

ESCUELA POLITÉCNICA DEL EJÉRCITO

CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA

**TESIS PREVIA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
MECÁNICO**

**“OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO PARA EL SISTEMA DE GAS
BLANKET EN LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DEL
NORTE, NPF DEL CONSORCIO PETROLERO BLOQUE 16 Y
ÁREA TIVACUNO”.**

AUTOR:

OSCAR ENRIQUE VELOZ VALLEJO

DIRECTOR: ING. JUAN PABLO ALCOSER

CODIRECTOR: ING. PEDRO ALARCÓN

SANGOLQUÍ, ENERO 2007

CERTIFICACIÓN DE LA ELABORACIÓN DEL PROYECTO

El proyecto **“OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO PARA EL SISTEMA DE GAS BLANKET EN LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DEL NORTE, NPF DEL CONSORCIO PETROLERO BLOQUE 16 Y ÁREA TIVACUNO”**, fue realizado, en su totalidad por **OSCAR ENRIQUE VELOZ VALLEJO**, como requerimiento parcial para la obtención del título de Ingeniero Mecánico.

ING. JUAN PABLO ALCOSER

DIRECTOR

ING. PEDRO ALARCÓN

CODIRECTOR

SANGOLQUÍ, ENERO 2007

LEGALIZACIÓN DEL PROYECTO

**“OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO PARA EL SISTEMA DE GAS BLANKET EN
LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DEL NORTE, NPF DEL CONSORCIO
PETROLERO BLOQUE 16 Y ÁREA TIVACUNO”**

ELABORADO POR:

OSCAR ENRIQUE VELOZ VALLEJO

CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA

ING. JUAN DÍAZ
COORDINADOR DE CARRERA

SANGOLQUÍ, ENERO 2007

DEDICATORIA

Quiero ofrendar esta tesis a mi Dios,
por ser mi incondicional amigo,
a mi madre Ruth, por estar siempre a mi lado
amándome y alentándome en el día a día,
a mi padre Néstor, por guiarme por el sendero correcto,
a mi hermano Beto, por ser mi compañero inseparable,
y a mi novia Yanira, por el amor que me brinda.

Oscar

AGRADECIMIENTOS

Me siento en la necesidad de agradecer a
todas las personas e instituciones,
quienes me colaboraron desde el principio
hasta la culminación del proyecto.

De igual manera a todas las
personas que indirectamente,
pero con la misma confianza
permitieron que cumpla mi sueño.

Oscar

ÍNDICE DE CONTENIDOS

Certificación de la elaboración del proyecto	2
Legalización del proyecto	3
Dedicatoria	4
Agradecimientos	5
Índice de Contenidos	6
Listado de Tablas	14
Listado de Figuras	18
Anexos	21
Nomenclatura	23
Resumen	26

CAPÍTULO 1 GENERALIDADES

1.1 Antecedentes	28
1.2 Definición del Problema	29
1.3 Objetivos	31
1.3.1 Objetivo General	31
1.3.2 Objetivos Específicos	31
1.4 Alcance del Proyecto	32
1.5 Justificación del Proyecto	33

CAPÍTULO 2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.1	<u>Definiciones</u>	35
2.1.1	<u>Requerimientos de Gas Blanket</u>	35
2.1.1.1	<u>Inspiración</u>	35
2.1.1.2	<u>Expiración</u>	36
2.1.2	<u>Flujo</u>	36
2.1.3	<u>Líneas de Corriente</u>	37
2.1.4	<u>Presión</u>	37
2.1.5	<u>Densidad</u>	38
2.1.6	<u>Compresibilidad</u>	38
2.1.7	<u>Peso Específico</u>	39
2.1.8	<u>Viscosidad Dinámica</u>	40
2.1.9	<u>Flujo Laminar y Flujo Turbulento</u>	40
2.1.10	<u>Número de Reynolds</u>	41
2.1.11	<u>Velocidad de Erosión</u>	42
2.1.12	<u>Velocidad Sónica</u>	43
2.1.13	<u>Número de Mach</u>	44
2.2	<u>Terminología</u>	44
2.3	<u>Propiedades del Gas Blanket</u>	48
2.4	<u>Datos del Sitio</u>	65
2.4.1	<u>Temperatura Ambiente</u>	66
2.4.2	<u>Presión Barométrica</u>	66
2.4.3	<u>Humedad Relativa</u>	66
2.4.4	<u>Pluviosidad</u>	67

