el gas natural generan problemas de ineficiencia en el transporte por ductos, causando corrosión y otros fenómenos que generan daños en equipos de compresión o turbinas.

La presente tesis detalla el diseño de una planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58. Se propone la construcción de una nueva planta para la producción de gas natural seco de dichos yacimientos.

El diseño se desarrolló basado en las normas técnicas correspondientes a la industria del gas natural. Para determinar los rendimientos de los productos y las condiciones de operación en cada equipo se realiza la simulación, usando el paquete de Hysys 8.8, a través de la cual se desarrollaron cálculos de equilibrio, empleando las propiedades termodinámicas de Peng-Robinson y Gas Ácido.

Entre los resultados se incluye una descripción simplificada del proceso, mediante diagramas en los que se muestran las diferentes etapas del procesamiento de gas natural.

Del presente trabajo se obtuvo el diseño a nivel de ingeniería de detalle de una planta separación de GN y LGN. La capacidad de planta determinada es 2800 MMPCD de GN, asegurando así las condiciones óptimas para su transporte y/o procesamiento.

Palabras clave: Procesamiento de gas, simulación, endulzamiento, gas natural, Ingeniería de Detalle.

Abstract

Small amounts of water, among other pollutants and condensates present in natural gas, generate problems of inefficiency in line transport. These cause corrosion and other phenomena that cause damage to compression equipment or turbines.

This thesis details the design of a separation plant for natural gas and natural gas liquids from the wet natural gas from lot 58. The construction of a new plant for the production of dry natural gas from these fields is therefore proposed.

The design was developed based on corresponding technical standards on relation to the natural gas industry. In order to determine the yields of the products and the operating conditions in each equipment, the simulation was carried out using the Hysys 8.8 simulation package, through which equilibrium calculations were developed using the Peng-Robinson thermodynamic properties and Acid Gas.

The results include a simplified description of the process, through diagrams showing the different stages of NG processing.

The design was obtained from the present work at the level of Detail Engineering of a separation plant of NG and NGL. The determinate capacity of the plant is 28 hundred MMCFD of NG, ensuring optimum conditions for transportation and / or processing.

Keywords: Gas Processing, natural gas, sweetening, simulation, Detailed Engineering

INTRODUCCIÓN

El sector energético mundial está en un proceso de transición, pero el mundo continúa dependiendo energéticamente de las energías fósiles, como el petróleo, el gas o el carbón, unas materias primas que se encuentran en manos de pocos países.

Actualmente, las energías fósiles aportan el 80% del suministro mundial de energía y los principales países productores de petróleo son Arabia Saudí (13,9 %), Rusia (12,7 %) y Estados Unidos (8,6 %) y los de gas natural son Rusia (20 %), Estados Unidos (12,9 %) y Canadá (4,7 %), en tanto que la producción de carbón la controlan China (45,9 %), Estados Unidos (12,9 %) y la India (7,5 %).

En el Perú, la seguridad de la matriz energética es uno de los temas de prioridad nacional, y las medidas de contingencia tienen un carácter imperativo.

La situación actual de la infraestructura de producción, procesamiento y transporte de gas natural, respecto a la demanda real y potencial del mercado nacional está en pleno crecimiento. Después del proyecto Camisea, han continuado haciendo exploración con el fin de conservar y aumentar las reservas de gas natural (GN).

A fines de noviembre de 2016, la compañía china National Petroleum Corporation (CNPC), operador del Lote 58 ubicado en la selva sur de Cusco, confirmó que producto de la perforación de cuatro pozos exploratorios con profundidades entre 4000 y 5000 metros se han descubierto cuatro estructuras con acumulaciones de gas y

condensados que alcanzan un volumen in situ de 3.9 trillones de pies cúbicos (TCF) como recursos contingentes en categoría 2C.

Por consiguiente CNPC declaró formalmente a Perupetro el descubrimiento comercial de los yacimientos Urubamba, Picha, Taini y Paratori.

CNPC pasó a la etapa de explotación, se prevé producir a partir del 2021. El gas producido deberá pasar por un tratamiento previo, para disminuir su humedad y contenido de partículas en suspenso entre otras características y/o especificaciones que se debe tener en cuenta para su transporte, almacenamiento y/o procesamiento al que sea sometido.

Con la finalidad de garantizar la seguridad energética e incrementar la inversión en el país, se plantea el diseño de una planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58, basándonos en las normas técnicas nacionales e internacionales vigentes. Será propuesto desde un punto de vista técnico y legal.

I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 Identificación del problema

Queda claro que la seguridad de la matriz energética es uno de los temas más relevantes en el país, además que contrastan parte de la estabilidad que tiene un país en su economía.

Al firmarse los contratos de licencia para la explotación de hidrocarburos de los Lotes 88 y 56 del Proyecto Camisea, se han establecido los siguientes compromisos entre el Contratista (Pluspetrol Peru Corporation y otros) y el Estado Peruano respecto a la propiedad y destino de las reservas de gas natural, así:

- La totalidad del Gas Natural producido en el Área de Contrato del Lote 88 se destine exclusivamente a abastecer la demanda del mercado nacional.

- Las reservas del Lote 56 y 57 tienen libre disponibilidad por parte del Contratista y como tal no hay obligación expresa de dedicarlas al mercado nacional. Desde los primeros pasos del Proyecto Camisea, en el 2004, se destinó reservas para consumo nacional.

La producción de gas natural proviene principalmente de los Lotes 88 y 56 operados por Pluspetrol Peru Corporation (PPC) y del Lote 57 operado por Repsol, que inició su producción en abril de 2014 (pozo Kinteroni); sin embargo, la producción de este lote no ha incrementado la producción total debido a la declinación de la

producción de los pozos del Lote 56 y la operación de la Planta Malvinas a su capacidad máxima.

Con la confirmación de CNPC de las acumulaciones de gas y condensados que alcanzan un volumen in situ cerca a los 4 TCF. Esto representa un aumento de nuestras reservas probadas de gas natural de 27.7% y que a la vez representan casi el 40% de la reserva probada actual del Lote 88 (conocido como Camisea).

El objetivo del procesamiento del gas natural, luego de su explotación, es eliminar los contaminantes, incluyendo los componentes corrosivos (agua y gases ácidos, sobre todo el sulfuro de hidrógeno por su carácter contaminante), los que reducen el poder calorífico (como dióxido de carbono y nitrógeno) y los que forman depósitos sólidos a bajas temperaturas, como el agua y dióxido de carbono, para después separar los hidrocarburos más pesados (condensados) y el metano, materias primas básicas para la industria petroquímica y parte fundamental de la matriz energética.

A pesar de que el fundamento físico del proceso es relativamente simple, el diseño y operación de estas plantas plantea un reto técnico importante, ya que deben asegurar el desempeño adecuado del proceso, y por ende es necesario establecer la relación óptima entre el volumen de condensados y el volumen de gas que se pueda recuperar.

Esta relación óptima de separación es una función de costos que está sujeta a restricciones diversas, por ejemplo, los condensados de gas forman la corriente de mayor valor económico y el volumen recuperado aumenta al incrementar la presión a la cual se lleve a cabo la separación. Sin embargo, presiones altas involucran mayores riesgos de operación y costos de diseño.

El procesamiento de gas natural es una actividad muy importante en la industria de gas natural, ya que es una de las etapas iniciales para el aprovechamiento de este recurso energético.

La Planta de Malvinas está trabajando a su capacidad máxima, y un incremento en su gas de entrada, implicaría un riesgo alto a la planta.

Es por esta razón que nace la necesidad de diseñar una planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del Lote 58, para solucionar el problema y aprovechar los recursos que posee el Perú, a la vez se podría garantizar materia prima para el desarrollo de la petroquímica en el país y agregarle un mayor valor al precio que se obtiene por el gas natural y sus derivados.

El presente proyecto plantea diseñar una planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del Lote 58, para garantizar el cumplimiento de estipulaciones en el contrato y garantizar la matriz energética en el país.

1.2 Formulación del problema

1.2.1 Problema General

¿Cómo será el diseño de una planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58?

1.2.2 Problemas específicos

- a) ¿Cuáles son las características físicas y químicas del Gas Natural Húmedo proveniente del Lote 58?
- b) ¿Cómo son las especificaciones técnico - contractual de producción de Gas natural y Líquidos de Gas Natural a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58?

1.3 Objetivos de la investigación

1.3.1 Objetivo General

Diseñar una planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58.

1.3.2 Objetivos específicos

- a) Conocer y analizar las características físicas y químicas del Gas Natural Húmedo proveniente del Lote 58.
- b) Analizar las especificaciones técnico- contractual de producción de Gas natural y Líquidos de Gas Natural a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58.

1.4 Justificación

Las razones que justifican la investigación propuesta son las siguientes:

- a) Legal: El marco legal actual precisa el uso de normas técnicas, en el diseño y construcción de equipos y la disposición de estos en la planta, así como su manejo y la presente investigación hará consulta de estas normas aportando en este aspecto.

- b) Teórico: La presente tesis aportará al incremento de la teoría en lo que respecta a diseño de equipos, la situación actual del gas natural en el Perú en diversos aspectos, entre ellos el técnico y normativo principalmente.

- c) Tecnológico: El diseño de equipos y su disposición en la planta, permitirá desarrollar alternativas tecnológicas en el procesamiento y permitirá obtener una visión global de la cadena de valor de gas natural.

- d) Económica: Los resultados obtenidos nos permitirá analizar los costos para una implementación de esta planta y comparar con otras alternativas que se presente en el ámbito de eficiencia y factibilidad.

II. CREACIÓN, ORGANIZACIÓN, PLANIFICACIÓN Y EVALUACIÓN PARA LA INSTALACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESAMIENTO

2.1 Creación

La presente tesis es realizada con el fin diseñar una planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, tomando como materia prima el flujo de gas húmedo proveniente del Lote 58, que actualmente está en etapa de explotación y se prevé que iniciará la producción a partir del 2021, por ende se deberá contar con una planta de procesamiento de gas natural con la finalidad de poder abastecer al mercado interno.

2.1.1 Descripción de los productos

La planta de procesamiento de gas natural es diseñada para producir los siguientes principales productos, gas natural seco y líquidos de gas natural (LGN).

Como subproductos, el agua extraída de la corriente de entrada del gas natural húmedo proveniente del Lote 58, la cual posteriormente sería reinyectada en pozos destinados para esta actividad.

Precisamos definir la tecnología con la que realizaremos nuestro procesamiento, según su rentabilidad y eficiencia.

2.1.2 Estudio de mercado

a) Materia Prima

La materia prima es el gas natural húmedo proveniente del Lote 58, a partir de esta mezcla de hidrocarburos se obtendrá principalmente el gas natural seco y los líquidos de gas natural.

Actualmente, el país tiene un incremento poblacional y por ende un crecimiento en demanda de energía en los distintos sectores económicos del país.

b) Producción de gas natural en el Perú

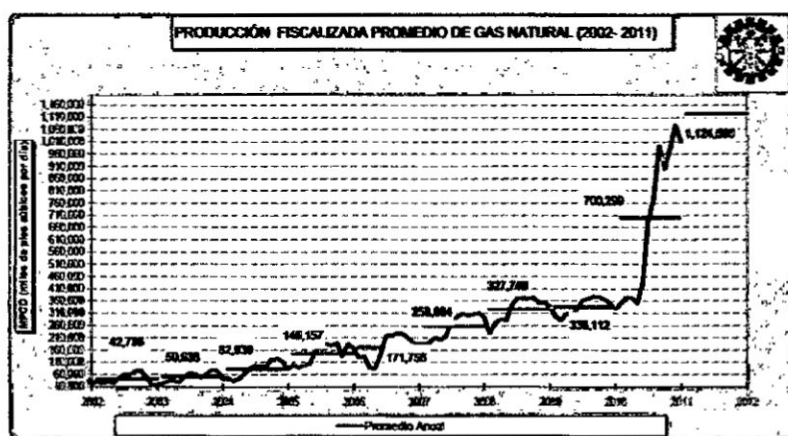
En el Perú, se produce gas natural asociado en el norte del país (3.7%), pero la producción más importante es la del gas no asociado en los campos de Camisea (94.9%), y en menor medida en Aguaytía (1.4%).

De acuerdo a las estadísticas presentadas por el Osinergmin y el Minem, la producción de gas natural ha incrementado en gran porcentaje en el 2004 y el 2010, lo cual concuerda con la puesta en marcha del Proyecto Camisea y la segunda ampliación de la Planta Malvinas, respectivamente. A partir de entonces, se ha tenido un incremento anual de 4.22%. Se prevé que durante los próximos años la tendencia continuará en crecimiento debido a la creciente demanda del gas natural, y como consecuencia habría una mayor producción de líquidos de gas natural.

Según Perupetro, el volumen de producción 2015 llegó a los 1 209 millones de pies cúbicos diarios. (Véase el GRÁFICO N° II.1 y el GRÁFICO N° II.2)

GRÁFICO N° II.1

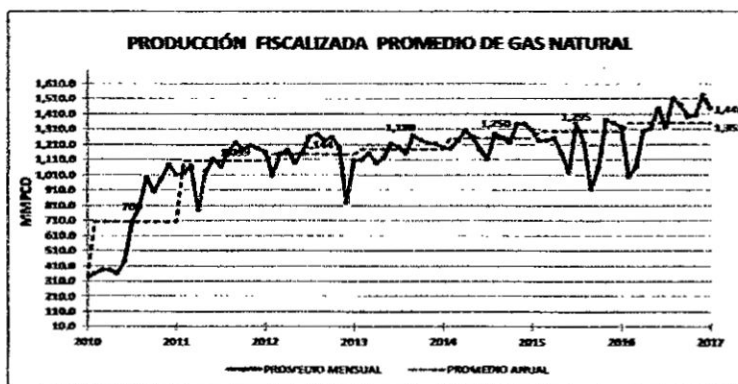
PRODUCCIÓN FISCALIZADA PROMEDIO DE GAS NATURAL EN EL PERÚ (2002-2011)



Fuente: PERUPETRO 2012

GRÁFICO N° II.2

PRODUCCIÓN FISCALIZADA PROMEDIO DE GAS NATURAL EN EL PERÚ (2010-2016)



MMPCD = Millones de pies cúbicos por día

Fuente: PERUPETRO 2017

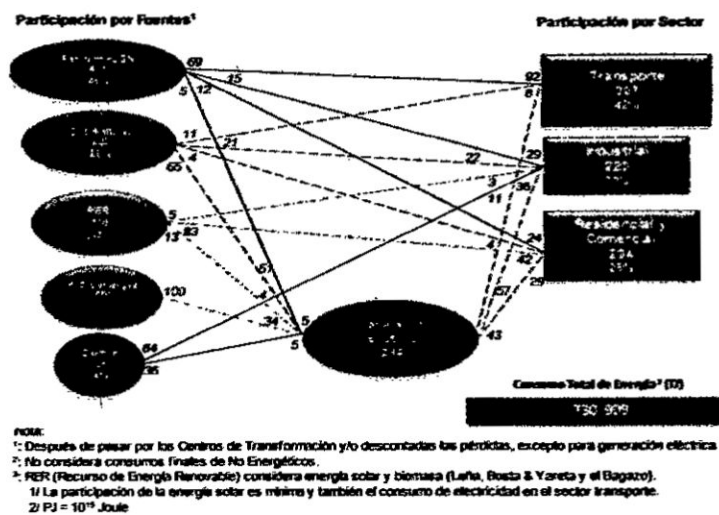
2.2 Demanda de gas natural en el Perú

La Matriz energética resumida (Véase la FIGURA N° II.1), indica por el lado izquierdo el uso de fuentes primarias para producción de fuentes secundarias y para consumo final, y por el lado derecho las participaciones de cada sector en el consumo final de energía primaria y de las fuentes secundarias producidas por esas fuentes primarias.

Actualmente la participación del Gas Natural como fuente de energía en el Perú, es del 35% y es demandada principalmente por las empresas de generación eléctrica, industria (manufacturera y petroquímica) y los clientes comerciales, vehiculares y residenciales. (Véase la FIGURA N° II.3, en la pág. 39)

FIGURA N° II.1

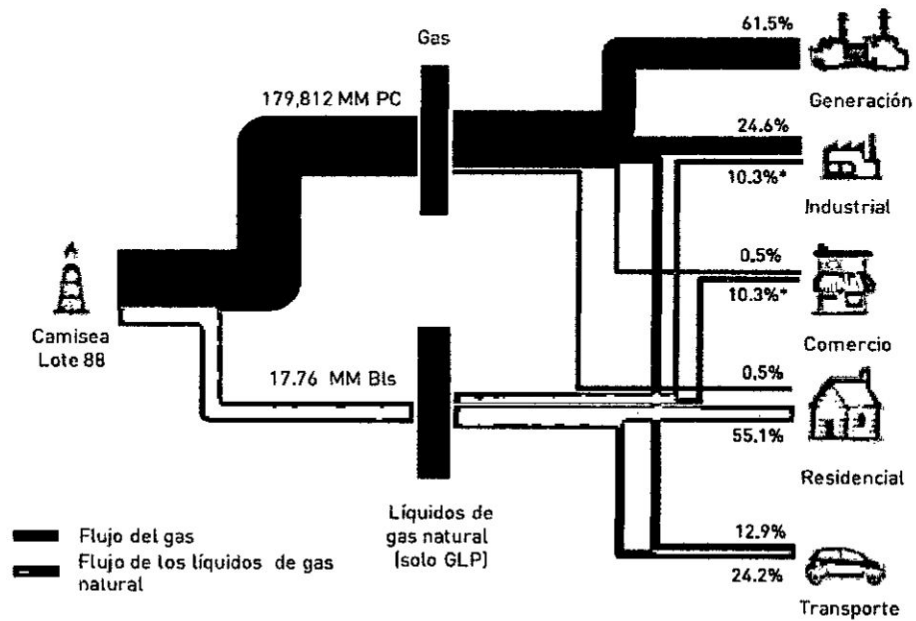
MATRIZ ENERGÉTICA DEL PERÚ 2014



Fuente: TAMAYO ET AL. 2014

FIGURA N° II.2

FLUJO COMERCIAL DE GN Y LGN EN EL PERÚ 2013*



*Información Referencial

Fuente: TAMAYO ET AL. 2014

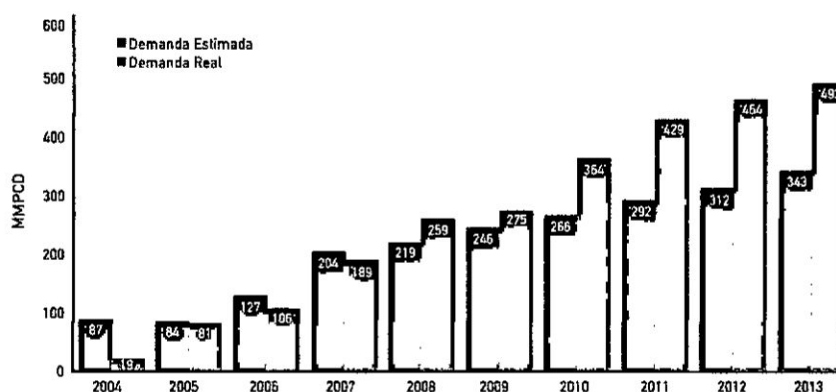
Se espera la masificación en el uso del gas natural, a partir del desarrollo de la red nacional de gasoductos, el transporte en las opciones de GNC y/o GNL y el desarrollo inicial de las redes de distribución en las principales ciudades del país.

De acuerdo al libro de la Industria del Gas Natural en el Perú, el crecimiento de la demanda de GN ha sobrepasado favorablemente los escenarios más optimistas registrados antes del inicio de la operación del proyecto Camisea. El desempeño macroeconómico del país y el aumento progresivo de las cotizaciones del petróleo fueron las causas que intensificaron las

ventajas relativas del GN y propiciaron un crecimiento dinámico de los sectores industrial, eléctrico, transporte y comercial.

GRÁFICO N° 11.3

COMPARACIÓN DE LA EVOLUCIÓN DE LA DEMANDA DE GN ESTIMADA Y REAL



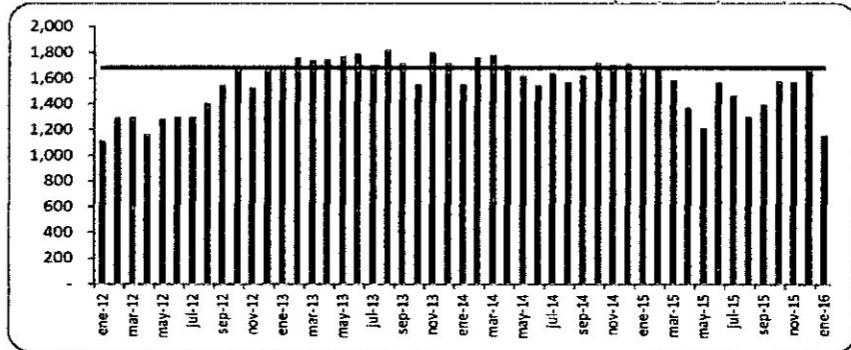
Fuente: TAMAYO ET AL. 2014

La proyección de la demanda de GN durante la primera fijación de tarifas señalaba que para el 2013, la demanda alcanzaría un consumo equivalente a 343 millones de pies cúbicos por día (MMPCD). No obstante, la demanda real superó 1.44 veces la proyectada, llegando a 493 MMPCD de GN (Véase el GRÁFICO N° 11.3).

El proyecto Camisea (Lote 88) es quién principalmente cubre la demanda de Gas Natural en el país. Actualmente la Planta Malvinas tiene la capacidad de procesar 1,680 MMPCD de Gas Natural, según el Osinergmin, lo que ha implicado que la planta opere a su capacidad máxima instalada durante varios meses (Véase el GRÁFICO N° 11.4, en la pág. 30).

GRÁFICO N° II.4

PROCESAMIENTO DE GN EN MMPCD (2012-2016)

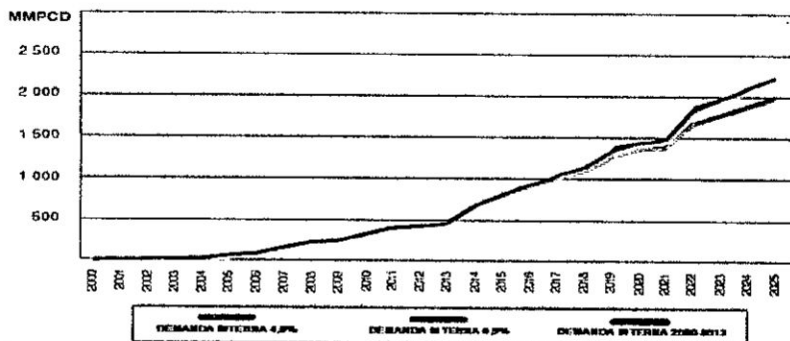


Fuente: MINEM – DESPACHO MINISTERIAL 2016

De acuerdo con el Informe multianual de inversiones en asociaciones públicas privadas – 2016 del Minem, se prevé que en el año 2025 la demanda de gas natural (incluyendo el consumo final, lo requerido para la generación de electricidad y el desarrollo de la petroquímica a nivel nacional) ascenderá de 1900 a 2400 MMPCD al 2025 (Véase el GRÁFICO N° II.5). Para ello se requiere desarrollar un sistema nacional de gasoductos que permitan su distribución.

GRÁFICO N° II.5

PROYECCIÓN DE LA DEMANDA DE GAS NATURAL



Fuente: MINEM – DESPACHO MINISTERIAL 2016

Por consiguiente se puede concluir que la demanda de gas natural para el mercado interno, es la que tendrá un crecimiento importante en los cuatro segmentos de consumo: Generación Eléctrica, Consumo Industrial, Transporte (GNV) y Residencial - Comercial. Este crecimiento requerirá mayor producción de los lotes de Gas Natural y una mayor infraestructura de transporte, para poder satisfacer la demanda interna de gas natural en el país.

2.3 Exportación de gas natural en el Perú

Por condiciones inherentes al gas, el transportarla en su estado gaseoso, implicaría un elevado costo en su transporte, principalmente, y por ende sería complicada su exportación. Ante esto, se licua y transporta a través de buques “metaneros” y así llegar a su destino.

A partir de mediados del 2010, la planta de licuefacción de gas natural inició operaciones y empezó a producir Gas Natural Licuado (GNL) en su planta de licuefacción, Pampa Melchorita, realizando su primera operación de venta el 22 de junio 2010. El GNL producido era exportado y vendido únicamente a Repsol CG por 4.2 TPC en 18 años (218,000 BBTU – Unidades Térmicas Británicas anuales), bajo la modalidad de Take or Pay, el cual considera vender el producto principalmente a México a la Comisión Federal de Electricidad - CFE (suministro de hasta 500 MMPCD o 189,000 BBTU anuales).

Los volúmenes mínimos para los años 2011, 2012, 2013 y 2014 eran de 12,228 BBTU, 70,311 BBTU, 130,432 BBTU y 158,964 BBTU, respectivamente.

TABLA N° II.1

PRINCIPALES CONTRATOS DE EXPORTACIÓN DE GAS NATURAL LICUADO

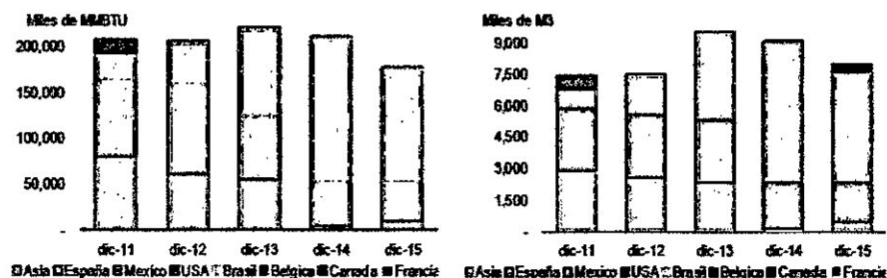
Contrato	Situación	Fecha de Contrato	Fecha de Expiración
Convenio de Inversión (PLNG – Estado Peruano)	Firmado	Enero 2006	2046
Contrato de Compra Venta de Gas Natural (PLNG – CPC)	Firmado	Febrero 2006	2028
Contrato de Transporte de Gas Natural (PLNG – TGP)	Firmado	Junio 2007	28 de diciembre del 2033
Contrato de Compra Venta de LNG (PLNG – SITME)	Firmado	Junio 2005	2028
Contrato de Servicios de Mantenimiento de la Planta	Firmado	Noviembre 2014	2027
Contrato de Mantenimiento del Gasoducto de PLNG	Firmado	Mayo 2010	Junio 2016

Fuente: JASAI Y ALVAREZ 2015

El principal comprador de GNL es México. (Véase el GRÁFICO N° II.6)

GRÁFICO N° II.6

EVOLUCIÓN DE VENTAS DE GAS NATURAL LICUADO Y PAÍS DESTINO



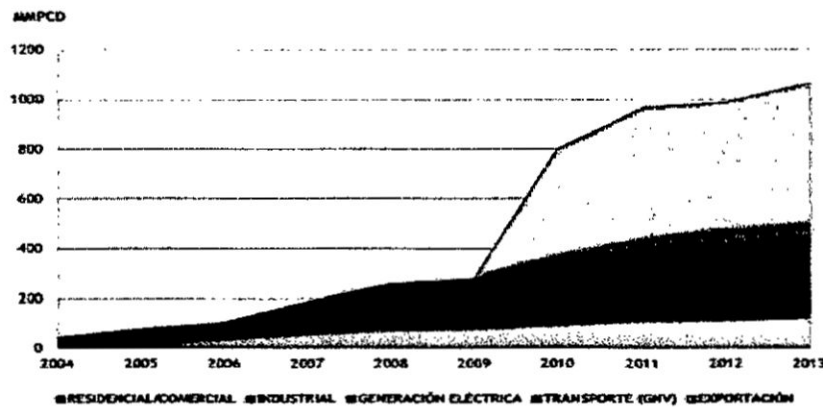
Fuente: JASAI Y ALVAREZ 2015

Dado el crecimiento de la producción de gas natural en el país y las políticas de masificación de gas natural en el Perú, la

demanda de gas natural registró un crecimiento significativo durante los últimos años (Véase el GRÁFICO N° II.7), con expectativas de crecimiento en los próximos años. En función a los datos obtenidos de la Dirección General de Eficiencia Energética (DGEE) del Minem.

GRÁFICO N° II.7

EVOLUCIÓN DE LA DEMANDA DE GAS NATURAL EN EL PERÚ POR SECTORES DE CONSUMO



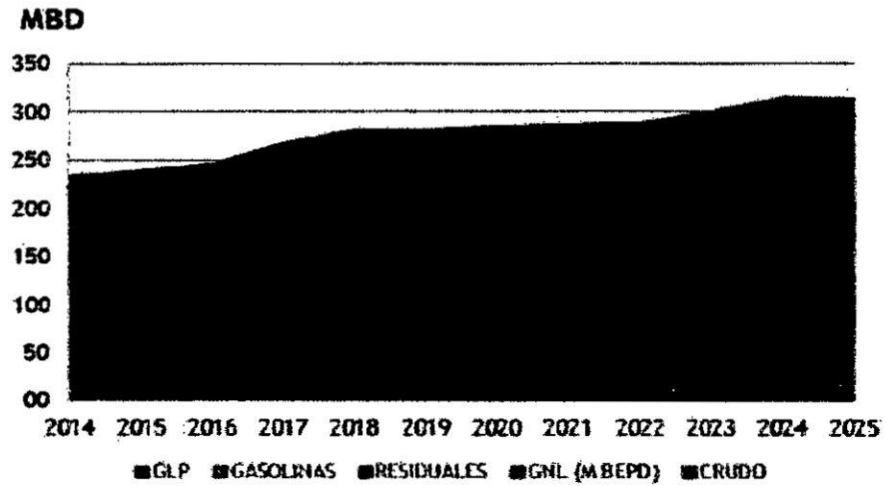
Fuente: MINEM – DGEE 2014

Las exportaciones de gas natural, son realizadas de la producción de gas natural del Lote 56 operado por Pluspetrol Peru Corporation S.A., y su principal destino es México, España, Japón y Corea del Sur.

Según el Plan Energético Nacional 2014 – 2025, elaborado por la DGEE del Minem, en los siguientes gráficos, se observará las proyecciones de las exportaciones de hidrocarburos del 2014 - 2025 en los diferentes posibles escenarios (valores) del PBI (4.5% y 6.5%). (Véase el GRÁFICO N° II.8 y el GRÁFICO N° II.9, en la pág. 34)

GRÁFICO N° II.8

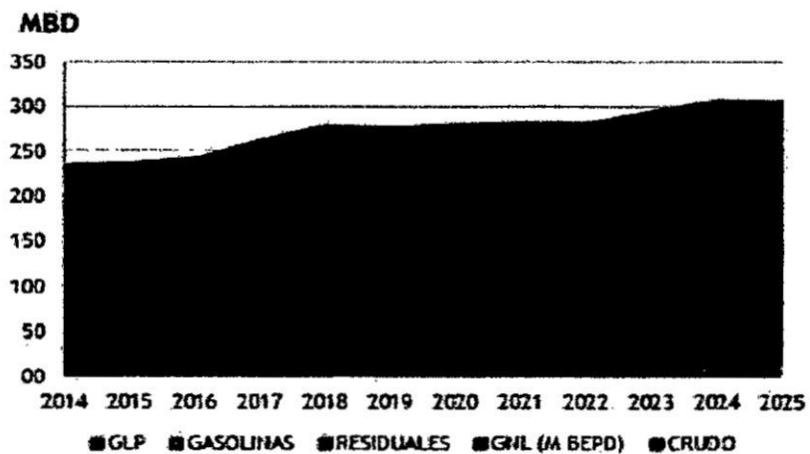
**PROYECCIONES DE LAS EXPORTACIONES DE
HIDROCARBUROS 2014 - 2025. ESCENARIO 4.5 %**



Fuente: MINEM – DGEE 2014

GRÁFICO N° II.9

**PROYECCIONES DE LAS EXPORTACIONES DE
HIDROCARBUROS 2014-2025. ESCENARIO 6.5%**



Fuente: MINEM – DGEE 2014

Se concluye que de acuerdo a los contratos de largo plazo, para la exportación de Gas Natural Licuefactado, esta demanda se mantendrá estable hasta el año 2025 en los diferentes posibles escenarios (valores) del PBI (4.5% y 6.5%), lo cual no implica que no se pueda ganar mayor mercado en el extranjero.

2.4 Contrato de licencia del Lote 58

A mediados del 2005, mediante D.S.017-2005-EM, se aprueba el contrato de licencia para la exploración del Lote 58.

A inicios del 2013, la empresa Petrobras Energía Perú solicitó la modificación del contrato, extender tres (3) años el plazo de la Fase de Exploración; quedo conformada por dos períodos: Quinto período de 12 meses y Sexto Período de 24 meses, aprobado mediante D.S. N°009-2013-EM.

En el 2014, se realizó otra modificación de contrato, donde se realizó la sustitución del Garante Corporativo y este sería asumido por CNODC International Holding LTD en reemplazo de Petrobras Argentina S.A. (antes Petrobras Energía S.A.), aprobado mediante D.S. N°019-2014-EM.

Al terminar el 2015, se pudo comprobar que el gas natural del Lote 58 es un gas rico, por el contenido de Líquidos de Gas Natural (Véase la TABLA N° II.2, en la pág. 36).

La forma del Lote 58 es poligonal, cuyos vértices están definidos por los puntos 60(P.P), 61, 70, 86, 95, 92, 107, 104, 87, 42, 41, 1, 3 y 32.

Cada punto está definido por coordenadas planas UTM, (Véase la TABLA N° II.3) obtenidas del contrato de licencia para la exploración y explotación de hidrocarburos en el lote 58, las cuales son contrastadas posteriormente en el Mapa Energético Minero – Osinergmin, y se visualiza los límites definidos del Lote 58. (Véase la FIGURA N° II.3, en la pág. 39)

TABLA N° II.3

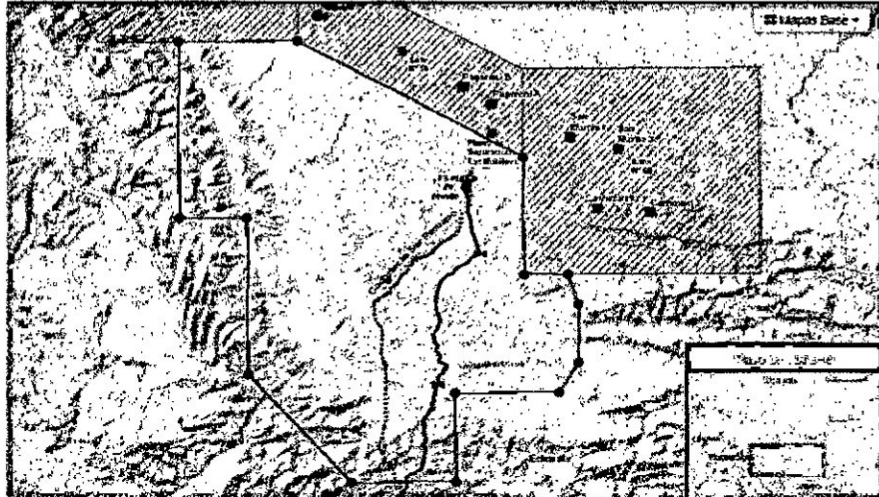
COORDENADAS GEOGRÁFICAS DEL LOTE 58

ITEM	PUNTO	WGS 84 ZONA 18 L	
		Este (m)	Norte (m)
1	60 (PP)	734 000.000	8 675 000.000
2	61	741 615.000	8 675 000.000
3	70	743 354.000	8 669 961.000
4	86	743 354.000	8 659 961.000
5	95	739 935.000	8 654 937.000
6	92	721 910.000	8 654 961.000
7	107	721 910.000	8 639 778.000
8	104	703 804.000	8 639 778.000
9	87	685 991.000	8 658 322.000
10	42	685 991.000	8 684 961.000
11	41	674 215.000	8 684 961.000
12	1	674 215.000	8 715 000.000
13	3	685 991.000	8 715 000.000
14	32	734 000.000	8 695 000.000

Fuente: PERUPETRO 2005

FIGURA N° II.3

**PUNTOS REFERENCIA DE COORDENADAS GEOGRÁFICAS
LOTE 58**

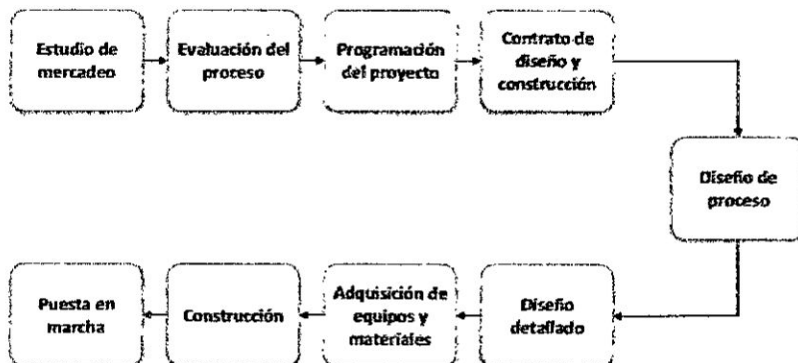


Fuente: OSINERGMIN - MAPA ENERGÉTICO MINERO DEL PERÚ 2017

2.6 Organización

FIGURA N° II.4

DIAGRAMA DE ORGANIZACIÓN DEL PROYECTO



Elaboración propia

2.7 Planificación

- a) Estudio del Mercado
- b) Programación del Proyecto
- c) Evaluación del Proceso
- d) Diseño de Proceso
- e) Diagrama de Bloque
- f) Diagrama de Flujo Codificado
- g) Plan Maestro
- h) Diseño detallado de Ingeniería
- i) Contrato y Construcción
- j) Adquisición de Materiales
- k) Construcción de la Planta
- l) Puesta en Marcha

2.8 Programación

El método denominado PERT "Program Evaluation and Review Technique" puede ser catalogado como un método cuantitativo de planificación. Sencillo, pero completo, conduce a la correcta toma de decisiones por parte de los directivos de la empresa.

Se realizará estimaciones a los tiempos de las actividades y no a los acontecimientos, para la asignación de tiempos se hace una triple distinción.

Con estas estimaciones se pudo determinar un tiempo medio, que denotamos como $t_{esperado}$, y que recogerá el valor promedio de las tres estimaciones con una ponderación

III. INGENIERÍA DEL PROCESO

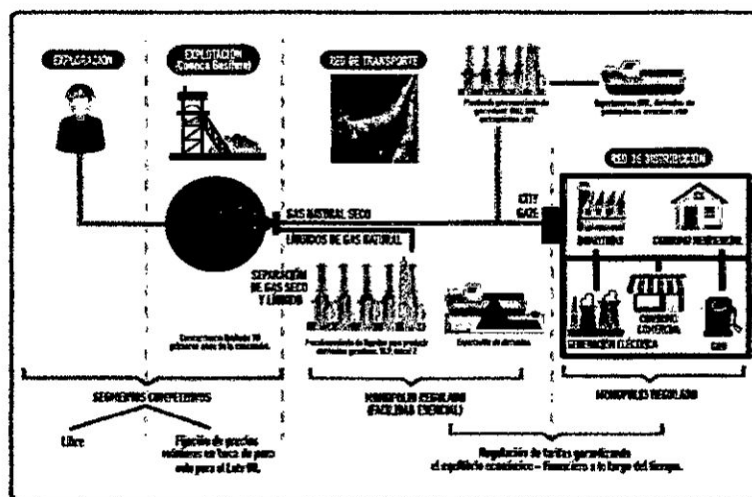
3.1 Cadena de valor del Gas Natural

El concepto de cadena de valor del Gas Natural se basa en la identificación de grupos de procesos (eslabones) que por su naturaleza generan cambios físicos sobre dicho recurso o permiten su disposición para el consumidor final, razón por la cual constituyen en sí mismos una actividad productiva. (Véase la FIGURA N° III.1y la FIGURA N° III.2, en la pág. 43)

Los eslabones de la cadena de valor del Gas Natural son: Exploración y Producción, Procesamiento, Fraccionamiento, Transporte y Distribución. (Véase la FIGURA N° III.3, en la pág. 43)

FIGURA N° III.1

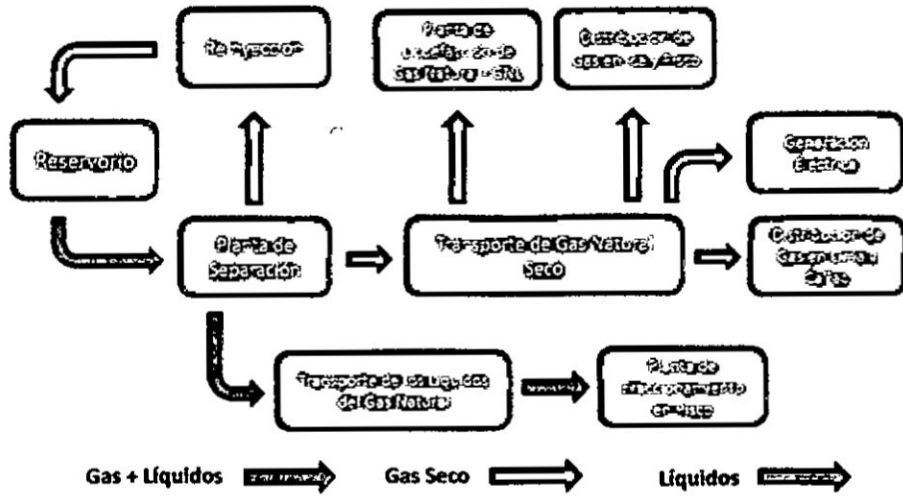
ESTRUCTURA DEL SUMINISTRO DEL GAS NATURAL EN EL PERÚ



Fuente: TAMAYO ET AL 2014

FIGURA N° III.2

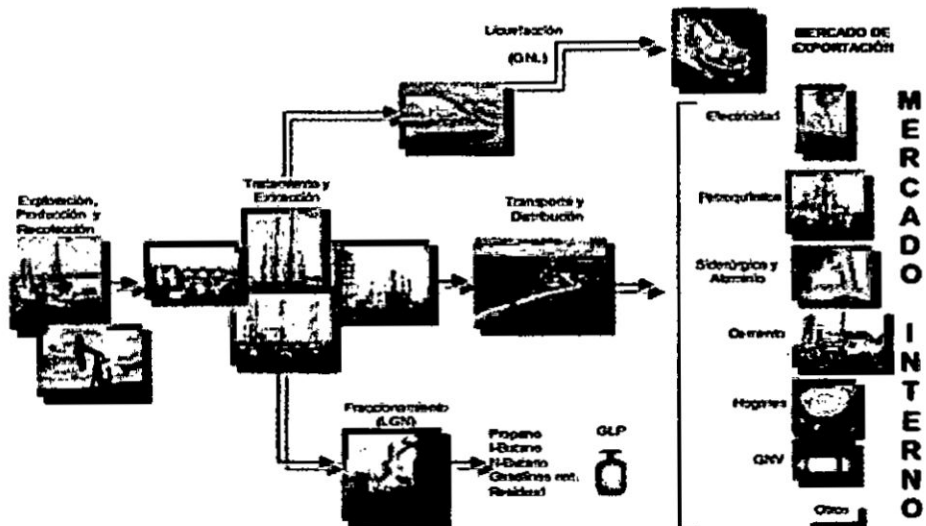
ESQUEMA SIMPLIFICADO DE LA CADENA DE GAS NATURAL



Fuente: TAMAYO ET AL 2014

FIGURA N° III.3

ESQUEMA DE LA CADENA DE VALOR DEL GAS NATURAL



Fuente: TAMAYO ET AL 2014

b) Toxicidad del metano

En general el metano, mayor componente del gas natural, es considerado un gas no tóxico ya que es biológicamente inerte y sus efectos tóxicos están relacionados a la ausencia de oxígeno que existe con altas concentraciones de metano en el aire.