2.5	Sistema de Generación Eléctrica a Gas	67
-----	---	----

CAPÍTULO 3 **RECOPIACIÓN DE LA INFORMACIÓN**

3.1	Bases de Diseño	76
3.1.1	Capacidad de las Instalaciones	76
3.2	Criterios de Diseño	82
3.2.1	Requerimientos de Gas Blanket	82
3.2.2	Criterios Hidráulicos	85
3.2.2.1	Fluido Bifásico	87
3.2.2.1.1	Régimen del Fluido Bifásico	87
3.2.2.1.1.1	Régimen Burbuja	88
3.2.2.1.1.2	Régimen Pegajoso	88
3.2.2.1.1.3	Régimen Tapón	88
3.2.2.1.1.4	Régimen Anular	89
3.2.2.1.1.5	Régimen Estratificado	89
3.2.2.1.1.6	Régimen Rocío	89
3.2.2.1.1.7	Régimen Ondulado	90
3.2.2.2	Flujo de Líquido	90
3.2.2.3	Flujo de Gas	90
3.2.2.4	Velocidades Recomendadas	91
3.2.2.4.1	Líneas de Líquido	91
3.2.2.4.2	Líneas de Gas	92
3.2.2.4.3	Líneas de Fluido Bifásico	93

3.2.2.5	<u>Pérdida de presión por cada 100 ft para el Sistema</u>	93
3.3	<u>Caracterización del Sistema De Gas Blanket</u>	94
3.3.1	<u>Partes y Elementos</u>	94
3.3.2	<u>Funcionamiento</u>	95

CAPÍTULO 4 ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

4.1	<u>Requerimientos de Gas Blanket</u>	106
4.2	<u>Descripción de las Alternativas a Evaluar</u>	108
4.2.1	<u>Alternativa No. 1</u>	109
4.2.1.1	<u>Ventajas</u>	109
4.2.1.2	<u>Desventajas</u>	109
4.2.2	<u>Alternativa No. 2</u>	109
4.2.2.1	<u>Ventajas</u>	110
4.2.2.2	<u>Desventajas</u>	110
4.2.3	<u>Alternativa No. 3</u>	110
4.2.3.1	<u>Ventajas</u>	110
4.2.3.2	<u>Desventajas</u>	111
4.3	<u>Diagrama de Flujo de Procesos de Alternativas</u>	111
4.3.1	<u>Diagrama de Flujo de Procesos de la Alternativas No. 1</u>	111
4.3.2	<u>Diagrama de Flujo de Procesos de la Alternativas No. 2</u>	111
4.3.3	<u>Diagrama de Flujo de Procesos de la Alternativas No. 3</u>	111
4.4	<u>Memorias de Cálculo</u>	111
4.4.1	<u>Cálculo a Condiciones de Operación</u>	111