3.2.3 Características físicas de los Líquidos de Gas Natural

a) Composición

La composición típica promedio de los LGN en la salida de la Planta de procesamiento de gas natural Malvinas, también fue considerada en el diseño de equipos. (Véase la TABLA N° III.2)

TABLA N° III.2

COMPOSICIÓN DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL

Componente	% Molar
Etano	0.30
Propano	33.81
i-butano	6.39
n-butano	13.44
i-pentano	5.72
n-pentano	5.74
n-hexano	7.95
Benceno	0.24
n-heptano	7.40
n-octano	7.35
n-nonano a +	11.63

Fuente: PLUSPETROL 2016

Con fines de contraste se usó las características de los Líquidos de Gas Natural de la Planta de Procesamiento de Gas Natural Malvinas. (Véase la TABLA N° III.3, en la pág. 47)

TABLA N° III.3

PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS LÍQUIDOS DE GAS NATURAL

Propiedad	Unidad	Valor
Gravedad específica a 15.6 °C	-	0.639
Presión de Vapor a 10°C	Bar	3.26
Presión de Vapor a 37.8 °C	Bar	6.49

Fuente: PLUSPETROL 2016

b) Toxicidad de Líquidos de Gas Natural

El producto no es tóxico pero al expandirse en el ambiente se desplazará al aire y puede originar irritación del tracto respiratorio y crear condiciones de asfixia a las personas. El producto contiene benceno y puede provocar cáncer. La inhalación puede provocar cefalea, mareos y llevar a la inconciencia.

La peligrosidad de los Líquidos de Gas natural está asociada con el nivel de exposición del producto. En caso de una fuga desde la tubería, gran parte del producto se evapora instantáneamente. Como resultado de la expansión se produce simultáneamente el enfriamiento del material que ha hecho contacto con los Líquidos de Gas Natural.

Si el derrame se produce sobre un cuerpo de agua el efecto será similar, la vaporización parcial de los Líquidos de Gas Natural y el enfriamiento del cuerpo de agua.

Puede causar graves quemaduras frías a la piel, (incluso con desprendimiento de la misma), debido a su rápida evaporación que origina una disminución de la temperatura.

c) Inflamabilidad y explosividad de los Líquidos de Gas Natural

Es extremadamente inflamable. Debido a la presencia de fracciones volátiles, en proporción adecuada con el aire y en presencia de una fuente de ignición se produce la ignición inmediata del producto. En mezcla con el aire puede generarse condiciones explosivas.

3.3 Análisis y descripción de las tecnologías en el gas natural

3.3.1 Separación de fases

Los equipos de separación, como su nombre lo indica, son utilizados en la industria petrolera para separar mezclas de líquido y gas. (Véase la FIGURA N° III.4, en la pág. 49)

cambio de dirección del flujo con una entrada tangencial de los fluidos al separador; o ya sea instalando adecuadamente una placa desviadora a la entrada del separador.

b) Sección de separación secundaria

Se separa la máxima cantidad de gotas del líquido de la corriente de gas. Las gotas se separan principalmente por la gravedad por lo que la turbulencia del flujo debe ser mínima, medido por el número de Reynolds. Para esto, el separador debe tener suficiente longitud. La eficiencia en esta sección depende de las propiedades del gas y del líquido, del tamaño de las partículas y del grado de turbulencia del gas.

En algunos diseños se utilizan veletas 6 aspas alineadas para reducir aún más la turbulencia, sirviendo al mismo tiempo como superficies colectoras de gotas de líquido.

c) Sección de extracción de niebla

Aquí se separan las minúsculas partículas del líquido que aún contiene el gas, la mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido se separan de la corriente de gas en forma de grandes gotas (coalescencia), que luego caen a la zona de recepción de líquido se drenan a través de un conducto a la sección de acumulación de líquidos o bien caen contra la corriente de gas a la sección de separación primaria.

El dispositivo utilizado en esta sección, conocido como extractor de niebla, está constituido generalmente por un conjunto de veletas o aspas, por alambre entretejido, o por tubos ciclónicos.

d) Sección de almacenamiento de líquido

Se almacena y descarga el líquido separado de la corriente de gas. Esta parte del separador debe tener la capacidad suficiente para manejar los posibles baches de líquido que se pueden presentar en una operación normal. Además debe tener la instrumentación adecuada para controlar el nivel de líquido en el separador.

La sección de almacenamiento de líquidos debe estar situada en el separador, de tal forma que el líquido acumulado no sea arrastrado por la corriente de gas que fluye a través del separador.

Existen muchos factores que pueden afectar la separación eficaz y eficiente en un proceso de separación. Es necesario conocer cuáles son los que se consideran más importantes y relevantes al momento de realizar un diseño eficaz del separador: viscosidad del gas, temperatura, densidad del líquido y gas, tamaño de las partículas de líquido, velocidad del gas, y la presión de separación.

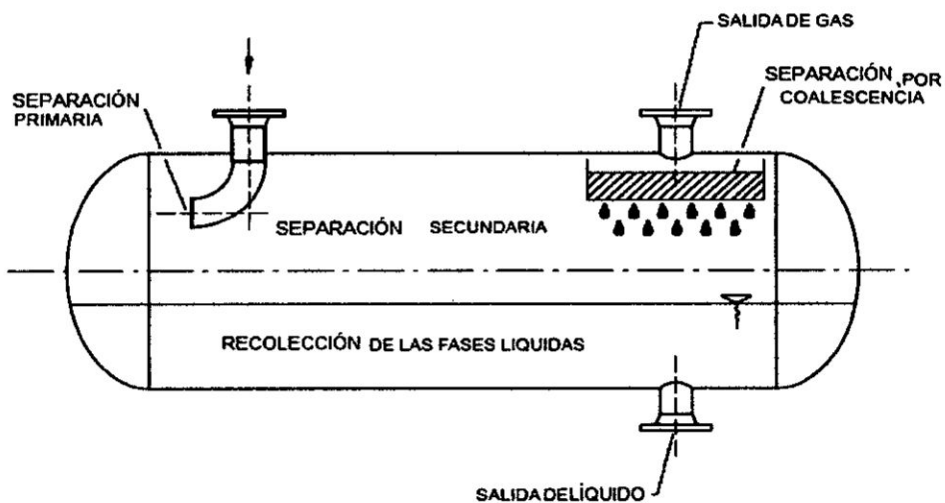
Se pueden clasificar por su forma en horizontales, verticales y esféricos (Véase la FIGURA N° III.5 y la FIGURA N° III.6, en la pág. 53 y la FIGURA N° III.7, en la pág. 53).

Por su función en bifásicos y trifásicos, mientras que el primero separa vapor y líquido, el trifásico separa vapor, condensados y agua.

De acuerdo a la operación: en prueba y de producción. El separador de prueba maneja la producción de un solo pozo con el fin de determinar o cuantificar la producción de gas y de líquido, mediante los respectivos sistemas de medición. Es más pequeño que el de producción y generalmente son construidos con una capacidad de 10 000 bbl de fluido. El de producción recibe y trata el fluido de varios pozos, por ende es de mayor capacidad que uno de prueba.

FIGURA N° III.5

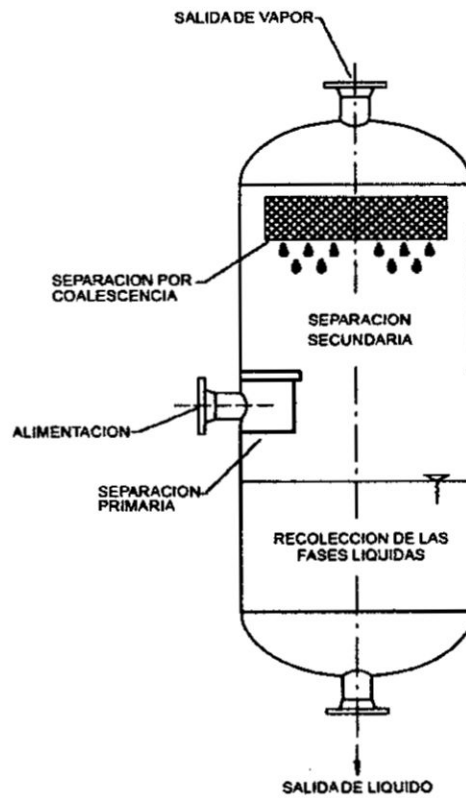
SEPARADOR HORIZONTAL



Fuente: REQUENA Y RODRIGUEZ 2006

FIGURA N° III.6

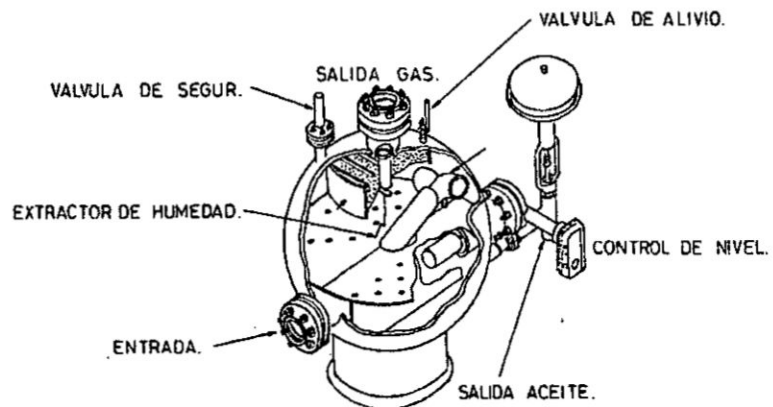
SEPARADOR VERTICAL



Fuente: REQUENA Y RODRIGUEZ 2006

FIGURA N° III.7

SEPARADOR ESFÉRICO



Fuente: REQUENA Y RODRIGUEZ 2006

3.3.2 Endulzamiento del Gas Natural

El gas natural que tiene concentraciones de H_2S y CO_2 por encima de los límites permisibles, tiene que ser tratado con el fin de remover el gas ácido. Como el H_2S reacciona con muchos compuestos, hay una gran variedad de procesos para extraerlo químicamente.

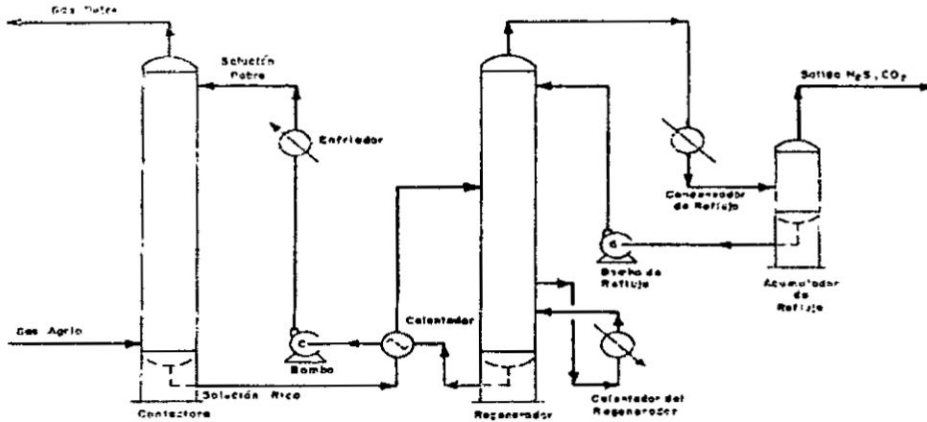
En pequeñas concentraciones, es económica su remoción haciéndolo reaccionar con compuestos sólidos secos como el óxido de hierro o el óxido de zinc. Cuando las concentraciones son altas, se usan los solventes. En cuanto al CO_2 , se extrae solamente usando solventes.

a) Procesos de absorción

En estos procesos, el gas que se va a tratar se pone en contacto en contracorriente con una solución de un componente activo que reacciona con los gases ácidos para formar compuestos inestables, solubles en el solvente. El componente activo de la solución puede ser una alicanoamina o una solución básica, con o sin aditivos. El contacto se realiza en una torre conocida como contactora en la cual la solución ingresa por el tope y el gas por el fondo. Las reacciones que se presentan entre la solución y los gases ácidos son reversibles; por lo tanto, la solución al salir de la torre se envía a regeneración. Los procesos con aminas son los más conocidos de esta categoría (Véase la FIGURA N° III.8) y en segundo lugar los procesos con carbonato.

FIGURA N° III.8

DIAGRAMA DE FLUJO DEL ENDULZAMIENTO CON AMINAS



Fuente: NARANJO 2004

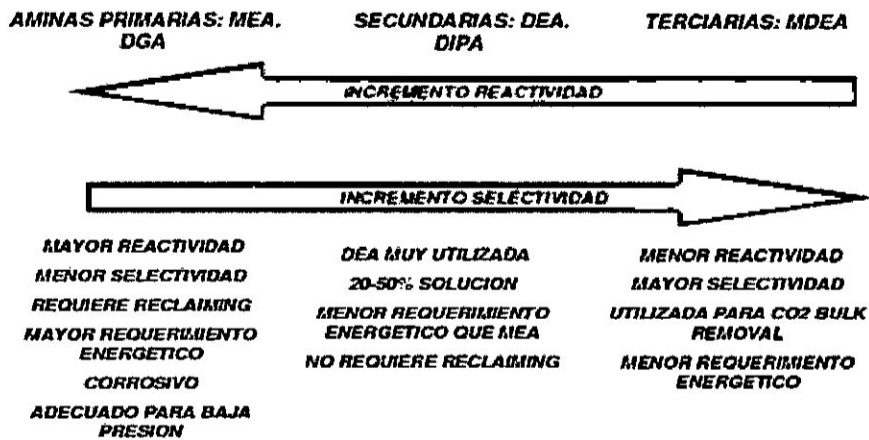
En este proceso, la torre contactora debe trabajar en condiciones de baja temperatura y alta presión de manera que se favorezca la absorción entre el gas ácido y el solvente químico. Por otro lado, en la regeneración se debe trabajar en condiciones contrarias a las mencionadas, o sea a alta temperatura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

Entre sus desventajas se encuentra la demanda de energía, la naturaleza corrosiva de las soluciones usadas y la limitada carga de gas ácido en la solución, este último debido a la estequiometría de las reacciones.

De escoger el proceso con aminas, se debe establecer que amina sería la más adecuada en relación a sus propiedades físicas (Anexo VII) y a los contaminantes presentes en el gas a tratar. (Véase la FIGURA N° III.9 y la TABLA N° III.4, ambas en la pág. 56)

FIGURA N° III.9

CRITERIOS DE SELECCIÓN DE AMINAS PARA EL PROCESO DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL



Fuente: CALLE 2016

TABLA N° III.4

COMPARACIÓN ENTRE SOLVENTES QUÍMICOS DE AMINAS

Amina	MEA	DEA	DGA	MDEA
Concentración (% wt)	15-25	25-35	50-70	30-50
Carga gas ácido				
Scf gas ácido / galón amina	3.1 – 4.3	3.8-5.0	4.7-6.6	amplio
mol gas ácido / mol amina	0.3-0.4	0.3-0.4	0.3-0.4	amplio
Corrosividad (degradación)	mayor	< MEA	< DEA	menor
Presion parcial gases acidos	Baja-Alta	Media-Alta	Baja-Alta	Baja-Alta
Absorción HC	media	media	alta	baja
Selectividad H ₂ S	no	> MEA	no	alta

Fuente: CALLE 2016

b) Procesos de adsorción

El proceso de adsorción es un proceso de separación para remover impurezas basadas en el hecho de que ciertos materiales

altamente porosos fijan ciertos tipos de moléculas en su superficie. (Pino, 2014, pág. 56)

La adsorción es un fenómeno de superficie exhibido por un sólido (adsorbente) que le permite contener o concentrar gases, líquidos o sustancias disueltas (adsortivo) sobre su superficie. Esta propiedad es debida a la adhesión. En la Adsorción la corriente de gas natural hace contacto con sustancia sólidas que tienen propiedades adsorbentes, las cuales se encuentran empacados dentro de las torres adsorbedoras reteniendo selectivamente las moléculas de los gases ácidos del gas tratado.

La regeneración de los lechos secos se realiza mediante la aplicación de calor. El proceso de endulzamiento a través de la adsorción, por lo general es utilizado en gases donde la presión parcial de los componentes ácidos es baja. En el comercio existen varios tipos de tamices de lecho sólido y tienen diferentes afinidades para varios componentes.

c) Procesos de conversión directa

Pino (2014, pág. 56) afirma que estos procesos se caracterizan por la selectividad hacia el sulfuro de hidrógeno (H_2S), el cual es removido en forma preferencial por un solvente que circula en el sistema.

El proceso es de gran importancia, en la eliminación del Sulfuro de Hidrógeno de la corriente del gas.

Las etapas reconocidas son:

1. Absorción del H_2S en una solución alcalina

2. Oxidación del H₂S por el metavanadato de Na para convertirlo en azufre
3. Oxidación del vanadato por medio del ADA
4. Oxidación del ADA reducida con aire.

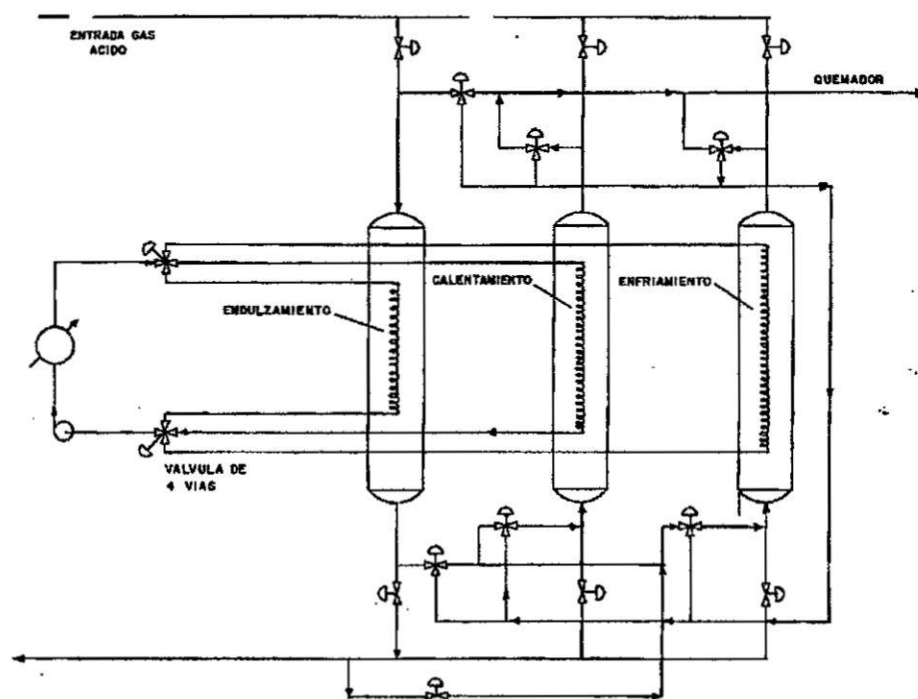
d) Remoción con mallas moleculares

Pino (2014, pág. 56) afirma que las mallas moleculares son consideradas un método sofisticado, por lo tanto se utilizan fundamentalmente, cuando necesitan eliminar pequeñas cantidades de gases ácidos, sobre todo para dejar el gas en la norma. (Véase la FIGURA N° III.10, en la pág. 59)

Naranjo (2004, pág. 237) asegura que las mallas moleculares están disponibles en varios tamaños y se puede tener una malla molecular que solo permita el paso de moléculas de H₂S y H₂O pero no el paso de moléculas grandes como hidrocarburos parafinicos o aromáticos. Sin embargo el CO₂ es una molécula de tamaño similar a las de H₂S y agua y aunque no es polar puede quedar atrapada en los poros por las moléculas de H₂S y agua, aunque en pequeñas cantidades, y bloqueara los poros. El principal problema con el CO₂ es que al quedar atrapado reduce los espacios activos y por tanto la eficiencia de las mallas para retener H₂S y agua.

FIGURA N° III.10

DIAGRAMA DEL PROCESO DE ENDULZAMIENTO POR ADSORCIÓN CON MALLAS MOLECULARES



Fuente: NARANJO 2004

e) Remoción con membranas

Biruh y Hilmi (2012, pág. 253) aseveran que en esencia, las membranas de separación de gases son películas delgadas que transportan de forma selectiva gases a través de la membrana basándose en las diferencias en las permeabilidades de la especie que fluye a través de la membrana. La permeabilidad de los gases en una membrana está relacionada como una función de las propiedades de la membrana (estructura física y química), la naturaleza de las especies permeantes (tamaño, forma y polaridad), y la interacción entre la membrana y las especies permeantes.

La selectividad de la membrana a moléculas específicas de gas o líquido está sujeta a la capacidad de las moléculas a difundir a través de la membrana. La selectividad o el factor ideal de separación es simplemente la proporción de la permeabilidad al gas puro de los gases que se separan.

Actualmente se utilizan membranas para la eliminación del CO₂ del gas natural a tasas de procesamiento desde un millón de pies cúbicos estándar por día (MMSCFD) a 250 MMSCFD. Las nuevas unidades también están en fase de diseño o construcción para manejar volúmenes de hasta 500 MMSCFD.

Aunque existen muchos procesos de endulzamiento, para un caso particular dado los procesos aplicables se reducen a 3 o 4 si se analizan los siguientes aspectos:

- ✓ Especificaciones del gas residual
- ✓ Composición del gas de entrada
- ✓ Consideraciones del proceso
- ✓ Disposición final del gas ácido
- ✓ Costos

De acuerdo al tipo de contaminantes, se debe escoger el tipo de proceso a utilizar para el endulzamiento del gas natural. (Véase la TABLA N° III.5, en la pág. 61)

TABLA N° III.5

GUÍA PARA SELECCIÓN DE PROCESOS DE ENDULZAMIENTO

Contaminante	Aminas (DEA)	Solv. Físicos (Selexol)	Solv. híbridos (Sulfinol)	Carb. Potasio (Benfield)	Tamices moleculares
H ₂ S	Muy bueno	Bueno	Muy bueno	Pobre-Reg	Muy bueno
CO ₂	Muy bueno	Bueno	Muy bueno	Bueno	Muy bueno
COS	Pobre/nada	Bueno	Bueno	Posible	Cuidado
RSH(*)	No/limitado	Bueno	Bueno	Posible	Muy bueno
CS ₂	No	Bueno	Bueno	Posible	---
EMS, DMDS	No	---	---	---	---

Fuente: CALLE 2016

De la tabla anterior se debe tener en cuenta lo siguiente:

- COS: Sulfuro de carbonilo
- (*): Denota mercaptanos
- CS₂: Disulfuro de carbono
- EMS: Etil metil sulfuro
- DMDS: Dimetil sulfuro

3.3.3 Deshidratación del Gas Natural

En esta etapa se elimina el vapor de agua mediante el proceso de deshidratación de manera que el gas estará libre de la formación de hidratos, problema de corrosión y punto de rocío. En este tratamiento, el proceso de absorción con etilenglicol se utiliza para eliminar el agua y otras partículas de la corriente de alimentación. Como otra opción, el proceso de adsorción también puede usarse para la remoción de agua usando torres de deshidratación en lecho seco.

Ante esta necesidad de acuerdo a Margarita et al. (2010, pág. 56) se han desarrollado diversos métodos de deshidratación:

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

Los procesos de deshidratación de gas natural más usados a nivel mundial son los basados en glicoles y desecantes sólidos.

a) Absorción con solventes físicos

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 (Véase la TABLA N° III.6, en la pág. 63). Los glicoles son los desecantes líquidos más efectivos; los más usados para la deshidratación del gas natural son: etilenglicol, dietilenglicol, trietilenglicol (EG, DEG, TEG). El trietilenglicol ha ganado la aceptación universal como el más efectivo de los glicoles, debido a que logra mayor depresión del punto de rocío, y tiene bajos costos de operación.

A pesar de los problemas asociados a su operación, la absorción con glicol es el método tradicional de deshidratación de gas, (Véase la FIGURA N° III.11, en la pág. 64) ya que ha demostrado ser eficiente para conseguir las especificaciones de calidad requeridas, y a que su operación es bastante conocida. (Margarita. 2010, pág. 58)

TABLA N° III.6

VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL GLICOL EN LA
DESHIDRATACIÓN

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> ➤ Bajo costo de instalación. ➤ Baja caída de presión (5-10 lb/pie²) en comparación con unidades de descantes sólidos (10-50 lb/pie²). ➤ Proceso continuo, no por lote (batch) ➤ La reposición del glicol se realiza fácilmente, mientras que las cargas de las torres de descantes sólidos consume mucho tiempo. ➤ La unidad de glicol requieren menor cantidad de calor de regeneración por libra de agua removida. ➤ Los sistemas de glicol tienen la capacidad de operar en presencia de materiales o componentes que pueden producir daños en los desecantes sólidos; por ejemplo, hidrocarburos pesados. ➤ Las unidades de glicol pueden deshidratar el gas natural hasta obtener un contenido de agua de 0,5 lb de agua/MMPCS. 	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Los puntos de rocío del agua por debajo de – 25 °F requieren gas de despojamiento en la columna de regeneración. ➤ El glicol es susceptible a contaminación. ➤ El glicol es corrosivo cuando está contaminado o descompuesto.

Fuente: ERDMANN 2012

que exhiben un alto grado de adsorción de agua. Permiten obtener un punto de rocío de -150°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°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.

TABLA N° III.7

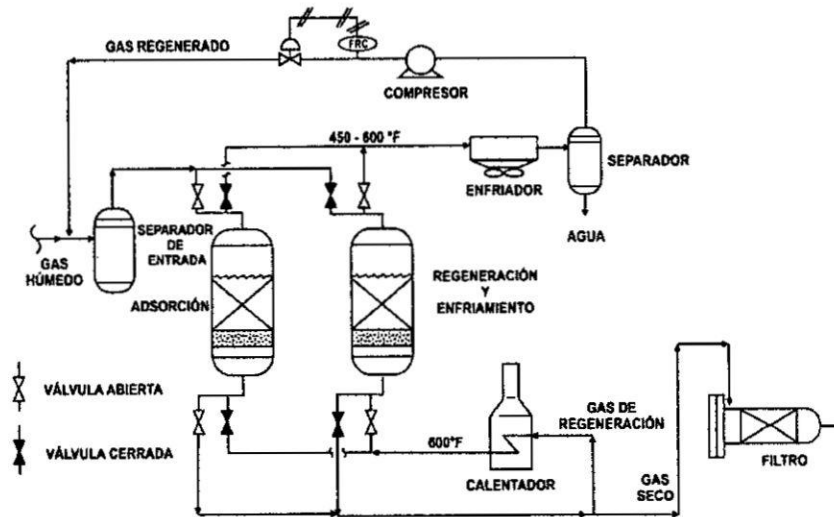
VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE DESECANTES SÓLIDOS

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> ➤ Se pueden obtener puntos de rocío del gas tan bajos como -150°F (1 ppm de agua). ➤ Son pocos afectados por pequeños cambio en la presión, la temperatura y el caudal de gas. ➤ Son menos susceptibles a formación de espuma o corrosión en los equipos. 	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Alto costo. ➤ Alta caída de presión (10-50 lb/pie²). ➤ Se contaminan fácilmente con hidrocarburos pesados, CO_2, H_2S, agua libre, etc. ➤ Tendencia al rompimiento mecánico de las partículas del desecante. ➤ Las instalaciones ocupan gran espacio y los equipos son muy pesados. ➤ Altos requerimiento de calor de regeneración en los lechos. ➤ Altos costos de operación.

Fuente: ERDMANN 2012

FIGURA N° III.12

ESQUEMA DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN CON DESECANTES SÓLIDOS



Fuente: MARGARITA 2010

3.3.4 Separación de Hidrocarburos (Gas seco y LGN)

En esta etapa se separa el metano de los Líquidos de Gas Natural utilizando procesamiento criogénico o técnicas de absorción. En comparación con el método de absorción, el método criogénico es más eficiente para la separación de líquidos más ligeros, tal como etano.

La presencia de hidrocarburos líquidos (etano, propano, butano, nafta entre otros) del gas natural en gasoductos origina pérdida de presión, las cuales reducen el caudal transportado. Estos hidrocarburos se condensan a lo largo del gasoducto originando problemas de transportación.

La recuperación de los componentes líquidos del gas se efectúa para el control del punto de rocío del gas natural y además presenta una fuente económica, pues los hidrocarburos líquidos tienen un valor económico más alto como productos separados que como parte de la corriente de gas natural.

En la actualidad, para los procesos de recuperación de propano e hidrocarburos más pesados, existen tres tipos de procedimientos para realizar esta separación: el de absorción, el de refrigeración y el de criogenización, siendo este último el más eficiente aunque es un poco más costoso que las opciones anteriores:

- a) Refrigeración Simple.
- b) Refrigeración en Cascada.
- c) Absorción Simple.
- d) Absorción Refrigerada.
- e) Absorción Mejorada.
- f) Turbo expansión Criogénica.

Las propiedades físicas de los hidrocarburos que se emplean en el procesamiento del gas natural son muy importantes para el diseño de equipos e instalaciones.

Para este tipo de fluidos es importante tener en cuenta los siguientes conceptos:

- Densidad y/o compresibilidad del gas.
- Densidad del líquido.
- Calor específico.
- Entalpías.

- Entropías.
- Energía libre.
- Calor de combustión.
- Calor de reacción.
- Viscosidad.
- Conductividad térmica.
- Tensión superficial.
- Punto de rocío del hidrocarburo.
- Punto de rocío del agua.

A continuación se describen los procesos existentes para la recuperación de propano e hidrocarburos más pesados.

a) Proceso de Refrigeración Simple.

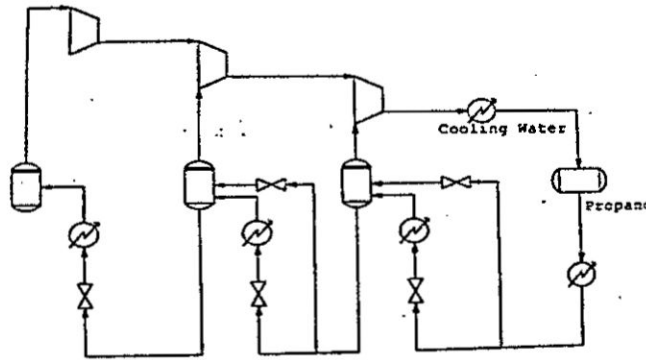
El proceso de refrigeración simple es bastante flexible en su aplicación a la recuperación de LGN (Véase la FIGURA N° III.13, en la pág. 69). El proceso puede ser usado para recuperar componentes a partir del propano y no exige recuperaciones muy elevadas. El nivel de temperatura en el enfriador de refrigeración.

El proceso de refrigeración simple es comúnmente usado con un sistema de inyección de glicol. La configuración es limitada en la temperatura de operación por la viscosidad del glicol a bajas temperaturas.

Además, la refrigeración es típicamente proporcionada por la refrigeración de propano la cual está limitada a refrigerante - 42°C a presión atmosférica y de esta manera una temperatura de procedimiento de cerca de -40°C.

FIGURA N° III.14

CICLO DE REFRIGERACIÓN DE TRES ETAPAS EN CASCADA
CON PROPANO



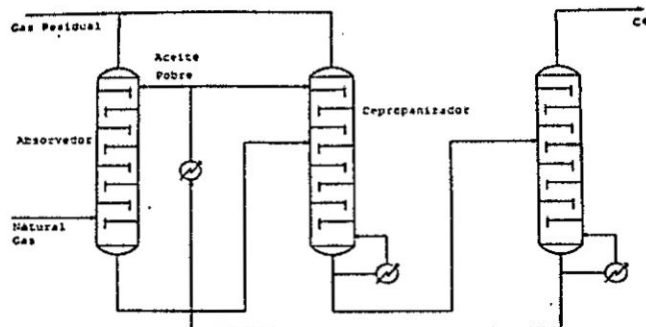
Fuente: MUÑOZ Y TABOADA 2003

c) Absorción Simple.

En este proceso los LGN se retiran poniendo en contacto el gas natural con un aceite absorbente (Hidrocarburo de alto peso molecular). Este aceite pobre absorbe los LGN en una columna de absorción. En la figura se muestra un esquema de este proceso. (Véase la FIGURA N° III.15)

FIGURA N° III.15

PROCESO DE ABSORCIÓN SIMPLE



Fuente: MUÑOZ Y TABOADA 2003

d) Absorción Refrigerada.

El proceso de absorción para la recuperación de los componentes pesados del gas se da a través de una absorción. El mecanismo de este proceso es la diferencia entre la presión de vapor de los componentes en el aceite y su presión parcial en el gas. Como la primera es menor que la segunda ocurre una transferencia de masa del gas hacia el aceite, con liberación de energía y consecuente aumento de temperatura. Este principio se aplica a todos los hidrocarburos; sin embargo, en una segunda etapa, cuando la presión es reducida, los componentes livianos son liberados del aceite quedando retenidos sólo los hidrocarburos pesados.

El contacto entre el aceite de absorción y el gas ocurre en contracorriente en una torre donde el aceite ingresa por el tope y el gas por el fondo. El aceite utilizado generalmente es un hidrocarburo líquido o mezcla de hidrocarburos con peso molecular que fluctúa de 100 a 180, dependiendo de la temperatura de absorción.

La eficiencia de la absorción depende, entre otros factores de la presión y temperatura de operación del sistema, de las cantidades relativas del gas y aceite de absorción de calidad del contacto promovido entre el gas y el líquido. Las condiciones de operación más comunes en un absorbedor son de 400 a 1000 psig. Y temperaturas que varían desde la ambiental hasta -40°F . La refrigeración es obtenida a través de un fluido auxiliar, generalmente propano. Se denomina aceite rico al aceite de absorción saturado de hidrocarburos y aceite pobre al aceite

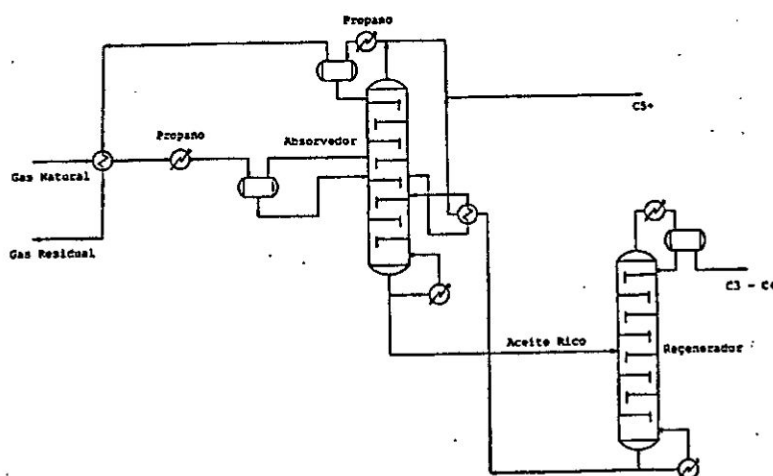
exento de estos componentes. Los hidrocarburos absorbidos en el aceite son posteriormente separados por la acción del calor en una torre de destilación. El aceite pobre retorna al absorbente y los LGN se envían a la planta de fraccionamiento.

e) Absorción Mejorada.

Este proceso permite altas recuperaciones de propano (más del 99%). El gas de alimentación es pesado por un tren de enfriamiento y es alimentado por el fondo de la columna absorbente, por el tope de la columna entra el solvente pobre como C5+, la temperatura del tope del absorbedor se mantiene a 30°F, los líquidos del gas absorbidos en el solvente, los licuables del gas son separados por el tope del regenerador y el solvente pobre es presaturado con gases del tope del absorbedor. (Véase la FIGURA N° III.16)

FIGURA N° III.16

PROCESO DE ABSORCIÓN MEJORADA



Fuente: MUÑOZ Y TABOADA 2003

f) Turbo expansión Criogénica.

El proceso criogénico para la recuperación de hidrocarburos más pesados. Este inicia con el ingreso del gas húmedo (Véase la FIGURA N° III.17, en la pág. 74), que previamente paso por la etapa de endulzamiento y pasa a la sección de deshidratación, donde se remueve la mayor cantidad de agua.

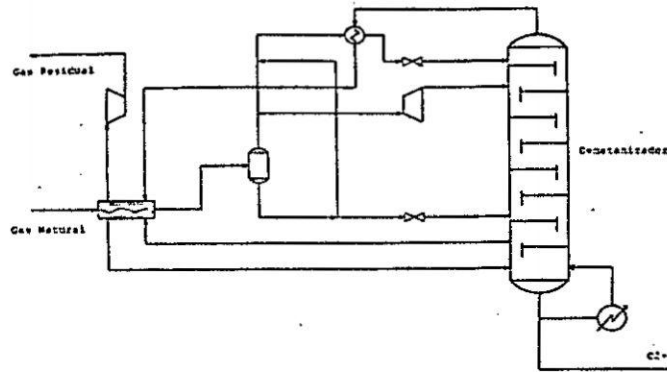
Originalmente este proceso fue diseñado para la recuperación de etano y más pesados. Las plantas criogénicas retiran los productos licuables condensándolos también por refrigeración. Sin embargo, en este caso se produce el enfriamiento haciendo expandir el gas adiabáticamente. Esto se realiza en una turbina de expansión donde por reducción de la presión del gas, se alcanza bajos niveles de temperatura (entre -80° a -140°F).

En la actualidad existe varios procesos criogénicos diseñados para aumentar la eficiencia de recuperación de condensados, a continuación se presentan algunos de ellos:

- Residue Reflux System (RRS).
- Two Tower System.
- Recycle Slipt Vapour (RSV).
- Delpro process.

FIGURA N° III.17

PROCESO TÍPICO DE SEPARACIÓN CRIOGÉNICA



Fuente: MUÑOZ Y TABOADA 2003

Entre los diversos procesos mencionados, los criterios de selección se basan en la mayor recuperación de LGN, consumos de servicios entre otros costos. (Véase la TABLA N° III.8 y la TABLA N° III.9, en la pág. 75; la TABLA N° III.10 y la TABLA N° III.11 en la pág. 76)

TABLA N° III.8

CONTRASTE DE TECNOLOGÍAS EN LA RECUPERACIÓN DE PROPANO

Variables del Proceso	del	Absorción Refrigerada	Refrigeración en Cascada	Separación Criogénica
Temperatura de operación (°F)	de	40	- 40/ -100	- 80 / - 150
Recuperación de propano	de	80 – 90 %	92 – 95 %	95 – 99 %
Mayor recuperación de propano		Mayor circulación de aceite	Más ciclos de refrigeración	---

Fuente: MUÑOZ Y TABOADA 2003

TABLA N° III.9

INFLUENCIA DE LA PRESIÓN DEL GAS DE ENTRADA EN EL PROCESO DE RECUPERACIÓN DE PROPANO

Presión de ingreso, psig	Absorción Mejorada		Separación Criogénica	
	Dificultad	Solución	Dificultad	Solución
< 250	Inadecuado para absorción	Comprimir entrada a 400 psig	Inadecuado para la operación del expansor	Comprimir la entrada a 850 psig.
250 – 450	Ninguno	Ninguno	Inadecuado para la operación del expansor	Comprimir la entrada a 850 psig.
450 – 750	Fondo del absorbedor sobre punto crítico	Adicionar un expansor o torre de presión dual.	Inadecuado para la operación del expansor	Comprimir la entrada a 850 psig.
750 - 850	Fondo del absorbedor sobre punto crítico	Adicionar un expansor o torre de presión dual.	Inadecuado para la operación del expansor	Usar expansor – Compresor para pre-compresión
850-1200	Fondo del absorbedor sobre punto crítico	Adicionar un expansor o torre de presión dual.	Ninguno	---

Fuente: MUÑOZ Y TABOADA 2003

TABLA N° III.10

FACILIDADES DE SERVICIOS EN LA RECUPERACIÓN DE PROPANO

Facilidades de servicio	Absorción Refrigerada	Refrigeración en Cascada	Separación Criogénica
Enfriamiento	Agua	Agua	Aire
Consumo de energía eléctrica	Medio	Mayor	Mayor
Consumo de combustible	Mayor	Mayor	Menor

Fuente: MUÑOZ Y TABOADA 2003

TABLA N° III.11

NIVEL DE RECUPERACIÓN DE PROPANO EN LAS TECNOLOGÍAS

Recuperación de Propano (%)	Absorción Mejorada	Refrigeración Simple	Separación Criogénica
0 – 30	No adecuado	Buena	Ineficiente
30 – 80	Eficiente	No se alcanza	Ineficiente
80 – 95	Eficiente	No se alcanza	Eficiente
95 <	Eficiente	No se alcanza	Sistema de dos torres

Fuente: MUÑOZ Y TABOADA 2003

3.4 Descripción del proceso seleccionado

Dentro de la planta se llevará a cabo cuatro procesos principales: el separador de fases, el endulzamiento de gas natural para eliminar los gases ácidos (H_2S y CO_2), la deshidratación para remover el agua (H_2O) y la separación de los hidrocarburos pesados y metano con la finalidad de elevar su valor agregado.

3.4.1 Separador trifásico Gas-Condensados-Fase acuosa

El gas que provendrá de los pozos del Lote 58, ingresará a las instalaciones de recepción y separación primaria de la planta de separación de gas natural, el objetivo de esta etapa es separar, el gas semi-seco, los hidrocarburos líquidos y el agua de producción, por efectos de la expansión producida (menor temperatura) y diferencia de gravedad entre una fase y otra.

El gas semi-seco se separa de las fases líquidas, para luego ser tratados en la etapa de endulzamiento y de deshidratación, previo a su paso por la zona separación, donde se separará gases ácidos, gas seco y líquidos remanentes, en procesos de expansión.

Los hidrocarburos líquidos son enviados luego a una etapa de deshidratación, para posteriormente ingresar a la demetanizadora, donde se despojarán el componente ligero (metano principalmente) de los componentes pesados (etano a más), para finalmente ser enviados a la Planta de Fraccionamiento.

El agua de producción, es enviado a un sistema de tratamiento (Poza API), para ser separado de los remanentes de hidrocarburos que pudiera contener, gracias a la diferencia de gravedades, de donde, una vez tratada, será reinyectada al pozo reinector de agua.

3.4.2 Endulzamiento por absorción con dietanolamina (DEA)

El gas amargo saturado saliente del separador trifásico ingresará a una columna de absorción de relleno con dietanolamina, solvente químico elegido por sus propiedades. (Véase la TABLA N° III.4, en la pág. 56)

En este proceso el gas de entrada es separado del CO₂ que contiene (endulzamiento), en el tope de la columna saldrá el gas dulce para su ingreso a la etapa de deshidratación.

La corriente rica de DEA, pasaría a una columna de desorción, para la recuperación del solvente y su reingreso a la columna de absorción.

3.4.3 Deshidratación por absorción con Trietilenglicol (TEG)

A pesar de la separación producida en la etapa de separación trifásica, tanto el gas seco como los LGN, presentan contenido de agua, que al entrar en la zona criogénica para su separación final, puede formar hidratos, los cuales obstruirían el paso de los fluidos y dañarían los equipos. Por esta razón, es necesario realizar una etapa de deshidratación tanto del gas como de los LGN.