4.4.1.1	Tanques de almacenamiento de Agua T-1118 A/B...	112
4.4.1.2	Tanques de almacenamiento de Crudo T-1108 A/B...	112
4.4.1.3	Tanque Slop Oil Rerun T-1115.....	113
4.4.1.4	Vessel de Drenaje Cerrado V-1114.....	113
4.4.2	Premisas de Diseño.....	114
4.4.2.1	Movimientos de los Tanques.....	114
4.4.2.2	Capacidad del Tanque de almacenamiento de Agua T-1118 A/B.....	115
4.4.2.3	Capacidad del Tanque de almacenamiento de Crudo T-1108 A/B.....	115
4.4.3	Validación con la norma API 2000.....	116
4.4.3.1	Flujo de Gas en los Tanques de almacenamiento de Agua T-1118 A/B.....	117
4.4.3.2	Flujo de Gas en los Tanques de almacenamiento de Crudo T-1108 A/B.....	118
4.4.3.3	Flujo de Gas en el Tanque Slop Oil Rerun T-1115...	119
4.4.3.4	Flujo de Gas en el Vessel de Drenaje Cerrado V-1114	120
4.5	Informe y Selección de la Alternativa.....	122
4.5.1	Resultados y Conclusiones.....	123
4.5.1.1	Disponibilidad de Área.....	124
4.5.1.2	Disponibilidad de Equipos.....	124
4.5.1.3	Tratamiento de Gas.....	124
4.5.1.4	Costo de Inversión.....	125
4.5.1.5	Facilidad Operativa.....	125
4.5.1.6	Mantenibilidad del Sistema.....	125

CAPÍTULO 5 DESARROLLO DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

5.1	<u>Diagrama de Flujo Final</u>	126
5.2	<u>Memorias de Cálculo</u>	126
5.2.1	<u>Cálculo del Peso Molecular</u>	126
5.2.2	<u>Cálculo de la Densidad del Gas Blanket</u>	128
5.2.3	<u>Dimensionamiento de la línea de Alimentación al Scrubber</u>	129
5.2.3.1	<u>Cálculo de Velocidad de Erosión</u>	130
5.2.3.2	<u>Cálculo de la Velocidad Superficial del Gas y de Líquido</u>	131
5.2.3.3	<u>Cálculo de la Pérdida de Presión cada 100 ft en Fluidos Bifásicos</u>	135
5.2.3.4	<u>Cálculo de la Pérdida de Presión en Fluidos Bifásicos</u>	138
5.2.4	<u>Dimensionamiento de la línea de salida de gas del Scrubber</u>	144
5.2.4.1	<u>Cálculo de la Máxima Velocidad en la línea de Gas</u> ..	145
5.2.4.2	<u>Cálculo de la Velocidad Sónica</u>	146
5.2.4.3	<u>Cálculo de la velocidad en la línea de Gas</u>	146
5.2.4.4	<u>Cálculo del Número de Mach</u>	148
5.2.4.5	<u>Cálculo de la Pérdida de Presión cada 100 ft en la Línea de Gas</u>	149
5.2.4.6	<u>Cálculo de la Pérdida de Presión en la línea de Gas</u>	149
5.2.4.7	<u>Pérdida de Presión Total del Sistema</u>	153
5.2.5	<u>Dimensionamiento del Nuevo Scrubber</u>	155
5.2.6	<u>Dimensionamiento de la línea de Líquido (Línea de Drenaje)</u>	156

5.2.6.1	Caudal del Líquido a drenar	157
5.2.6.2	Cálculo de la Pérdida de Presión en la línea de Líquido	158
5.3	Especificación de Equipos Mayores	160
5.4	Diagrama de Instrumentos y Tuberías	160
5.5	Layout de Implantación General	161
5.6	Lista de Líneas	161
5.7	Lista de Tie Ins	161
5.8	Lista de Equipos	161
5.9	Clasificación de Áreas Peligrosas	162
5.9.1	Clase	162
5.9.2	División	163
5.9.3	Grupo	163
5.10	Simulación de la Alternativa	164

CAPÍTULO 6 ANÁLISIS ECONÓMICO Y FINANCIERO

6.1	Análisis Económico	165
6.1.1	Beneficios del Nuevo Sistema	165
6.1.2	Costos Directos	165
6.1.3	Materia Prima Directa	166
6.2	Análisis Financiero	167

CAPÍTULO 7 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1	Conclusiones	169
-----	------------------------------------	-----