La absorción con glicol es uno de los métodos más comunes para la deshidratación de gas. El proceso consiste en contactar el gas húmedo a alta presión en contracorriente con el líquido desecante en un absorbedor. La columna del absorbedor puede ser de platos, de campana, de burbujeo, empaque estructurado o empaque al azar.

La solución pobre de TEG entra por el tope de la columna y absorbe el agua del gas húmedo. El gas seco sale por el tope del absorbedor mientras que la solución rica de TEG (rica en agua), sale por el fondo y es regenerada en la sección de regeneración de glicol, con el fin de recuperar el solvente y su reingreso a la columna de absorción.

3.4.4 Intercambiador de calor

Un proceso previo para la disminución de la temperatura de la corriente de gas que entre a la demetanzadora, aprovechando la diferencia de temperaturas con la corriente de gas seco que sale del tope de la demetanzadora.

3.4.5 Demetanzadora

En la torre demetanzadora, los líquidos se liberarán de los componentes más volátiles (esencialmente metano y gases inertes), obteniendo como corriente de fondo la mezcla de componentes restantes denominada C_2^+ (esto incluye etano e hidrocarburos más pesados). Éstos se envían a la zona de almacenamiento junto con los condensados provenientes de la zona de estabilización.

Esta mezcla de hidrocarburos líquidos separados del flujo principal de gas, recibe la denominación genérica de “Líquidos de Gas Natural” (LGN), que requieren ser almacenados en tanques a presión (esferas o bullets), y desde donde se bombearán a una Planta de Fraccionamiento de Líquidos de Gas Natural.

Mientras que la corriente de gas seco, despojado de los componentes más pesados, será comprimido desde el valor de presión alcanzada luego de la expansión hasta la presión requerida por el sistema de transporte de gas (Gaseoducto Sur Peruano) al sur del país.

3.5 Diseño del proceso seleccionado

La Planta de tratamiento de gas natural para la separación de los hidrocarburos propuesta en este proyecto (Véase la FIGURA N° III.18, en la pág. 82) está conformada por equipos que a continuación se mencionan:

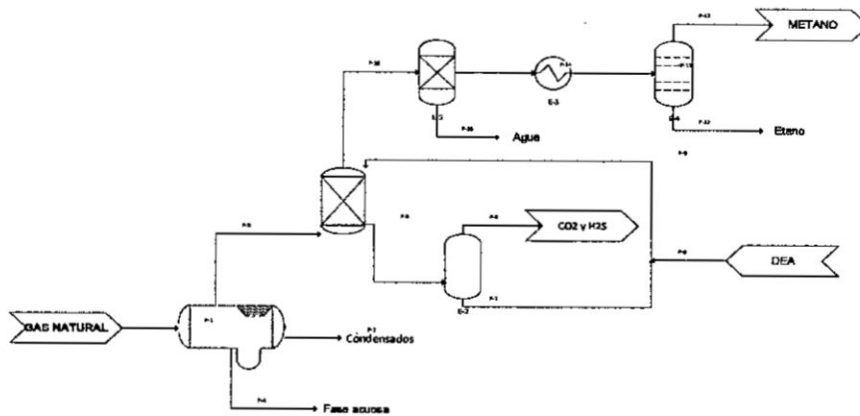
- Un separador trifásico que tiene como finalidad una separación inicial los compuestos líquidos de la corriente de gas natural húmedo.
- Dos columnas de absorción de relleno, la primera se emplea en el endulzamiento del gas natural utilizando una solución de dietanolamina (DEA) con la cual se separa el dióxido de carbono (CO_2) y el sulfuro de hidrógeno (H_2S); la otra para la deshidratación de la corriente de hidrocarburos compuesta por metano, etano, propano, butano, pentano y hexano, usando

trietilenglicol y de esa forma evitar la formación de hidratos.

- Un intercambiador de calor de tubos y coraza con el flujo en contracorriente, la cual enfría la corriente deshidratada que sale de la columna de absorción de relleno.
- La columna de plato (demetanizadora) a la cual ingresa una corriente constituida principalmente por metano, etano, propano, butano, pentano y hexano. Esta corriente se traslada a través de una columna de destilación (demetanizadora) en la cual se separa en metano (gas natural seco), y Líquidos de Gas Natural, que luego se deberá trasladar a una planta de fraccionamiento. La mezcla de metano sería trasladada a una posterior planta la cual se ubicaría en el sur del país, con el fin de aprovechar el etano en la industria de la petroquímica.

FIGURA N° III.18

PROCESO PROPUESTO PARA LA PLANTA DE TRATAMIENTO
DE GAS NATURAL



Elaboración propia

A continuación se explican las generalidades de cada uno de los equipos antes mencionados.

3.5.1 Separador trifásico Gas-Condensados-fase acuosa

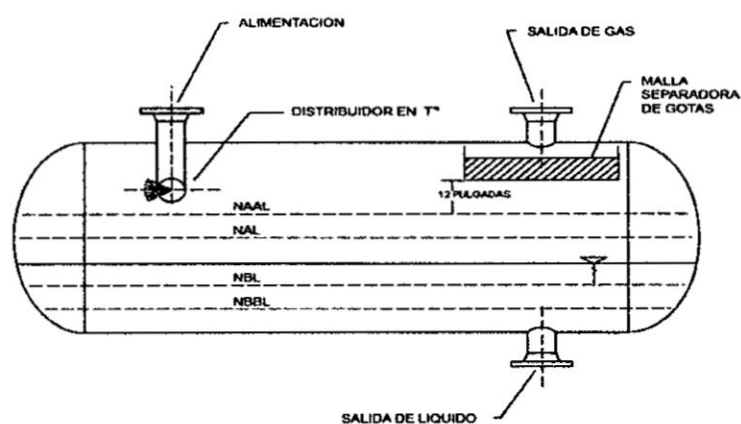
Como parte del diseño, se debe realizar una selección del tipo de separador a usar, el cual será un separador trifásico gas – líquido – agua horizontal, ya que Arnold y Stewart (2016, pág. 5) afirman que estos son más eficientes en el manejo de grandes volúmenes de gas que los tipos verticales porque las gotas líquidas caen de manera perpendicular al flujo de gas en la sección de asentamiento de gravedad, y se asientan más fácilmente de la fase de gas continua. (Véase la FIGURA N° III.19, en la pág. 83)

Además, debido a que el área de interfaz es más grande en un separador horizontal, es más fácil que las burbujas de gas, que

salen de la solución cuando el líquido se aproxima al equilibrio, alcancen el espacio de vapor.

FIGURA N° III.19

NIVELES DE LÍQUIDO EN SEPARADOR HORIZONTAL



Fuente: REQUENA ET AL 2006

En el dimensionamiento del equipo se tuvo en cuenta los parámetros de ingreso. (Véase la TABLA N° V.1, en la pág. 133), de igual forma los siguientes datos:

- Las densidades de la fase vapor y de la fase líquida.
- Los flujos de masas de la fase vapor y la fase líquida.

Según la API 12J (2009, pág. 14), todo separador básico (vertical, horizontal, esférico) se puede utilizar para separación trifásica, independientemente de la forma, todos deben cumplir los siguientes requisitos:

- a. El líquido debe separarse del gas en una separación primaria.

- b. La velocidad del gas debe ser baja para permitir abandonar a los líquidos.
- c. El gas debe lavarse a través de un extractor de niebla.
- d. El agua y los condensados deben ser desviados a una sección libre de turbulencia del recipiente.
- e. Los líquidos deben mantenerse en el recipiente el tiempo suficiente para permitir la separación.
- f. La interfaz agua-aceite debe mantenerse.
- g. el agua y el aceite deben ser removidos desde el recipiente a sus puntos de salida.

El dimensionamiento de un separador trifásico para la eliminación del agua es principalmente una función del tiempo de retención.

El tiempo de retención requerido está relacionado con el volumen del recipiente, la cantidad del líquido que se va a manipular y las gravedades específicas del agua y del petróleo.

El volumen de retención efectivo en un recipiente la parte del recipiente en la que el aceite y el agua están en contacto el uno con el otro.

En cuanto a la separación aceite-agua, una vez que una salga de la sección de líquido primario, aunque esta puede permanecer en el recipiente en un compartimento separador, este no puede considerarse como parte del volumen de retención.

El enfoque habitual en el diseño es permitir la igualdad con los tiempos de retención de aceite y agua; esto se logra con una amplia gama de control de nivel de interfaz o de presa variable de

agua. Los criterios básicos de diseño para el tiempo de retención de líquidos en los separadores trifásicos son generalmente como se muestra en la TABLA N° III.12.

TABLA N° III.12

TIEMPO DE RETENCIÓN EN SEPARADORES

Gravedad de los condensados	Minutos(típico)
Sobre 35°API	3 a 5
Debajo de 35° API	
100 + °F	5 a 10
80 + °F	10 a 20
60 + °F	20 a 30

Fuente: AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE 2009

El procedimiento seguido para el diseño del separador horizontal se inicia con el uso de la Ley de Stokes, la capacidad del gas se basa en el Principio del tamaño mínimo de las gotitas que saldrá de una corriente de gas en movimiento a una cierta velocidad. La máxima velocidad superficial del gas permitida en las condiciones de operación se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$V_a = k * \sqrt{\frac{d_L - d_G}{d_G}}$$

Donde:

V_a = Máxima velocidad superficial del gas permitida a través de la sección secundaria de separación. (Pie/s)

d_L = Densidad del líquido a las condiciones de operación. (lb/pie³)

d_G = Densidad del gas a las condiciones de operación.
(lb/pie³)

K = constante dependiendo del diseño y condiciones de operación. (Véase la TABLA N° III.13)

TABLA N° III.13

FACTOR "K" PARA LA DETERMINACIÓN DE LA MÁXIMA VELOCIDAD PERMITIDA EN LA SUPERFICIE

Type Separator	Height or Length L (Feet)	Typical K Factor Range
Vertical	5	0.12 to 0.24
	10	0.18 to 0.35
Horizontal	10	0.40 to 0.50
	Other Lengths	0.40 to $0.50 \times (L/10)^{0.56}$
Spherical	All	0.2 to 0.35

Fuente: AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE 2009

TABLA N° III.14

TAMAÑO Y RANGO DE PRESIÓN DE TRABAJO EN SEPARADORES HORIZONTALES

Nominal Diameter, Inches	Maximum Allowable Working Pressure, PSIG @ 130°F.						
	12 1/2	16	20	24	30	36	42
12 1/2	230	600	1000	1200	1440	2000	2000
16	230	600	1000	1200	1440	2000	2000
20	125	230	600	1000	1200	1440	2000
24	125	230	600	1000	1200	1440	2000
30	125	230	600	1000	1200	1440	2000
36	125	230	600	1000	1200	1440	2000
42	125	230	600	1000	1200	1440	2000
48	125	230	600	1000	1200	1440	2000
54	125	230	600	1000	1200	1440	2000
60	125	230	600	1000	1200	1440	2000

Fuente: AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE 2009

Según Sinnott (2005, pág. 463), la relación más económica entre la longitud y diámetro del separador dependerá de la presión de operación. (Véase la TABLA N° III.15)

TABLA N° III.15

RELACIÓN LONGITUD-DIÁMETRO DEL SEPARADOR

Presión de operación (KPa)	Longitud: diámetro, L_v/D_v
0 – 2000	3
2000 – 3500	4
> 3500	5

Fuente: SINNOTT 2005

De igual forma para diseños preliminares, se ajusta la altura del líquido a la mitad del diámetro del recipiente:

$$h_v = \frac{D_v}{2} \text{ y } f_v = 0.5$$

Donde:

f_v : fracción del área de la sección transversal total ocupada por el vapor.

D_v : Diámetro del recipiente, metros.

h_v : altura de la fase líquida retenida en el recipiente, metros.

A la vez se tiene en cuenta lo afirmado por Requena et al (2006, pág. 59) que se debe tener las siguientes consideraciones generales para estimar las dimensiones en separadores horizontales:

- a) El máximo nivel de líquido debe dejar una altura mínima de 15 pulgadas para el espacio de vapor, pero nunca este

nivel deberá estar por encima de la línea media del separador.

- b) El volumen de los cabezales no se toma en cuenta en los cálculos de las dimensiones del separador.
- c) Las boquillas de entrada y salida deberán ubicarse tan cerca, como sea práctico, de las líneas tangentes del separador.
- d) Las salidas de líquido llevarán accesorios antivórtices.
- e) Se especifican valores de L/D entre 2.5 hasta 6 pero ciertas empresas fabricantes utilizan 3, 4 y 5 como valores económicos de esta relación.
- f) Volumen de operación, o sea el volumen comprendido entre el nivel máximo (NAL) y el nivel mínimo (NBL).
- g) Bajo nivel de líquido 1.31 pie.
- h) La distancia entre la parte baja de la malla y el NAAL debería ser de 12 pulgadas.

Según Velasco (2013, pág.82), Además de la sección de separación, en la longitud efectiva (L_{ef}), es necesario establecer distancias adicionales que permitan la ubicación de elementos internos y obtener la longitud de costura a costura (L_{ss}):

Para capacidad de gas:

$$L_{ss} = L_{ef} + \frac{d}{1000}$$

Para capacidad de líquido:

$$L_{ss} = \frac{4}{3} * L_{ef}$$

De los resultados de las relaciones anteriores se deberá seleccionar el valor más alto. Por último, el diseñador debe suministrar un equipo que cumpla con una relación de esbeltez razonable para facilitar la etapa del diseño mecánico y no incurrir así en re cálculos posteriores; se recomienda relaciones de esbeltez ($1000 L_{ss}/d$) entre 3 y 4.

En el caso del extractor de niebla, el cual depende de la velocidad del flujo de vapor. Si la velocidad es baja para las gotas de líquido tiende a aglomerarse en la malla de alambre, mientras que cuando la velocidad es alta la malla tiende a inundarse, debido a que no puede fluir hacia abajo, contra el flujo de vapor.

Para la ubicación del extractor de neblina, en primer lugar el extractor de neblina se colocará para gotas mayores a 100 micrones; en segundo lugar se coloca en el extremo donde está la boquilla de salida de gas a una distancia prudente ($D_v/5$) entre la salida y el nivel de líquido.

3.5.2 Columna de absorción por dietanolamina (DEA)

Se optó por la torre rellena o empacada por las características del empaque como el bajo peso, químicamente inerte, bajo costo, facilita el flujo, mayor eficiencia, manejo de mayores caudales y dimensiones reducidas.

La dietanolamina (DEA) fue seleccionada como solvente por muchas ventajas que esta ofrece, entre ellas una ventaja importante con respecto a la monoetanolamina (MEA) y es que las pérdidas de solución no son tan altas pues tiene una presión de vapor menor al igual que su velocidad de reacción con los compuestos de carbono y azufre.

Los procesos con DEA han sido diseñados para operar con concentraciones porcentuales de solución entre 30 y 35 en la relación peso sobre peso %P/P, incluso a esta concentración la DEA no es corrosiva, por lo que se puede trabajar sin ningún temor, que la solución vaya a aumentar el proceso de corrosión, cosa que ocurre a menudo con solución, que se utilizan en los diferentes tratamientos.

Según Mc Cabe (1991, pág. 717), el dispositivo consiste en una columna cilíndrica, o torre, equipada con una entrada de gas y un espacio de distribución en la parte inferior; una entrada de líquido y un distribuidor en la parte superior; salidas para el gas y el líquido por cabeza y cola, respectivamente; y una masa soportada de cuerpos sólidos inertes que recibe el nombre de relleno de la torre. El soporte ha de tener una gran fracción de área libre de forma que no se produzca inundación en el plato de soporte. La entrada del líquido, que puede ser disolvente puro o una disolución diluida del soluto en el disolvente, y que recibe el nombre de líquido agotado, se distribuye sobre la parte superior del relleno mediante un distribuidor y, en la operación ideal, moja uniformemente la superficie del relleno.

El gas que contiene el soluto, o gas rico, entra en el espacio de distribución situado debajo del relleno y asciende a través de

los intersticios del relleno en contracorriente con el flujo de líquidos (solvente). El relleno proporciona una gran área de contacto entre el líquido y el gas, favoreciendo así un íntimo contacto entre las fases. El soluto contenido en el gas rico es absorbido por el líquido fresco que entra en la torre, y el gas diluido o agotado abandona la torre. El líquido se enriquece en soluto a medida que desciende por la torre y el líquido concentrado sale por el fondo de la torre.

Mc Cabe (1991, pág. 720), afirma que el requisito de un buen contacto entre el líquido y el gas es la condición más difícil de cumplir, especialmente en torres grandes. Idealmente, el líquido, una vez distribuido en la parte superior del relleno, fluye en forma de una película sobre la superficie del relleno durante todo el recorrido de descenso a través de la torre.

En la realidad las películas tienden a crecer de espesor en algunos lugares y a disminuir en otros, de forma que el líquido se agrupa en pequeñas corrientes y desciende a través de caminos preferentes localizados en el relleno. Especialmente para bajas velocidades del líquido, una buena parte de la superficie del relleno puede estar seca, o más frecuentemente, recubierta por una película estacionaria de líquido. Este efecto se conoce con el nombre de canalización y es la principal razón del mal funcionamiento de las grandes torres de relleno.

La canalización es más severa en torres con relleno ordenado, menos severa en relleno formado por sólidos triturados y todavía menos en rellenos al azar de unidades de forma regular tales como anillos.

Para el dimensionamiento según Sinnott (2005, pág. 596) afirma que si la curva de equilibrio y las líneas operativas se pueden tomar como rectas y la alimentación del disolvente está esencialmente libre de soluto, el número de unidades de transferencia viene dado por:

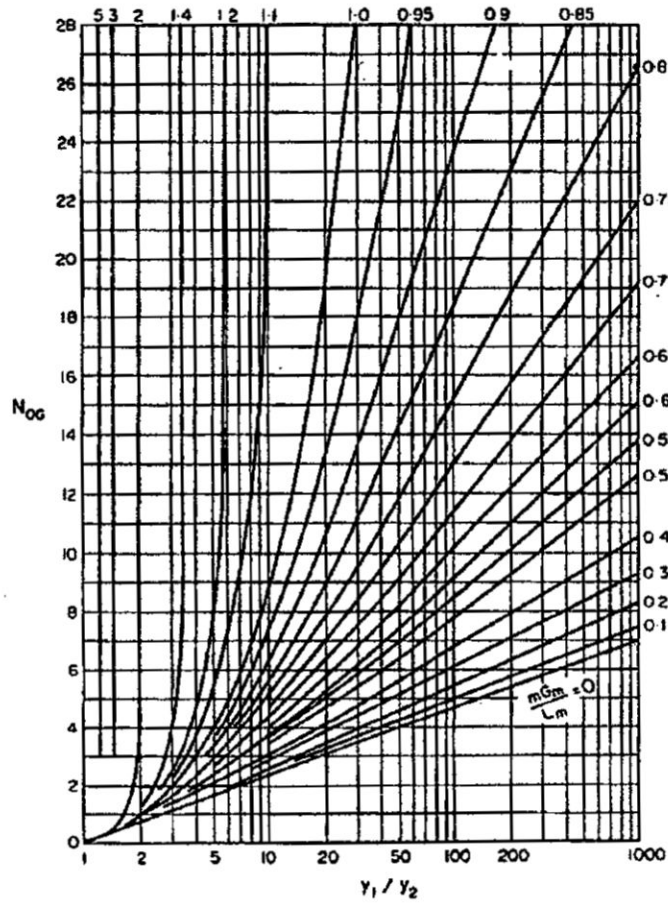
$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left(m * \frac{G_m}{L_m}\right)} * \ln \left[\left(1 - \left(m * \frac{G_m}{L_m}\right)\right) * \frac{y_1}{y_2} + \left(m * \frac{G_m}{L_m}\right) \right]$$

Esta ecuación se representa gráficamente en la FIGURA N° III.20 (Véase en la pág. 93), que puede usarse para hacer una estimación rápida del número de unidades de transferencia requeridas para una separación dada.

El número de etapas requeridas para una determinada separación es muy dependiente del caudal L_m . (Véase la FIGURA N° III.20, en la pág. 93). Si la tasa de disolvente no se fija por otras consideraciones de proceso, la FIGURA N° III.20 (Véase en la pág. 93) puede utilizarse para hacer estimaciones rápidas de la altura de la columna a diferentes caudales para encontrar el valor más económico. Se sugiere que el valor óptimo para el término $m * G_m / L_m$ estará entre 0,7 y 0,8.

FIGURA N° III.20

NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA (N_{OG}) COMO UNA FUNCIÓN DE Y_1/Y_2 CON M^*G_M/L_M COMO PARÁMETRO.



Fuente: SINNOTT 2005

El flujo molar del líquido está determinado por la siguiente ecuación:

$$L_{WM}^* = V_{WM}^* \frac{L_m}{m * G_m}$$

Donde:

L_{WM}^* : Flujo molar del líquido

V_{WM}^* : Flujo molar del vapor

El valor de la correlación de flujos de vapor y líquido está dado por la siguiente ecuación:

$$F_{LV} = \frac{L^*_W}{V^*_W} * \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

Donde:

L^*_W : Flujo másico del líquido

V^*_W : Flujo másico del vapor

ρ_V : densidad del vapor

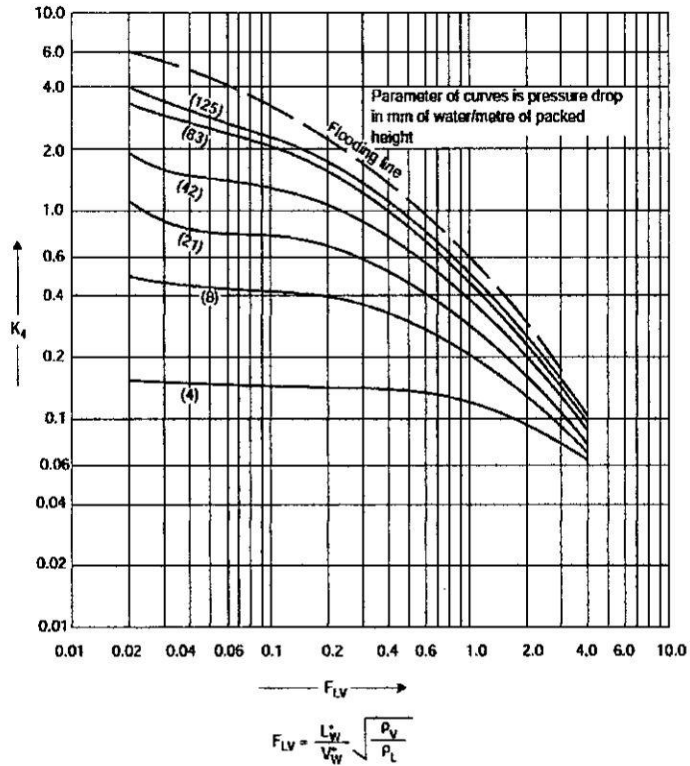
ρ_L : densidad del líquido

Determinado el F_{LV} se determina el K_4 de diseño (Véase la FIGURA N° III.21, en la pág. 95)

De acuerdo con Sinnott (2005, pág. 602), la capacidad de una columna empacitada se determina por su área de sección transversal. Normalmente, la columna estará diseñada para operar a la más alta caída de presión económica, para asegurar una buena distribución de líquidos y gases. Para envases aleatorios, la caída de presión no excederá normalmente de 80 mm de agua por metro de altura de empaque. A este valor, la velocidad del gas será aproximadamente el 80% de la velocidad de inundación. Los valores de diseño recomendados para absorbedores y strippers son de 15 a 50 mm de agua por m de relleno.

FIGURA N° III.21

CORRELACIÓN GENERALIZADA DE LA CAÍDA DE PRESIÓN



Fuente: SINNOTT 2005

Para realizar la determinación de ciertos parámetros, se debió tener en cuenta el porcentaje de inundación, el cuál fue determinado de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\%inundación = \left(\frac{K_4 \text{ a la caída de presión del diseño}}{K_4 \text{ en la inundación}} \right)^{0.5}$$

Según Sinnott (2005, pág. 604), la relación entre el K_4 de diseño y el flujo másico por superficie, está determinado por la siguiente ecuación:

$$K_{4 \text{ diseño}} = \frac{13.1 * (V_W^*)^2 * F_p * \left(\frac{\mu_L}{\rho_L}\right)^{0.1}}{\rho_G * (\rho_L - \rho_G)}$$

Donde:

V_m^* =Caudal másico de gas por unidad de área de la sección transversal de la columna, Kg/m²s.

F_p = Factor de relleno, característico del tamaño y tipo de relleno, m⁻¹.

μ_L = viscosidad del líquido, N*s/m².

ρ_L, ρ_G =densidades del líquido y vapor, Kg/m³.

Para la determinación de la altura (Z) se tuvo en cuenta que:

$$Z = H_{OG} * N_{OG}$$

Para la determinación de H_{OG}, es definida por la siguiente ecuación:

$$H_{OG} = H_G + m * \frac{G_m}{L_m} * H_L$$

Los valores optados por H_G y H_L son definidos por las siguientes relaciones:

$$H_G = \frac{0.011 * \phi_h * S_{C_v}^{0.5} * \left(\frac{D_{columna}}{0.305}\right)^{1.11} * \left(\frac{Z_{columna}}{3.05}\right)^{0.33}}{(L_w^* * f_1 * f_2 * f_3)^{0.5}}$$

$$H_L = 0.305 * \phi_h * S_{C_L}^{0.5} * k_3 * \left(\frac{Z_{columna}}{3.05}\right)^{0.15}$$

Donde:

H_G : altura de una unidad de transferencia de fase gas, m.

H_L : altura de una unidad de transferencia de fase líquida, m.

$(Sc)_V$: Número de Schmidt del gas

$(Sc)_L$: Número de Schmidt del líquido

D_c : Diámetro de la columna, m

Z : altura de la columna, m

K_3 : Factor de corrección del porcentaje de inundación
(Véase la FIGURA N° III.22, en la pág. 98)

ψ_h : Factor H_G (Véase la FIGURA N° III.23, en la pág. 98)

Φ_h : Factor H_L (Véase la FIGURA N° III.24, en la pág. 99)

L^*W : Caudal másico de líquido por unidad de área sección transversal de la columna, $\text{Kg/m}^2\text{s}$

f_1 : Factor de corrección de la viscosidad líquida.

f_2 : Factor de corrección de la densidad líquida.

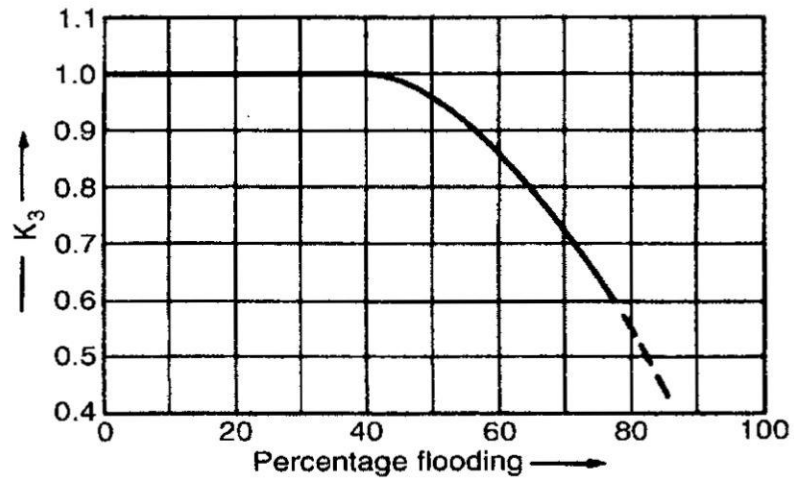
f_3 : Factor de corrección de la tensión superficial.

Según Sinnott (2005, pág. 601), los términos $(D_c/0.305)$ y $(Z/3.05)$ se incluyen en las ecuaciones para permitir los efectos del diámetro de la columna y la altura del lecho empacado. Los valores "estándar" utilizados por Cornell eran de 1 pie (0.305 m) para el diámetro, y de 10 ft (3.05 m) para la altura. Estos términos de corrección darán claramente resultados absurdos si se aplican sobre un rango demasiado amplio de valores.

Para fines de diseño, el término de corrección de diámetro debe tomarse como un valor fijo de 2,3 para columnas de más de 0,6 m (2 pies) de diámetro y la corrección de altura sólo debe incluirse cuando la distancia entre redistribuidores de líquido sea superior a 3 m.

FIGURA N° III.22

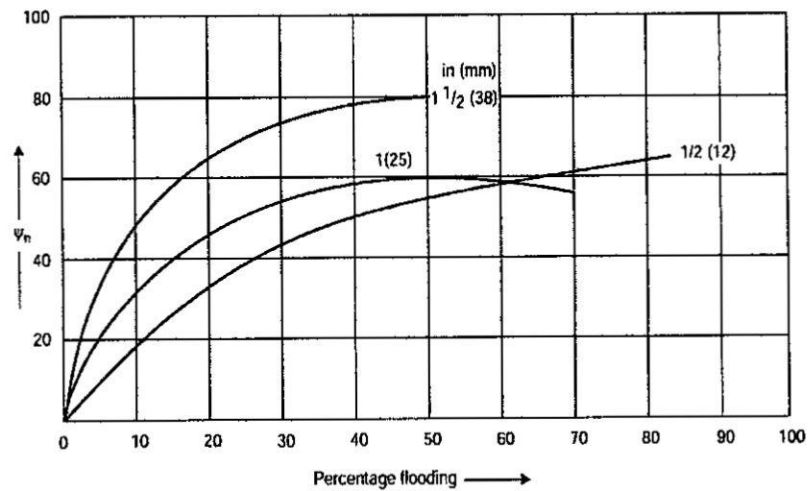
FACTOR DE CORRECCIÓN DEL PORCENTAJE DE INUNDACIÓN



Fuente: SINNOTT 2005

FIGURA N° III.23

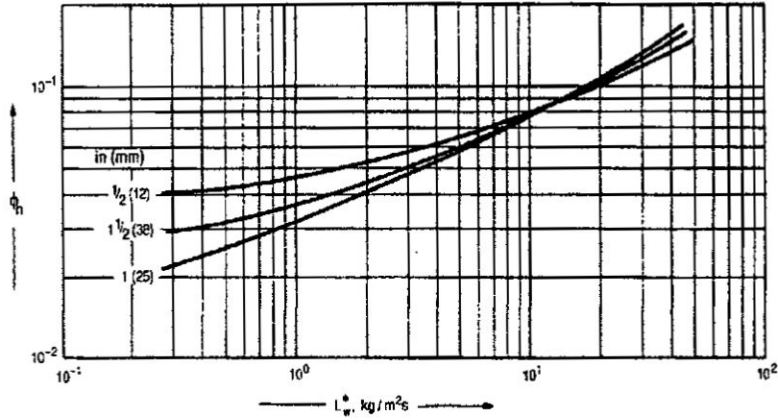
FACTOR PARA H_G PARA SILLAS DE MONTAR DE BERL



Fuente: SINNOTT 2005

FIGURA N° III.24

FACTOR PARA H_L PARA SILLAS DE MONTAR DE BERL



Fuente: SINNOTT 2005

Según Calle (2016, pág. 36), para la determinación de la razón de circulación de la amina se cuenta con la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{solvente}} = \frac{0.219 * PM_{\text{amina}} * Q_{\text{gas}} * \%mol \text{ ácido}_{\text{gas}}}{\%mol \text{ ácido}_{\text{solvente}} * \gamma_{\text{amina}} * \%m_{\text{amina}}}$$

Donde:

Q_{solvente} : caudal del solvente, gpm

PM_{amina} : Peso molecular de la amina

Q_{gas} : flujo del gas de entrada, MMSCFD

$\%mol \text{ ácido}_{\text{gas}}$: contenido molar del ácido en el gas

$\%mol \text{ ácido}_{\text{solvente}}$: contenido molar del ácido en el solvente

γ_{amina} : gravedad específica de la amina

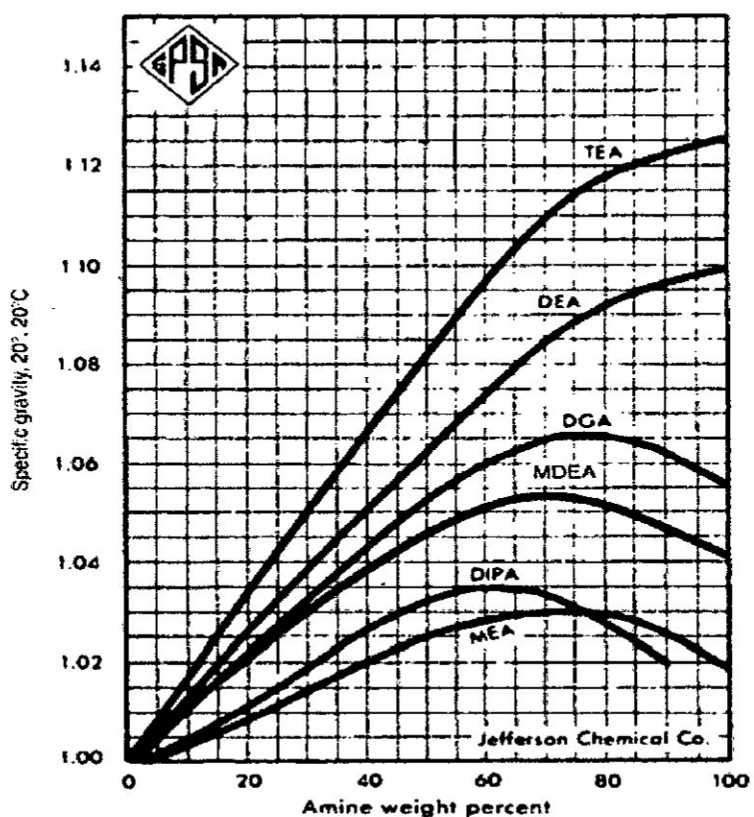
$\%m_{\text{amina}}$: contenido másico de la amina en el solvente

La gravedad específica de la amina es obtenida de la FIGURA N° III.25 (Véase en la pág. 100), teniendo en cuenta el

porcentaje en masa de la amina y el tipo de amina seleccionado para el proceso.

FIGURA N° III.25

GRAVEDAD ESPECÍFICA DE SOLUCIONES ACUOSAS DE AMINAS



Fuente: CALLE 2016

3.5.3 Columna de deshidratación por Trietilenglicol (TEG)

Para el diseño de la columna de absorción con relleno con trietilenglicol para la deshidratación, se siguió el mismo procedimiento usado en el diseño de la columna de absorción con dietanolamina en la etapa de endulzamiento, ya que en ambos casos se presentó una columna de relleno.

3.5.4 Intercambiador de calor

En la metodología de cálculo en intercambiadores de calor, hay dos métodos, el método de la temperatura media logarítmica (LMTD) la cual es iterativa, por otro lado se cuenta con el método de Número de Unidades de Transferencia (NUT), la cual es fácil de implementar. Por consiguiente el método usado es el Número de Unidades de Transferencia.

El diámetro interno de la coraza ($D_{int.coraza}$) está definido por la siguiente ecuación:

$$D_{int.coraza} = \sqrt{N_t} * S_t + S_t$$

Donde:

N_t : Número de tubos

S_t : Espaciamiento entre tubos

Mientras el número de tubos (N_t) es determinado por:

$$N_t = \frac{A}{2\pi * r * L}$$

Donde:

A : Área de transferencia de calor, m^2

r : radio interno del tubo, m

L : Longitud del tubo, m

El área de transferencia de calor está determinado por la siguiente expresión:

$$A = \frac{NUT * C_{mín}}{U_{diseño}}$$

El número de unidades de transferencia (*NUT*) es determinado mediante la FIGURA N° III.26 (Véase en la pág. 103), donde se observa la relación entre la eficiencia del intercambiador de calor para flujo cruzado con dos fluidos de flujo no mezclado y la relación de capacidades.

La capacidad térmica mínima (*C_{mín}*) está definida en función de la corriente de fluido caliente:

$$C_c = \dot{m}_c * cp_c$$

Donde:

m_c: flujo másico de corriente caliente

cp_c: capacidad calorífica de la corriente caliente

$$C_f = \dot{m}_f * cp_f$$

Donde:

m_f: flujo másico de corriente frío

cp_f: capacidad calorífica de la corriente frío

Teniendo en cuenta que si:

$$C_f < C_c \rightarrow q_{máx} = C_f * (T_{e.caliente} - T_{e.fría})$$

$$C_c < C_f \rightarrow q_{máx} = C_c * (T_{e.caliente} - T_{e.fría})$$

La eficiencia del intercambiador de calor (ϵ) es definida como la relación entre el calor entregado real (*Q_{real}*) y el calor mínimo entregado (*Q_{mín}*). (Véase la FIGURA N° III.26, en la pág. 103)

$$\varepsilon = \frac{Q_{real}}{Q_{m\acute{a}x}} = \frac{m_f * cp_f * (t_{sf} - t_{ef})}{(m * cp)_{m\acute{i}n} * (t_{ec} - t_{ef})} = \frac{m_c * cp_c * (t_{ec} - t_{sc})}{(m * cp)_{m\acute{i}n} * (t_{ec} - t_{ef})}$$

Donde:

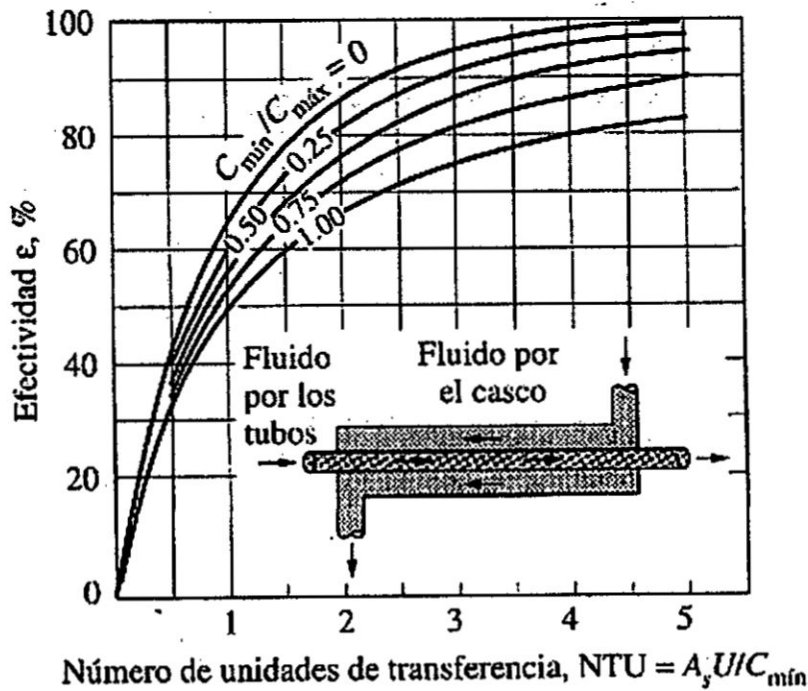
m_f y m_c : Flujo masico de la corriente fría y caliente, respectivamente.

cp_f y cp_c : Capacidades caloríficas de las corrientes fría y caliente, respectivamente.

t_{ef} , t_{sf} y t_{ec} , t_{sc} : temperaturas de entrada y salida de las corrientes fría y caliente, respectivamente.

FIGURA No III.26

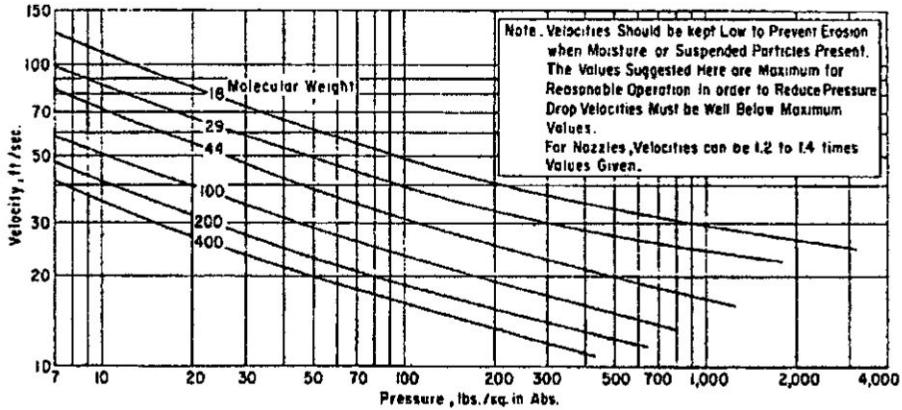
EFICIENCIA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR PARA FLUJO CRUZADO CON DOS FLUIDOS DE FLUJO NO MEZCLADO



Fuente: JARAMILLO 2007

FIGURA N° III.27

VELOCIDAD MÁXIMA PARA GASES Y VAPORES A TRAVÉS DE
LA CARCASA DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

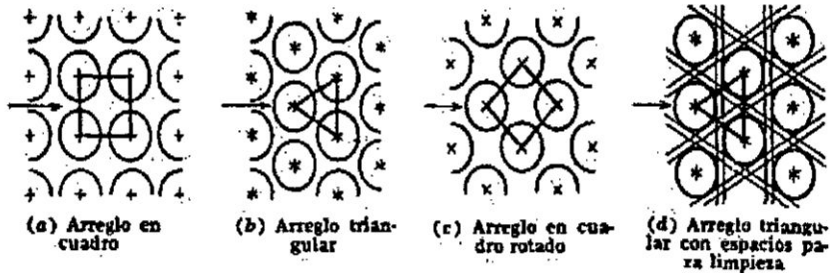


Fuente: RODRIGUEZ 1990

De acuerdo a Sinnott (2005, pág. 645), los tubos en un intercambiador se disponen generalmente en un cuadrado equilátero, triangular, cuadrado o rotado (Véase la FIGURA N° III.28, en la pág. 107). Los patrones cuadrados triangulares y rotados proporcionan mayores tasas de transferencia de calor, pero a expensas de una caída de presión mayor que el patrón cuadrado. Una disposición cuadrada, cuadrada o rotada, se utiliza para fluidos muy contaminantes, donde es necesario limpiar mecánicamente el exterior de los tubos.

FIGURA N° III.28

ARREGLO DE TUBOS EN INTERCAMBIADORES DE CALOR



Fuente: JARAMILLO 2007

El paso de tubo recomendado (distancia entre centros de tubos) es 1,25 veces el diámetro exterior del tubo; Y esto se usará normalmente a menos que los requisitos del proceso dicten lo contrario. Cuando se utiliza un patrón cuadrado para facilitar la limpieza, el espacio mínimo recomendado entre los tubos es de 0,25 pulgadas (6,4 mm).

Según Rodriguez (1990, pág. 685), para facilitar la limpieza mecánica se aconseja usar el arreglo en cuadro o cuadro rotado, antes que el triangular.

Consideraremos ahora los factores a tener en cuenta para la selección del diámetro externo del tubo, arreglo y espaciado de tubos (véase TABLA N° III.17, en la pág. 109). En general conviene usar el menor tamaño posible de tubo como primera opción: 5/8 a 1" de diámetro. Los tubos de menor diámetro exigen corazas más chicas, con menor costo. No obstante, si se teme un severo ensuciamiento o incrustación en el interior de tubos conviene elegir diámetros de 1" o mayores para facilitar la limpieza interna.

Por lo general se prefieren los tubos de 3/4 o de 1" de diámetro; los de diámetros menores se usan preferentemente en equipos chicos con superficies de intercambio menores de 30 m².

Un buen diseño se debe orientar a obtener corazas lo más chicas que sea posible, con tubos lo más largos que sea conveniente. De ordinario la inversión por unidad de área de superficie de intercambio es menor para intercambiadores más grandes. Sin embargo, la compra no se debe decidir sobre esta base únicamente, porque este criterio no toma en cuenta ciertas características específicas que pueden encarecer el equipo.

El arreglo triangular es más compacto, y produce mayor cantidad de tubos por unidad de volumen. Los arreglos en triángulo o en tresbolillo proveen además un valor ligeramente mayor de coeficiente global del lado de coraza para todos los números de Reynolds a costa de un pequeño aumento de pérdida de presión. (Véase la TABLA N° III.17, en la pág. 109)

Normalmente un diseñador trata de usar toda o la mayor parte de la caída de presión disponible para obtener un intercambiador óptimo. El máximo intercambio de calor y mínima superficie se obtienen cuando toda la energía de presión disponible se convierte en energía cinética, porque las velocidades mayores producen mejores coeficientes peliculares. Cualquier elemento estructural que origine caída de presión sin aumento de velocidad es perjudicial porque desperdicia energía de presión. En caso de duda respecto a la procedencia de incluir elementos de esta clase, considere el menor costo inicial del intercambiador contra el aumento en costo de operación para decidir cuál es el óptimo.

TABLA N° III.17

APLICACIONES DE ARREGLO DE TUBOS EN
INTERCAMBIADORES DE CALOR

Tipo de arreglo	Aplicaciones
Triangular 60°	Poco usado por las altas caídas de presión que origina.
Triangular 30°	Arreglo preferido para factores de ensuciamiento menores de 0.002 ft ² *°F/BTU. Se utiliza en cualquier régimen de flujo. Son más económicos que los arreglos cuadrados. Preferido para servicios limpios.
Cuadrado 90°	a) Se utiliza cuando el factor de ensuciamiento en la carcasa es >0.002 ft ² *°F/BTU. b) Cuando la limpieza mecánica es crítica. c) Con flujo turbulento en casos limitados por caída de presión.
Cuadrado 45°	Incluyendo el punto a, b y cuando el flujo es laminar Re < 2000

Fuente: RODRÍGUEZ 1990

El rol de los deflectores en el lado de la coraza es importante como guías del flujo a través del haz. Los deflectores comúnmente tienen tres formas: segmentados, multisegmentados y tipo anillo/disco. De estos tres el más usado es el primero. El corte usual de los deflectores segmentados es horizontal en intercambiadores sin cambio de fase, para prevenir o reducir la acumulación de barro en la carcasa. Los cortes verticales se usan en intercambiadores con cambio de fase

$$N_{\text{tubo x fila}} = \frac{D_{\text{int.coraza}}}{S_t}$$

Mientras que el número de filas totales en el intercambiador de calor es:

$$A = N_{\text{fila total}} * N_{\text{tubo x fila}} * A_{\text{lateral tubo}}$$

El valor de máximo del fluido ($v_{\text{máx}}$) caliente es expresado en la siguiente ecuación:

$$v_{\text{máx}} = v_{\text{caliente}} * \frac{S_t}{S_t - \left(\frac{\pi * D_{\text{int.tubo}}}{4}\right)}$$

Mientras que la velocidad del fluido caliente (v_{caliente}) se calcula mediante:

$$v_{\text{caliente}} = \frac{\dot{m}_c}{\rho_c * A_{\text{total tubos}}}$$

Para la determinación del factor de corrección (X_c) y factor de fricción (f), se usa el FIGURA N° III.29 (Véase en la pág. 112), precisando el número de Reynolds ($\# Re$) a la velocidad máxima y los cálculos de pasos longitudinal (P_L) y transversal (P_T), dichos parámetros definidos por las siguientes ecuaciones:

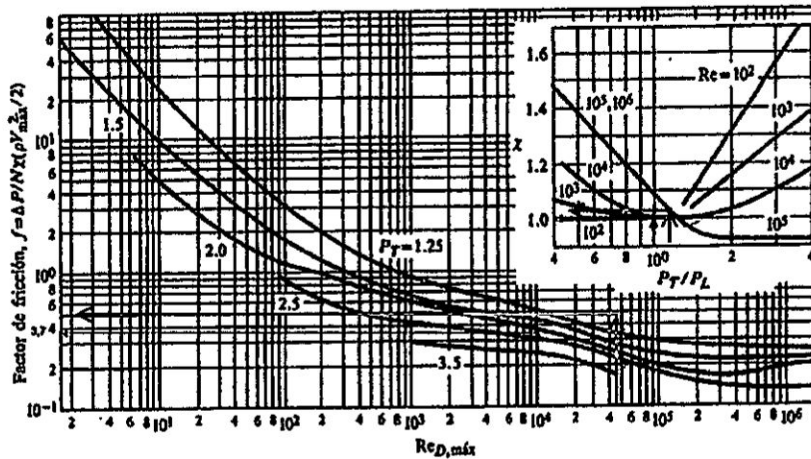
$$\#Re = \frac{v_{\text{máx}} * D_{\text{tubo}} * \rho_c}{\eta_c}$$

$$P_L = \frac{S_L}{D_{\text{ext.tubo}}}$$

$$P_T = \frac{S_t}{D_{\text{ext.tubo}}}$$

FIGURA N° III.29

FACTOR DE FRICCIÓN (F) Y FACTOR DE CORRELACIÓN (X) EN ARREGLO DE TUBOS TRIANGULAR



Fuente: CABRERA ET AL 2016

3.5.5 Demetanizadora

De acuerdo a lo descrito por Jiménez (2003, pág. 149), cuando el problema de diseñar una columna de destilación es parte de un problema más grande que implica detectar la mejor secuencia de separación para una mezcla multicomponentes, el uso de métodos rigurosos implica un esfuerzo que no es recomendable llevar a cabo ya que se requerirá diseñar muchas columnas que no serán parte de la estructura final; en estos casos el uso de métodos cortos representa una alternativa más eficiente para comparar diferentes secuencias en la misma base y detectar la que ofrece mejor potencial. La secuencia óptima que se detecte mediante la aplicación de métodos cortos será posteriormente sujeta a diseños rigurosos para corroborar sus características preliminares.

Los factores a tener en cuenta en la etapa de diseño, será el valor de la temperatura, presión y composición de la corriente de entrada, dichos valores son los mismo de la corriente de salida del intercambiador.

Para el diseño de la demetanizadora se empleó el método corto de FUG (Fenske-Underwood-Guilliland), de esta forma con los datos de ingreso se calculó el número mínimo de etapas (N_{min}), la cual se obtiene de la correlación de Fenske, mediante la siguiente ecuación:

$$N_{min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK,D}}{x_{HK,D}} \right) \left(\frac{x_{HK,B}}{x_{LK,B}} \right) \right]}{\log \alpha_{LH,HK}}$$

Donde:

$x_{LK, D}$: Fracción molar del componente liviano clave en el destilado.

$x_{HK, D}$: Fracción molar del componente pesado clave en el destilado.

$x_{LK, B}$: Fracción molar del componente liviano clave en el fondo.

$x_{HK, B}$: Fracción molar del componente pesado clave en el fondo.

$\alpha_{LK, HK}$: Volatilidad relativa del componente liviano clave, respecto al componente pesado clave.

La volatilidad relativa del componente clave liviano, respecto al componente clave pesado ($\alpha_{LK, HK}$), se determina mediante la siguiente expresión matemática:

$$\alpha_{LH,HK} = \sqrt{(\alpha_{LH,HK})_D * (\alpha_{LH,HK})_B}$$

$$\alpha = \frac{K_{LH}}{K_{HK}}$$

La ecuación de Underwood, calcula la relación de reflujo mínimo necesaria para llevar a cabo el proceso de separación con un número infinito de etapas.

$$R_{\text{mín}} = \sum_{i=1}^N \frac{\alpha_i * x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} - 1$$

$$1 - q = \sum_{i=1}^N \frac{\alpha_i * x_{i,F}}{\alpha_i - \theta}$$

Donde:

N : Número de componentes de la mezcla

q : condición en la alimentación

α_i : volatilidad relativa del componente i .

$x_{i,F}$: Fracción del componente i en la alimentación.

$x_{i,D}$: Fracción del componente i en el destilado.

Mientras que la correlación de Guilliland se emplea en la determinación del número de etapas (N), la cual depende de del reflujo mínimo y del número mínimo etapas.

Si:

$$\frac{R - R_{\text{mín}}}{R + 1} > 0.125$$

Entonces:

$$\frac{N - N_{\text{mín}}}{N + 1} = 0.6257 - 0.9868 * \left(\frac{R - R_{\text{mín}}}{R + 1} \right) + 0.5160 * \left(\frac{R - R_{\text{mín}}}{R + 1} \right)^2$$

$$- 0.1738 * \left(\frac{R - R_{\text{mín}}}{R + 1} \right)^3$$

Caso contrario si:

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} < 0.125$$

Entonces:

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.5039 - 0.5968 * \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right) + 0.0908$$

$$* \log \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)$$

Donde:

R: Relación de reflujo de operación asumido.

La etapa de alimentación en la columna se determina, de acuerdo a Sinnott (2005, pág. 526), por una limitación de la Erbar-Maddox, y métodos empíricos similares, es que no dan la ubicación del punto de alimentación. Se puede hacer una estimación usando la ecuación de Fenske para calcular el número de etapas en las secciones de rectificación y separación por separado, pero esto requiere una estimación de la temperatura del punto de alimentación. Un enfoque alternativo es utilizar la ecuación empírica dada por Kirkbride (1944).

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0.206 * \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) * \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) * \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right]$$

$$N_r + N_s = N_p$$

Donde:

N_r : Número de etapas de la zona de rectificación.

N_s : Número de etapas de la zona de agotamiento.

N_p : Número de etapas sin el rehervidor

$x_{LK, F}$: Fracción del componente liviano clave en la alimentación.

x_{HK} , F : Fracción del componente pesado clave en la alimentación.

Según Jiménez (2003, pág. 150), para determinar el diámetro de la columna, Heaven propuso en su tesis de maestría la correlación empírica mostrada a continuación:

$$D_c = \left[\left(\frac{4}{\pi * V} \right) * D * (R + 1) * 22.2 * \frac{T_{DV}}{273} * \frac{1}{3600 * P} * \right]^{1/2}$$

El factor "V" está definido por la siguiente expresión:

$$V = 0.761 * \left(\frac{1}{P} \right)^{1/2}$$

Donde:

D_c : es el diámetro de la columna, m

D : es el flujo de destilado, Kgmol/h

R : razón de flujo

T_{DV} : temperatura de rocío del vapor en el condensador, K

P : presión de la columna, atm

De igual forma la ecuación empírica para la altura de la columna, expresada en metros (m):

$$H_c = 0.61 * \frac{N}{\eta} + 4.27$$

Donde:

η : eficiencia promedio de los platos de la columna.

N : número de etapas ideales

IV. LOCALIZACIÓN Y TAMAÑO DE PLANTA

4.1 Localización de la planta

Se ha identificado un conjunto de factores (Véase la TABLA N° IV.1) y su relevancia para decisión de la localización de la planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58; al mismo tiempo se ha considerado el grado de importancia de cada una de las alternativas en una escala de 0 a 10.

TABLA N° IV.1

EVALUACIÓN DE LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

Factores	Peso relativo (%)	Alternativas		
		Localidad Pisco	Localidad Ayacucho	Localidad Cuzco
Proximidad a los lotes	30	1	5	10
Facilidad Transporte	15	7	5	4
Topografía del terreno	15	8	7	7
Mano de Obra	10	9	7	7
Abastecimiento de agua	5	8	6	6
Tratamiento de desperdicios	5	8	7	7
Clima	5	7	8	5
Valor del terreno	5	8	7	5
Disponibilidad de energía eléctrica	5	7	5	5
Sistemas de desagüe	5	7	5	5
Puntuación Total		5.7	5.9	7

Elaboración propia

4.2 Tamaño de planta

En el diseño de una planta, se debe tener en cuenta el concepto de tamaño óptimo, para la determinación del tamaño de planta. Para eso determinaremos el tamaño de planta máximo, intermedio y mínimo.

4.2.1 Tamaño de Planta en función al Mercado—TP Máximo

El principal destino de la producción del Lote 58 es cubrir parte de la demanda interna (Véase la TABLA N° IV.3). A partir del GRÁFICO N° II.3 (Véase en la pág. 29) se obtuvo la cantidad de demanda en los últimos años.

TABLA N° IV.3

DEMANDA DE GAS NATURAL EN EL PERÚ 2004 - 2015

Año	Demanda (MMPCD)
2004	19
2005	81
2006	106
2007	189
2008	259
2009	275
2010	364
2011	429
2012	464
2013	493
2014	659
2015	560

Fuente: MINEM/DESPACHO MINISTERIAL 2016

La proyección de los datos se realizará mediante el modelo econométrico lineal en el programa de Minitab 17.

Donde se obtuvieron los siguientes parámetros de análisis:

Correlación de Pearson de Y y X = 0.984

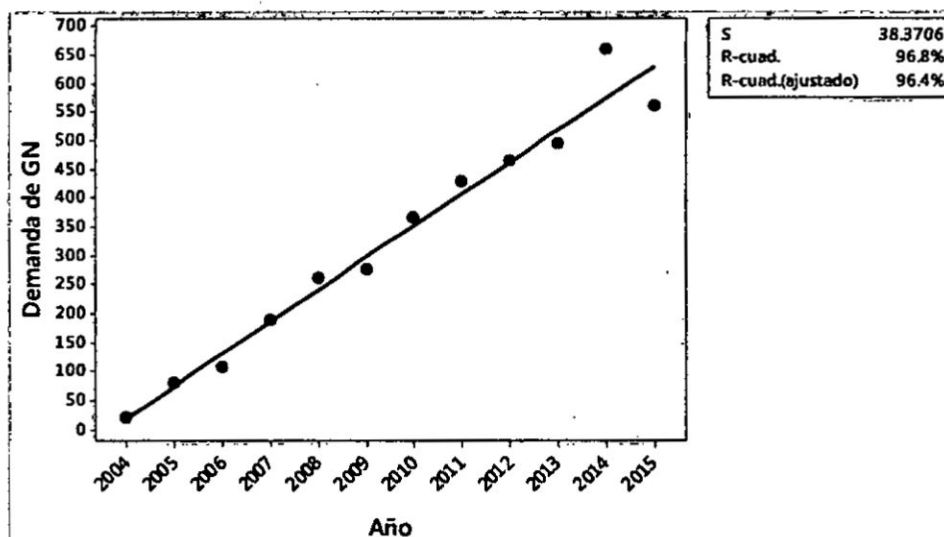
$$r^2 = 0.9675$$

$$\text{Valor } p = 0.000$$

Teniendo en cuenta que los valores de r (correlación de Pearson) cercanos al 0 indican una relación lineal muy débil. La fuerza de la relación lineal aumenta a medida que r se aleja del 0 y se acerca al + 1 o al - 1. Con una prueba de hipótesis (valor p) igual a 0, me indican que las variables está correlacionadas de forma lineal.

GRÁFICO N° IV.1

REGRESIÓN LINEAL DE LA DEMANDA DE GN (2004 - 2015)



Elaboración propia

Para fines de proyectar la demanda de gas natural, se tiene en cuenta el factor de crecimiento promedio anual del PBI de los sectores industriales productivos involucrados con el Gas Natural.

De acuerdo al comportamiento lineal de los datos y lo descrito anteriormente, la ecuación de la demanda es detallada por la siguiente ecuación de la demanda.

$$Y = -221884.8 + 110.74 * X$$

Donde:

Y = Demanda de Gas Natural

X = Año

De acuerdo al crecimiento que se ha tenido con la producción y demanda del gas natural, se pretende cubrir el 80% de la demanda proyectada.

$$D_{GNproyecto} = 80\% * D_{proyectada}$$

Donde:

$D_{GNproyecto}$ = Demanda estimada de GN para el proyecto

$D_{proyectada}$ = Demanda proyectada de GN

La tasa de crecimiento será calculada según:

$$r_{i+1} = \frac{D_{GNproyecto_{i+1}} - D_{GNproyecto_i}}{D_{GNproyecto_i}} * 100\%$$

Donde:

r_{i+1} = tasa de crecimiento

De la información anterior, se obtiene la proyección de la demanda estimada para el proyecto, la que se presenta a

continuación para los siguientes diez (10) años de operación comercial.

TABLA N° IV.4

PROYECCIÓN Y TASA DE CRECIMIENTO DE LA DEMANDA DE GAS NATURAL EN EL PERÚ

Año	Demanda interna proyectada (MMPCD)	Demanda estimada para el proyecto (MMPCD)	Tasa de crecimiento (ri%)
2016	1367.04	1093.63	—
2017	1477.78	1182.22	8.10%
2018	1588.52	1270.82	7.49%
2019	1699.26	1359.41	6.97%
2020	1810.00	1448.00	6.52%
2021	1920.74	1536.59	6.12%
2022	2031.48	1625.184	5.77%
2023	2142.22	1713.78	5.45%
2024	2252.96	1802.37	5.17%
2025	2363.7	1890.96	4.92%
2026	2474.44	1979.55	4.69%
2027	2585.18	2068.14	4.48%

Elaboración propia

La tasa de crecimiento promedio será determinada por la siguiente ecuación:

$$\bar{r} = \frac{r_1 + r_2 + r_3 + \dots + r_n}{n}$$

Donde:

n = número de datos

$$R = 1 + \bar{r}$$

Para los cálculos se tendrá en cuenta a partir del año 2017, obteniendo así los siguientes datos:

$$\bar{r} = 5.97\%$$

$$R = 1.0597$$

Para determinar n_0 , se resolverá la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{R^{n_0}} = 1 - \frac{2 * (1 - \alpha) * (R - 1) * (N - n_0)}{\alpha * (R + 1)}$$

Donde:

α = Factor de escalamiento, 0.6 para la industria química

N = Número de datos

Donde se determinó que:

$$n_0 = 0.42695$$

Para el cálculo del tamaño de planta máximo se realizará mediante la siguiente ecuación:

$$T_0 = D_1 * R^{n_0}$$

Según el historial de relación entre la materia prima y la producción, el producto (gas natural seco) es un 46% del gas natural húmedo ingresado.

Por lo tanto el tamaño máximo de planta será:

$$T_0 = T_{f(Demanda)} = 2831.89 \text{ MMPCD}$$

4.2.2 Tamaño de Planta en función a la Materia Prima – T.P. Intermedio

De acuerdo al análisis realizado en la primera parte del presente trabajo y teniendo en cuenta que el Lote 88 abastece principalmente la demanda interna. (Véase la TABLA N° IV.5)

Se considerará la materia prima que proviene del Lote 88 e ingresa a la Planta de Procesamiento de Gas Natural de Malvinas (Proyecto Camisea). Estos datos obtenidos de la Información entregada por Pluspetrol al Osinergmin.

TABLA N° IV.5

MATERIA PRIMA DE LA PLANTA MALVINAS-(LOTE 88)

Año	Gas Natural Húmedo(MMPCD)
2004	315.9
2005	442.2
2006	472.7
2007	472.2
2008	445.8
2009	564.6
2010	785.9
2011	734.9
2012	749.7
2013	1075.5
2014	1093.4
2015	1044.6
2016	1032.1

Fuente: PLUSPETROL 2016

La proyección de los datos se realizará mediante el modelo econométrico lineal en el programa de Minitab 17.

Donde se obtuvieron los siguientes parámetros de análisis:

Correlación de Pearson de Y y X = 0.949

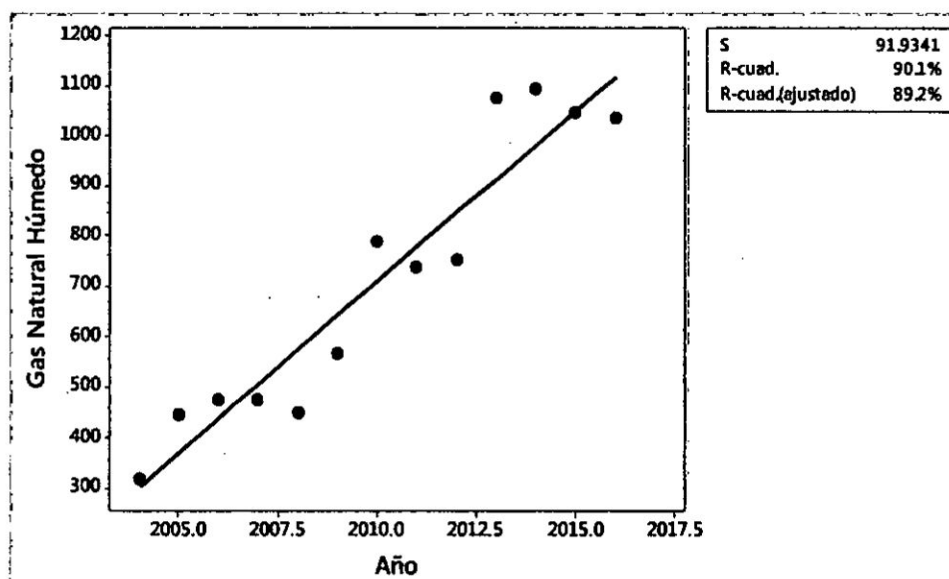
$$r^2 = 0.9006$$

$$\text{Valor } p = 0.000$$

Teniendo en cuenta que los valores de r (correlación de Pearson) cercanos al 0 indican una relación lineal muy débil. La fuerza de la relación lineal aumenta a medida que r se aleja del 0 y se acerca al + 1 o al - 1. Con una prueba de hipótesis (valor p) igual a 0, me indican que las variables está correlacionadas de forma lineal.

GRÁFICO N° IV.2

REGRESIÓN LINEAL DE MATERIA PRIMA (2004 - 2016)



Elaboración propia

De acuerdo al comportamiento lineal de los datos y lo descrito anteriormente, la ecuación de la demanda es detallada por la siguiente ecuación

$$Y = -136014 + 68.02 * X$$

Donde:

Y = Flujo del Gas Natural Húmedo

X = Año

La cantidad de Materia Prima que se obtiene para los posteriores años son:

TABLA N° IV.6

PROYECCIÓN DE LA MATERIA PRIMA

Año	Gas Natural Húmedo(MMPCD)
2017	1182.34
2018	1250.36
2019	1318.38

Elaboración propia

De acuerdo a lo descrito anteriormente, nuestro tamaño de planta según la materia prima es:

$$T_0 = T_{f(\text{Materia prima})} = 1250.36 \text{ MMPCD}$$

4.2.3 Tamaño de Planta en función al punto de equilibrio – T.P. Mínimo

Teniendo en cuenta una inversión de US\$ 1000 millones para el proyecto.

$$CTP = \text{Costos de fabricación} + \text{costos generales}$$

Se reemplaza:

$$\begin{aligned} CTP &= CMP + 0.15CTP + 0.2(0.15CTP) + 0.15CTP + 0.06ICF \\ &\quad + 0.0075ICF + 0.15(0.15CTP) + 0.04CTP \\ &\quad + 0.0005CTP + 0.035CTP + 0.11CTP + 0.05CTP \\ &\quad + 0.10CTP + 0.15CTP \end{aligned}$$

Resumiendo:

$$CTP = CMP + 0.838 * CTP + 0.0675 * ICF$$

$$\text{Consideramos: } CMP = 0.1 CTP$$

$$ICF = 0.7 * Inv_{total}$$

Reemplazando datos:

$$CTP = 0.1CTP + 0.838CTP + 0.055 (700)$$

Se resolvió:

$$CTP = \text{US\$ } 762.10 \text{ millones}$$

Para hallar el punto de equilibrio en inversiones químicas sabemos:

$$CT = CTP$$

$$CT = CV + CF$$

Entonces:

$$CTP = CV + CF$$

Calculamos CF; Sabiendo que $CF = 0.15CTP$

$$CF = 0.15 * CTP = \text{US\$ } 114.31 \text{ millones}$$

Luego:

$$\begin{aligned} CV &= \text{US\$ } 762.10 \text{ millones} - \text{US\$ } 114.31 \text{ millones} \\ &= \text{US\$ } 647.78 \text{ millones} \end{aligned}$$

Se determinó CVU, con la demanda proyectada:

$$CVU = \frac{\text{US\$ } 114.31 \text{ millones}}{(2831.89 * 360) \text{ MMPC}} = 0.0006354 \frac{\text{US\$ millones}}{\text{MMPC}}$$

Finalmente:

$$\begin{aligned} Q_{min} &= \frac{CF}{p - CVU} = \frac{\text{US\$ } 114.31 \text{ millones}}{0.001931 \frac{\text{US\$ millones}}{\text{MMPC}} - 0.0006354 \frac{\text{US\$ millones}}{\text{MMPC}}} \\ &= 88211.23 \frac{\text{MMPC}}{\text{año}} = 245.03 \text{ MMPCD} \end{aligned}$$

Por consiguiente el tamaño de planta mínimo es:

$$T_0 = T_{f(\text{Punto de equilibrio})} = 245.03 \text{ MMPCD}$$

4.2.4 Determinación del Tamaño de Planta Óptimo

Se tiene en cuenta que el precio base del gas natural para el mercado interno es de 1.8 US\$/MMBTU.

Según el artículo de Petrotecnia en el 2004, la inversión en el Proyecto de la Planta de Procesamiento de Gas Natural asciende a un monto de US\$ 1600 millones, con una capacidad de planta inicial de 440 MMPCD.

Se determina la inversión de cada tamaño de planta mediante el método de Williams:

$$\frac{I_2}{I_1} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^\alpha$$

Teniendo en cuenta que el factor de escalamiento (α) adecuado para el tipo de industria es 0.6, una industria química.

a) Estado de Ganancias y Pérdidas del Tamaño de Planta Máximo

Se evalúa el tamaño de planta de máximo, mediante el análisis de los estados de pérdidas y ganancias. (Véase la TABLA N° IV.7)

$$T_0 = T_{f(Demanda)} = 2831.89 \text{ MMPCD}$$

TABLA N° IV.7

ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS - T.P. MÁXIMO

AÑO	año 0	año 1	año 2	año 3	año 4	año 5	año 6	año 7	año 8
INVERSIÓN (S)	4889.84								
Diferencia del proyecto (MMPCD)	-	1270.82	1359.41	1448.00	1536.59	1625.18	1713.78	1802.37	1890.96
Programa de Producción	-	80%	80%	90%	90%	100%	100%	100%	100%
Tamaño de Planta (MMPCD)	-	2265.51	2265.51	2548.70	2548.70	2831.89	2831.89	2831.89	2831.89
Ingreso por ventas (US\$ millones/año)	-	1575.16	1575.16	1772.05	1772.05	1968.95	1968.95	1968.95	1968.95
Costo fijo (US\$ millones/año)	-	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31
Utilidad (individual)	-4889.84	1459.84	1459.84	1656.61	1656.61	1853.38	1853.38	1853.38	1853.38
Utilidad total	-	-3430.00	-1970.15	-313.54	1343.07	3196.45	5049.83	6903.21	8756.59

Elaboración propia

Se observa una utilidad total, al octavo año de producción, de 8 756.59 US\$ millones; recuperando lo invertido al cuarto año de ejecución.

b) Estado de Ganancias y Pérdidas del Tamaño de Planta Intermedio

Se evalúa el tamaño de planta de intermedio, mediante el análisis de los estados de pérdidas y ganancias. (Véase la TABLA N° IV.8, en la pág. 131)

$$T_0 = T_{f(\text{Materia prima})} = 1250.36 \text{ MMPCD}$$

TABLA N° IV.8

ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS - T.P. INTERMEDIO

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8
INVERSION (\$) [2]	2994.12								
Demandas del proyecto (MMPCD)	-	1270.82	1359.41	1448.00	1536.59	1625.18	1713.78	1802.37	1890.96
Programa de Producción	-	80%	80%	90%	90%	100%	100%	100%	100%
Tamaño de Planta (MMPCD)	-	1000.29	1000.29	1125.32	1125.32	1250.36	1250.36	1250.36	1250.36
Ingreso por ventas (US\$ millones/año)	-	695.48	695.48	782.41	782.41	869.35	869.35	869.35	869.35
Costo fijo (US\$ millones/año)	-	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31
U (Utilidad Individual)	-2994.12	580.72	580.72	667.60	667.60	754.48	754.48	754.48	754.48
L (Utilidad total)		-2413.40	-1832.68	-1165.08	-497.48	256.99	1011.47	1765.95	2520.43

Elaboración propia

Se observa una utilidad total, al octavo año de producción, de 2 520 US\$ millones; recuperando lo invertido al quinto año de ejecución.

c) Estado de Ganancias y Pérdidas del Tamaño de Planta mínimo

Se evalúa el tamaño de planta de mínimo, mediante el análisis de los estados de pérdidas y ganancias. (Véase la TABLA N° IV.9, en la pág. 132)

$$T_0 = T_{f(\text{Punto de equilibrio})} = 245.03 \text{ MMPCD}$$

TABLA N° IV.9

ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS - T.P. MÍNIMO

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8
INVERSION (\$)	1126.11								
Demanda del proyecto(MMPCD)	-	1270.82	1359.41	1448.00	1536.59	1625.18	1713.78	1802.37	1890.96
Programa de Producción	-	80%	80%	90%	90%	100%	100%	100%	100%
Tamaño de Planta(MMPCD)	-	196.02	196.02	220.53	220.53	245.03	245.03	245.03	245.03
Ingreso por ventas(US\$ millones/año)	-	136.29	136.29	153.33	153.33	170.36	170.36	170.36	170.36
Costo fijo(US\$ millones/año)	-	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31	114.31
U(Utilidad individual)	-1126.11	21.89	21.89	38.92	38.92	55.94	55.94	55.94	55.94
T(Utilidad total)		-1104.22	-1082.33	-1043.41	-1004.50	-948.56	-892.62	-836.67	-780.73

Elaboración propia

No se observa recuperación de lo invertido en el intervalo de tiempo de evaluación.

Se compara los tamaños de planta máximo, intermedio y mínimo, optando por el tamaño de planta máximo y por razones detalladas líneas arriba.

Por consiguiente la Planta de separación de gas natural será diseñada para procesar el gas de los pozos productores que forman parte del Lote 58 a una capacidad de 2 800 MMPCD (millones de pies cúbicos por día) de gas, medidos en sus condiciones de ingreso a las unidades de procesamiento.

V. INGENIERÍA DEL DISEÑO DE DETALLE

5.1 Caracterización del gas natural

En la TABLA N° V.1, se presentan la composición promedio del gas natural, de acuerdo a los datos obtenidos en el Anexo VI.

El análisis se realizó para los reservorios Lower Nia, Upper Noi, Lower Noi y Ene. Los reportes del análisis de cada reservorio se muestran en el Anexo VI.

TABLA N° V.1

COMPOSICIÓN PROMEDIO DEL GAS NATURAL DEL LOTE 58

Condiciones de operación		Temperatura (°F)	Presión (psig)
		69.87	1100
Composición	Componente	% mol	% Peso
	CO2	0.46	1.02
	H2S	0.00	0.00
	N2	1.22	1.72
	H2O	0.16	0.15
	C1	86.21	69.69
	C2	6.35	9.62
	C3	2.27	5.04
	C4	0.96	2.82
	C5	0.49	1.78
C6	1.88	8.16	
Propiedades	Densidad relativa	61.91	
	Peso molecular promedio (g/g-mol)	19.85	
	Poder calórico (Kcal / m3)	9550	

Fuente: CNPC 2015

En la TABLA N° V.1 se puede verificar que el porcentaje de los hidrocarburos es similar a los obtenidos en los lotes cercanos como el lote 88, 56 y 57, sin embargo el porcentaje de dióxido de

carbono (CO₂), agua (H₂O) y nitrógeno (N₂) en la corriente están fuera de los rangos permitidos en especificaciones de calidad del gas natural de normas internacionales y nacionales. (Véase la TABLA N° V.2)

TABLA N° V.2

CARACTERÍSTICAS DE CALIDAD DE LA NTP 111.002.2003

PROPIEDAD	UNIDAD	CONTENIDO MÍNIMO	CONTENIDO MÁXIMO	MÉTODO DE ENSAYO
Poder Calorífico Bruto	Kcal/m ³	8450	10 300	PNTP 111.005 NTP-ISO 6796 GPA 2172
Sulfuro de Hidrógeno	mg/m ³	-	3	PNTP 111.008 ASTM D-5504 ASTM D-6228
Azufre Total	mg/m ³	-	15	PNTP 111.009 ASTM D-5504 ASTM D-6228
Vapor de Agua	mg/m ³	-	65	PNTP 111.006
Dióxido de carbono	% Vol.	-	3.5	PNTP 111.005 GPA 2261
Gases Inertes*	% Vol.	-	6	PNTP 111.005 GPA 2261
(*)Entendiéndose como gases inertes a la suma del contenido de nitrógeno y otros gases diferentes al dióxido de carbono como el helio y el argón.				

Fuente: INDECOPI 2003

INDECOPI (2003, pág. 7), indican que el gas natural seco deberá estar libre de arena, polvo, gomas, aceites, glicoles y otras

impurezas indeseables, en general, cualquier sólido que pueda ocasionar interferencias con la correcta operación de las tuberías, reguladores, medidores y otros dispositivos a través de los cuales fluye.

Para realizar el transporte u otro proceso a realizar al gas natural, se tiene que reducir los contaminantes, por ende se plantea la implementación de la planta de separación de GN y LGN para realizar el tratamiento previo que requiere.

Por consiguiente, de acuerdo a la interpretación de la TABLA N° V.2 (Véase en la pág. 134), se diseña una planta de y separación de GN y LGN, incluyendo un tratamiento de aminas para el contenido del dióxido de carbono y una etapa de deshidratación con glicoles. Caso contrario con el valor del ácido sulfhídrico (H_2S), cuyo contenido es mínimo y por consiguiente está dentro del rango permisible.

5.2 Dimensionamiento de los Equipos principales

5.2.1 Separador trifásico Gas-Condensados-fase acuosa

Se tuvo en cuenta que la capacidad de la planta es 2 800 MMPCD, para el diseño se tomará un 20% en exceso, esto implica que la capacidad de diseño es 3 360 MMPCD a una presión de diseño de 8375 KPa (1200 psig) y temperatura de diseño de 26.67 °C (80 °F), dicha capacidad se dividirá entre cuatro "trenes" de igual capacidad; por consiguiente se procesará 840 MMPCD en cada uno.

En el Anexo VIII, se presentan las propiedades de las corrientes de vapor, condensados y la fase acuosa, las cuales son necesarias para establecer el dimensionamiento del separador horizontal trifásico.

Por la Ley de Stokes, se calculó la máxima velocidad superficial del gas permitida en las condiciones de operación.

Se asumió provisionalmente 10 pies (3.048 m) de largo y se usó el valor de k de 0.50 de acuerdo a la TABLA N° III.13 (Véase en la pág. 86)

$$V_a = 0.5 * \sqrt{\frac{33.47 \frac{lb}{pie^3} - 5.14 \frac{lb}{pie^3}}{5.14 \frac{lb}{pie^3}}}$$

$$V_a = 1.17 \frac{pie}{s} = 0.36 \frac{m}{s}$$

Se calculó el flujo volumétrico (Q_v) de vapor que ingresa,

$$Q_v = \frac{830 \ 304.52 \frac{Kg}{h}}{86.1 \frac{Kg}{m^3} * 3600 \frac{s}{h}} = 2.68 \frac{m^3}{s}$$

Se calculó el área transversal por el flujo del vapor A_v ,

$$A_v = \frac{2.68 \frac{m^3}{s}}{0.36 \frac{m}{s}} = 7.49 m^2$$

Por consiguiente el diámetro interno está determinado como:

$$D_v = \sqrt{\frac{4 * 7.49 m^2}{\pi}} = 3.09 m$$

Se escogió como el siguiente estándar más grande a 3.20m (126 in), según las indicaciones extraídas del API 12J (Véase la TABLA N° III.14 en la pág. 86).

Según los diseños preliminares de acuerdo a la TABLA N° III.15 (Véase en la pág. 87), la relación Longitud – Diámetro del separador es:

$$\frac{L_v}{D_v} = 5$$

Por consiguiente:

$$L_v = 16 \text{ m} (52.5 \text{ ft}) \wedge h_v = 1.60 \text{ m}$$

Ya que al inicio se consideró una longitud de 10 pies, los valores deben ser actualizados para otras longitudes según la TABLA N° III.13, el valor de k será multiplicado por un factor de la siguiente forma:

$$k = 0.5 * \left(\frac{L_v}{10}\right)^{0.56}$$

$$k = 0.5 * \left(\frac{16 \text{ m} * 3.28}{10 \text{ ft}}\right)^{0.56} = 1.27$$

Por consiguiente:

$$V_a = 2.98 \frac{\text{pie}}{\text{s}} = 0.91 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_v = \frac{2.68 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0.91 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 2.95 \text{ m}^2$$

$$D_v = \sqrt{\frac{4 * 2.95 \text{ m}^2}{\pi}} = 1.94 \text{ m}$$

Se usó como el siguiente estándar más grande a 1.98m (78 in), según las indicaciones extraídas del API 12J (Véase la TABLA N° III.14, en la pág. 86)

$$L_v = 9.90 \text{ m y } h_v = 0.99 \text{ m}$$

Con estos nuevos valores se actualizan los anteriores. Generando un valor de $k=0.97$

$$V_a = 2.27 \frac{\text{pie}}{\text{s}} = 0.69 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_v = \frac{2.68 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0.69 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 3.88 \text{ m}^2$$

$$D_v = \sqrt{\frac{4 * 3.84 \text{ m}^2}{\pi}} = 2.22 \text{ m} = 87.55 \text{ in}$$

Se usó como el siguiente estándar más grande a 2.29 m (90 in.), según las indicaciones extraídas del API 12J (Véase la TABLA N° III.14, en la pág. 86)

$$L_v = 11.43 \text{ m y } h_v = 1.14 \text{ m}$$

Este es el diámetro mínimo posible, con estos nuevos valores se actualiza los anteriores. Generando un valor de $k=1.05$

$$V_a = 2.46 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 0.75 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_v = \frac{2.68 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0.75 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 3.57 \text{ m}^2$$

Según Sinnott (2005, pág. 465), el aumento del diámetro del recipiente también ha cambiado la velocidad del vapor y la altura por encima de la superficie del líquido. La separación de líquido será todavía satisfactoria como la velocidad, y por lo tanto

el tiempo de residencia, es inversamente proporcional al diámetro al cuadrado, mientras que la distancia a la que caen las gotitas es directamente proporcional al diámetro.

En la práctica, la distancia recorrida por el vapor será menor que la longitud del recipiente (L_v) ya que las toberas de entrada y salida de vapor se fijarán desde los extremos. Esto podría permitirse para el diseño pero hará poca diferencia.

Luego de determinado el diámetro y su longitud, se determinó la capacidad líquida de retención del separador:

El área de la sección transversal del líquido

$$A_L = \frac{h_v^2 * \pi}{4} = \frac{1.14^2 * \pi}{4} = 1.026 \text{ m}^2$$

Por consiguiente el volumen de retención:

$$V_L = A_L * L_v = 1.026 \text{ m}^2 * 11.43 \text{ m} = 11.73 \text{ m}^3 = 73.77 \text{ Bbls}$$

Se consideró que la gravedad de condensados sobrepasa los 35° API (Anexo VIII), por consiguiente el tiempo mínimo de retención es 5 minutos, según la TABLA N° III.12 (Véase en la pág. 85), y que la presión de diseño es 1200 psig.

En base a lo descrito anteriormente se determinó la capacidad líquida de retención del separador:

$$\text{Capacidad líquida}_{\text{retención}} = \frac{V_L}{t_{\text{retención}}} = 21\ 245.323 \text{ BPD}$$

Se determinó la longitud de costura a costura (L_{ef}):

$$L_{ef} = \frac{3}{4} * L_v = 8.57 \text{ m}$$

Se determinó la distancia entre la salida del gas y la posición del extractor de niebla:

$$L_{pad} = \frac{D_v}{5} = 0.44 \text{ m}$$

5.2.2 Columna de absorción con dietanolamina (DEA)

En la TABLA N° V.3 (Véase en la pág. 141), se presentan las características y propiedades de los flujos de corriente del gas y líquido vinculados al equipo de endulzamiento y requeridos para el dimensionamiento de la columna de absorción.

El equipo se diseñó para una eficiencia del 95%, con la cual se obtiene una corriente de gas saliente con una concentración de CO₂ menor a la exigida en la NTP 111.002.2003 (véase la TABLA N° V.2, en la pág. 134), obteniendo una fracción de salida del soluto (CO₂) de 0.00023.

Se determinó el número de unidades de transferencia con la ecuación:

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left(m * \frac{G_m}{L_m}\right)} * \ln \left[\left(1 - \left(m * \frac{G_m}{L_m}\right)\right) * \frac{y_1}{y_2} + \left(m * \frac{G_m}{L_m}\right) \right]$$

Sinnott (2005, pág. 597), menciona que el valor óptimo para el término $m * G_m / L_m$ está entre 0,7 y 0,8. Por ende se seleccionó el valor de 0.75.

Obteniendo un valor de:

$$N_{OG} = 6.9967 \approx 7$$

TABLA N° V.3

PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE LOS FLUJOS DE GAS
Y LÍQUIDO EN LA ETAPA DE ENDULZAMIENTO

Característica	Símbolo	Valor	Unidad
Fracción molar del soluto en la entrada de la columna	y_1	0.0046	-
Flujo molar de vapor que entra a la columna	V_{WM}	11.38	Kgmol/s
Peso molecular del líquido (DEA y H ₂ O)	PM_L	25.38	Kg/Kgmol
Densidad de líquido que entra a la columna	ρ_L	1044	Kg/m ³
Densidad del vapor que entra a la columna	ρ_V	82.31	Kg/m ³
Densidad del líquido puro (DEA)	ρ_{DEA}	1094	Kg/m ³
Densidad del agua	ρ_{agua}	1000	Kg/m ³
Viscosidad dinámica del líquido (DEA y H ₂ O)	μ_L	0.004087	N s/m ²
Viscosidad del vapor entrante	μ_V	$1.442 \cdot 10^{-5}$	N s/m ²
Viscosidad de la DEA	μ_{DEA}	0.5536	N s/m ²
Viscosidad del H ₂ O	μ_{agua}	0.000913	N s/m ²
Difusividad del líquido (DEA y H ₂ O)	D_L	$1.01 \cdot 10^{-9}$	m ² /s
Difusividad del vapor	D_V	$1.59 \cdot 10^{-5}$	m ² /s
Tensión superficial de la DEA	σ_{DEA}	0.04957	N/m
Tensión superficial del agua	σ_{AGUA}	0.07268	N/m

Fuente: GREEN Y PERRY 2008

Se determinó el flujo molar de la corriente líquida, por la ecuación:

$$L_{WM}^* = V_{WM}^* \cdot \frac{L_m}{m \cdot G_m}$$

$$L_{WM}^* = 15.18 \frac{Kgmol}{s}$$

Por consiguiente el flujo másico de la corriente líquida.

$$L_W^* = L_{WM}^* \cdot PM_L = 385.16 \frac{Kg}{s}$$

Se calculó el valor de correlación de los flujos de gas y líquido con las propiedades físicas de las mismas (véase la TABLA N° V.3, en la pág. 141):

$$F_{LV} = \frac{388.16 \frac{Kg}{s}}{11.382 \frac{Kg-mol}{s} \cdot 19.21 \frac{Kg}{Kg-mol}} \cdot \sqrt{\frac{82.31 \frac{Kg}{m^3}}{1044 \frac{Kg}{m^3}}}$$

$$F_{LV} = 0.495$$

Se selecciona la caída de presión de 21 mm de H₂O, valor que se encuentra en el rango recomendado para absorbedores por Sinnott (2005, pág. 602).