7.2 Recomendaciones	170
---	-----

Bibliografía	172
------------------------------------	-----

LISTADO DE TABLAS

CAPITULO 2

Tabla 2.1	Terminología	45
Tabla 2.2	Composición del Gas Blanket	49
Tabla 2.3	Pronósticos de Producción Bloque 16 NPF	50
Tabla 2.4	Temperatura Ambiente	66
Tabla 2.5	Presión Barométrica	66
Tabla 2.6	Humedad Relativa	66
Tabla 2.7	Pluviosidad	66
Tabla 2.8	Capacidad Instalada NPF	69
Tabla 2.9	Características Técnicas Waukesha Generador 1	69
Tabla 2.10	Características Técnicas Waukesha Generador 2	70
Tabla 2.11	Características Técnicas Waukesha Generador 3	71
Tabla 2.12	Características Técnicas Waukesha Generador 4	72
Tabla 2.13	Características Técnicas Waukesha Generador 5	73

CAPITULO 3

Tabla 3.1	Equipos del Sistema de Gas Blanket	77
Tabla 3.2	Alturas Operativas de los Equipos	78
Tabla 3.3	Requerimientos Normal de Venteo	83
Tabla 3.4	Requerimientos para venteo Térmico	84

Tabla 3.5	<u>Requerimientos de gas para Emergencia por la exposición al fuego</u>	85
Tabla 3.6	<u>Pérdida de presión por cada 100 ft</u>	93
Tabla 3.7	<u>Equipos del Sistema de Gas Blanket</u>	94
Tabla 3.8	<u>Especificaciones Scrubber de Gas Blanket</u>	95
Tabla 3.9	<u>Especificaciones Unidad de Compresión</u>	97
Tabla 3.10	<u>Especificaciones Enfriador de Gas por aire</u>	97
Tabla 3.11	<u>Especificaciones Separador de Recobro de Gas</u>	99
Tabla 3.12	<u>Especificaciones Separador de Agua</u>	100
Tabla 3.13	<u>Especificaciones Tanques de almacenamiento de agua</u>	101
Tabla 3.14	<u>Especificaciones Tanques de almacenamiento de crudo</u>	102
Tabla 3.15	<u>Especificaciones Tanque Slop Oil</u>	103
Tabla 3.16	<u>Especificaciones Vessel de Drenaje Cerrado</u>	104

CAPITULO 4

Tabla 4.1	<u>Alturas de Operación</u>	107
Tabla 4.2	<u>Flujo Volumétrico de los Tanques</u>	116
Tabla 4.3	<u>Requerimientos Tanques de Agua</u>	117
Tabla 4.4	<u>Requerimientos Tanques de Crudo</u>	118
Tabla 4.5	<u>Requerimientos Tanques Slop</u>	119
Tabla 4.6	<u>Requerimientos Vessel de Drenaje Cerrado</u>	120
Tabla 4.7	<u>Volúmenes calculados de gas</u>	121
Tabla 4.8	<u>Matriz de Evaluación</u>	122
Tabla 4.9	<u>Calificación de Alternativas</u>	123

Tabla 4.10	<u>Resultados de las alternativas</u>	124
------------	---	-----

CAPITULO 5

Tabla 5.1	<u>Composición del Gas Blanket</u>	126
Tabla 5.2	<u>Porcentaje molar del Gas Blanket NPF</u>	127
Tabla 5.3	<u>Cálculo de la velocidad de Erosión</u>	130
Tabla 5.4	<u>Velocidad Superficial de gas y de líquido</u>	132
Tabla 5.5	<u>Régimen del Flujo Horizontal Bifásico</u>	133
Tabla 5.6	<u>Compendio de Velocidad y Régimen para Flujo Bifásico</u>	135
Tabla 5.7	<u>Valores de la Viscosidad del Gas Blanket</u>	137
Tabla 5.8	<u>Pérdida de Presión cada 100 ft en Fluidos Bifásicos</u>	138
Tabla 5.9	<u>Cálculo de la velocidad del fluido Bifásico</u>	141
Tabla 5.10	<u>Cálculo de la pérdida de presión para Diámetro 6"</u>	142
Tabla 5.11	<u>Cálculo de la pérdida de presión</u>	143
Tabla 5.12	<u>Resumen Fluido Bifásico</u>	143
Tabla 5.13	<u>Velocidad de gas a la Salida de Scrubber</u>	148
Tabla 5.14	<u>Velocidad Sónica y el Número de Mach para Gas</u>	148
Tabla 5.15	<u>Pérdida de Presión cada 100 ft en la salida de Gas</u>	149
Tabla 5.16	<u>Pérdida de Presión en la línea de gas</u>	152
Tabla 5.17	<u>Dimensiones del Nuevo Scrubber</u>	156
Tabla 5.18	<u>Velocidad y Pérdida de Presión en la línea de drenaje</u> ...	159
Tabla 5.19	<u>Clasificación de Áreas Peligrosas</u>	162