Se obtiene el K_4 diseño con la FIGURA N° III.21 (Véase en la pág. 95), se obtuvo un valor de 0.45 y en el K_4 inundación, se tomó en cuenta la recomendación de Sinnott (2005, pág. 607), de esa forma se adoptó un valor de 0.8.

Obteniendo un porcentaje de inundación satisfactorio de la columna de empaque de:

$$\%inundación = \left(\frac{K_4 \text{ diseño}}{K_4 \text{ inundación}} \right)^{0.5} = 75 \%$$

$$V_W^{**} = 6.34 \frac{Kg}{m^2 * s}$$

Se determinó el área a la columna de absorción de relleno:

$$A_{t\ columna} = \frac{V_W^*}{V_W^{**}} = 34.49\ m^2$$

$$D_{\ columna} = 6.63\ m \cong 7.0\ m$$

Por lo expuesto por Sinnott (2005, pág. 599), se usó el método de Cornell, para la determinación de la altura de la unidad de transferencia de la fase de gas (H_G) y la altura de la unidad de transferencia de la fase líquida (H_L):

$$H_G = \frac{0.011 * \phi_h * Sc_v^{0.5} * \left(\frac{D_{\ columna}}{0.305}\right)^{1.11} * \left(\frac{Z_{\ columna}}{3.05}\right)^{0.33}}{(L_w^* * f_1 * f_2 * f_3)^{0.5}}$$

$$H_L = 0.305 * \phi_h * Sc_L^{0.5} * k_3 * \left(\frac{Z_{\ columna}}{3.05}\right)^{0.15}$$

Determinando los factores necesarios para las ecuaciones, se tuvo en cuenta las propiedades físicas de las corrientes (Véase la TABLA N° V.3, en la pág. 141)

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{D_G * \rho_G} = 1.10 * 10^{-2}$$

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{D_L * \rho_L} = 3862.99$$

$$L_w^* = \frac{L_w}{A_{t\ columna}} = \frac{385.16 \frac{Kg}{s}}{34.49\ m^2}$$

$$L_w^* = 11.17 \frac{Kg}{m^2 * s}$$

$$f_1 = \left(\frac{\mu_{LP}}{\mu_W}\right)^{0.16} = 2.79$$

$$f_2 = \left(\frac{\rho_W}{\rho_{LP}} \right)^{1.25} = 0.89$$

$$f_3 = \left(\frac{\sigma_W}{\sigma_{LP}} \right)^{0.8} = 1.36$$

De acuerdo a la FIGURA N° III.22 (Véase en la pág. 98), FIGURA N° III.23 (Véase en la pág. 98) y FIGURA N° III.24 (Véase en la pág. 99), se determina que:

$$K_3 = 0.63$$

$$\varphi_h = 55$$

$$\phi_h = 0.085$$

H_{OG} se puede esperar que sea de alrededor de 1 m, por lo que una primera estimación para "Z" se puede tomar como 9 m, como una relación inicial de 1.5 entre la altura de la torre y el diámetro. El diámetro de la columna es superior a 0,6 m, por lo que el término de corrección del diámetro se tomará como 2,3, de acuerdo a lo descrito por Sinnott (2005, pág. 608).

$$H_G = 0.3575$$

$$H_L = 1.222$$

Se determinó la altura de una unidad global de transferencia de fase gaseosa:

$$H_{OG} = H_G + m * \frac{G_m}{L_m} * H_L = 1.274 \text{ m}$$

Se calculó la altura de la columna de absorción:

$$Z = H_{OG} * N_{OG} = 8.92 \text{ m}$$

Sinnott (2005, pág. 557) afirma que el espaciamento en la parte superior e inferior de la columna es de 0.55 m y entre cada

uno de los rellenos de 0.3 m, por consiguiente la ecuación será definida como:

$$Z_T = H_{OG} * N_{OG} + E_{relleno} * (N_{OG} - 1) + E_{superior} + E_{inferior}$$
$$Z_T = 11.72 \text{ m} \sim 12 \text{ m}$$

Se aproximó a un valor de 12 m, obteniendo así una relación entre la altura y el diámetro de la torre:

$$\frac{Z_T}{D_{columna}} = 1.71$$

Se determinó la razón de circulación del solvente, y se tuvo en cuenta que el porcentaje másico de amina en la corriente del solvente es de 35%, y a la FIGURA N° III.25 (Véase en la pág. 100). Se determina la gravedad específica de la amina.

$$\gamma_{amina} = 1.045$$

Por consiguiente el flujo de solvente es,

$$Q_{solvente} = 793.85 \text{ gpm} = 188\,231.64 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

5.2.3 Columna de deshidratación con trietilenglicol (TEG)

En la TABLA N° V.5 (Véase en la pág. 147), se presentan las características y propiedades de los flujos de corriente del gas y líquido vinculados al equipo de deshidratación, requeridos para el dimensionamiento de la columna de relleno para la absorción de agua con trietilenglicol (TEG).

TABLA N° V.5

PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS DE LOS FLUJOS DE GAS
DULCE Y TRIETILENGLICOL

Característica	Símbolo	Valor	Unidad
Fracción molar del soluto en la entrada de la columna	y_1	0.0006	-
Flujo molar de vapor que entra a la columna	\dot{V}_{WM}	11.329	Kgmol/s
Peso molecular del líquido (TEG y H ₂ O)	PM_L	135.31	Kg/Kgmol
Densidad del líquido que entra a la columna	ρ_L	1123.08	Kg/m ³
Densidad del vapor que entra a la columna	ρ_v	55.92	Kg/m ³
Densidad del líquido puro (TEG)	ρ_{TEG}	1125	Kg/m ³
Densidad del agua	ρ_{agua}	1005	Kg/m ³
Viscosidad del líquido (TEG y H ₂ O)	μ_L	0.02355	N*s/m ²
Viscosidad del vapor entrante	μ_v	1.259*10 ⁻⁵	N*s/m ²
Viscosidad del TEG	μ_{TEG}	0.02582	N s/m ²
Viscosidad del H ₂ O	μ_{agua}	0.000797	N s/m ²
Difusividad del líquido (TEG y H ₂ O)	D_L	1.5*10 ⁻⁹	m ² /s
Difusividad del vapor	D_v	1.27*10 ⁻⁵	m ² /s
Tensión superficial de la TEG	σ_{TEG}	0.04457	N/m
Tensión superficial del agua	σ_{AGUA}	0.07123	N/m

Fuente: GREEN Y PERRY 2008

El equipo se diseñó para una eficiencia del 100%, con la cual se obtiene una corriente saliente de gas con una concentración de H₂O permitida por la NTP 111.002.2003 (Véase la TABLA N° V.2, en la pág. 134), obteniendo una fracción del soluto (H₂O) de 0.000012.

Se determinó el número de unidades de transferencia con la ecuación:

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left(m * \frac{G_m}{L_m}\right)} * \ln \left[\left(1 - \left(m * \frac{G_m}{L_m}\right)\right) * \frac{y_1}{y_2} + \left(m * \frac{G_m}{L_m}\right) \right]$$

Se seleccionó el valor de mG_m / L_m de 0.5.

Obteniendo un valor de:

$$N_{OG} = 7.432 \approx 8$$

Se determinó el flujo molar de la corriente líquida, por la ecuación:

$$L_{WM}^* = V_{WM}^* * \frac{L_m}{m * G_m}$$

$$L_{WM}^* = 22.66 \frac{Kgmol}{s}$$

Por consiguiente el flujo másico de la corriente líquida.

$$L_W^* = L_{WM}^* * PM_L = 3065.96 \frac{Kg}{s}$$

Se calculó el valor de correlación de los flujos de gas y líquido con las propiedades físicas de las mismas (Véase la TABLA N° V.5, en la pág. 147):

uno de los rellenos de 0.3 m, por consiguiente la ecuación será definida como:

$$Z_T = H_{OG} * N_{OG} + e_{relleno} * (N_{OG} - 1) + e_{superior} + e_{inferior}$$

$$Z_T = 19.76 \text{ m} \sim 20 \text{ m}$$

Se aproximó a un valor de 18 m, obteniendo así una relación entre la altura y el diámetro de la torre:

$$\frac{Z_T}{D_{columna}} = 2.0$$

Se determinó el flujo mínimo de circulación de TEG,

$$GPM = Q_{gas} * \Delta H_{2O} * q_{TEG}$$

Donde:

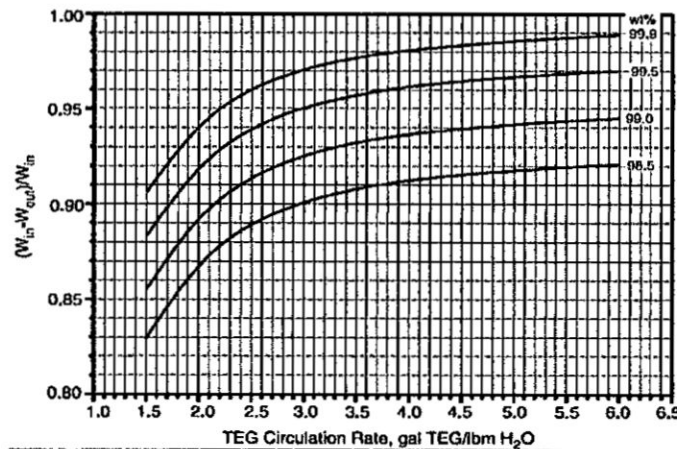
Q_{gas} : flujo de gas a tratar, MMSCFD

ΔH_{2O} : agua absorbida, lb H₂O/MMSCF

q_{TEG} : tasa de circulación, gal/lb H₂O

FIGURA N° V.1

ELIMINACIÓN DE AGUA VS. TASA DE CIRCULACIÓN DEL TEG A
VARIAS CONCENTRACIONES DE TEG



Fuente: CALLE 2016

La corriente entrante a la columna de absorción de deshidratación es de 818.9 MMSCFD con un contenido de agua de $W_{in} = 29.33 \text{ lb H}_2\text{O/MMSCF}$, y de acuerdo a la norma técnica peruana la corriente de salida de gas, contiene $W_{out} = 4.06 \text{ lb H}_2\text{O/MMSCF}$, por consiguiente $\Delta H_2O = 25.27 \text{ lb H}_2\text{O/MMSCF}$.

La tasa de circulación de la TEG fue determinado por la FIGURA N° V.1 (Véase en la pág. 152), se consideró una concentración de 98.5% en peso y determinando que:

$$\frac{W_{in} - W_{out}}{W_{in}} = \frac{29.33 - 4.06}{29.33} = 0.86$$

Por consiguiente se determinó una tasa de circulación de TEG, $q_{TEG} = 1.9 \text{ gal}_{TEG}/\text{lb}_{H_2O}$.

Se reemplazó los datos obtenidos y se obtuvo el siguiente desarrollo:

$$GPM = \frac{818.9 \text{ MMSCFD} * 25.27 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{MMSCF}} * 1.9 \frac{\text{gal TEG}}{\text{lb H}_2\text{O}}}{24 \frac{\text{hora}}{\text{día}} * 60 \frac{\text{min}}{\text{hora}}} = 27.30 \text{ gpm}$$

Lo que equivale en flujo másico de trietilenglicol (98.5%) a:

$$m_{TEG} = 6963.77 \text{ Kg/h}$$

5.2.4 Intercambiador de calor

Dentro de la amplia variedad de intercambiadores de calor existentes, se escogió a los de carcasa y tubo. Los motivos de dicha elección son que este tipo de intercambiadores son

compatibles para un amplio rango de tamaños, presiones y temperaturas, por lo que son compatibles con cualquier aplicación; presentan facilidad para el mantenimiento y reparación; y además, poseen altas eficiencias máximas ($\approx 0,9$). (Véase la TABLA N° V.6)

TABLA N° V.6

PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES GASEOSOS DE LA CORRIENTE CALIENTE A TEMPERATURA PROMEDIO (279.69 K)

Componente	Composición molar (%)	$\rho_{comp.}$	$CP_{comp.}$	$\mu_{comp.}$
CH ₄	87.79	48.55	2.754	0.01224
C ₂ H ₆	6.35	407.6	3.618	0.06175
C ₃ H ₈	2.20	530.9	2.484	0.1210
C ₄ H ₁₀	0.86	602.0	2.234	0.1953
C ₅ H ₁₂	0.38	645.6	2.135	0.2618
C ₆ H ₁₄	1.15	679.5	2.056	0.3607
CO ₂	0.01	908.9	2.940	0.09681
N ₂	1.26	74.14	1.165	0.01884
H ₂ O	0.0	1023	4.315	1.434
TOTAL	100	62.14	2.724	0.01259

Fuente: GREEN Y PERRY 2008

Donde:

$\rho_{comp.}$: densidad del componente, Kg/m³

$CP_{comp.}$: Capacidad calorífica del componente, KJ/Kg-K

$\mu_{comp.}$: Viscosidad absoluta del componente, cP

Se estableció las propiedades de las corrientes caliente y fría, para los respectivos cálculos de dimensionamiento. Dichas propiedades se han calculado a una temperatura promedio entre

la temperatura de entrada y salida de la corriente caliente. La temperatura de entrada al intercambiador de calor es 24.19 °C (297.34 K) y se enfría hasta una temperatura de -11.11 °C (262.04 K) para su ingreso a la columna demetanizadora. Por consiguiente la temperatura promedio es:

$$T_{promedio} = \frac{24.19\text{ }^{\circ}\text{C} + (-11.11\text{ }^{\circ}\text{C})}{2} = 6.54\text{ }^{\circ}\text{C} = 279.69\text{ K}$$

Se agrupó las condiciones y propiedades de la corriente caliente en la TABLA N° V.7 a una temperatura promedio de 279.69 K.

TABLA N° V.7

CONDICIONES Y PROPIEDADES DE LA CORRIENTE CALIENTE

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Temperatura de entrada	$T_{e.caliente}$	297.34	K
Temperatura de salida	$T_{s.caliente}$	262.04	K
Densidad	ρ_{gas}	62.14	Kg/m ³
Capacidad calorífica	$cp_{gas\ caliente}$	2.724	KJ/Kg-K
Viscosidad	μ_{gas}	0.01259	cP
Flujo másico	$m_{gas, caliente}$	216.07	Kg/s

Fuente: GREEN Y PERRY 2008

Para la determinación del flujo másico de la corriente fría, se ha considerado el 87.79% de la corriente caliente, la cual está compuesta principalmente por el metano, es por ende que el flujo es de 159.41 Kg/s.

Se agrupó las condiciones y propiedades de la corriente caliente en la TABLA N° V.8 (Véase en la pág. 156), dicha corriente es la saliente de la torre demetanizadora.

Se estableció el balance de calor, para determinar la temperatura de salida de la corriente fría.

$$Q_{\text{corriente caliente}} = Q_{\text{corriente fría}}$$

$$m_{\text{gas caliente}} * c_{p\text{gas caliente}} * (T_{e.\text{caliente}} - T_{s.\text{caliente}}) \\ = m_{\text{gas frío}} * c_{p\text{gas frío}} * (T_{e.\text{frío}} - T_{s.\text{frío}})$$

TABLA N° V.8

CONDICIONES Y PROPIEDADES DE LA CORRIENTE FRÍA

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Temperatura de entrada	$T_{e.\text{frío}}$	199.82	K
Temperatura de salida	$T_{s.\text{frío}}$	243.42	K
Densidad	ρ_{gas}	39.45	Kg/m ³
Capacidad calorífica	$c_{p\text{gas frío}}$	2.990	KJ/Kg-K
Viscosidad	μ_{gas}	0.008896	cP
Flujo másico	$m_{\text{gas, frío}}$	159.39	Kg/s

Fuente: GREEN Y PERRY 2008

$$216.07 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} * 2.724 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} - ^\circ\text{C}} * (24.19^\circ\text{C} - (-11.11^\circ\text{C})) \\ = 159.39 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} * 2.990 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} - ^\circ\text{C}} * (T_{s.\text{frío}} - (-73.33^\circ\text{C}))$$

$$T_{s.\text{frío}} = -29.73^\circ\text{C} = 243.42 \text{ K}$$

Se determinó las capacidades térmicas de las corrientes fría y caliente:

$$C_c = cp_{gas\ caliente} * m_{gas\ caliente}$$

$$C_c = 216.07 \frac{Kg}{s} * 2.724 \frac{KJ}{Kg - ^\circ C} = 588.58 \frac{KJ}{s - ^\circ C} = C_{max}$$

$$C_f = cp_{gas\ frio} * m_{gas\ frio}$$

$$C_f = 159.39 \frac{Kg}{s} * 2.99 \frac{KJ}{Kg - ^\circ C} = 476.58 \frac{KJ}{s - ^\circ C} = C_{mín}$$

Como $C_f < C_c$, el calor máximo posible para dicho intercambiador es definido por la siguiente expresión:

$$Q_{máx} = C_f * (T_{e.caliente} - T_{e.frio})$$

La eficiencia del intercambiador es definida como la relación entre la transferencia real de calor y la transferencia de calor máxima posible.

$$\varepsilon = \frac{Q_{real}}{Q_{máx}} = \frac{C_c * (T_{e.caliente} - T_{c.caliente})}{C_{mín} * (T_{e.caliente} - T_{e.frio})}$$

$$\varepsilon = 0.5046$$

La determinación de los Números de Unidades de Transferencia (NTU), está en función de la eficiencia y la relación entre capacidades térmicas mínima y máxima,

$$\frac{C_{mín}}{C_{max}} = \frac{476.58}{588.58} = 0.81$$

Por consiguiente se determinó el valor de NTU, con apoyo de la FIGURA N° III.26 (Véase en la pág. 103),

$$NTU = 1$$

El coeficiente global de diseño de transferencia de calor de diseño ($U_{diseño}$) se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$U_{diseño} = \frac{1}{\frac{1}{U_{limpio}} + R_{sucio}}$$

De la TABLA N° III.16 (Véase en la pág. 104), se obtiene un valor aproximado del coeficiente global de transferencia de calor, $U_{limpio}=610 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$ y una resistencia por ensuciamiento de $R_e=0.002 \text{ (W/m}^2\cdot\text{K)}^{-1}$.

Se reemplazó en la expresión anterior, por consiguiente el $U_{diseño}=274.77 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$.

Con los datos calculados se logra determinar el área de transferencia de calor:

$$A = \frac{1 * 476.58 \frac{\text{KJ}}{\text{s}\cdot\text{°C}} * 1000 \frac{\text{J}}{\text{KJ}}}{274.77 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\cdot\text{K}}} = 1734.47 \text{ m}^2$$

De acuerdo a lo descrito por Sinnott (2005, pág. 645), el valor del radio del tubo (r_{tubo}) escogido es 0.05 m, su diámetro externo de 0.11 m y una longitud de tubo (L_{tubo}) de 6.10 m.

Por consiguiente el número de tubos es:

$$N_t = \frac{1734.47 \text{ m}^2}{2\pi * 0.05 \text{ m} * 6.1 \text{ m}} = 904 \text{ tubos}$$

El espaciamiento entre tubos es determinado por:

$$D_{int.coraza} = \sqrt{N_t} * S_t + S_t$$

$$A_{coraza} = \frac{D_{int.coraza}^2 * (S_t - D_{ext.tubo})}{5 * S_t}$$

Relacionando ambas ecuaciones, nos queda una expresión así:

$$A_{coraza} = \frac{(\sqrt{N_t} * S_t + S_t)^2 * (S_t - D_{ext.tubo})}{5 * S_t}$$

Determinando el A_{coraza} , mediante la siguiente expresión matemática:

$$\dot{m}_f = \rho_f * A_{coraza} * v_f$$

Se estimó la velocidad de la corriente fría en la coraza con la FIGURA N° III.27 (Véase en la pág. 106), la cual depende de la presión y el peso molecular, propiedades de la corriente fría. Por consiguiente a una presión, $P=3066$ KPa y un peso molecular de 16 g/mol, entonces,

$$v_f = 11.28 \text{ m/s}$$

Se obtuvo el valor del área de la coraza,

$$159.39 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} = 39.45 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * A_{coraza} * 11.28 \text{ m/s}$$

$$A_{coraza} = 0.36 \text{ m}^2$$

Por consiguiente la expresión queda:

$$0.36 \text{ m}^2 = \frac{(\sqrt{904} * S_t + S_t)^2 * (S_t - 0.11 \text{ m})}{5 * S_t}$$

Se determinó así que el espaciamiento entre tubos es:

$$S_t = 0.1249 \text{ m}$$

Por consiguiente el diámetro interno de la coraza es:

$$D_{int.coraza} = \sqrt{904} * 0.1249 \text{ m} + 0.1249 \text{ m} = 3.88 \text{ m}$$

La disposición de tubos recomendada es el arreglo triangular de 30°, por el fácil acceso a la limpieza de estos y su factibilidad económica.

Se determina el número de tubos por cada fila (N_{tcf})

$$N_{tubo \times fila} = \frac{3.88 \text{ m}}{0.1249 \text{ m}} = 31.07 \cong 31$$

Por consiguiente el número de filas totales es:

$$A = N_{fila \text{ total}} * N_{tubo \times fila} * A_{lateral \text{ tubo}}$$

$$1734.48 \text{ m}^2 = N_{fila \text{ total}} * 31 * 2\pi * 0.05 \text{ m} * 6.1 \text{ m}$$

$$N_{fila \text{ total}} = 29.20 \cong 29$$

La velocidad del fluido caliente ($v_{caliente}$) es determinado mediante la siguiente expresión:

$$v_{caliente} = \frac{216.07 \text{ Kg/s}}{62.14 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * \pi * (0.05 \text{ m})^2 * 904} = 0.4892 \text{ m/s}$$

Con esta se evalúa la velocidad máxima

$$v_{m\acute{a}x} = 0.4892 \frac{\text{m}}{\text{s}} * \frac{0.1249 \text{ m}}{0.1249 \text{ m} - \left(\frac{\pi * 0.1 \text{ m}}{4}\right)} = 1.318 \text{ m/s}$$

El número de Reynolds máximo es $\#Re=6*10^5$, con los datos de pasos longitudinales y transversal se determinó el factor de fricción (f) y el factor de correlación (x).

$$P_L = 4.238 \wedge P_T = 1.135$$

Por consiguiente:

$$\frac{P_T}{P_L} = \frac{1.135}{4.238} = 0.2678$$

Con el uso del FIGURA N° III.29 (Véase en la pág. 112), se determinó "f" y "x",

$$f = 0.28 \wedge x = 1.45$$

Por consiguiente la caída de presión en los tubos es,

$$\Delta P_{tubos} = 29 * 1.45 * 0.28 * \left(\frac{62.14 \frac{Kg}{m^3} * \left(1.318 \frac{m}{s}\right)^2}{2} \right)$$
$$\Delta P_{tubos} = 635.43 Pa = 0.092 psi$$

5.2.5 Demetanizadora

Para calcular el número mínimo de etapas teóricas según la ecuación de Fenske se requiere tener una estimación de las temperaturas de las etapas de tope y fondo. Para ello se realizó un balance preliminar de materia para tener una estimación de la composición del destilado y residuo. (Véase la TABLA N° V.9, en la pág. 162)

Se supuso un comportamiento ideal. Para los cálculos del equilibrio líquido-vapor necesarios para estimar las temperaturas de las etapas de tope y fondo sólo se necesitó datos de constantes de Antoine para la presión de vapor.

Los parámetros de la ecuación de Antoine, fueron obtenidos de la página web del Instituto Nacional de estándares y Tecnología (NIST)

TABLA N° V.9

BALANCE DE MATERIA PRELIMINAR EN LA DEMETANIZADORA

Componente	f_i	z_i	d_i	x_{Di}	b_i	x_{Bi}
C1	35771.68	0.8779	35769.54	0.9010	2.14	0.0020
C2	2587.43	0.0635	2584.46	0.0651	2.97	0.0028
C3	900.51	0.0221	832.52	0.0210	67.99	0.0649
C4	350.42	0.0086	0.00	0.0000	350.42	0.3347
C5	154.84	0.0038	0.00	0.0000	154.84	0.1479
C6	468.59	0.0115	0.00	0.0000	468.59	0.4475
CO ₂	4.07	0.0001	3.97	0.0001	0.10	0.0001
N ₂	509.34	0.0125	509.34	0.0128	0.00	0.0000
H ₂ O	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
H ₂ S	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000
Total	40746.87	1.00	39699.82	1.00	1047.05	1.00

Elaboración propia

Se determinó un valor de volatilidad relativa media:

$$\alpha_{i-r \text{ media}} = 5.173$$

Con dicho valor se determinó el número de mínimo de etapas ideales, y se obtuvo un valor de 3, el cual no incluye al calderín.

Posteriormente se comprobó el balance preliminar con la estimación de distribución de componentes claves, tal como se muestra en la TABLA N° V.10 (Véase en la pág. 163).

TABLA N° V.10

BALANCE DE MATERIA COMPROBADA EN LA
DEMETANIZADORA

Componente	f _i	z _i	d _i	x _{Di}	b _i	x _{Bi}
C1	35771.68	0.8779	35771.68	0.9010	0.00	0.00
C2	2587.43	0.0635	2587.43	0.0651	0.00	0.00
C3	900.51	0.0221	827.57	0.0208	72.94	0.0697
C4	350.42	0.0086	0.00	0.00	350.42	0.3348
C5	154.84	0.0038	0.00	0.00	154.84	0.1479
C6	468.59	0.0115	0.00	0.00	468.59	0.4475
CO ₂	4.07	0.0001	4.07	0.0001	0.00	0.00
N ₂	509.34	0.0125	509.34	0.0128	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	40746.88	1.00	39700.99	1.00	1046.79	1.00

Elaboración propia

Se determinó la relación mínima de reflujo, R_{min} en base a la ecuación de Underwood.

$$R_{min} = 1.45$$

Se calculó el número de etapas ideales (N) con la ecuación de Gilliland, de acuerdo a su condición de,

$$\frac{R - R_{min}}{R + 1} > 0.125$$

Entonces la ecuación a usar es:

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0.6257 - 0.9868 * \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1}\right) + 0.5160 * \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1}\right)^2 - 0.1738 * \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1}\right)^3$$

Determinando un número de etapas (N) de 11, cantidad que no incluye a la caldera y un reflujo de operación (R) de 1.5, con estos valores y considerando un 95% de eficiencia de los platos de la torre.

Por consiguiente el valor de la altura de la columna determinada es:

$$H_c = 19.83 \text{ m}$$

Y el valor del diámetro calculado es:

$$D_c = 12.23 \text{ m}$$

La relación altura/diámetro tuvo un valor de 1.62 lo que implica que el resultado dentro de las relaciones aconsejadas de H_T/D_C que van desde 1.5 a 3.5 según Sinnott (2005, pág. 557). Para efectuar la destilación se seleccionó platos perforados, los cuales ofrecen una superficie de contacto adecuada para el proceso y facilitan el paso de gas a través de ellos.

5.3 Balance de masa

El balance de masa se hizo para cada equipo que integra la Planta de Procesamiento de Gas Natural, se tuvo en cuenta que la capacidad de diseño de la planta es 2 800 MMPCD, dicha capacidad se dividirá entre cuatro "trenes" de igual capacidad; por consiguiente se procesará 840 MMPCD en cada tren compuesto por un separador (V-110), columna rellena de absorción con DEA (C-120), columna de regeneración(C-130), intercambiador de calor (E-140) y una columna demetanizadora(C-150). Estos equipos integran las etapas de separación, endulzamiento,

deshidratación y separación del metano de los Líquidos de Gas Natural.

A continuación se describe el balance de masa de uno de los cuatro trenes que conforman la Planta.

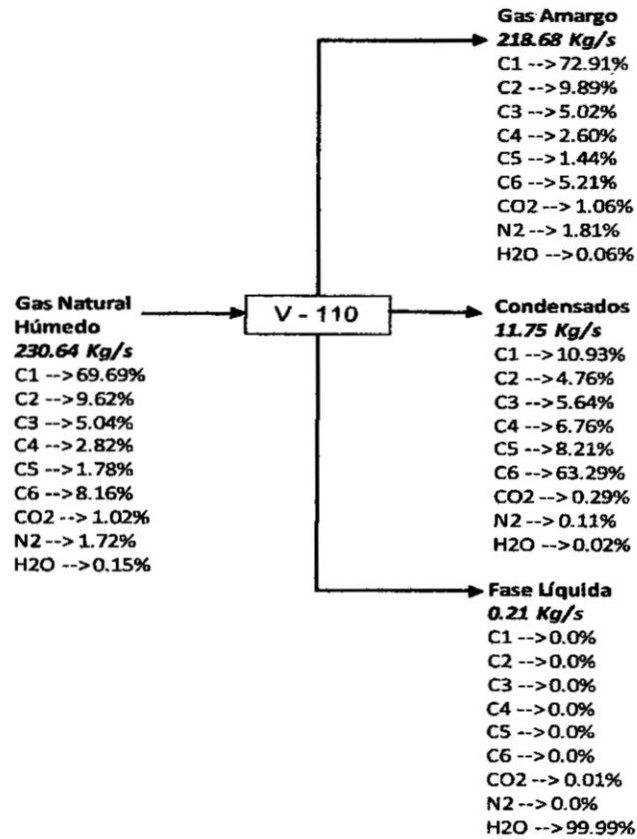
5.3.1 Balance de masa en el separador trifásico.

El flujo másico del gas natural de 2 800 MMPCD equivale a 922.56 Kg/s por lo que para su tratamiento se dividió en cuatro trenes, generando así cada corriente de 230.64 Kg/s, la cual ingresó al separador trifásico gas – condensados – agua.

El separador trifásico horizontal separó el flujo de gas natural en tres corrientes: 218.68 Kg/s de gas amargo, 11.75 Kg/s de condensados y 0.21 Kg/s de fase acuosa. En la siguiente figura se muestra los datos mencionados y las composiciones másicas de cada corriente entrante y saliente del separador (V-110). (Véase la FIGURA N° V.2, en la pág. 166)

FIGURA N° V.2

BALANCE DE MASA EN EL SEPARADOR TRIFÁSICO (V-110)



Elaboración propia

5.3.2 Balance de masa en la columna de absorción

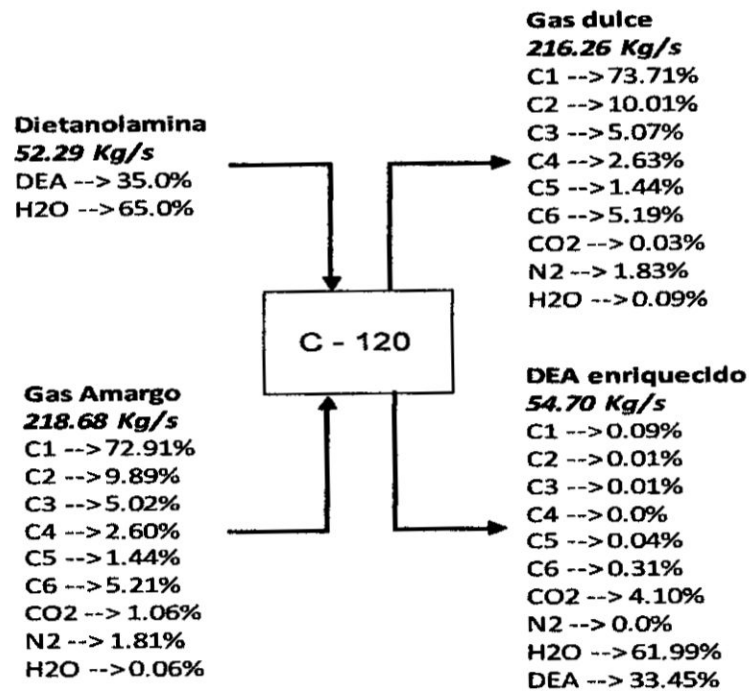
La corriente de gas amargo saliente del separador horizontal trifásico, entró a la columna de absorción de relleno, para la etapa de endulzamiento en contracorriente con dietanolamina (DEA) al 35%. (Véase la FIGURA N° V.3, en la pág. 167)

En el balance se observa que la DEA absorbe el dióxido de carbono (CO₂) y de igual forma parte del agua de la corriente de gas amargo.

El contenido de CO₂ saliente en la corriente "Gas dulce" es menor al contenido máximo permitido, por consiguiente continúa a la etapa de deshidratación.

FIGURA N° V.3

BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DE RELLENO (C-120)
PARA LA ETAPA DE ENDULZAMIENTO



Elaboración propia

5.3.3 Balance de masa en la columna de deshidratación

La corriente saliente de la torre de absorción con relleno de endulzamiento, gas dulce, ingresa a la columna rellena para

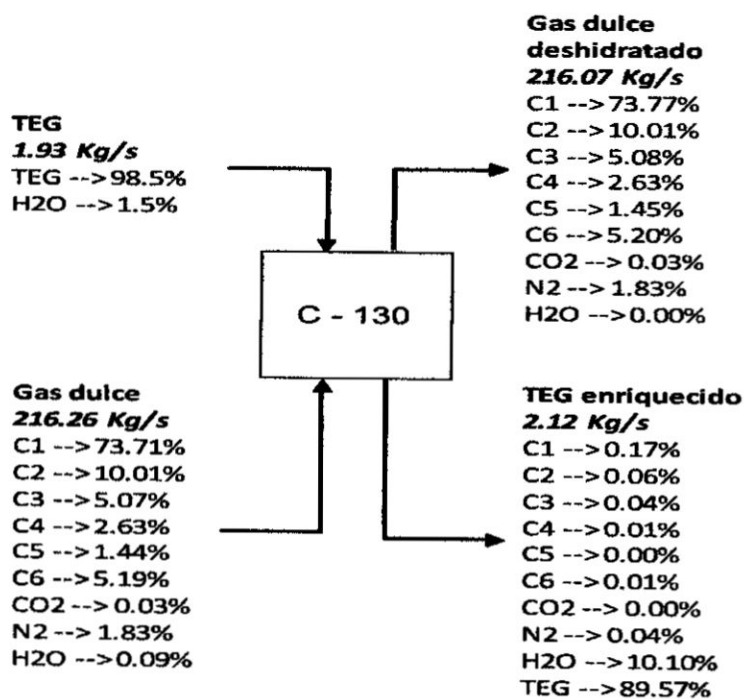
deshidratación con trietilenglicol (TEG), con el objetivo de disminuir el contenido de agua y evitar la formación de hidratos y de igual forma prevenir el deterioro de equipos vinculados en el procesamiento. (Véase la FIGURA N° V.4, en la pág. 168)

En el balance de masa se observa que el TEG absorbe el agua (H₂O), hasta un porcentaje permitido de acuerdo al reglamento técnico peruano.

La corriente saliente, gas dulce deshidratado, pasa al intercambiador de calor para continuar con el procesamiento.

FIGURA N° V.4

BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DE RELLENO (C-130)
PARA LA ETAPA DE DESHIDRATACIÓN



Elaboración propia

5.3.4 Balance de masa en el intercambiador de calor

El flujo, gas dulce deshidratado, saliente de la columna de relleno de la etapa de deshidratación, ingresa al intercambiador de calor (E-140), con el fin de enfriar la corriente para su posterior ingreso a la columna demetanizadora. Dicha temperatura de salida será justificada en el diseño de la demetanizadora.

En el balance de masa se comprueba que no hay una variación en el contenido másico de las corrientes, ya que solo hay una variación en las temperaturas de las corrientes, tal como se observa en la FIGURA N° V.5.

FIGURA N° V.5

BALANCE DE MASA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR (E-140)

Gas dulce deshidratado 216.07 Kg/s		Gas dulce deshidratado enfriado 216.07 Kg/s
C1 --> 73.77%		C1 --> 73.77%
C2 --> 10.01%		C2 --> 10.01%
C3 --> 5.08%		C3 --> 5.08%
C4 --> 2.63%		C4 --> 2.63%
C5 --> 1.45%		C5 --> 1.45%
C6 --> 5.20%		C6 --> 5.20%
CO2 --> 0.03%		CO2 --> 0.03%
N2 --> 1.83%		N2 --> 1.83%
H2O --> 0.00%		H2O --> 0.00%

Elaboración propia

5.3.5 Balance de masa en la demetanizadora

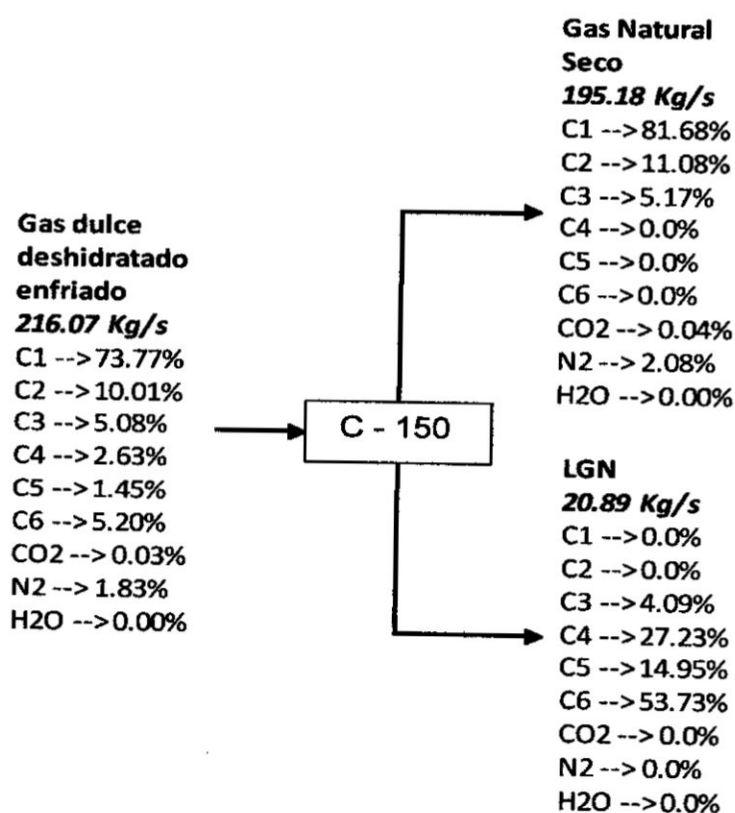
La corriente de salida del intercambiador de calor (E-140) ingresa a la torre de separación de gas natural (GN) y líquidos de gas natural (LGN), con el fin de recuperar la mayor cantidad de

LGN y obtener un mayor porcentaje metano en la corriente de gas natural seco. (Véase la FIGURA N° V.6, en la pág. 170)

En el balance de masa se aprecia una alta recuperación de LGN, las cuales serían transportados a través de un poliducto al sur de Lima para su fraccionamiento, mientras que la corriente de gas natural seco (CH₄) enviado hacia plantas petroquímicas o exportación.

FIGURA N° V.6

BALANCE DE MASA EN LA DEMETANIZADORA (C-150)



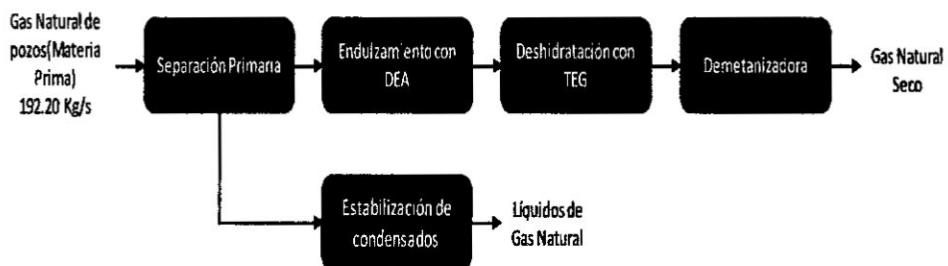
Elaboración propia

5.4 Diagrama de bloques

Representación del proceso de procesamiento de gas natural usando bloques interconectados mediante una flecha para seguir la secuencia y la orientación del proceso. (Véase la FIGURA N° V.7)

FIGURA N° V.7

DIAGRAMA DE BLOQUES DE LA PLANTA DE SEPARACIÓN DE GAS NATURAL DEL LOTE 58



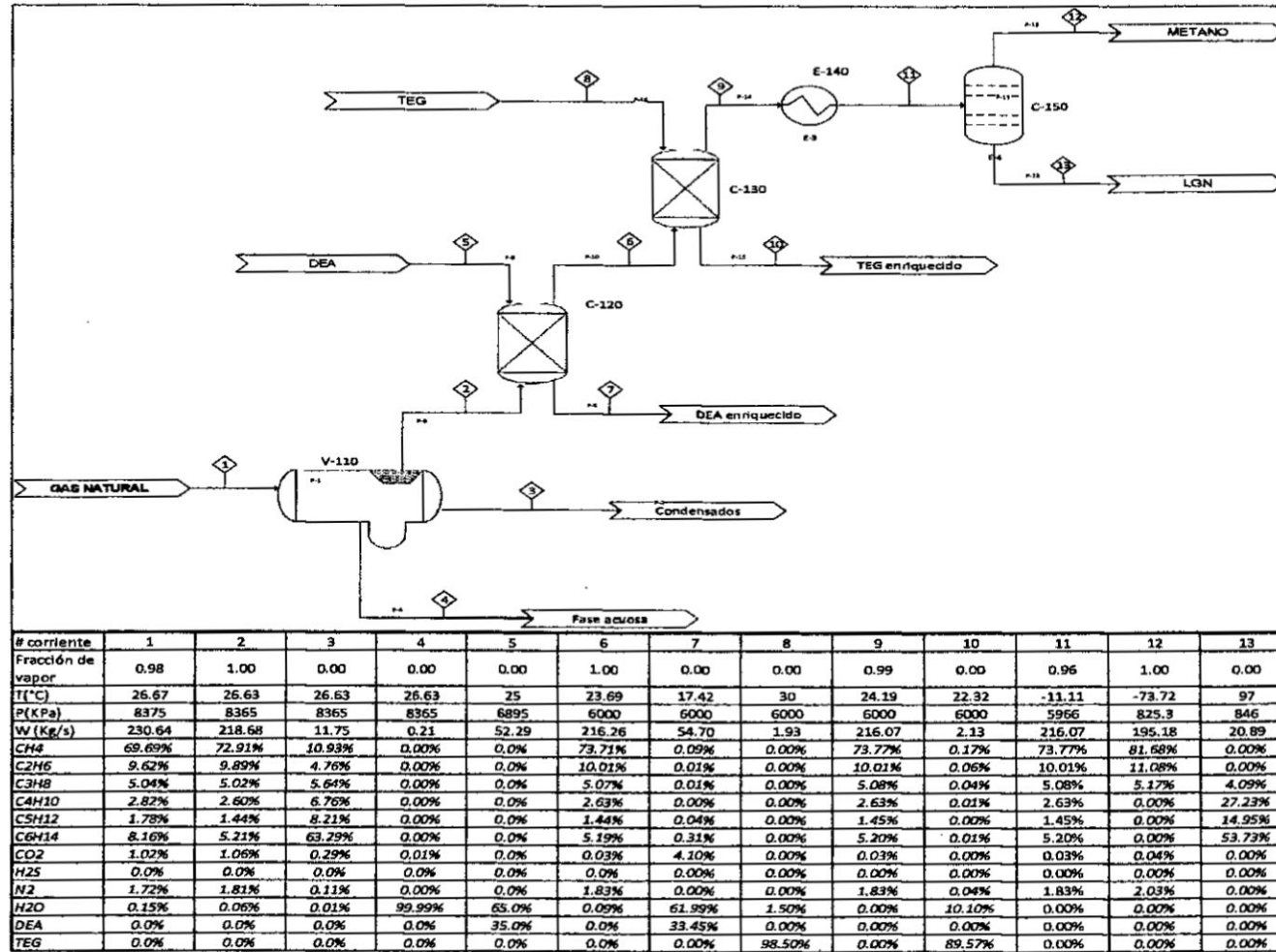
Elaboración propia

5.5 Diagrama de flujo de procesos (PFD)

El diagrama de flujo de procesos de la planta de procesamiento de gas natural describe la secuencia del proceso utilizando esquemas funcionales, el cual es interconectado mediante flechas representando las condiciones de estado de las corrientes, de igual forma se detalla las cantidades másicas de cada corriente (entrantes y salientes). (Véase la FIGURA N° V.8, en la pág. 172)

FIGURA N° V.8

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS DE LA PLANTA DE SEPARACIÓN DE GN Y LGN PROVENIENTES DEL
LOTE 58



5.6 Diseño de Equipos principales

A continuación se muestra los resultados y dimensiones de cada equipo que forma parte de la Planta de tratamiento de Gas Natural proveniente del Lote 58, especificando cada característica del equipo al igual que los valores determinados.