CAPITULO 6

Tabla 6.1	Materiales y Equipos	166
Tabla 6.2	Inversión del Proyecto	166
Tabla 6.3	Análisis Financiero	167

LISTADO DE FIGURAS

CAPITULO 2

Figura 2.1	<u>Respuesta de un medio sólido y de un fluido a una fuerza cortante</u>	36
Figura 2.2	<u>Modelo de líneas de corriente de un flujo a través de una tobera</u>	37
Figura 2.3	<u>Producción de Crudo (Bpd)</u>	51
Figura 2.4	<u>Producción de Agua (Bpd)</u>	52
Figura 2.5	<u>Producción Total (Bpd)</u>	52
Figura 2.6	<u>Planta de Tratamiento de Crudo</u>	53
Figura 2.7	<u>Fotografía Recibidor y Lanzador</u>	53
Figura 2.8	<u>Fotografía Separador de Agua Libre</u>	54
Figura 2.9	<u>Separador de Agua Libre</u>	54
Figura 2.10	<u>Intercambiador de calor</u>	55
Figura 2.11	<u>Fotografía Intercambiador de calor</u>	56
Figura 2.12	<u>Separador de Producción</u>	57
Figura 2.13	<u>Fotografía Separador de Producción</u>	57
Figura 2.14	<u>Fotografía Deshidratador Electroestático</u>	58
Figura 2.15	<u>Deshidratador Electroestático Exterior</u>	58
Figura 2.16	<u>Deshidratador Electroestático Interior</u>	59
Figura 2.17	<u>Botas Desgasificadoras Exterior</u>	59
Figura 2.18	<u>Fotografía Botas Desgasificadoras</u>	60
Figura 2.19	<u>Botas Desgasificadoras Interior</u>	60

Figura 2.20	Tanques de almacenamiento de crudo	61
Figura 2.21	Fotografía Scrubber de Agua	62
Figura 2.22	Scrubber de agua	63
Figura 2.23	Tanques de almacenamiento de agua	64
Figura 2.24	Mapa Petrolero Ecuatoriano	65
Figura 2.25	Generador Waukesha	68
Figura 2.26	Almacenamiento de Gas Comprimido	74

CAPITULO 3

Figura 3.1	Nivel de los Tanques de Crudo	80
Figura 3.2	Nivel de los Tanques de Agua	80
Figura 3.3	Nivel del Tanque Slop Oil Rerun	80
Figura 3.4	Nivel del Closed Drain Vessel	80
Figura 3.5	Régimen Burbuja	88
Figura 3.6	Régimen Pegajoso	88
Figura 3.7	Régimen Tapón	88
Figura 3.8	Régimen Anular	89
Figura 3.9	Régimen Estratificado	89
Figura 3.10	Régimen Rocío	90
Figura 3.11	Régimen Ondulado	90
Figura 3.12	Fotografía Scrubber de Gas Blanket	95
Figura 3.13	Fotografía Unidad de Compresión	96
Figura 3.14	Fotografía Enfriador de gas por Aire	97
Figura 3.15	Fotografía Separador de Recobro de gas	98