5.6.1 Separador trifásico Gas-Condensados-fase acuosa

Se seleccionó por un separador trifásico, para favorecer en la separación del agua de los condensados, con lo cual se reduce la carga en el equipo de tratamiento del hidrocarburo y se aumenta la capacidad de transporte en las tuberías. También ayuda a mejorar la precisión de las mediciones de flujo. Esta característica definió el tiempo de retención de líquidos en función a los grados API (Anexo VIII), y de acuerdo a la TABLA N° III.12 (Véase en la pág. 85), se adoptó un valor de cinco minutos.

Se optó por un separador horizontal por su mejor manejo para la retención de volumen, uso portátil, mayor área de superficie líquida de igual forma su mayor capacidad para el drenado de neblina y un menor costo a comparación del separador vertical.

Resulta imperativo el definir las condiciones de entrada, presión y temperatura de diseño (8 375.06 KPa y 26.67 °C), esto con el fin de prevenir que la fracción de líquido se evapore y sea arrastrada con la fracción gaseosa. Otras características que se tuvieron en cuenta se a especifica en el Anexo VIII.

Se calculó la máxima velocidad superficial permitida del gas o velocidad de sedimentación a través de la sección secundaria de separación, obteniendo finalmente un valor de 0.75 m/s.

Para el dimensionamiento del separador trifásico horizontal, se emplearon las ecuaciones y procedimiento presentado en el API 12J, de igual forma se complementó con sugerencias de Sinnott (2005) y Velasco (2013).

Se determinó el diámetro con un valor de 2.29 m (90 in), por consiguiente es lo suficientemente grande como para retardar la caída del vapor hasta por debajo de la velocidad a la que las partículas se sedimentan.

Luego de determinado el diámetro se usó la relación longitud-diámetro en función de la presión de operación, de esa forma se determinó un valor de 11.43 m, de igual forma se usó la relación entre el diámetro del separador y el nivel sobre la fase líquida, generando un valor de 1.14 m.

Luego se determinó la longitud de costura a costura (L_{ef}), que es la longitud de la fase acuosa, correspondiendo a un valor de 8.57 m.

Se determinó la capacidad del líquido del separador, la cual está en función del tiempo de retención (5 min), generando un valor de 21 245.32 BPD, la cual se comparó con el flujo entregado de líquido de 12 081.38 BPD, de esa forma se concluyó que la capacidad del líquido es satisfactoria para el diseño planteado.

Las dimensiones del separador horizontal trifásico se presentan en la TABLA N° V.11.

TABLA N° V.11

DIMENSIONES DEL SEPARADOR TRIFÁSICO (V-110)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Diámetro del separador	D_v	2.29	m
Longitud del separador	L_v	11.43	m
Nivel sobre el líquido	h_v	1.14	m
Longitud de costura a costura	L_{ef}	8.57	m
Distancia entre el extractor de niebla y la salida del vapor	L_{pad}	0.44	m

Elaboración propia

Finalmente se calculó la posición del eliminador de niebla respecto a la salida del flujo, la cual se definió a 0.44 m.

El eliminador de niebla a considerar, consiste en un colchón formado por varias capas de malla de alambre diámetro fino, entrelazado por una operación de tejido, en espesores que van desde 5 hasta 30 cm. (2 hasta 12 in) de colchón, con un volumen libre elevado que suele encontrarse entre 91% y 99%, así como en densidades que pueden variar de 80 a 400 Kg/m³ (5 a 25 lb/ft³).

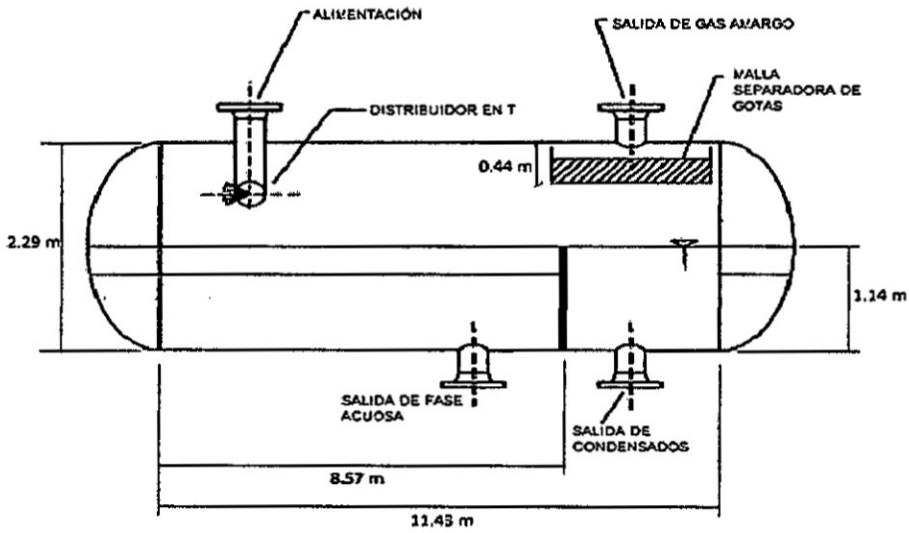
Los eliminadores de niebla pueden ser fabricados de una sola pieza. Si el equipo es de dimensiones mayores y cuenta con un acceso, los eliminadores pueden ser fabricados en secciones generalmente de 30 cm. (12 pulg.) de ancho.

Por las características del fluido y recomendaciones de proveedor se eligió como material del eliminador de niebla, al acero inoxidable 304. (Véase la FIGURA N° V.10, en la pág. 177)

En la FIGURA N° V.9, se presenta el esquema del separador horizontal trifásico diseñado con sus respectivas dimensiones expresadas en el sistema métrico.

FIGURA N° V.9

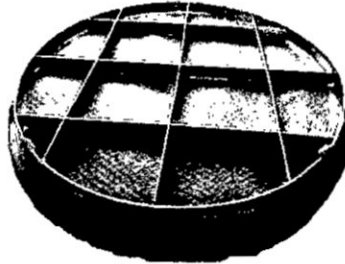
ESQUEMA DEL SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO
DISEÑADO



Elaboración propia

FIGURA N° V.10

**ALMOHADILLA ANTIADHERENTE DE ACERO INOXIDABLE 304
CON REJILLA EN LA PARTE SUPERIOR**



Fuente: BOEGGER 2017

5.6.2 Columna de absorción con dietanolamina (DEA)

Cabrera y Correa (2016, 109), cita que la absorción tiene una mejor retención de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono, posee una mayor eficiencia y maneja flujos de gases grandes, la cual fue razón de elegir la absorción como tratamiento en la etapa de endulzamiento de gas natural.

De igual forma se eligió una columna empaquetada de absorción, ya que las columnas empaquetadas proporcionan las ventajas de una excelente interfaz control, retención de fase dispersa baja y potencialmente alta capacidad, según Couper et al. (2012, pág. 511).

Se estableció una eficiencia de 95% para la columna de absorción, ya que es un valor usualmente usado en endulzamiento de gas natural, de la misma forma se estableció como disolvente a la amina secundaria dietanolamina (DEA), de acuerdo a la TABLA N° III.5 (Véase en la pág. 61).

El número de unidades de transferencia (N_{OG}) en la torre empaquetada de absorción resultó siete, lo cual implica que se precisó de siete lechos para poder remover la mayoría del dióxido de carbono, de igual forma se consideró un porcentaje en peso de la amina del 35 %, con el fin de minimizar en el costo del solvente.

El flujo másico de la amina requerida para el endulzamiento del gas natural fue de 52.29 Kg/s, donde podemos comparar con el flujo de gas amargo entrante 218.68 Kg/s (véase la FIGURA N° V.2, en la pág. 167), viendo que el flujo de amina es mayor eso a razón que se requiere de mayor secuestrante para removerlos contaminantes. A la vez se tomó la propuesta de Sinnott en la caída presión en adoptar un valor de 21 mm de H₂O.

Se seleccionó las sillas de montar de Berl en cerámica, (Véase la FIGURA N° V.11, en la pág. 180) de tamaño nominal de 25 mm (1 in) que de acuerdo a la TABLA N° V.4 (Véase en la pág. 143) presenta una superficie específica del lecho de 249 m²/m³, una porosidad de 0.69, coeficientes de fricción y de desgaste de 110 y 184, respectivamente. La selección dada se tomó por las características que presentan dando así una mayor eficiencia, buena distribución del líquido.

La distribución de los empaques es al azar ya que presentan una mayor eficiencia comparada con la distribuida regular y con el fin de prevenir la ruptura de empaques de cerámica, la torre puede llenarse inicialmente con agua para reducir la velocidad de caída. Treybal (2006, pág. 214)

El porcentaje de CO₂ en la corriente de salida (gas dulce) es de 0.32% la cual es menor del contenido máximo establecido en la NTP 111.002.2003 (véase TABLA N° V.2, en la pág. 134).

Se presentan las dimensiones y parámetros obtenidos en relación a la columna de absorción de relleno para la etapa de endulzamiento de gas natural. (Véase la TABLA N° V.12)

TABLA N° V.12

DIMENSIONES DE LA TORRE DE RELLENO (C-120) PARA LA ETAPA DE ENDULZAMIENTO

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de lechos	N_{OG}	7	-
Altura de cada lecho	H_{OG}	1.3	m
Altura total de lechos	Z	8.92	m
Diámetro de la columna de absorción	D	7.0	m
Altura total de la columna de absorción	Z_T	12	m
Espaciamiento entre cada lecho	$e_{relleno}$	0.3	m
Espaciamiento en la parte superior e inferior	$e_{inf/sup}$	0.55	m
Tamaño del relleno seleccionado	$D_{silla\ Berl}$	0.025	m
Porcentaje de eliminación de CO ₂	$\%_{eliminación}$	95	%
Flujo del solvente	$Q_{solvente}$	793.85	gpm

Elaboración propia

La razón entre la altura y el diámetro (H/D) tiene un valor de 1.71, la cual se encuentra en el rango recomendado de 1.50 a 3.50.

FIGURA N° V.11

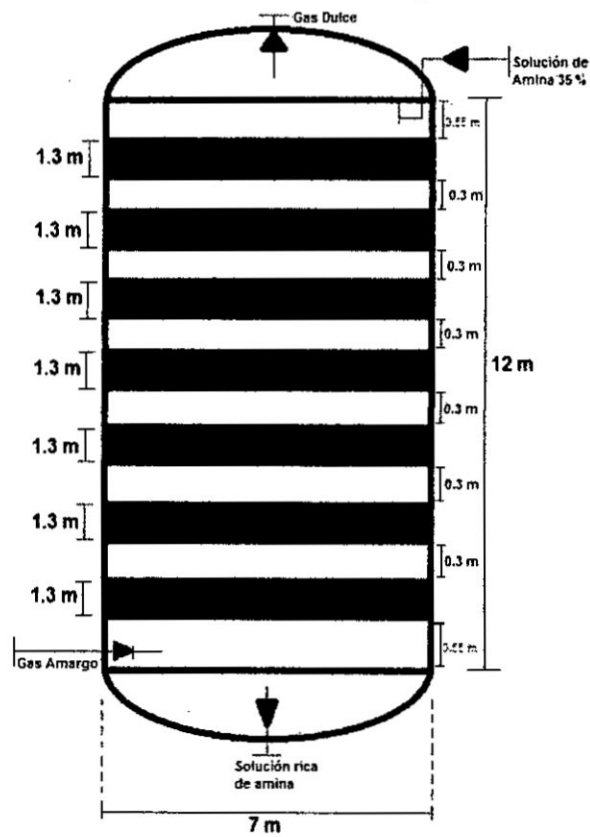
SILLA DE MONTAR DE BERL CERÁMICA



Fuente: MCCABE 1991

FIGURA N° V.12

ESQUEMA DE LA TORRE DE ABSORCIÓN DE RELLENO PARA EL ENDULZAMIENTO (C-120)



Elaboración propia

5.6.3 Columna de deshidratación con trietilenglicol (TEG)

Se seleccionó una columna empaquetada de absorción, ya que las columnas empaquetadas proporcionan las ventajas de una excelente interfaz de control, retención de fase dispersa baja y potencialmente alta capacidad, según Couper (2012, pág. 511).

Se estableció una eficiencia de 100% para la columna de absorción, ya que con esta eficiencia se alcanzó un contenido de agua menor al máximo permitido en la norma técnica peruana.

El número de unidades de transferencia (N_{OG}) en la torre empaquetada de absorción resultó siete, lo cual implica que se precisó de siete lechos para poder remover el contenido de agua, de igual forma se consideró un porcentaje en peso del trietanoglicol(TEG) del 98.5% en peso como valor óptimo.

El flujo másico del trietilenglicol requerido para la deshidratación de la corriente de gas natural fue de 1.93 Kg/s, donde podemos comparar con el flujo de gas dulce entrante 216.26 Kg/s (véase la FIGURA N° V.4, en la pág. 170), viendo que el flujo de trietilenglicol es mayor eso a razón que se requiere de mayor secuestrante para removerlos contaminantes. A la vez se tomó la propuesta de Sinnott en la caída presión en adoptar un valor de 21 mm de H₂O.

La distribución de los empaques es al azar ya que presentan una mayor eficiencia comparada con la distribuida regular y con el fin de prevenir la ruptura de empaques de

cerámica, la torre puede llenarse inicialmente con agua para reducir la velocidad de caída, según Treybal (2006, pág. 214).

El porcentaje de H₂O en la corriente de salida es menor de un milésima en porcentaje la cual es menor del contenido máximo establecido en la NTP 111.002.2003 (véase TABLA N° V.2, en la pág. 134).

Se presentan las dimensiones y parámetros obtenidos en relación a la columna de absorción de relleno para la etapa de deshidratación de gas natural. (Véase la TABLA N° V.13, en la pág. 182)

TABLA N° V.13

DIMENSIONES DE LA TORRE DE RELLENO DE ABSORCIÓN (C-130) PARA LA ETAPA DE DESHIDRATACIÓN

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Número de lechos	N_{OG}	8	-
Altura de cada lecho	H_{OG}	2.08	m
Altura total de lechos	Z	16.66	m
Diámetro de la columna de absorción	D	10.0	m
Altura total de la columna de absorción	Z_T	20.0	m
Espaciamiento entre cada lecho	$\theta_{relleno}$	0.3	m
Espaciamiento en la parte superior e inferior	$\theta_{inf/sup}$	0.62	m
Tamaño del relleno seleccionado	$D_{silla\ Berl}$	0.025	m
Porcentaje de eliminación de H ₂ O	$\%_{eliminación}$	100	%

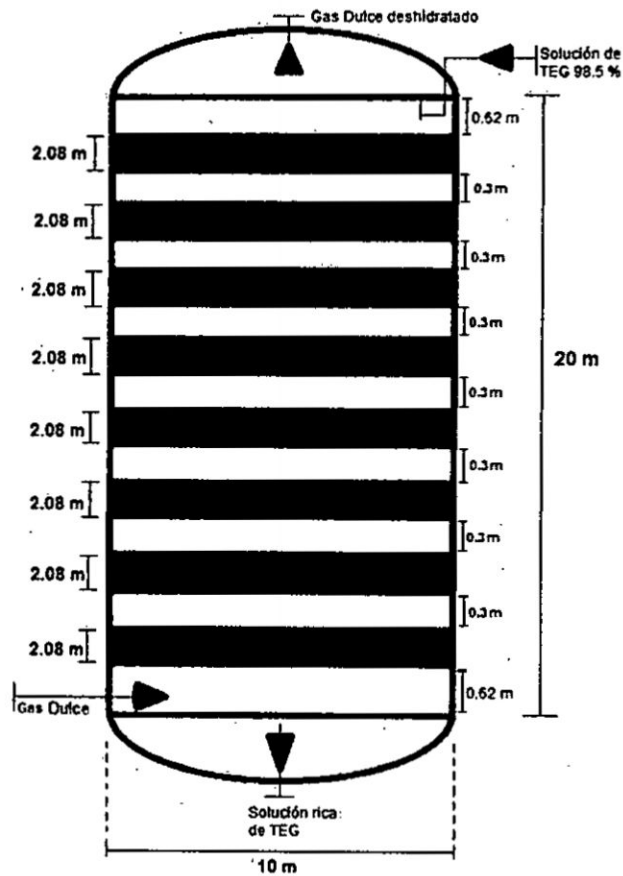
Elaboración propia

La razón entre la altura y el diámetro (H/D) tiene un valor de 2.0, la cual se encuentra en el rango recomendado de 1.50 a 3.50.

En la FIGURA N° V.13, se muestra las dimensiones obtenidas en el dimensionamiento de la columna para la deshidratación.

FIGURA N° V.13

ESQUEMA DE LA COLUMNA DE RELLENO DE ABSORCIÓN
PARA LA DESHIDRATACIÓN (C-130)



Elaboración propia

Se seleccionó las sillas de montar de Berl en cerámica, (Véase FIGURA N° V.11, en la pág. 180) de tamaño nominal de 25 mm (1 in) que de acuerdo a la TABLA N° V.4 (Véase en la pág. 143) presenta una superficie específica del lecho de $249 \text{ m}^2/\text{m}^3$, una porosidad de 0.69, coeficientes de fricción y de desgaste de 110 y 184, respectivamente. La selección dada se tomó por las características que presentan dando así una mayor eficiencia y buena distribución del líquido.

Se determinó el flujo de entrada del trietilenglicol (98.5%), es 27.30 gpm, en unidades de masa es representada por:

$$\dot{m} = 6963.77 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

5.6.4 Intercambiador de calor

El intercambiador de calor diseñado fue de tubos y coraza con flujo en contracorriente. Respecto a las temperaturas de entrada y de salida, la temperatura de la corriente entrante es 24.19°C y la temperatura de la corriente de salida de -11.11°C ya que es la temperatura requerida para que los componentes como etano a más y nitrógeno, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno se encuentren como líquidos y puedan ser separados en la columna demetanizadora (C-150).

En cuanto a la corriente fría, se estableció una temperatura de -73.33°C la cual sale de la torre demetanizadora, esto nos permite aprovechar la energía e intercambiarlo entre las corrientes "caliente" y "fría". Siendo la temperatura de salida de -

29.74°C (243.41K), la cual se determinó con el balance energético realizado.

En cuanto al flujo másico de la corriente fría se ha considerado para el diseño un 73.77% másico de la corriente caliente, ya que está dentro del porcentaje de metano contenido en dicha corriente.

Con relación a la eficiencia se obtuvo un valor de 44.70%, un valor eficiente, teniendo en cuenta que se aprovecha la diferencias de temperaturas entre la corriente saliente de la columna de endulzamiento y la saliente de la columna demetanizadora. Teniendo en cuenta la relación de capacidades térmicas ($C_{min}/C_{max}=0.81$), el número de unidades de transferencia obtiene el valor de 1, según la FIGURA N° III.26 (Véase en la pág. 103).

El coeficiente global de transferencia de calor calculado, obtuvo un valor de 274.77 W/m²*K, el cual fue determinado con los valores de coeficiente global de transferencia de calor limpio ($U_{tubo\ limpio}=610\ W/m^2*K$) y la resistencia por ensuciamiento ($R_{sucio}=0.002\ (W/m^2*K)^{-1}$), el primer valor tomado con el fin de conseguir un coeficiente global de diseño más alto y por ende un área de transferencia menor, que es lo requerido en el diseño por el tema de espacio en la planta y costos generados para su construcción. El valor asumido para la resistencia se escogió por su similar bajo peso molecular a la corriente de hidrocarburos.

Posteriormente se determinó el área de transferencia de calor con un valor de 1734.48m². El número de tubos obtenido de 904, y en concordancia con los tamaños nominales de tubos

existentes, las dimensiones de los tubos son de una longitud de 6.1 m y un diámetro interno de 0.1m.

Se determinó el área de la coraza la cual tiene un valor de 0.36m^2 , con un diámetro interno de la coraza de 3.88m, obteniendo un espaciamiento entre los tubos de 0.1249 m.

Se determinó el número de tubos por fila, cuyo valor es 31, mientras que el número total de filas es de 29.

Se calculó la velocidad de la corriente caliente, la cual va dentro de los tubos con 0.4892m/s y velocidad máxima de 1.318m/s

Se tuvo en cuenta el arreglo de tubos triangular de 30° se determinó los pasos longitudinales y transversales y con la FIGURA N° III.29 (Véase en la pág. 112), se determinó el factor de fricción ($f=0.28$) y el factor de correlación ($x=1.45$), generando así una caída de presión en los tubos de $\Delta P_{\text{tubos}}=635.43\text{Pa}$ (0.092 psi) y una caída de presión en la carcasa de $\Delta P_{\text{coraza}}=1378.9\text{Pa}$ (0.2psi).

La caída de presión en los tubos ni en la coraza superan el de diseño de 10 psi, por consiguiente el diseño es el adecuado.

En la TABLA N° V.14 (Véase la pág. 187) se presenta las dimensiones y características del intercambiador de calor de tubo y coraza a flujo cruzado (E-140).

TABLA N° V.14

ESPECIFICACIONES DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR DE TUBO Y CORAZA (E-140)

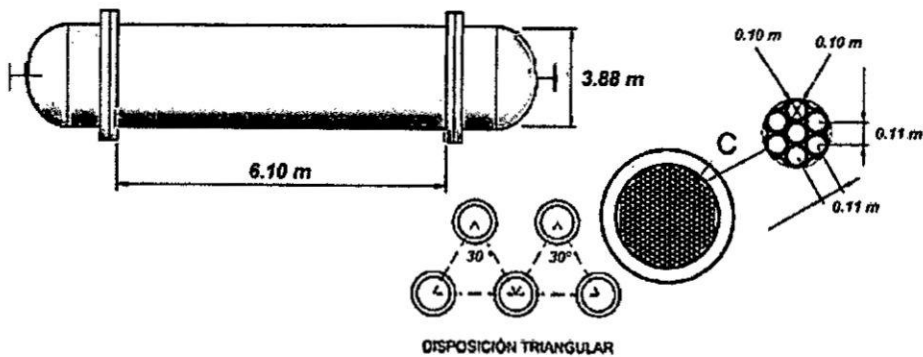
Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Longitud de los tubos	L_t	6.1	m
Diámetro externo de los tubos	$D_{ext. tubo}$	0.11	m
Diámetro interno de los tubos	$D_{int. tubo}$	0.1	m
Número de tubos	N_{tubos}	905	-
Disposición de tubos	Triangular 30°		
Número de filas	N_{fila}	29	-
Número de tubos en cada fila	$N_{tubo por fila}$	31	-
Diámetro de la coraza	D_{coraza}	3.88	m

Elaboración propia

En la FIGURA N° V.14, se muestra las dimensiones del intercambiador de calor (E-140).

FIGURA N° V.14

DIMENSIONES DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR (E-140)



Elaboración propia

5.6.5 Demetanizadora

En la TABLA N° V.15, se muestra parámetros determinados en el dimensionamiento de la torre de separación (demetanizadora).

El espaciamento entre cada etapa y el grosor del plato perforado fue de 1 y 0.05 m, mientras que el diámetro de cada orificio y su espaciamento tuvo un valor de 0.012 y 0.025 m respectivamente. Estos resultados están dentro de los sugeridos por Sinnott (2005, pág. 557).

TABLA N° V.15

DIMENSIONES DE LA DEMETANIZADORA (C-150)

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Altura de la columna	H_T	19.83	m
Diámetro de la columna	D_c	12.23	m
Número mínimo de etapas	N_{min}	3	
Reflujo mínimo	R_{min}	1.45	
Reflujo ideal	R	1.5	
Número de platos totales	N	11	
Número de platos sin el calderín	$N-1$	10	
Espaciamento entre platos	$e_{separación}$	1.5	m
Espaciamento inferior y superior	$e_{inf//sup}$	2.14	m
Diámetro corto del plato	d_{cp}	5.46	m
Grosor del plato	e_{plato}	0.05	m
Diámetro de los orificios	D_o	0.012	m
Espaciamento entre los orificios	$e_{orificio}$	0.025	m

Elaboración propia

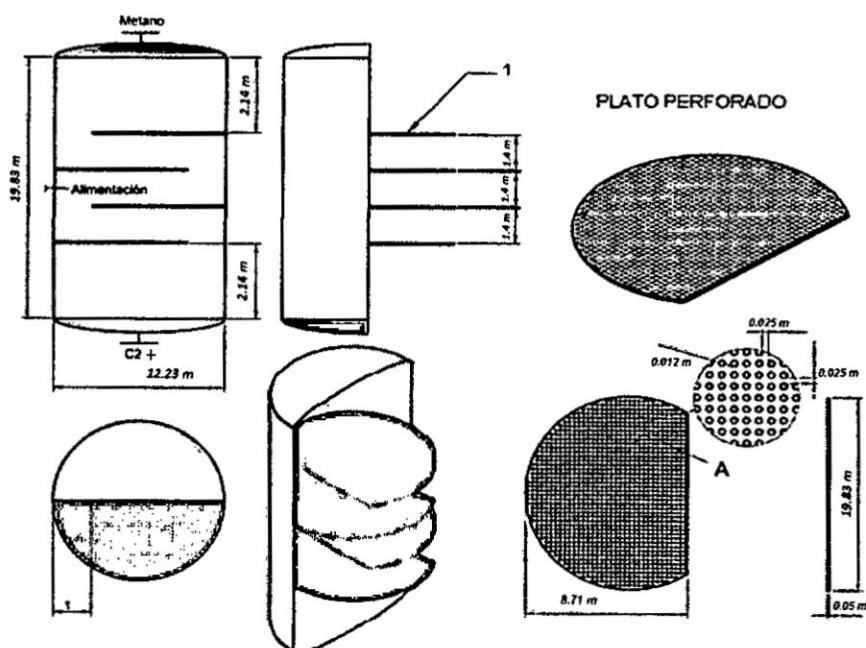
Para la separación de Gas Natural y Líquidos de Gas Natural, se seleccionó una columna de destilación de platos, puesto que es la más utilizada en los procesos industriales ya que maneja diferentes rangos de caudal, presión y temperatura, entre otros.

Se seleccionó como componente clave liviano al metano, mientras que al etano como compuesto pesado clave. Esto debido a que la separación del metano se da rápidamente como consecuencia que su volatilidad relativa es superior, esto es justificable por su naturaleza y propiedades físicas.

En la FIGURA N° V.15, se muestra las dimensiones obtenidas en el dimensionamiento de la columna demetanizadora.

FIGURA N° V.15

DIMENSIONES DE LA DEMETANIZADORA (C-150)



Elaboración propia

VI. SIMULACIÓN DE LA PLANTA

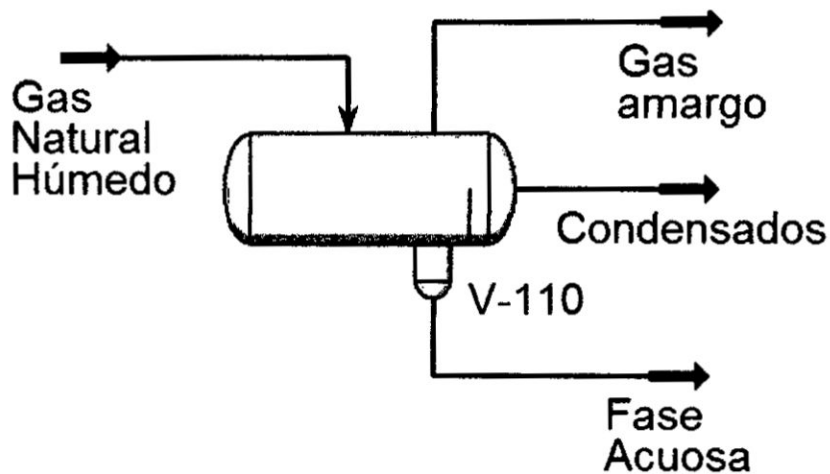
6.1 Simulación del proceso

6.1.1 Separador trifásico Gas-Condensados-Fase acuosa

En la FIGURA N° VI.1, se muestra el esquema del separador (V-110) con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

FIGURA N° VI.1

ESQUEMA DEL SEPARADOR TRIFÁSICO (V-110) EN HYSYS



Elaboración propia.

En la TABLA N° VI.1 (Véase en la pág. 191), se muestra las condiciones iniciales de la corriente de entrada al separador y en la TABLA N° VI.2 (Véase en la pág. 192), se muestran los resultados obtenidos en la simulación del equipo en el programa Hysys versión 8.8.

TABLA N° VI.1

CONDICIONES INICIALES EN LA SIMULACIÓN DEL SEPARADOR TRIFÁSICO EN HYSYS

Corriente	Gas Natural de pozos	
	Valor	Unidad
Parámetro		
Temperatura de entrada	26.67	°C
Presión de entrada	8375	KPa
Flujo másico de entrada	830 304.52	Kg/h
Flujo volumétrico de entrada	840	MMPCD
Composición másica de la corriente de GN		
Metano	69.69	%
Etano	9.62	%
Propano	5.04	%
Butano	2.82	%
Pentano	1.78	%
Hexano	8.16	%
Dióxido de carbono	1.02	%
Nitrógeno	1.72	%
Agua	0.15	%

Elaboración propia

En la TABLA N° VI.2 (Véase en la pág.192) se muestra los resultados de la simulación en Hysys versión 8.8, se puede observar que no hay una variación notable en la temperatura ni presión de salida con respecto al de entrada.

En la corriente de gas amargo, hay un mayor porcentaje de metano, pero aún se ve la presencia de LGN, dióxido de carbono y agua, las que se eliminará en las siguientes etapas.

TABLA N° VI.2

**RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DEL SEPARADOR
TRIFÁSICO GAS-CONDENSADOS-FASE ACUOSA EN HYSYS**

Corriente	Gas amargo	Condensados	Fase Acuosa
Temperatura de salida (°C)	26.63	26.63	26.63
Presión de salida (KPa)	8365	8365	8365
Flujo másico de salida (Kg/h)	787 251.9	42 292.14	760.5
Composición másica de las corrientes (%)			
Metano	72.91	10.93	0.00
Etano	9.89	4.76	0.00
Propano	5.02	5.64	0.00
Butano	2.60	6.76	0.00
Pentano	1.44	8.21	0.00
Hexano	5.21	63.29	0.00
Dióxido de carbono	1.06	0.29	0.01
Nitrógeno	1.81	0.11	0.00
Agua	0.06	0.01	99.99

Elaboración propia

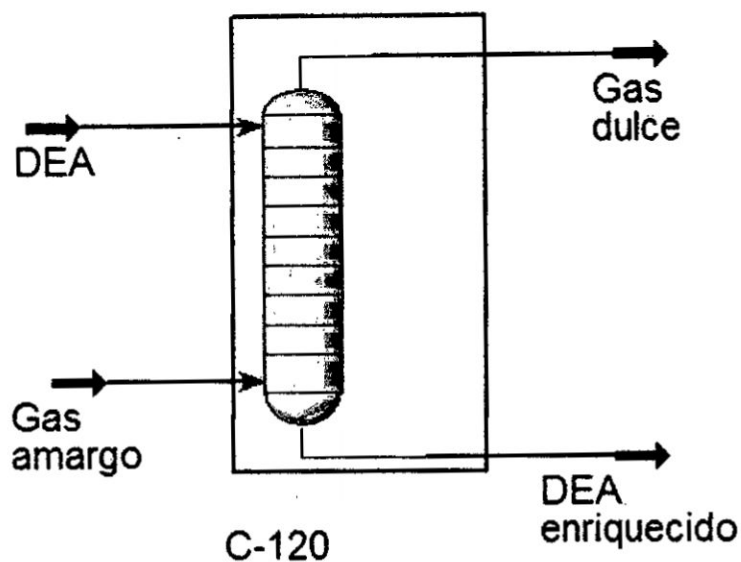
6.1.2 Columna de absorción con dietanolamina (DEA)

En la FIGURA N° VI.2 (Véase en la pág. 193), se muestra el esquema de la columna de absorción de la etapa de

endulzamiento (C-120) con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

FIGURA N° VI.2

ESQUEMA DE LA COLUMNA DE RELLENO (C-120) PARA LA ETAPA DE ENDULZAMIENTO EN HYSYS



Elaboración propia

En la TABLA N° VI.3 (Véase la pág.194), se muestra las condiciones iniciales de la corriente de entrada de igual forma los resultados obtenidos en la simulación del equipo en el programa Hysys versión 8.8, se observa que no hay una variación notable en la temperatura ni presión de salida con respecto al de entrada.

Se generó una reducción en el contenido de dióxido de carbono (CO_2) de la corriente principal a 0.01% de CO_2 el cual está por debajo del contenido máximo permitido, según la NTP 111.002.2003.

De igual forma se ve una reducción en el contenido de agua, pero de acuerdo a la NTP 111.002.2003 el contenido debe ser mucho menor, por consiguiente se realizó el diseño de una columna de deshidratación detallada más adelante.

TABLA N° VI.3

RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE RELLENO DE ENDULZAMIENTO EN HYSYS

Corriente	Entrantes		Salientes	
	Gas amargo	DEA	Gas dulce	DEA enriquecido
Temperatura (°C)	26.63	25.0	23.69	17.42
Presión (KPa)	8365	6895	6000	6000
Flujo másico (Kg/h)	787 251.9	200 000	778 551	196 932.6
Composición másica de las corrientes (%)				
Metano	72.91	0.0	73.71	0.09
Etano	9.89	0.0	10.01	0.01
Propano	5.02	0.0	5.07	0.01
Butano	2.60	0.0	2.63	0.0
Pentano	1.44	0.0	1.44	0.04
Hexano	5.21	0.0	5.19	0.31
Dióxido de carbono	1.06	0.0	0.03	4.10
Nitrógeno	1.81	0.0	1.83	0.0
Agua	0.06	65.0	0.09	61.99
DEA	0.0	35.0	0.0	33.45

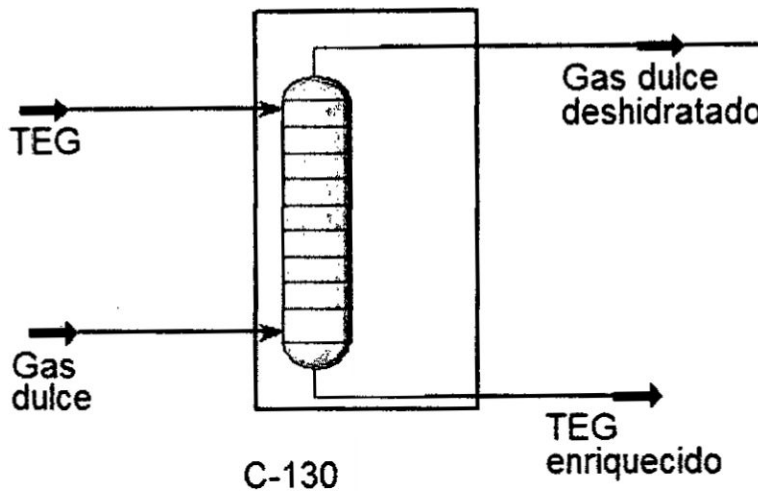
Elaboración propia

6.1.3 Columna de deshidratación con trietilenglicol (TEG)

En la FIGURA N° VI.3 (Véase en la pág. 195), se muestra el esquema de la columna de absorción para la etapa de deshidratación (C-130) con una corriente de trietilenglicol a condiciones recomendadas por el proveedor con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

FIGURA N° VI.3

ESQUEMA DE LA COLUMNA DE RELLENO (C-130) PARA LA ETAPA DE DESHIDRATACIÓN EN HYSYS



Elaboración propia

En la TABLA N° VI.4 (Véase en la pág. 196), se muestra las condiciones iniciales de la corriente de entrada de igual forma los resultados obtenidos en la simulación del equipo en el programa Hysys versión 8.8, se observa que la temperatura de la corriente de trietilenglicol está alrededor de la temperatura ambiente y la presión, las cuales se mantienen.

Se generó una reducción notable en el contenido de agua (H₂O) de la corriente principal a menos de una milésima de por ciento de H₂O el cual está por debajo del contenido máximo permitido, según la NTP 111.002.2003.

TABLA N° VI.4

RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE
RELLENO DE DESHIDRATACIÓN EN HYSYS

Corriente	Entrantes		Salientes	
	Gas dulce	TEG	Gas dulce deshidratado	TEG enriquecido
Temperatura (°C)	23.69	30	24.19	22.32
Presión (KPa)	6000	6000	6000	6000
Flujo másico (Kg/h)	778 551	6964	777 857.7	7657
Composición másica de las corrientes (%)				
Metano	73.71	0.0	73.77	0.17
Etano	10.01	0.0	10.01	0.06
Propano	5.07	0.0	5.08	0.04
Butano	2.63	0.0	2.63	0.01
Pentano	1.44	0.0	1.45	0.00
Hexano	5.19	0.0	5.20	0.01
Dióxido de carbono	0.03	0.0	0.03	0.00
Nitrógeno	1.83	0.0	1.83	0.04
Agua	0.09	1.5	0.00	10.10
TEG	0.0	98.5	0.00	89.57

Elaboración propia

de metano y gases volátiles, con una recuperación de los líquidos de gas natural.

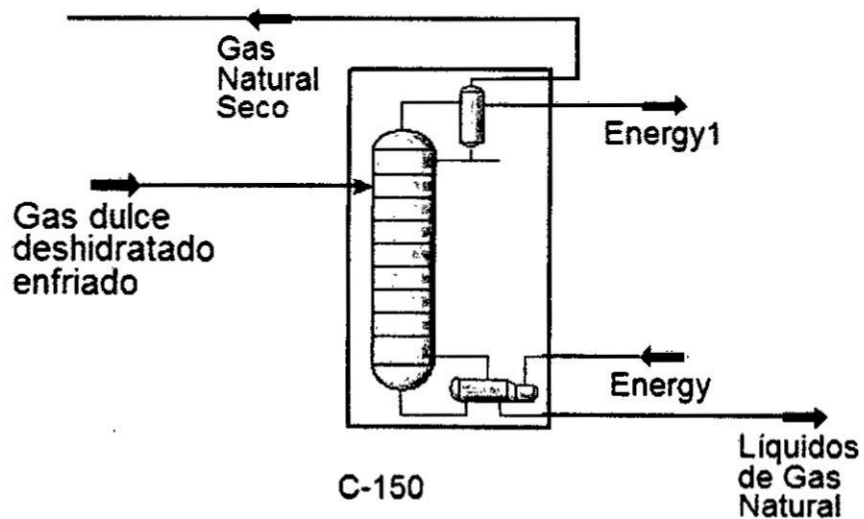
La corriente saliente (*Gas Natural seco*) de la columna demetanzadora, la cual tiene un alto contenido de metano, es aprovechado para el intercambio de energía, por la diferencia de temperatura existente entre ambas corrientes. Lo cual se tuvo en consideración en el diseño del equipo y en la simulación de este.

6.1.5 Demetanzadora

En la FIGURA N° VI.5, se muestra el esquema de la columna demetanzadora (C-150) con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

FIGURA N° VI.5

ESQUEMA DE LA DEMETANIZADORA (C-150) EN HYSYS



Elaboración propia

En la TABLA N° VI.6 (Véase en la pág. 200), se muestra las condiciones iniciales de la corriente de entrada de igual forma los resultados obtenidos en la simulación del equipo en el programa Hysys versión 8.8.

TABLA N° VI.6

RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA COLUMNA
DEMETANIZADORA EN HYSYS

Corriente	Entrante	Salientes	
	Gas dulce deshidratado enfriado	Gas Natural Seco	LGN
Temperatura (°C)	-11.11	-73.72	96.98
Presión (KPa)	5966	825.3	846
Flujo másico (Kg/h)	777 857.7	702 648	75 209.7
Composición másica de las corrientes (%)			
Metano	73.77	81.68	0.00
Etano	10.01	11.08	0.00
Propano	5.08	5.17	4.09
Butano	2.63	0.00	27.23
Pentano	1.45	0.00	14.95
Hexano	5.20	0.00	53.73
Dióxido de carbono	0.03	0.04	0.00
Nitrógeno	1.83	2.03	0.0
Agua	0.00	0.00	0.0

Elaboración propia

De igual forma se puede observar que la corriente de gas natural seco tiene principalmente metano, componente que será enviado para exportación o una planta petroquímica.

Por lo descrito anteriormente, se ha cumplido con los contenidos límites de sus contaminantes, la corriente saliente la cual tiene un mayor porcentaje en metano para su posterior transporte al sur del país y posteriores procesamientos o usos.

VII. ANÁLISIS TÉCNICO LEGAL

7.1 Generalidades

La viabilidad legal de un proyecto es un factor definitivo respecto a si éste puede desarrollarse y de cumplir con el ámbito legal que afecten su existencia, rentabilidad económica o funcionamiento técnico, ambiental y social.

7.1.1 Objetivos

La legislación y toda la normativa correspondiente es la base para analizar el proyecto, la cual permitirá ajustar algunos términos del diseño de la planta.

El estudio legal, influye directamente sobre los desembolsos en los que debe incurrir la empresa como son:

- a) Gastos por constitución de la sociedad, como trámites municipales, notariales o del Servicio de Impuestos Internos.
- b) Restricciones en materia de exportaciones e importaciones de materia prima y productos terminados.
- c) Restricciones legales sobre la ubicación, traduciéndose en mayor costo de transporte.
- d) Disposiciones generales sobre seguridad, higiene y efectos sobre el medio ambiente, entre otras.

7.1.2 Importancia

El ámbito político y legal condiciona el comportamiento de todo el sistema, abarcando desde lo económico hasta lo social, afectando la confianza y expectativas de cada agente del mercado. Algún cambio en la estrategia comercial de los productos, debe ser visto en contraste con la base legal vigente y sobre una determinada política económica (aranceles, importaciones, exportaciones, impuestos, entre otros). Por ende debe existir una comunicación efectiva con las entidades del Estado (Véase la FIGURA N° VII.1).

FIGURA N° VII.1

ENTIDADES DEL ESTADO EN EL ÁMBITO LEGAL DEL PROYECTO



Fuente: TAMAYO ET AL 2014

Las condiciones políticas comprenden la estabilidad general de los países en los que la organización opera y las actitudes específicas que los funcionarios en puestos gubernamentales muestran hacia los negocios (inversionistas).

Por esto, que el riesgo de un país es un tema que está muy presente hoy. Países con inestabilidad política y conflictos sociales, aumentan el grado de incertidumbre castigando en forma importante los procesos de inversión y la elaboración general de proyectos.

7.2 Análisis legal respecto a la Planta de Procesamiento de GN

El Ministerio de Energía y Minas es el encargado de elaborar, aprobar, proponer y aplicar la política del Sector, así como velar por el cumplimiento de la presente ley y dictar las demás normas pertinentes bajo las cuales la Planta de Procesamiento será supervisada.

7.2.1 Normativa general en la industria del Gas Natural

Ley N° 29901. Ley que precisa competencias del Osinergmin.

Ley N° 28964. Ley que Transfiere Competencias de Supervisión y Fiscalización de las Actividades Mineras al Osinergmin.

Decreto Supremo N° 050-2012-EM. Establece el Mecanismo de Emergencia para el Suministro de Gas Natural.

Decreto Supremo N° 088-2013-PCM. Aprueban el Listado de Funciones Técnicas bajo la Competencia del Osinergmin

Subsector hidrocarburos

a) Ley N° 26221 Ley Orgánica de Hidrocarburos

D.S. N° 042-2005-EM Texto Único Ordenado

D.S. N° 045-2008-EM Aprueban el Reglamento del Artículo 11° del Texto Único Ordenado de la ley Orgánica de Hidrocarburos.

D.S. N° 015-2011-EM Establecen disposiciones para la aplicación del literal f) del artículo 6° del T. U. O. de la ley Orgánica

En el Artículo 2 de la Ley N° 26221, Ley Orgánica que norma las actividades de Hidrocarburos en el territorio nacional indica que el Estado promueve el desarrollo de las actividades de Hidrocarburos sobre la base de la libre competencia y el libre acceso a la actividad económica con la finalidad de lograr el bienestar de la persona humana y el desarrollo nacional con la Planta de Procesamiento.

Decreto Supremo N° 032-2002-EM. Glosario, Siglas y Abreviaturas del Subsector Hidrocarburos.

Modificación: Decreto Supremo N° 048-2011-EM

Modificación: Decreto Supremo N° 005-2012

Decreto Supremo N° 004-2010-EM. Transfieren al Osinergmin el Registro de Hidrocarburos. Elimina los anexos N° 3.1 y 3.2 del Reglamento del registro de Hidrocarburos.

R.C.D. N° 019-2012-OS-CD. Resolución de Consejo Directivo N° 019-2012-OS/CD

D.S. N° 004-2012-EM. Transfieren función relacionada al transporte de Hidrocarburos a Osinergmin.

RCD 030-2012-OS-CD. Disposiciones para la presentación de certificados para el mantenimiento y cancelación del Registro de Hidrocarburos de los agentes que desarrollan actividades vinculadas a la industria del gas natural.

Resolución de Consejo Directivo N° 240-2010-OS/CD. Procedimiento de Evaluación y Aprobación de los Instrumentos de Gestión de Seguridad para las Actividades de Hidrocarburos.

Modificación: Resolución de Consejo Directivo N° 062-2011-OS/CD.

Modificación: Resolución de Consejo Directivo N° 029-2012-OS/CD.

Ley N° 29852. Ley que crea el Sistema de Seguridad Energética en Hidrocarburos y el Fondo de Inclusión Social.

Ley N° 29783. Ley de Seguridad y Salud en el Trabajo
D.S N° 005-2012-TR. Reglamento de la Ley N° 29783

7.2.2 Promoción de la industria del gas natural

a) Ley N° 27133 ley de Promoción del Desarrollo de la Industria del Gas Natural.

b) D.S. N° 048-2009-EM - Dictan normas reglamentarias de la ley N° 28552.

La presente ley tiene por objeto establecer las condiciones específicas para la promoción del desarrollo de la industria del gas natural, propiciando la diversificación de las fuentes energéticas

que incrementen la confiabilidad en el suministro de energía y la competitividad del aparato productivo del país.

La ley N° 27133, aprobada en el año 1999, estableció una serie de medidas dirigidas a promover e incentivar el desarrollo de la cultura del gas en el país. Su aplicación permitió que la explotación y comercialización del proyecto Camisea fuera una realidad.

- c) Ley N° 28176 ley de Promoción de la Inversión en Plantas de Procesamiento de Gas Natural.

D.S. N° 031-2004-EM.- Aprueban Reglamento de la ley de Promoción de la Inversión en Plantas de Procesamiento de Gas Natural.

“Mediante contrato- ley, el Estado podrá otorgar a las plantas de procesamiento de gas natural, los beneficios que la presente ley y sus normas reglamentarias conceden”

- d) Decreto Supremo N° 040-99-EM.- Reglamento de la ley de Promoción del Desarrollo de la Industria del Gas Natural.

Modificaciones:

- a) Decreto Supremo N° 048-2008-EM
- b) Decreto Supremo N° 051-2007-EM
- c) Decreto Supremo N° 079-2009-EM
- d) Decreto Supremo N° 004-2009-EM

7.2.3 Normativa de exploración, explotación y procesamiento

- a) Ley N° 28109. Ley para la promoción de la inversión en la explotación de recursos y reservas marginales de hidrocarburos a nivel nacional.

- b) Decreto Supremo N° 032-2004. Reglamento de las actividades de Exploración y Explotación de Hidrocarburos.
Modificación: Decreto Supremo N° 049-2009-EM.

- c) Decreto Supremo N° 051-93-EM. Reglamento de Normas para la Refinación y Procesamiento de Hidrocarburos.

7.2.4 Normativa sobre seguridad

- a) Ley N° 29783 ley de Seguridad y Salud en el Trabajo

- b) Decreto supremo N° 043-2007-EM Reglamento de Seguridad para las Actividades de Hidrocarburos.

Modificación: Resolución de Gerencia General N° 236-2010-OS/GG.

Modificaciones:

D.S. N° 038-2008-EM. Otorgan plazos para adecuación a disposiciones del Reglamento de Seguridad para las Actividades de Hidrocarburos R.G.G. N° 503-2012-OS/GG. Modifican los Formatos para la Presentación de Declaraciones Juradas de Cumplimiento.

- c) Decreto supremo N° 052-93-EM Reglamento de Seguridad para el Almacenamiento de Hidrocarburos.
Modificaciones: Decreto Supremo N° 036-2003-EM
- d) Decreto supremo N° 026-94-EM Reglamento de Seguridad para el Transporte de Hidrocarburos.
- e) Resolución de consejo directivo N° 172-2009-05/CD Procedimiento para el Reporte y Estadísticas en materia de Emergencias y Enfermedades Profesionales en las Actividades del Subsector Hidrocarburos.
- f) Resolución de Consejo Directivo N° 204-2009-OS/CD. Procedimiento para la toma de Registros de Distancias de Seguridad en la Construcción de Ductos de Gas Natural y Líquidos de Gas Natural.

7.2.5 Normativa sobre transporte por Red de ductos

Decreto Supremo N° 081-2007-EM. Reglamento de Transporte de Hidrocarburos por Ductos.

Modificaciones:

Decreto Supremo N° 067-2010-EM.

Decreto Supremo N° 007-2012-EM.

Decreto Supremo N° 018-2004-EM. Aprueban Normas del Servicio de Transporte de Gas Natural por Ductos.

Decreto Supremo N° 016-2004-EM. Aprueban Condiciones Generales para la asignación de Capacidad de Transporte de Gas Natural por Ductos.

R.M. N° 241-2010-MEM-DM. Aprueban Orden de Prioridad para la Asignación de Capacidad de Transporte de Gas Natural.

Decreto Supremo N° 032-2005-EM. Autorizan a titulares de Ductos Principales a prestar a través de dichos ductos el Servicio de Transporte de Gas Natural en aquellas zonas reservadas para ser entregadas en concesión de distribución mediante licitación o concurso público.

Decreto Supremo N° 062-2009-EM. Aprueban Normas para la coordinación e intercambio de información entre las empresas de producción, transporte y distribución de gas natural y el COES.

Decreto Supremo N° 050-2009-EM. Establecen Régimen aplicable para la prórroga de los Contratos de Transporte de Gas Natural.

Decreto Supremo N° 006-2010-EM. Autorizan a Concesionarios de Transporte y Distribución la instalación de redes e infraestructura en zonas en las cuales hayan ocurrido situaciones de emergencia o desastres naturales.

Decreto Supremo N° 036-2010-EM. Decreto Supremo que crea la Tarifa Única de Transporte de Gas Natural.

R.C.D. 227-2010-OS/CD. Procedimiento de Aplicación de la Tarifa Única de Transporte de Gas Natural.

Decreto Supremo N° 046-2010-EM. Aprueban Reglamento del Mercado Secundario de Gas Natural y derogan Decretos Supremos N° 067-2009-EM y 018-2010-EM.

R.M. N° 201-2011-MEM-DM. Aprueban Orden de Prioridad para la Asignación de Capacidad de Transporte de Gas Natural.

D.S. N° 022-2011-EM. Decreto Supremo que prorroga el plazo establecido en la Segunda Disposición Transitoria del Reglamento del Mercado Secundario de Gas Natural, aprobado mediante D.S. N° 046-2010-EM.

Resolución Suprema N° 040-2010-EM. Aprueban Acuerdo para el incremento y uso de la Capacidad de Transporte del Ducto Principal.

Decreto de Urgencia N° 023-2009. Priorizan la Asignación de Volúmenes de Gas Natural.

D.S. N° 067-2009-EM. Norma Reglamentaria para la asignación de volúmenes de gas natural.

Resolución de Consejo Directivo N° 678-2008-OS/CD. Procedimiento para la presentación de información sobre servidumbres para la construcción y operación de Ductos de Transporte de Hidrocarburos.

Modificación:

Resolución de Consejo Directivo N° 218-2009-OS/CD

Resolución de Consejo Directivo N° 190-2009-OS/CD. Procedimiento para la Presentación de Información sobre la Localización de Área en Ductos de Transporte de Gas Natural.

Resolución de Consejo Directivo N° 204-2009-OS/CD.
Aprueban el Procedimiento para la toma de registros de distancias de seguridad en la construcción de ductos de gas natural y de líquidos de gas natural.

Resolución de Consejo Directivo N° 116-2013-OS/CD.
Aprueban la norma "Manual de Contabilidad Regulatoria - 2013" aplicable a los concesionarios de transporte de hidrocarburos por ductos y de distribución de gas natural por red de ductos.

Decreto Supremo N° 035-2013-EM. Crean Mecanismo de Compensación para Transferencia de Ducto de Uso Propio.

Modificación:

Decreto supremo N° 044-2013-EM.

Resolución de Consejo Directivo N° 219-2013-OS/CD. Se aprueba la norma "Procedimiento Aplicable a la Valorización y Ajuste Tarifario por construcción de las Derivaciones Principales de Transporte de Gas Natural por Red de Ductos".

Resolución de Consejo Directivo N° 033-2014-OS/CD.
Fijan Tarifas por Red Principal de Transporte de Gas Natural de Camisea.

VIII. CONCLUSIONES

- a) Se diseñó una planta hasta detalle de ingeniería, para la recuperación de Líquidos de Gas Natural del gas recibido del Lote 58, con la eliminación previa de contaminantes y cumpliendo de esta forma con las características exigidas por la norma técnica actual, con una capacidad de planta de 2800 MMPCD.
- b) Está planta se desarrolla en cuatro trenes de procesos, cada tren involucra las etapas de separación, endulzamiento, deshidratación y recuperación de Líquidos de gas natural y gas natural seco.
- c) En cada tren, la separación primaria, está conformada por un separador trifásico de siguientes dimensiones, una longitud de 11.43 m., y un diámetro de 2.29 m. Dicho separador divide el gas húmedo entrante a la planta en gas amargo, condensados y una fase acuosa. (Véase la TABLA N° V.11, en la pág. 175)
- d) En cada tren, la etapa de endulzamiento es realizada en una torre de absorción con dietanolamina (DEA) de una altura total de 12m., y un diámetro de 7m., con paquetes de silla de montar de Berl cerámica y un caudal de DEA de 793.85 gpm (Véase la TABLA N° V.12, en la pág. 179).
- e) En cada tren, la etapa de deshidratación es realizada en una torre de absorción con trietilenglicol (TEG) de altura 20m., y diámetro 10m., con paquetes de silla de montar de Berl cerámica y un caudal de TEG de 27.3 gpm. (Véase la TABLA N° V.13, en la pág. 182)

- f) En cada tren la etapa de separación de Gas Natural y LGN es realizada en una columna de 11 platos de una altura de 19.83m y un diámetro de 12.23m. (Véase en la TABLA N° V.15, en la pág. 188)

- g) La cantidad de gas seco (gas natural), obtenido en la operación (simulación) de la planta es de 797.1MMSCFD. Además se recuperó 75 223.17Kg/h de Líquidos de Gas Natural.

- h) Los resultados obtenidos en la simulación con Hysys versión 8.8 se validaron completamente con los resultados de bibliografía, concluyendo que tanto las operaciones unitarias como el paquete de fluidos utilizados fueron los adecuados.

IX. RECOMENDACIONES

- a) Fraccionar los Líquidos de Gas Natural (etano, propano, butano, etc.) en una planta, cuya ubicación se plantee en el sur del país, con el fin de evitar costos en el transporte y promover el desarrollo de una industria petroquímica con productos a base de etano entre otros y generar un valor agregado al gas natural.

- b) En la puesta en marcha de la planta se debe crear una atmósfera inerte entre los equipos, mediante el nitrógeno (N_2), por consiguiente se debe desarrollar un procedimiento realizado con el apoyo del área de ingeniería, área técnica, y operadores.

- c) Se sugiere la elaboración de los manuales de operación y mantenimiento de la planta de separación de gas natural y Líquidos de Gas Natural, estableciendo así las rutinas para mantenimiento de equipos e instrumentos y procedimientos para el arranque, parada y situaciones de emergencia.

- d) Se recomienda la construcción de un sistema Flare y blow down para casos de exceso de presión en la planta y evitar eventos perjudiciales a la planta y suministro energético al país.

X. REFERENCIALES

- 1) AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. **API SPECIFICATION 12J Specification for oil and gas separators**. American Petroleum Institute. EEUU. Eight edition. 2009
- 2) ARNOLD, Ken y STEWART, Maurice. **Diseñando sistemas de producción de petróleo y gas como escoger el tamaño y seleccionar separadores de dos fases**. EE.UU. Paragon Engineering Services, Inc. 2016.
- 3) BIRUH, Shimekit Y HILMI, Mukthar. **Natural Gas Purification Technologies – Major Advances for CO₂ Separation and Future Directions**. Malasya. Universidad de tecnología PETRONAS. 2012
- 4) BOEGGER. Industrial Limited. **SS 304 & 304L Demister Pad Thickness 100-150 mm**.
<http://www.demisterpads.com/technology/ss-304-demister-pad.html>. Consultado el 13 de junio de 2017.
- 5) CABRERA, Marco y CORREA, Carina. **Diseño de las Plantas de tratamiento de Gas Natural para la separación de los hidrocarburos y producción de etileno a partir de etano**. Investigación para la obtención del título de ingenieros químicos. Quito-Ecuador: Escuela Politécnica Nacional de Ecuador. 2016
- 6) CACERES GRAZIAN, Luis. **El Gas Natural**. CAREC. Lima – Perú. 2000
- 7) CALLE, Marco. **Tratamiento del Gas Natural. Experto en Simulación en Aspen Hysys para la industria de los Hidrocarburos**. Tomo II Sta. Cruz – Bolivia. Colección de Ingeniería de Gas Natural. 2da edición. 2016
- 8) CNPC PERU. **Plan de contingencias del proyecto de modificación de la ubicación de dos pozos exploratorios y la**

- disposición de recortes en la locación Urubamba 1X Lote 58.**
Elaborado por Grupo INERCO. Perú. 2015
- 9) COUPER, James; PENNEY, Roy; FAIR, James y WALAS, Stanley. **Chemical Process Equipment Selection and design.** EEUU. Butterworth. 3ra edición. 2012
 - 10) DÍAZ, Alexis y otros. **Parámetros requeridos en el diseño de separadores para manejar mezclas Gas – Líquido.** Ecuador. Escuela Superior Politécnica del Litoral. 2011
 - 11) DIRECCIÓN GENERAL DE EFICIENCIA ENERGÉTICA. **Plan Energético Nacional 2014-2025.** Lima. Minem. 2014.
 - 12) ERDMANN, Eleonora; ALE, Liliana; BENÍTEZ, Leonel y TARIFA, Enrique. **Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de deshidratación de una planta de acondicionamiento de gas natural.** Chile. Avances en Ciencias e Ingeniería. 2012.
 - 13) ESP OIL, Engineering Consultants. **Introducción a la economía de la exploración y el desarrollo de yacimientos hidrocarbúricos.** Lima – Perú. 2007
 - 14) GERENCIA DE POLÍTICAS Y ANÁLISIS ECONÓMICO. **Reporte semestral de monitoreo del mercado de gas natural - Primer semestre del 2016.** Lima. Osinergmin. 2016
 - 15) GOMEZ CABRERA y otros. **Apuntes de manejo de la producción en la superficie.** México. Universidad Nacional Autónoma de México. 1986.
 - 16) GREEN, Don y PERRY, Robert. **Perry's Chemical Engineers' Handbook.** Estados Unidos. The McGraw-Hill Companies. 8va edición. 2008
 - 17) GUTIÉRREZ, et al. **Diseño del proceso de endulzamiento de Gas Natural. Simulación y Comparación.** Argentina: Universidad Nacional de Salta. 2013
 - 18) INDECOPI. **Gas Natural Seco. Calidad.** NTP 111.002.2003. INACAL. Perú. 2003 (Revisada el 2014)

- 19) INDECOPI. **Gas Natural Seco. Terminología Básica.** NTP 111.001.2002. INACAL. Perú. 2002
- 20) INSPECTRA, PLUSPETROL PERU CORPORATION. **Estudio de Riesgos, Instalaciones de Campo y Planta de Gas Malvinas (PPC-017-13-P-ER-001).** Lima. Osinergmin. 2013
- 21) JARAMILLO, O. A. **Intercambiadores de calor.** México. Centro de investigación en energía. Universidad Nacional Autónoma de México. 2007
- 22) JASAUÍ, Mauricio y ALVAREZ, Emma. **Downgrade de PERU LNG S.R.L.** Lima. PACIFIC CREDIT RATING. 2015.
- 23) JIMÉNEZ, Arturo. **Diseño de Procesos en Ingeniería Química.** Barcelona, España. Editorial Reverté S.A. 2003.
- 24) MARGARITA, Helena; ORTIZ, Olga y SANTOS, Nicolás. **Métodos de Deshidratación de Gas Natural.** Colombia. El Reventón Energético. Vol. 8. 2010.
- 25) MC CABE, Warren L.; SMITH, Julian, HARRIOTT, Peter. **Operaciones Unitarias en Ingeniería Química.** Perú. Mc Graw Hill. 4ta edición. 1991.
- 26) MINEM/DESPACHO MINISTERIAL. **RM 206-2016-MEM/DM: Informe multianual de inversiones en asociaciones públicas privadas – 2016.** Lima. El Peruano. 2016.
- 27) MINISTERIO DE ENERGÍA Y MINAS (Minem). (2016). **Confirman descubrimiento de Gas Natural de aproximadamente 3.9 trillones de pies cúbicos en el lote 58.** Consultado el 24 de noviembre de 2016, de http://www.minem.gob.pe/_detallenoticia.php?idSector=5&idTitular=7677
- 28) MINISTERIO DE ENERGÍA Y MINAS. **Glosario, Siglas y abreviaturas del Subsector de Hidrocarburos.** Decreto Supremo N°032-2002-EM. Perú. 2002

- 29) MINISTERIO DE ENERGÍA Y MINAS / DIRECCIÓN GENERAL DE HIDROCARBUROS. **Libro anual de reservas de hidrocarburos.** Perú. Minem. 2016
- 30) MUÑOZ, Angélica y TABOADA, Julián. **Evaluación técnica – económica de procesos de separación de líquidos del gas natural y su fraccionamiento maximizando propano.** Tesis de licenciatura. Lima. Universidad Nacional de Ingeniería. 2003.
- 31) NARANJO, Abel. **Manejo de Producción en campos de gas.** Colombia. Universidad Nacional de Colombia. 2004
- 32) NATIONAL INSTITUTE OF STANDARDS AND TECHNOLOGY. **Libro del Web de Química del NIST, SRD 69.** <http://webbook.nist.gov/chemistry/name-ser/>. Consultado el 25 de agosto de 2017.
- 33) OLADE - CIDA. **Rol del Gas Natural en el desarrollo económico y social de América Latina y El Caribe.** Artículo informativo. Canadá. Organización Latinoamericana de Energía. 2013.
- 34) OSINERGMIN. **Mapa Energético Minero.** <http://gisem.osinergmin.gob.pe/menergetico/>. Consultado en marzo de 2017.
- 35) PAN-ECHEVARRIA, et al. **Simulación y optimización de una planta de separación y estabilización de gas y condensados.** México: Universidad Nacional de México. 2009
- 36) PERUPETRO. **Contratos de licencia para la exploración y explotación de Hidrocarburos en el Lote 58.** Lima – Perú. 2005
- 37) PERUPETRO. **Producción fiscalizada promedio de gas natural (2002-2011).** Lima – Perú. 2012
- 38) PERUPETRO. **Producción fiscalizada promedio de gas natural (2010-2016).** Lima – Perú. 2017
- 39) PETROTECNIA. **Proyecto Camisea: comenzó “la era del gas” en Perú.** Perú. Petrotecnia. 2004

- 40) PINO, Fernando. **Curso de Gasotecnia**. Venezuela. Universidad del Oriente. 2014
- 41) PLUSPETROL PERU CORPORATION. **Lote 88 & 86- informe mensual sobre hidrocarburos procesados planta pisco & Malvinas**. Osinergmin. Lima – Perú. 2016
- 42) PLUSPETROL PERU CORPORATION. **Estudio de Impacto Ambiental del proyecto de ampliación**. Malvinas, Cuzco, Perú. 2014.
- 43) PRIBLE, Ronald. **Hydrocarbon Gas Processing to recover propane and heavier hydrocarbons**. USPTO N° 4752312. 1988
- 44) RAMÍREZ, Rubén. **Diseño de una planta de reducción de HCDP del Gas Natural recolectado en la batería Balcón de Hocol S.A**. Colombia. Universidad Nacional de Santander. 2007.
- 45) REQUENA G., José L y RODRÍGUEZ M., Mauricio R. **Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos**. Venezuela. Universidad Central de Venezuela. 2006
- 46) RODRIGUEZ, Jorge A. **Introducción a la Termodinámica con algunas aplicaciones de ingeniería**. Universidad Tecnológica Nacional. México. 1990
- 47) SINNOTT, R.K. **Chemical Engineering Design**. Londres. Editorial Elsevier Butterworth-Heinemann. Volumen 6. Cuarta Edición. 2005
- 48) TAMAYO, Jesús; Salvador, Julio; Vásquez, Arturo; y García Raúl. **La industria del gas natural en el Perú. A diez años del Proyecto Camisea**. Lima-Perú. Osinergmin. 2014
- 49) TREYBAL, Robert. **Operaciones de Transferencia de Masa**. México. Editorial Mc Graw Hill. 2da edición. 2006
- 50) VELASCO, Edgar. **Simulación y dimensionamiento de equipos de proceso para la deshidratación de petróleo en facilidades de producción**. Investigación para la obtención de Magister en procesos Industriales. Quito-Ecuador. Universidad Central de Ecuador. 2013.

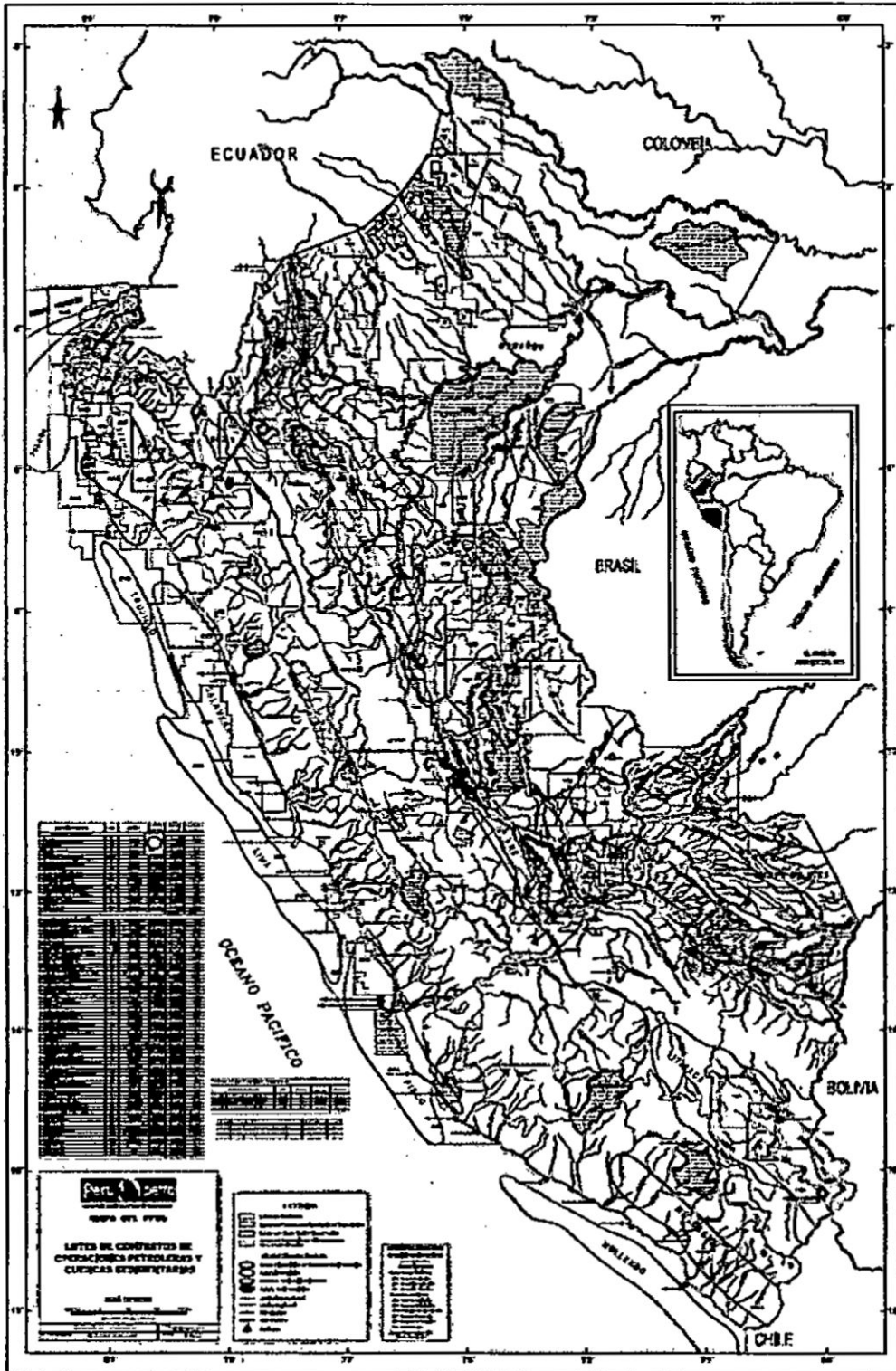
XI. ANEXOS

11.1 Anexo I. Matriz de consistencia completa

DISEÑO DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE GAS NATURAL Y LÍQUIDOS DE GAS NATURAL, A PARTIR DEL GAS NATURAL HÚMEDO PROVENIENTE DEL LOTE 58.

PROBLEMA GENERAL	OBJETIVO GENERAL	HIPÓTESIS GENERAL	VARIABLE DEPENDIENTE	DIMENSIONES	INDICADORES	MÉTODO
¿Cómo será el diseño de una planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58?	Diseñar una planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58.	El diseño de la planta de separación de gas natural y líquidos de gas natural, a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58 estará dentro de las recomendaciones indicadas en el ámbito técnico, legal y contractual.	Y	<ul style="list-style-type: none"> - Disponibilidad - Equipos - Procedimiento 	<ul style="list-style-type: none"> - Descripción - Características - Descripción 	Relacionando y analizando las variables X y Z, contrastando en el ámbito técnico – contractual actual.
PROBLEMAS ESPECÍFICOS	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	HIPÓTESIS ESPECÍFICAS	VARIABLES INDEPENDIENTES	DIMENSIONES	INDICADORES	MÉTODO
¿Cuáles son las características físicas y químicas del Gas Natural Húmedo proveniente del Lote 58?	Conocer y analizar las características físicas y químicas del Gas Natural Húmedo proveniente del Lote 58.	Las características físicas y químicas del Gas Natural Húmedo proveniente del Lote 58 serán similares a la del Lote 88 y 56.	X	<ul style="list-style-type: none"> - Temperatura - Presión - Porcentaje molar - Contenido de Humedad 	<ul style="list-style-type: none"> - °C - Atm, bar - % - % 	Reportes de calidad, entregados al Osinergmin, realizados en base a cromatografía.
¿Cómo son las especificaciones técnico - contractual de producción de Gas natural y Líquidos de Gas Natural a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58?	Analizar las especificaciones técnico-contractual de producción de Gas natural y Líquidos de Gas Natural a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58.	Las especificaciones técnico-contractual de producción de Gas natural y Líquidos de Gas Natural a partir del gas natural húmedo proveniente del lote 58 estarán dentro de los requerimientos exigidos.	Z	<ul style="list-style-type: none"> - Normas técnicas nacionales e internacionales. - Exigencias contractuales. 	<ul style="list-style-type: none"> - Normas Técnicas Peruanas - Normas ASME y API - Contrato de concesión al Lote 58 	Aplicación de las exigencias y evaluación, análisis de las recomendaciones.

11.2 Anexo II. Mapa de lotes de contratos, cuencas sedimentarias y áreas naturales protegidas



11.3 Anexo III. Coordenadas geográficas del Lote 58

P 5725434

QUINCE MIL OCHOCIENTOS OCHENTICUATRO



===== ANEXO "A" =====

===== DESCRIPCION DEL LOTE 58 =====

UBICACION =====
El Lote 58 se encuentra ubicado en la Provincia de La Convención del Departamento de Cusco, Región Cusco y está delimitado tal como se muestra en el Anexo "B" (Mapa) conforme a la siguiente descripción. =====

PUNTO DE REFERENCIA =====

El Punto de Referencia (P.R.) es la Estación Camunashiri, ubicado en el Distrito de Quillabamba, Provincia de La Convención del Departamento de Cusco. =====

PUNTO DE PARTIDA =====

Desde el Punto de Referencia (P.R.) se mide 7,523.199 m. hacia el Sur y luego 9,993.473 m. hacia el Este hasta encontrar el Punto (60) que es el Punto de Partida (P.P.) del perímetro del Lote. =====

CONFORMACION DEL LOTE =====

Desde el Punto (60) o (P.P.) se mide 7,613.000 m. Este en línea recta con Azimut de 90°00'00" hasta llegar al Punto (61). =====

Desde el Punto (61) se mide 3,330.632 m. Sur Este en línea recta con Azimut de 160°57'36"10 hasta llegar al Punto (70). =====

Desde el Punto (70) se mide 10,000.000 m. Sur en línea recta con Azimut de 180°00'00" hasta llegar al Punto (86). =====

Desde el Punto (86) se mide 6,077.017 m. Sur Oeste en línea recta con Azimut de 214°14'11"70 hasta llegar al Punto (93). =====

Desde el Punto (93) se mide 18,023.000 m. Oeste en línea recta con azimut de 270°00'00" hasta llegar al Punto (92). =====

Desde el Punto (92) se mide 13,139.000 m. Sur en línea recta con azimut de 180°00'00" hasta llegar al Punto (107). =====

Desde el Punto (107) se mide 18,106.000 m. Oeste en línea recta con azimut de 270°00'00" hasta llegar al Punto (104). =====

Desde el Punto (104) se mide 23,713.477 m. Nor Oeste en línea recta con azimut de 316°09'06"64 hasta llegar al Punto (87). =====

Desde el Punto (87) se mide 26,639.000 m. Norte en línea recta con azimut de 360°00'00" hasta llegar al Punto (42). =====

Desde el Punto (42) se mide 11,776.000 m. Oeste en línea recta

Vertical text on the right margin: Oficina de Tesis



con Azimut de 270°00'00" hasta llegar al Punto (41).
 Desde el Punto (41) se mide 30,039.000 m. Norte en línea recta con Azimut de 360°00'00" hasta llegar al Punto (1).
 Desde el Punto (1) se mide 20,785.000 m. Este en línea recta con Azimut de 90°00'00" hasta llegar al Punto (3).
 Desde el Punto (3) se mide 43,829.214 m. Sur Este en línea recta con Azimut de 117°08'38"85 hasta llegar al Punto (32).
 Desde el Punto (32) se mide 20,000.000 m. Sur en línea recta con Azimut de 180°00'00" hasta llegar al Punto (60), cerrando así el perímetro del Lote.

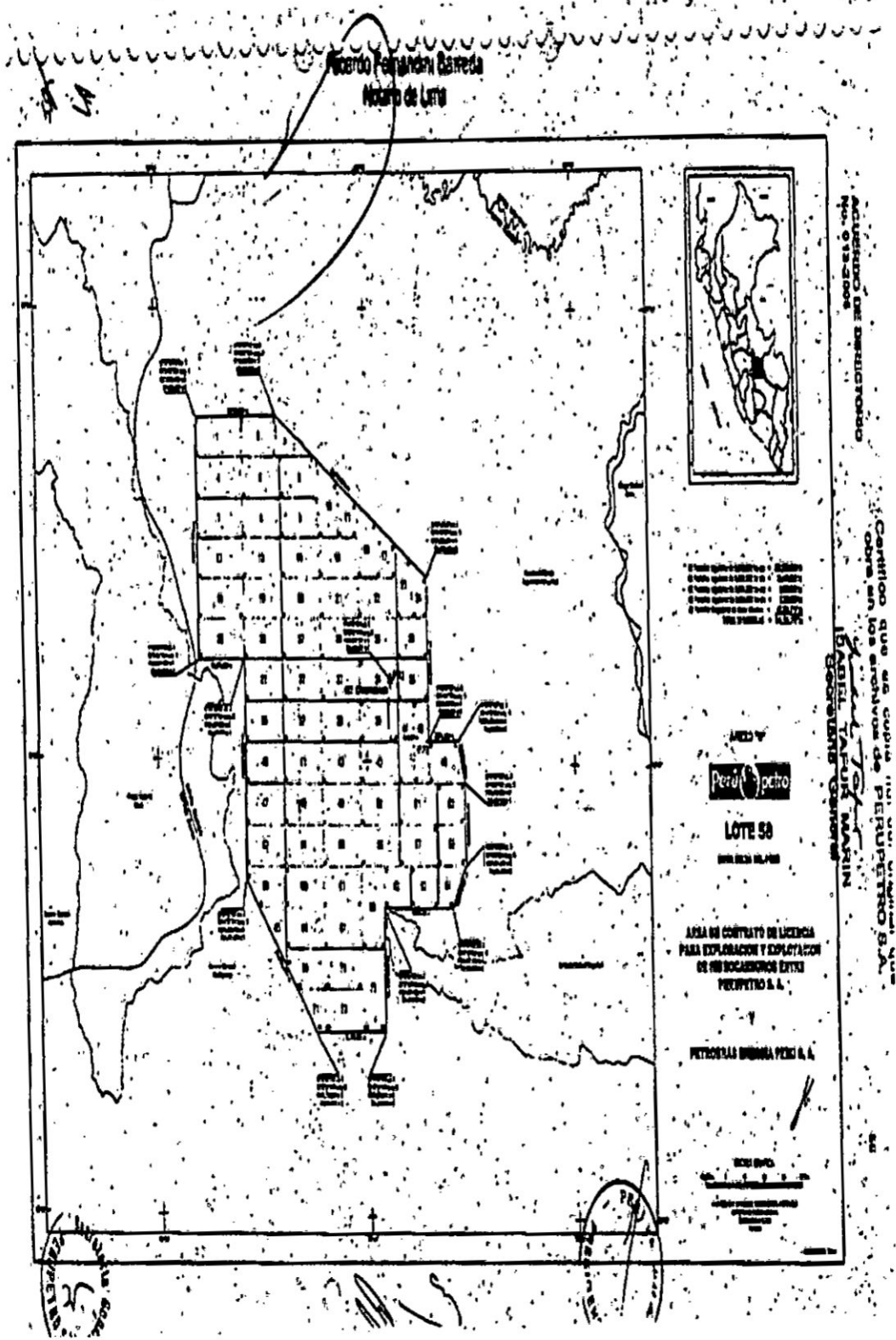
COLINDANCIAS
 Por el Norte con los Lotes 56, 57 y 88, por el Este, Sur y Oeste con áreas libres.

RELACION DE COORDENADAS DE LAS ESQUINAS DEL LOTE

Punto	COORDENADAS GEOGRÁFICAS		COORDENADAS PLANAS T.M.	
	Latitud Sur	Longitud Oeste	Metros Norte	Metros Este
Est. Geométrico	11°54'38"14	72°58'38"24	8682,525.198	724,008.527
60	11°58'19"267	72°51'04"173	8675,000.000	734,000.000
61	11°58'37"387	72°48'52"538	8675,000.000	741,815.000
70	12°01'20"773	72°45'53"748	8688,981.000	743,354.000
86	12°08'48"680	72°45'51"051	8688,981.000	743,354.000
85	12°08'38"422	72°47'42"732	8684,837.000	738,835.000
92	12°08'34"388	72°57'38"740	8684,837.000	721,810.000
107	12°17'48"188	72°57'34"857	8638,778.000	721,810.000
184	12°17'52"478	73°07'34"917	8638,778.000	783,804.000
87	12°07'52"804	73°17'27"314	8688,322.000	685,891.000
42	11°53'28"838	73°17'32"788	8684,981.000	685,891.000
41	11°53'28"318	73°24'01"881	8684,981.000	674,215.000
1	11°57'16"742	73°24'07"322	8715,000.000	674,215.000
3	11°37'08"715	73°12'41"434	8715,000.000	685,000.000
32	11°47'48"807	72°51'08"277	8695,000.000	734,000.000

RELACION DE COORDENADAS DE LAS ESQUINAS DE LAS PARCELAS
 COORDENADAS PLANAS U.T.M.

11.4 Anexo IV. Área del contrato de licencia para exploración y explotación de hidrocarburos del Lote 58



11.5 Anexo V. Contrato de Explotación – Lote 58

FICHA DE CONTRATO – LOTE 58

CONTRATISTA		
EMPRESA	PARTICIPACIÓN (%)	PAÍS DE ORIGEN
CNPC PERU S.A.	100	CHINA
TIPO DE CONTRATO		Licencia
UBICACIÓN		Selva Sur
ÁREA		340,133.72 Ha.

1. HITOS

1.1 SUSCRIPCIÓN, FECHA EFECTIVA Y TÉRMINO

SUSCRIPCIÓN	FECHA EFECTIVA	TÉRMINO
12.07.2005 D.S 017-2005-EM (23.06.2005)	09.09.2005	08.09.2045

1.2 CESIÓN DE PARTICIPACIÓN, MODIFICACIÓN DE CONTRATO, CAMBIO DE GARANTE CORPORATIVO

SUSCRIPCIÓN	COMENTARIO
D.S. N° 009-2013-EM (18.03.2013)	Modificación de Contrato: extiende tres (03) años el plazo de la Fase de Exploración; queda conformada por dos períodos: Quinto período de 12 meses y Sexto Período de 24 meses.
D.S. N° 019-2014-EM (31.05.2014)	Modificación de Contrato: sustitución de Garante Corporativo, será asumido por CNODC International Holding LTD. en reemplazo de Petrobras Argentina S.A. (antes Petrobras Energía S.A.)

2. PROGRAMA MÍNIMO DE TRABAJO

PERÍODO	PLAZO	TRABAJOS EJECUTADOS
Primero	09.09.2005 08.09.2007	Reprocesó 612 Km. de líneas sísmicas 2D y elaboró Estudios Geológicos regionales. Cumplido 100%
Segundo	09.09.2007 08.02.2010	Perforó pozo exploratorio Urubamba 1X. Descubrió gas y condensado de la estructura Urubamba. Cumplido 100%
Tercero	09.02.2010 08.08.2011	Perforó pozo exploratorio Picha 2X-ST1. Descubrió gas y condensado de la estructura Picha. Cumplido 100%.
Cuarto	09.08.2011 05.04.2013	Perforó pozo exploratorio Taini 3X (Perforado durante el 3er. periodo). Descubrió gas y condensado de la estructura Taini. Cumplido 100%. Opcionalmente culminó registro de 726km2 de sísmica3D a fines de 2011, el cual inició a mediados de mayo 2011.
Quinto	06.04.2013 05.04.2014	Culminó perforación, completación y pruebas de formación del pozo exploratorio Paratori 4X-ST1. Mediante Informe Técnico GFST-0427-2014 del 13.05.2014, se dio conformidad de cumplimiento de obligaciones del PMT, y se libera la correspondiente fianza.
Sexto	06.04.2014 14.02.2017	Con carta PEP-DP-039-2014 del 31.03.2014, Contratista informó que ejecutará el registro, procesamiento e interpretación de 362 km de líneas sísmicas 2D para cumplir con el programa mínimo de trabajo.

3. RESERVAS AL 31 DE DICIEMBRE DEL 2015

HIDROCARBURO	PROBADAS	PROBABLES	POSIBLES	RECURSOS CONTINGENTES	RECURSOS PROSPECTIVOS
Petróleo (MBSL)	0	0	0	0	0
Líquidos de Gas Natural (MBSL)	0	82,166	32,767	10,338	59,273
Gas Natural (BCF)	0	2,339	674	409	1,872

Fuente: Libro de Reservas de la DGH-MINEM.