Figura 3.16	Fotografía Separador de agua	99
Figura 3.17	Fotografía Tanques de almacenamiento de Agua	101
Figura 3.18	Fotografía Tanques de almacenamiento de Crudo	101
Figura 3.19	Fotografía Tanque Slop Oil	103
Figura 3.20	Fotografía Vessel de Drenaje Cerrado	104

CAPITULO 4

Figura 4.1	Esquema de Recuperación de gas	106
------------	--	-----

CAPITULO 5

Figura 5.1	Configuración de la alimentación al Scrubber	129
Figura 5.2	Mapa del Régimen de un Flujo Horizontal Bifásico	133
Figura 5.3	Configuración de la línea de gas	144
Figura 5.4	Pérdida de Presión total en el Sistema de Gas Blanket...	154
Figura 5.5	Fotografía Scrubber equivalente	155
Figura 5.6	Configuración de la línea de Drenaje	156

ANEXOS

CAPITULO 2

Anexo A	Pronóstico De Producción Del Bloque 16, 2005 hasta 2022.	175
Anexo B	Cromatografía de Gas Blanket para el NPF y SPF. Fecha: 06 Marzo del 2006.	176

CAPITULO 3

Anexo C	Niveles de Operación de los Equipos.	177
Anexo D	Ilustración de Equipos.	178

CAPITULO 4

Anexo E	Máximas alturas operativas de los Equipos.	179
Anexo F	Diagrama de Flujo de Procesos. Alternativa 1.	180
Anexo G	Diagrama de Flujo de Procesos. Alternativa 2.	181
Anexo H	Diagrama de Flujo de Procesos. Alternativa 3.	182

CAPITULO 5

Anexo I	Diagrama de Flujo de Procesos Seleccionado.	183
Anexo J	Cromatografía de Gas Blanket para el NPF y SPF. Fecha: 10 Mayo del 2006.	184

Anexo K	<u>Cuadro para un Régimen de Flujo Horizontal</u>	185
Anexo L	<u>Dimensionamiento Scrubber Gas Blanket</u>	186
Anexo M	<u>Diagrama de Moody Modificado</u>	187
Anexo N	<u>Diagrama de Instrumentos y Tuberías. P&ID 5010. Sistema de Drenaje</u>	188
Anexo O	<u>Diagrama de Instrumentos y Tuberías. P&ID 5011 Scrubber de Gas Blanket</u>	189
Anexo P	<u>Diagrama de Instrumentos y Tuberías. P&ID 5012 Aeroenfriador</u>	190
Anexo Q	<u>Diagrama de Instrumentos y Tuberías. P&ID 5013. Nuevo Scrubber de Gas Blanket</u>	191
Anexo R	<u>Layout de Implantación General. Layout 5000-1. Sistema de Gas Blanket</u>	192
Anexo S	<u>Layout de Implantación General. Layout 5000-2. Sistema de Gas Blanket</u>	193
Anexo T	<u>Listado de Líneas</u>	194
Anexo U	<u>Listado de Tie-Ins</u>	195
Anexo V	<u>Listado de Válvulas</u>	196
Anexo W	<u>Simulación en Hysys del Sistema de Gas Blanket</u>	197

NOMENCLATURA

H_{mojado} :	Altura de la sección mojada ft
AM :	Área mojada ft^2
L_m :	Longitud de la línea en <i>millas</i>
T :	Temperatura Crítica del sistema $\circ R$
v_{sonica} :	Velocidad sónica expresada en $\frac{ft}{seg}$.
g :	Aceleración de la gravedad. $\left(32.2 \frac{ft}{seg^2} \right)$.
$H_{operacion}$:	Altura de operación (ft)
h :	Altura desde el nivel de líquido a desalojar (ft)
H_{total} :	Altura total del tanque (ft)
A :	Área en plg^2
q_g :	Caudal del gas
q_L :	Caudal del líquido en $\frac{ft^3}{seg}$
ΔP_f :	Componente friccional de la caída de presión en psi
c :	Constante empírica de la velocidad de erosión
R :	Constante universal de los gases.
A :	Constante de la velocidad máxima de gas. $A = 120$
ρ_g :	Densidad del gas $\frac{lb}{ft^3}$
ρ_L :	Densidad del líquido en $\frac{lb}{ft^3}$