11.6 Anexo VI. Composición molar en reservorios del Lote 58

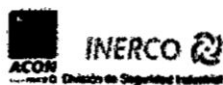


TABLA F.2 COMPONENTES MOLARES

COMPONENTE	URUGUAY			
	LOWER NRA %mol	UPPER NOI %mol	LOWER NOI %mol	ENE %mol
Carbon Dioxide	0.5119	0.4465	0.3226	0.5860
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.8808	1.1958	1.6140	1.1921
Methane	89.4793	85.9428	83.4408	85.9923
Ethane	5.2224	6.4257	7.2104	6.5581
Propane	1.5342	2.3124	2.9147	2.2987
I-Butane	0.2544	0.3356	0.3996	0.3415
N-Butane	0.3988	0.6303	0.8280	0.6248
I-Pentane	0.1846	0.2441	0.3104	0.2479
N-Pentane	0.1536	0.2573	0.3439	0.2517
C6	0.1779	0.3472	0.4564	0.3291
M-C-Pentane	0.0110	0.0311	0.0441	0.0326
Benzene	0.0231	0.0144	0.0211	0.0182
Cyclohexane	0.0194	0.0581	0.0664	0.0471
C7	0.1421	0.2933	0.3724	0.2599
M-C-Hexane	0.0548	0.1106	0.1352	0.0938
Toluene	0.0445	0.0366	0.0509	0.0431
C8	0.1474	0.2618	0.3273	0.2145
E-Benzene	0.0060	0.0070	0.0122	0.0089
M/P-Xylene	0.0411	0.0523	0.0483	0.0399
O-Xylene	0.0105	0.0098	0.0122	0.0103
C9	0.1214	0.1673	0.2278	0.1594
C10	0.1259	0.1814	0.2061	0.1532
C11	0.0909	0.1321	0.1450	0.1063
C12	0.0715	0.0962	0.1102	0.0823
C13	0.0603	0.0805	0.0869	0.0636
C14	0.0464	0.0637	0.0637	0.0522
C15	0.0413	0.0585	0.0534	0.0422

PY CNPC ERPC LOTE 58



COMPONENTE	URUBAMBA			
	LOWER NIA %mol	UPPER NOI %mol	LOWER NOI %mol	ENE %mol
C16	0.0332	0.0393	0.0378	0.0312
C17	0.0240	0.0328	0.0289	0.0245
C18	0.0210	0.0290	0.0243	0.0206
C19	0.0168	0.0215	0.0184	0.0161
C20	0.0139	0.0178	0.0144	0.0131
C21	0.0114	0.0145	0.0115	0.0106
C22	0.0092	0.0122	0.0090	0.0085
C23	0.0077	0.0098	0.0075	0.0072
C24	0.0059	0.0081	0.0056	0.0061
C25	0.0051	0.0085	0.0047	0.0050
C26	0.0040	0.0052	0.0036	0.0042
C27	0.0033	0.0041	0.0030	0.0037
C28	0.0028	0.0033	0.0025	0.0031
C29	0.0021	0.0028	0.0018	0.0029
C30+	0.0063	0.0027	0.0030	0.0127

PI CNPC ERPC LOTE 58

11.7 Anexo VII. Propiedades físicas de químicos en el endulzamiento de gas natural

	Monoethanol- amine	Diethanol- amine	Triethanol- amine	Diglycol- amine	Diisopropanol- amine	Selenol [®]
Formula	HOC ₂ H ₄ NH ₂	(HOC ₂ H ₄) ₂ NH	(HOC ₂ H ₄) ₃ N	HOC ₂ H ₄ (CH ₂) ₂ NH ₂	(HOC ₂ H ₄) ₂ NH	Polyethylene glycol derivative
Molecular Wt	61.06	105.14	149.19	105.14	143.19	230
Boiling point @ 760 mm Hg, °F	338.9	518.2	680 (decomposes)	430	479.7	618
Freezing point, °F	50.9	82.4	72.3	9.5	107.6	-30
Critical constants						
Pressure, psia	868	474.7	355	547.11	546.8	-
Temperature, °F	662	627.8	657.7	756.6	750.6	-
Density @ 20°C, gm/cc	1.018	1.095	1.124	1.038 @ 60°F	0.999 @ 39°C	1.031 @ 77°F
Weight, lb/gal	8.48 @ 60°F	9.09 @ 60°F	9.37 @ 68°F	8.82 @ 60°F	-	8.60 @ 77°F
Specific gravity 20°C/20°C	1.0179	1.0919 (30/20°C)	1.1250	1.0572	0.989 @ 45°C/20°C	-
Specific heat @ 60°F, Btu/lb°F	0.608 @ 60°F	0.600	0.70	0.671	0.68 @ 30°C	0.49 @ 41°F
Thermal conductivity						
Btu (hr · sq ft · °F) / ft @ 68°F	0.148	0.127	-	0.121	-	0.11 @ 77°F
Latent heat of vaporization, Btu/lb	356 @ 760 mmHg	288 @ 73 mmHg	230 @ 760 mmHg	219.14 @ 760 mmHg	185 @ 760 mmHg	-
Heat of reaction, Btu/lb of Acid Gas						
H ₂ S	-	-	-400	-674	-	-190 @ 77°F
CO ₂	-	-	-630	-850	-	-160 @ 77°F
Viscosity, cp	24.1 @ 68°F	350 @ 68°F (at 90% wt solution)	1013 @ 68°F (at 95% wt. solution)	40 @ 60°F	870 @ 86°F 190 @ 113°F 86 @ 129°F	5.8 @ 77°F
Refractive index, N _d 68°F	1.4539	1.4776	1.4852	1.4598	1.4542 @ 113°F	-
Flash point, COC, °F	200	280	365	260	255	304

	Propylene Carbonate	Methyldiethanol- amine	Sulfolane [®]	Methanol	10% Sodium Hydroxide
Formula	C ₃ H ₆ CO ₃	(HOC ₂ H ₄) ₂ NCH ₃	C ₄ H ₈ SO ₂	CH ₃ OH	-
Molecular Wt	102.09	119.16	120.17	32.04	19.05
Boiling point @ 760 mm Hg, °F	467	477.0°F	545	149.1	317
Freezing point, °F	-56.6	-9.2°F	61.7	-143.8	14
Critical constants					
Pressure, psia	-	-	367.3	1153.9	-
Temperature, °F	-	-	1013.8	464	-
Density @ 20°C, gm/cc	1.2057	-	-	-	9.254
Weight, lb/gal	-	8.68	10.623 @ 99°C/30°C	-	1.110
Specific gravity 20°C/20°C	1.203	1.0418	1.268	0.7917	0.897
Specific heat @ 60°F, Btu/lb°F	0.335	0.535	0.35 @ 30°C	0.59 @ 6°-10°C	-
Thermal conductivity					
Btu (hr · sq ft · °F) / ft @ 68°F	0.12 @ 50°F	0.159	0.114 @ 109°F	0.124	-
Latent heat of vaporization, Btu/lb	208 @ 760 mmHg	204	225.7 @ 212°F	474 @ 760 mmHg	-
Heat of reaction, Btu/lb of Acid Gas					
H ₂ S	-	-	-	-	-
CO ₂	-	-	-	-	-
Viscosity, cp	1.67 @ 100°F 10.4 cs @ -40°F 1.79 cs @ 100°F 0.827 cs @ 210°F	1.3 cs @ 50°F 0.68 cs @ 100°F 0.28 cs @ 212°F	10.3 @ 66°F 6.1 @ 122°F 2.5 @ 212°F 1.4 @ 302°F 0.97 @ 292°F	0.6 @ 68°F	1.83 @ 68°F 0.97 @ 122°F 0.40 @ 212°F
Refractive index, N _d 68°F	1.4209	1.469	1.491 @ 86°F	1.3286	-
Flash point, COC, °F	270	265	350	58	-

11.8 Anexo VIII. Condiciones de diseño del gas natural húmedo en la entrada de la planta (Hysys)

	LEOENOC Bedford, MA USA	Case Name: Gas Plant Simulation.doc User Set: NewUser1 Date/Time: Wed Sep 05 10:21:21 2017				
Material StrGas Natural Húmedo		Fluid Package: EoS-B Property Package: Peng-Robinson				
CONDITIONS						
	Overall	Vapor Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
Vapor / Phase Fraction	0.9794	0.9794	0.0195	0.0010		
Temperature (°C)	26.67	26.67	26.67	26.67		
Pressure (kPa)	8378	8378	8378	8378		
Molar Flow (kmol/hr)	4.784e+0	4.679e+0	819.4	42.18		
Mass Flow (kg/hr)	8.303e+0	7.874e+0	4.219e+0	762.6		
Gas Molar Liq Vol Flow (m ³ /hr)	2435	2351	76.58	0.2615		
Molar Enthalpy (kJ/kmol)	-8.135e+0	-8.000e+0	-1.357e+0	-2.862e+0		
Molar Entropy (kJ/kmol-K)	145.4	145.8	128.8	84.08		
Heat Flow (kW)	-3.422e+0	-3.327e+0	-1.133e+0	-1.209e+0		
Liq Vol Flow (m ³ /hr)	9.856e+0	9.656e+0	77.82	0.2458		
PROPERTIES						
	Overall	Vapor Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
Molecular Weight	19.25	19.22	51.44	18.02		
Molar Density (kmol/m ³)	4.329	4.295	10.26	65.98		
Mass Density (kg/m ³)	85.10	82.34	527.7	1009		
Act. Volume Flow (m ³ /hr)	9543	9162	29.88	0.7592		
Molar Enthalpy (kJ/kmol)	-8123	-8195	-7898	-1.582e+0		
Heat Capacity (kJ/kmol-K)	67.61	65.85	128.8	77.84		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-K)	2.893	2.912	2.495	4.304		
Z Factor	—	0.7842	0.3275	6.000e+0		
API Gravity	282.1	—	—	—		
COMPOSITION						
Overall Phase			Vapor Fraction	0.9794		
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /hr)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	3578.845	0.0521	57853.72	0.6955	1932.715	0.7297
Ethane	269.279	0.0035	7895.89	0.0960	224.631	0.0850
Propane	949.221	0.0021	41879.89	0.0523	62.6538	0.0332
n-Butane	451.648	0.0030	23945.47	0.0288	40.627	0.0184
n-Pentane	205.005	0.0009	14791.38	0.0178	23.4829	0.0098
n-Hexane	786.953	0.0105	67783.52	0.0915	102.2998	0.0422
CO2	192.458	0.0026	8469.815	0.0107	10.2452	0.0040
Nitrogen	610.423	0.0122	64298.47	0.0172	17.221	0.0072
H2O	66.947	0.0010	1205.542	0.0015	1.2055	0.0005
TEG/water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	41837.94	1.0000	83780.41	1.0000	2434.939	1.0000
Vapour Phase			Phase Fraction	0.9794		
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /hr)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	3578.88	0.0734	57430.74	0.7290	1917.308	0.8130
Ethane	269.307	0.0032	7787.85	0.0985	218.955	0.0829
Propane	955.862	0.0219	39524.85	0.0522	57.9588	0.0330
n-Butane	312.878	0.0088	25498.95	0.0320	35.147	0.0143
n-Pentane	157.065	0.0038	10382.43	0.0144	17.9955	0.0073
n-Hexane	477.629	0.0118	41829.41	0.0523	62.0398	0.0263
CO2	189.850	0.0045	8245.47	0.0100	9.1120	0.0036
Nitrogen	610.224	0.0124	64298.91	0.0181	17.6722	0.0070
H2O	24.359	0.0005	435.815	0.0007	0.4359	0.0002
TEG/water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	45378.27	1.0000	78729.47	1.0000	2397.638	1.0000

Material StrGas Natural Húmedo (contin

Fluid Package: BEND-1
 Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase

Phase Fraction 1.953e-01

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION
MEthane	297.512	0.3502	4512.510	0.8228	15.425	0.2612
EThane	66.7824	0.0815	2023.345	0.0474	5.645	0.0737
PRopane	53.8535	0.0652	2373.005	0.0583	4.687	0.0612
n-BuTane	48.8557	0.0592	2856.218	0.0573	4.632	0.0502
i-BuTane	47.840	0.0585	3459.945	0.052	5.138	0.0715
n-PeNtane	309.523	0.3777	26974.10	0.6328	40.252	0.5258
CO2	2.7895	0.0034	123.193	0.0025	0.143	0.0019
NitroGen	1.6375	0.002	47.632	0.001	0.053	0.0007
H2O	0.4102	0.0005	7.3996	0.0003	0.007	0.0001
TEG/wat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	819.432	1.0000	42153.67	1.0000	79.500	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.028e-01

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION
MEthane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
EThane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PRopane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-BuTane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-BuTane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-PeNtane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0046	0.0001	0.2101	0.0007	0.0003	0.0002
NitroGen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	42.172	0.9999	793.236	0.9993	0.7613	0.9998
TEG/wat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	42.172	1.0000	793.236	1.0000	0.7613	1.0000


UNIT OPERATIONS


FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
J Phase Separator	V-1 IS	

DYNAMICS


Pressure Specification (Active)	8178.159
Flow Specification (Active)	Meter: 4.186e+004 kg/h Meter: 8.373e+005 (the total liq volume) 3435 m ³


11.9 Anexo IX. Condiciones de la corriente de Gas Amargo (Hysys)

	LEGENDS Bedford, MA USA	Case Name: Gas Plant Simulation.doc Unit Ref: NewSheet Date/Time: Wed Sep 06 12:42:58 2017				
Material StrGas amargo		Field Package: Base-1 Property Package: Peng-Robinson				
CONDITIONS						
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
13	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	
14	Temperature (°C)	26.63	26.63	26.63	26.63	
15	Pressure (kPa)	8365	8365	8365	8365	
16	Molar Flow (kmol/h)	4.097e+0	4.097e+0	0.0000	0.0000	
17	Mass Flow (kg/h)	7.873e+0	7.873e+0	0.0000	0.0000	
18	Enthalpy (kJ/h)	2357	2357	0.0000	0.0000	
19	Molar Enthalpy (kJ/kmol)	-0.050e+0	-0.050e+0	-1.363e+0	-2.850e+0	
20	Mass Enthalpy (kJ/kg)	145.4	145.4	0.0000	0.0000	
21	Heat Flow (kW)	-3.353e-0	-3.353e-0	0.0000	0.0000	
22	Liq Vol Flow (m³/h)	0.000e+0	0.000e+0	0.0000	0.0000	
PROPERTIES						
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase		
24	Molecular Weight	19.21	19.21	51.46	18.02	
25	Molar Density (kmol/m³)	4.266	4.266	80.25	53.97	
26	Mass Density (kg/m³)	82.23	82.23	517.9	1009	
27	Act. Volume Flow (m³/h)	9574	9574	0.0000	0.0000	
28	Z Factor	—	0.7843	0.377	5.999e-01	
COMPOSITION						
Overall Phase			Vapour Fraction	1.0000		
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m³/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
30	15780.35	0.8732	574021.35	0.729	1917.477	0.8133
31	2583.733	0.0632	77873.62	0.0989	218.939	0.0292
32	895.676	0.0215	29495.63	0.0382	77.952	0.0131
33	352.439	0.0084	20493.07	0.0265	35.129	0.0114
34	156.831	0.0038	11319.17	0.0144	17.974	0.0057
35	475.972	0.0116	49218.32	0.062	61.899	0.0203
36	129.643	0.0046	6345.155	0.0108	10.132	0.0034
37	528.722	0.0124	14252.84	0.018	17.672	0.0057
38	24.329	0.0005	436.295	0.0005	0.435	0.0001
39	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	40973.85	1.0000	787251.90	1.0000	2957.396	1.0000
Vapour Phase			Phase Fraction	1.0000		
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m³/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
41	15780.35	0.8732	574021.35	0.729	1917.477	0.8133
42	2583.733	0.0632	77873.62	0.0989	218.939	0.0292
43	895.676	0.0215	29495.63	0.0382	77.952	0.0131
44	352.439	0.0084	20493.07	0.0265	35.129	0.0114
45	156.831	0.0038	11319.17	0.0144	17.974	0.0057
46	475.972	0.0116	49218.32	0.062	61.899	0.0203
47	129.643	0.0046	6345.155	0.0108	10.132	0.0034
48	528.722	0.0124	14252.84	0.018	17.672	0.0057
49	24.329	0.0005	436.295	0.0005	0.435	0.0001
50	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	40973.85	1.0000	787251.90	1.0000	2957.396	1.0000
Liquid Phase			Phase Fraction	0.0000		
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m³/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
52	0.0000	0.0000	0.0000	0.1091	0.0000	0.0000
53	0.0000	0.0000	0.0000	0.0176	0.0000	0.0000
54	0.0000	0.0000	0.0000	0.0554	0.0000	0.0000


1	 LEGENDS Revere, MA USA		Case Name: Gas Plant Simulation.hoc				
2			Unit Set: Metric				
3			Date/Time: Wed Sep 05 12:42:58 2017				
4	Material StrGas amargo (continued)					Phase Package: Raou1	
5						Property Package: Peng-Robinson	
6	COMPOSITION						
7	Liquid Phase (continued)						
8						Phase Fraction: 0.6600	
9	COMPONENTS	MOLAR FLOW (gmoles)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (gph)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (gph)	
10						LIQUID VOLUME FRACTION	
11	15	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12	16	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	17	n-Hexane	0.0000	0.3773	0.0000	0.0000	0.5000
14	18	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	19	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	20	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	21	TEG/scrub	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	22	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
19	Aqueous Phase						Phase Fraction: 0.3400
20	COMPONENTS	MOLAR FLOW (gmoles)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (gph)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (gph)	
21						LIQUID VOLUME FRACTION	
22	23	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	24	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	25	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	26	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	27	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	28	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	29	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	30	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	31	H2O	0.0000	0.9999	0.0000	0.9999	0.9999
31	32	TEG/scrub	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	33	Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
33	DYNAMICS						
34	34	Pressure Specification (gaoles)	3365 MPa				
35	35	Flow Specification (gaoles)	Molar:	4.997e+084 gph	Mass:	7.873e+005 gph	
36	36					880 Molar Vol Volume: 2367 m3	
37	37						
38	38						
39	39						
40	40						
41	41						
42	42						
43	43						
44	44						
45	45						
46	46						
47	47						
48	48						
49	49						
50	50						
51	51						
52	52						
53	53						
54	54						
55	55						
56	56						
57	57						
58	58						
59	59						
60	60						
61	61						
62	62						
63	63						
64	64						
65	65						
66	66						
67	67						
68	68						
69	69						
70	70						
71	71						
72	72						
73	73						
74	74						
75	75						
76	76						
77	77						
78	78						
79	79						
80	80						
81	81						
82	82						
83	83						
84	84						
85	85						
86	86						
87	87						
88	88						
89	89						
90	90						
91	91						
92	92						
93	93						
94	94						
95	95						
96	96						
97	97						
98	98						
99	99						
100	100						

11.10 Anexo X. Condiciones de la corriente de Gas dulce (Hysys)

 LEGENDS Bedford, MA USA		Case Name: Gas Plant Simulation.docx	
		Unit Ref: Ref1/Ref1	
		Date/Time: Fri Sep 08 09:25:39 2017	
Material StrGas dulce		Fluid Package: EoS-1	
		Property Package: Peng-Robinson	
CONDITIONS			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
12	Vapour / Phase Fraction	0.990	0.990
13	Temperature (K)	23.63	23.63
14	Pressure (kPa)	6000	6000
15	Molar Flow (kmol/h)	4.678e+0	4.678e+0
16	Mass Flow (kg/h)	7.795e+0	7.624e+0
17	Std Ideal Gas Vol Flow (m ³ /h)	23.95	23.78
18	Molar Entropy (kJ/kmol-K)	-7.833e+0	-7.833e+0
19	Molar Entropy (kJ/kmol-K)	143.1	143.1
20	Heat Flow (kW)	-3.172e+0	-3.172e+0
21	Liq Vol Flow (Std Cond) (m ³ /h)	9.510e+0	9.543e+0
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41			
42			
43			
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
59			
60			
61			
62			
63			
64			
65			
66			
67			
68			
69			
70			
71			
72			
73			
74			
75			
76			
77			
78			
79			
80			
81			
82			
83			
84			
85			
86			
87			
88			
89			
90			
91			
92			
93			
94			
95			
96			
97			
98			
99			
100			

 LEGENDS Bedford, MA USA		Case Name: Gas Plant Simulation.doc Unit Set: NewUser1 Date/Time: Fri Sep 08 09:25:39 2017				
Material StrGas dulce (continued)						
		Field Package: Ercb-1	Property Package: Peng-Robinson			
COMPOSITION						
Liquid Phase (continued)						
Phase Fraction: 6.871e-01						
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Ethane	20.627	0.0744	600.257	0.0325	1.7438	0.0528
Propane	19.053	0.0567	641.652	0.0321	1.6752	0.0519
n-Butane	19.416	0.0700	1128.961	0.0702	1.9792	0.0527
n-Pentane	20.011	0.0723	1448.851	0.0905	2.3005	0.0525
n-Hexane	124.395	0.4454	10717.52	0.6721	16.1721	0.5922
CO2	0.000	0.000	1.3081	0.0001	0.0013	0.0000
Nitrogen	0.376	0.0014	10.5962	0.0001	0.0010	0.0000
H2O	0.120	0.000	2.1734	0.000	0.0002	0.0000
TEOSol	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Total	277.378	1.000	19345.21	1.000	27.7957	1.000
Aqueous Phase						
Phase Fraction: 3.153e-01						
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ethane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
n-Butane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
n-Pentane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
n-Hexane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO2	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Nitrogen	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2O	0.719	1.000	247.025	1.000	0.2470	1.000
TEOSol	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Total	0.719	1.000	247.110	1.000	0.2470	1.000

11.11 Anexo XI. Condiciones de la corriente de Gas dulce deshidratado (Hysys)

	LEGENDS Boston, MA USA	Case Name: Gas Plant Simulation.hsc Unit Ref: NewUnit1 Date/Time: Fri Sep 08 09:32:15 2017					
Material StrGas dulce deshidratado		Field Package: Ecbt-1 Property Package: Peng-Robinson					
CONDITIONS							
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase				
13	Vapour / Ethane Fraction	0.9926	0.9926	0.0064			
14	Temperature (°C)	24.89	24.89	24.89			
15	Pressure (kPa)	6000	6000	6000			
16	Molar Flow (kmol/h)	4.073e+0	4.045e+0	281.7			
17	Mass Flow (kg/h)	7.772e+0	7.628e+0	1.405e+0			
18	Std Inlet Liq Vol Flow (m ³ /h)	2345	2319	26.28			
19	Molar Enthalpy (kJ/kmol)	-7.858e+0	-7.873e+0	-1.493e+0			
20	Molar Entropy (kJ/kmol-K)	149.7	149.6	107.1			
21	Heat Flow (kW)	-3.206e+0	-3.167e+0	-3.875e+0			
22	Liq Vol Flow (Std Cond) (m ³ /h)	9.601e+0	9.541e+0	28.98			
PROPERTIES							
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase				
25	Molecular Weight	19.09	18.84	57.61			
26	Molar Density (kmol/m ³)	2.900	2.907	9.849			
27	Mass Density (kg/m ³)	55.74	54.76	557.4			
28	Vol. Vapour Flow (m ³ /h)	1.395e+0	1.391e+0	26.53			
29	Molar Enthalpy (kJ/kmol)	-4.100	-4.100	-3.620			
30	Molar Entropy (kJ/kmol-K)	7.815	7.834	1.773			
31	Z Factor	—	0.8950	0.2854			
32	Surface Tension (kPa)	10.57	—	10.57			
33	Red VP at 37.8 C (kPa)	—	—	19.28			
34	True VP at 37.8 C (kPa)	—	—	6494			
35	Liq. Vol. Flow - Benz (Std. Cond) (m ³ /h)	9.541e+0	9.541e+0	28.98			
36	Viscosity Index	—	—	—			
COMPOSITION							
Overall Phase			Vapour Fraction 0.9926				
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmol/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
43	Methane	15709.85	0.8778	57303.36	0.7377	1915.653	0.8172
44	Ethane	2583.78	0.0635	7784.44	0.1002	218.859	0.0882
45	Propane	895.308	0.0220	2940.43	0.0508	77.500	0.0330
46	n-Butane	352.498	0.0086	2045.62	0.0285	35.105	0.0131
47	n-Pentane	155.89	0.0038	1124.12	0.0149	17.615	0.0070
48	n-Hexane	458.950	0.0115	4043.52	0.0520	60.989	0.0225
49	CO2	6.0548	0.0001	266.459	0.0003	0.328	0.0001
50	Nitrogen	506.151	0.0125	1429.65	0.0183	17.678	0.0070
51	H2O	2.0014	0.0000	35.054	0.0000	0.0361	0.0000
52	TEOHcol	0.0033	0.0000	0.5911	0.0000	0.0000	0.0000
53	Total	40745.85	1.0000	77287.65	1.0000	2815.438	1.0000
Vapour Phase			Phase Fraction 0.9926				
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmol/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
55	Methane	15599.97	0.8918	57273.08	0.7500	1912.967	0.8048
56	Ethane	2589.448	0.0616	7725.05	0.1010	217.234	0.0897
57	Propane	877.651	0.0217	2933.41	0.0500	76.365	0.0320
58	n-Butane	334.264	0.0082	1940.80	0.0260	33.142	0.0134
59	n-Pentane	137.031	0.0034	968.970	0.0120	15.700	0.0060
60	n-Hexane	351.152	0.0090	3025.07	0.0390	45.657	0.0190
61	CO2	5.0310	0.0001	205.421	0.0001	0.3215	0.0001
62	Nitrogen	506.155	0.0125	1429.679	0.0185	17.654	0.0070
63	H2O	1.9920	0.0000	34.994	0.0000	0.0360	0.0000
64	TEOHcol	0.0033	0.0000	0.5910	0.0000	0.0000	0.0000
65	Total	40495.91	1.0000	76283.36	1.0000	2819.253	1.0000

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 6.6 (34.0.0.8500)

Page 1 of 1

Licensed to USORSDS

* Exported by user



LEGENDS
Bedford, MA
USA

Case Name: Gas Plant Simulation.doc

Unit Ref: Westport

Date/Time: Fri Sep 03 09:32:15 2017

Material StrGas dulce deshidratado (cor)

Field Package: Satchi

Process Package: Perm-Robinson

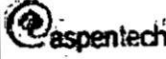
COMPOSITION

Liquid Phase


Phase Fraction 6.413e-6

COMPONENTS	MOLAR FLOW (g-mole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	64.875	0.2633	1054.729	0.6729	1.6919	0.1692
Ethane	19.334	0.0782	291.997	0.0736	1.6348	0.1636
Propane	17.849	0.0801	786.982	0.0572	1.6512	0.1652
n-Butane	16.182	0.0696	1056.678	0.0770	1.6102	0.1610
i-Butane	16.652	0.0727	179.133	0.0260	2.1939	0.2194
n-Pentane	117.796	0.4826	1215.144	0.6742	15.3181	0.1532
CO2	0.0298	0.0001	1.0325	0.0001	0.0019	0.0001
Nitrogen	0.2616	0.0011	9.9729	0.0007	0.0124	0.0001
H2O	0.0000	0.0000	0.1625	0.0000	0.0000	0.0000
TESHeed	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	251.805	1.0000	1674.428	1.0000	25.1805	1.0000

11.12 Anexo XII. Condiciones de la corriente de Gas dulce deshidratado enfriado (Hysys)

	LEGENDS Boston, MA USA	Case Name: Gas Plant Simulation Inc. Units Set: Metric Date/Time: Sun Sep 10 22:24:25 2017				
Material Stream Gas dulce deshidratado enfriado						
CONDITIONS						
Variable	Overall Phase	Vapor Phase %	Liquid Phase %	Overall Phase	Overall Phase	
Viscosity (Pa·s)	0.953	0.953	0.953			
Temperature (°C)	-11.0	-11.0	-11.0			
Pressure (kPa)	2965	2965	2965			
Molar Flow (kmol/h)	4.402e+0	3.872e+0	1.451			
Mass Flow (kg/h)	7.779e+0	7.679e+0	7.670e+0			
Std Molar LN Vol Flow (m ³ /h)	2345	2212	123.3			
Molar Enthalpy (kJ/kmol)	-4.031e+0	-7.879e+0	-1.341e+0			
Molar Entropy (kJ/kmol·K)	84.6	143.3	95.37			
Heat Flow (kW)	-3.793e+0	-3.024e+0	-1.932e+0			
LN Vol Flow (Std Cond) (m ³ /h)	9.671e+0	9.255e+0	135.7			
PROPERTIES						
Variable	Overall Phase	Vapor Phase %	Liquid Phase %	Overall Phase	Overall Phase	
Molecular Weight	19.09	19.09	147.36			
Molar Density (kmol/m ³)	3.821	3.821	11.76			
Mass Density (kg/m ³)	70.31	64.69	256.6			
Heat Capacity (kJ/kmol·K)	54.89	52.77	113.7			
Molar Heat Capacity (kJ/kmol·K)	2.875	2.929	2.329			
Z Factor	—	0.7626	0.7309			
Surface Tension (N/m)	10.44	—	13.44			
Viscosity (cP)	—	1.220e-0	0.1954			
COMPOSITION						
Overall Phase						
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmol/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION (%)
Methane	3578.85	0.812	57895.36	0.737	1916.63	0.872
Ethane	259.73	0.059	7784.47	0.100	218.85	0.852
Propane	895.308	0.020	3942.40	0.050	77.50	0.030
n-Butane	352.448	0.008	2049.62	0.005	35.12	0.010
i-Butane	153.877	0.003	1124.42	0.014	17.81	0.007
n-Pentane	463.954	0.011	4043.52	0.052	60.98	0.020
CO2	6.054	0.000	265.419	0.000	0.302	0.000
Nitrogen	403.551	0.012	5406.05	0.015	17.89	0.007
H2O	2.074	0.000	37.054	0.000	0.026	0.000
TEPFeed	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Total	4746.85	1.000	77767.64	1.000	2345.43	1.000
Vapour Phase						
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmol/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION (%)
Methane	3628.42	0.898	58547.42	0.799	1999.30	0.854
Ethane	249.15	0.059	7274.97	0.102	204.57	0.852
Propane	734.171	0.017	32374.74	0.042	63.89	0.020
n-Butane	210.233	0.005	12219.51	0.017	20.95	0.008
i-Butane	52.557	0.001	3799.25	0.005	6.03	0.002
n-Pentane	73.932	0.002	6296.93	0.008	9.82	0.004
CO2	6.054	0.000	267.43	0.000	0.35	0.000
Nitrogen	505.19	0.012	5418.01	0.000	17.53	0.007
H2O	1.02	0.000	34.74	0.000	0.01	0.000
TEPFeed	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Total	5261.77	1.000	70655.91	1.000	2342.80	1.000

11.13 Anexo XIII. Condiciones de la corriente de Gas natural seco (Hysys)

 LEGENDS Bedford, MA USA		Case Name:	Gas Plant Breakdown			
		User Set:	RealUser1			
		Date/Time:	Wed Sep 13 22:50:35 2017			
Material StrGas Natural		Field Package:	Empty			
		Property Package:	Peng-Robinson			
CONDITIONS						
		Overall	Vapour Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000			
13	Temperature (C)	-15.07	-15.07			
14	Pressure (kPa)	790.8	790.8			
15	Molar Flow (kmol/hr)	3.870e+0	3.870e+0			
16	Mass Flow (kg/hr)	7.075e+0	7.075e+0			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2225	2225			
18	Molar Enthalpy (kJ/kmol)	-7.673e+0	-7.673e+0			
19	Molar Enthalpy (kJ/kmol)	153.6	153.6			
20	Heat Flow (kW)	-3.054e+0	-3.054e+0			
21	Liq Vol Flow (Std Cond) (m3/h)	9.379e+0	9.379e+0			
PROPERTIES						
		Overall	Vapour Phase			
24	Molecular Weight	17.26	17.26			
25	Molar Density (kmol/m3)	0.3925	0.3925			
26	Mass Density (kg/m3)	6.762	6.762			
27	Heat Capacity (kJ/kmol-C)	37.45	37.45			
28	Molar Heat Capacity (kJ/kmol-C)	2.113	2.113			
29	Surface Tension (kN/m)	—	—			
30	Viscosity (cP)	0.977e-0	0.977e-0			
COMPOSITION						
Overall Phase						
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmol/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/hr)	LIQUID VOLUME FRACTION
32	35768.85	0.9217	572835.35	0.8165	1916.653	0.9513
33	2598.725	0.0670	77844.44	0.1102	219.853	0.0292
34	625.537	0.0162	75024.51	0.0575	71.8429	0.0195
35	0.0000	0.0000	0.0594	0.0000	0.0000	0.0000
36	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	6.0540	0.0002	255.453	0.0000	0.3229	0.0001
39	508.551	0.0132	14245.05	0.0202	17.6969	0.0537
40	2.0014	0.0001	35.054	0.0000	0.0751	0.0002
41	0.0073	0.0000	0.5911	0.0000	0.0000	0.0000
42	79699.628	1.0000	702634.63	1.0000	2225.794	1.0000
Vapour Phase						
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kmol/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/hr)	LIQUID VOLUME FRACTION
32	35768.85	0.9217	572835.35	0.8165	1916.653	0.9513
33	2598.725	0.0670	77844.44	0.1102	219.853	0.0292
34	625.537	0.0162	75024.51	0.0575	71.8429	0.0195
35	0.0000	0.0000	0.0594	0.0000	0.0000	0.0000
36	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	6.0540	0.0002	255.453	0.0000	0.3229	0.0001
39	508.551	0.0132	14245.05	0.0202	17.6969	0.0537
40	2.0014	0.0001	35.054	0.0000	0.0751	0.0002
41	0.0073	0.0000	0.5911	0.0000	0.0000	0.0000
42	79699.628	1.0000	702634.63	1.0000	2225.794	1.0000
UNIT OPERATIONS						
43	NEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION			
44		Heat Exchanger	E-14			

11.14 Anexo XIV. Definición de términos utilizados

1. **Agua de Producción:** Es el agua procedente de los reservorios y que se produce conjuntamente con los Hidrocarburos; la misma que es separada y tratada antes de su disposición en superficie o para reinyección al subsuelo a través de Pozos.
2. **Condensados:** Según el D.S. 032-2002-EM, son los Hidrocarburos Líquidos formados por la condensación de los Hidrocarburos separados del Gas Natural, debido a cambios en la presión y temperatura, permaneciendo líquidos a la temperatura del ambiente y presión atmosférica.
3. **Contrato de licencia:** De acuerdo a la Ley N° 26221, es el contrato celebrado por Perupetro S.A. y el Contratista, por el cual, este último obtiene la autorización de explorar y explotar o explotar Hidrocarburos en el área del Contrato, y en mérito del cual Perupetro S.A. transfiere al Contratista el derecho de propiedad de los Hidrocarburos extraídos, a cambio de una regalía a favor del Estado.
4. **Contrato de servicios:** De acuerdo a la Ley N° 26221, es el contrato celebrado por Perupetro S.A. y el Contratista, para que éste ejercite el derecho de llevar a cabo actividades de exploración y explotación o explotación de Hidrocarburos en el área de Contrato, recibiendo el Contratista una retribución en función a la Producción Fiscalizada de Hidrocarburos.
5. **Desarrollo:** En la Explotación de Hidrocarburos, es la ejecución de cualesquiera o de todas las actividades

necesarias para la Producción de Hidrocarburos tales como: Perforación, Profundización, Reacondicionamiento y Completación de Pozos, así como el diseño, construcción e instalación de equipos, tuberías, Tanques de Almacenamiento, incluyendo la utilización de sistemas de recuperación primaria y mejorada.

6. **Dietanolamina.-** Este compuesto a temperaturas mayores al ambiente es un líquido claro, higroscópico y viscoso, con un suave olor amoniacal. La DEA es un amina secundaria con un peso molecular de 105,14 Unidades de Masa Atómica (UMA). La DEA tiene su mayor aplicabilidad en el tratamiento de gas de refinerías, en los cuales pueden existir compuestos sulfurosos que pueden degradar la MEA.
7. **Endulzamiento del gas.-** Desacidificación. Eliminación de los componentes ácidos del gas natural, tales como el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono.
8. **Estudio de Impacto Ambiental – EIA:** Aquel estudio que debe efectuarse previamente al inicio de cualquier actividad de hidrocarburos o ampliación de la misma, el cual abarcará aspectos físicos, naturales, biológicos, socioeconómicos y culturales, en su área de influencia, con la finalidad de determinar las condiciones existentes y las capacidades del medio; así como, prever los efectos y consecuencias de la realización de dicha actividad, indicando medidas y controles a aplicar para lograr un desarrollo armónico entre la actividad y el ambiente. El EIA, debe contener el Plan de Manejo Ambiental (PMA), tanto para la etapa de instalación, como

para la operación, así como también el respectivo Plan de Abandono.

9. **Estudio de Riesgos:** Aquél que cubre aspectos de seguridad en instalaciones relacionadas con las Actividades de Hidrocarburos, y en su área de influencia, con el propósito de determinar las condiciones existentes en el medio, así como prever los efectos y consecuencias de la instalación y su operación, indicando los procedimientos, medidas y controles que deberán aplicarse con el objeto de eliminar condiciones y actos inseguros que podrían suscitarse.
10. **Exploración:** Comprende, las actividades propias de la búsqueda y descubrimiento de Hidrocarburos, incluyendo trabajos de geología de campo, perforación de Pozos Exploratorios y actividades conexas necesarias para el descubrimiento de Hidrocarburos; incluyendo la perforación de Pozos Confirmatorios para la evaluación de los reservorios descubiertos.
11. **Explotación:** Desarrollo y producción.
12. **Gas Natural Asociado:** El Gas Natural que se produce conjuntamente con el Petróleo, que estuvo disuelto en el o formó una capa en un reservorio de Petróleo.
13. **Gas Natural Fiscalizado:** Gas Natural producido en un Área de Contrato y medido en un Punto de Fiscalización.

14. **Gas Natural No Asociado:** Aquel cuya ocurrencia tiene lugar en un Reservorio natural, en el cual a condiciones iniciales, no hay presencia de Hidrocarburos Líquidos.
15. **Gas Natural:** Mezcla de Hidrocarburos en estado gaseoso, puede presentarse en su estado natural como Gas Natural Asociado y Gas Natural no Asociado. Puede ser húmedo si tiene Condensado, o ser seco si no lo contiene.
16. **Gravedad API:** Densidad de grados API consiste en una unidad de densidad adoptada por el Instituto Americano del Petróleo (API) desde años parás. Según la escala API, cuanto más alto el índice, menos la densidad del crudo. La mayoría de los crudos se encuentran entre los 27 y 40 grados API; crudos con valores inferiores a 27 grados API se consideran pesados y aquellos por sobre los 40 grados API, livianos.
17. **Hidrocarburo:** Compuesto orgánico, gaseoso, líquido o sólido, que consiste principalmente de carbono e hidrógeno.
18. **Instalación de hidrocarburos:** Planta, local, estructura, equipo o embarcación utilizados para buscar, producir, procesar, almacenar, transportar, distribuir y comercializar Hidrocarburos. Dentro de las Instalaciones de Hidrocarburos se comprende a los emplazamientos en superficie y en subsuelo, en el zócalo continental o mar afuera.
19. **Líquidos de Gas Natural:** Según el D.S.032-2002-EM, son aquellos hidrocarburos provenientes de formaciones productivas de gas natural que se pueden extraer de forma líquida en las instalaciones de campo o en plantas de

separación de gas natural. Los Líquidos de gas natural incluyen propano, butano y gasolina natural.

20. **Millones de Pies cúbicos Estándar:** Medida común para volúmenes de gas. Las condiciones normales se fijan generalmente a 60°F (15.5 °C) y 14.7 psia (1 atm), abreviado en sus siglas en inglés en MMscf. El gas natural se mide en metros cúbicos normales (correspondientes a 0°C a 101.325 KPa) o en pies cúbicos estándar (correspondiente a 60°F/15.5°C y 14,73 psia
21. **Plan de Contingencias:** Instrumento de gestión elaborado para actuar en caso de derrames de Hidrocarburos, sus derivados o Material Peligroso y otras Emergencias tales como incendios, accidentes, explosiones y desastres naturales. Asimismo, se considera la definición establecida en la Ley N° 28551, Ley que establece la obligación de elaborar y presentar Planes de Contingencia.
22. **Planta Criogénica:** Planta de procesamiento de Gas Natural, capaz de obtener producción de líquidos de éste, incluido etano, a bajas temperaturas de operación, usualmente menos de 10° C (menos de 50° F).
23. **Planta de Procesamiento:** Instalación donde se cambian las características de los hidrocarburos que se encuentran en la naturaleza, al descomponerlos en los diferentes compuestos que los forman; así como también las posteriores transformaciones para convertirlos en los combustibles requeridos por la industria y su adecuación para facilitar su transporte. Incluye instalaciones donde al Gas Natural se le

extrae las impurezas, el sulfuro de hidrógeno, el dióxido de carbono, el agua y componentes nocivos.

24. **Producción:** Actividad cuya finalidad es el flujo y manipuleo de Hidrocarburos. Incluye la operación de Pozos, equipos, tuberías, tratamiento y medición de Hidrocarburos y todo tipo de operaciones de recuperación primaria y mejorada, hasta el Punto de Fiscalización.
25. **Punto de Rocío del hidrocarburo:** El punto de rocío del hidrocarburo representa la presión y la temperatura a la que los hidrocarburos de la fase vapor se condensan para formar líquidos. Es especificado para evitar condiciones de flujo de fases múltiples en las líneas de transmisión.
26. **Punto de Rocío del agua:** El gas natural de reservorios usualmente está saturado de vapor de agua. Cuando las condiciones de presión y temperatura cambian, se puede condensar el agua libre llevando a la posible formación de hidratos de gas, por lo tanto el contenido de agua debe ser mantenido a un nivel en que el agua libre no se formará bajo las condiciones de operación de las tuberías.
27. **Reservas Posibles:** Son las Reservas de Hidrocarburos con menor grado de certeza de ser recuperadas que las Probadas y las Probables.
28. **Reservas Probables:** Son las Reservas de Hidrocarburos estimadas con un bajo grado de probabilidad, insuficiente para definir si pueden ser recuperadas.

29. **Reservas Probadas Desarrolladas:** Hidrocarburos que pueden ser razonablemente recuperados de los Pozos existentes con adecuados métodos de operación y condiciones económicas existentes. Las Reservas a obtenerse por Recuperación Mejorada pueden considerarse Desarrolladas sólo después que se ha instalado un proyecto de Recuperación Mejorada.
30. **Reservas Probadas No Desarrolladas:** Son las Reservas de Hidrocarburos adicionales que se espera sean recuperadas por la perforación futura de Pozos, profundización de Pozos existentes a un Reservorio diferente, o por la instalación de un Proyecto de Recuperación Mejorada.
31. **Reservas Probadas:** Cantidades de Hidrocarburos estimadas a una fecha determinada, cuya existencia está demostrada con una certeza razonable por información geológica y de ingeniería, y que pueden ser recuperadas bajo las condiciones económicas, métodos de operación y regulaciones gubernamentales vigentes.
32. **Reservorio:** Estrato o estratos en el subsuelo, que estén produciendo o que se haya probado que sean capaces de producir Hidrocarburos, que tienen un sistema común de presión en toda su extensión, y que pueden formar parte de un Yacimiento.
33. **Reservorios de Gas – Condensados:** Estos reservorios de hidrocarburos están en estado gaseoso, por características específicas de presión, temperatura y composición. El gas está mezclado con otros hidrocarburos líquidos; se dice que

se halla en estado saturado. Durante la producción del reservorio, la presión disminuye y permite que el gas se condense en petróleo líquido, el cual al unirse en forma de película a las paredes de los poros queda atrapado y no puede ser extraído. Esto puede evitarse inyectando gas a fin de mantener la presión del yacimiento.

34. Reservorios de Gas Seco: En éstos el gas es el producto principal. Son reservorios que contienen hidrocarburos en su fase gaseosa, pero al producirlos no se forman líquidos por los cambios de presión y temperatura. El gas se genera gracias a un proceso de expansión.

35. Reservorios de Gas Asociado: El gas que se produce en los yacimientos de petróleo recibe el nombre de gas asociado, ya que se produce conjuntamente con hidrocarburos líquidos. El gas que se genera en yacimientos de gas seco se denomina gas no asociado o gas libre y sus partes líquidas son mínimas.