ρ_k :	Densidad Mixta Bifásica en $\frac{lb}{ft^3}$
d_{tanque} :	Diámetro del tanque (ft)
d :	Diámetro interno de la tubería en <i>pulg</i>
Z :	Factor de Compresibilidad del gas
f :	Factor de fricción de Moody
f_n :	Factor de fricción por el método de Dukler
W :	Flujo Másico $\frac{lb}{hr}$
λ :	Fracción de Volumen de líquido
F :	Fuerza en <i>lb</i>
S_g :	Gravedad Específica del gas a condiciones Standard.
S_L :	Gravedad Específica del líquido a condiciones Standard.
L :	Longitud en (<i>ft</i>)
m :	Masa en <i>lb</i>
N_M :	Número de Mach.
Re :	Número de Reynolds
Re_y :	Número de Reynolds del fluido bifásico del método Dukler.
ΔP_{100} :	Pérdida de presión <i>psi</i>
ΔP :	Pérdida de Presión en <i>psi</i>
h_w :	Pérdida de Presión en <i>pulgadas de agua</i>
γ :	Peso específico en $\frac{lb}{ft^3}$
P :	Presión de operación en <i>psia</i>
p :	Presión en $\frac{lb}{pulg^2}$
P_1 :	Presión máxima del sistema en <i>psia</i>

f_{ipr} :	Radio del Factor friccional Dukler.
K :	Relación de calores específicos $\frac{Cp}{Cv}$,
T :	Temperatura de operación en $^{\circ} R$
T_1 :	Temperatura del Fluido en $^{\circ} R$
V_L :	Velocidad de líquido en $\frac{ft}{seg}$
V_g :	Velocidad del gas en $\frac{ft}{seg}$
Ve :	Velocidad erosional del fluido, $\frac{ft}{seg}$
v_{gas_maxima} :	Velocidad máxima de gas, $\frac{ft}{seg}$
V_m :	Velocidad mixta del flujo bifásico en $\frac{ft}{seg}$
v_{sonica} :	Velocidad sónica $\frac{ft}{seg}$.
V_{sL} :	Velocidad superficial de líquido en $\frac{ft}{seg}$
V_{sG} :	Velocidad superficial del gas en $\frac{ft}{seg}$
μ_n :	Viscosidad del fluido Bifásico en cp
μ_g :	Viscosidad del gas en cp
μ_L :	Viscosidad del líquido en cp
V :	Volumen en ft^3

RESUMEN

Debido a las grandes actividades que se producen en el Consorcio Petrolero Bloque 16 y Área Tivacuno, se vio la imperiosa necesidad de reutilizar el gas Blanket que generalmente se emanaba al ambiente.

El petróleo, el gas natural y el agua se extraen de los varios campos de producción que se encuentran en el Bloque 16. Los miles de barriles de producción son transportados y procesados en las Facilidades de Producción del norte NPF y del sur SPF.

El gas natural, después de la separación, es ingresado en los tanques de almacenamiento de crudo y de agua para mantener la presión estable. Desde este punto, se lo aprovecha para generación de energía eléctrica.

Se analizaron varias propuestas para que el gas Blanket llegue al Sistema de Generación con la presión y composición adecuadas tomando en consideración además parámetros operativos, económicos, disponibilidad de áreas, disponibilidad de equipos, etc.

La alternativa plantea la implementación de un compresor y de un separador vertical conocido como "Scrubber de Gas". De aquí en adelante se calculan los diámetros de las tuberías de ingreso al Scrubber, la tubería de salida de gas y la tubería de drenaje de líquidos del Scrubber. El dimensionamiento de

las tuberías se determina en base a criterios de pérdida de presión y de la máxima velocidad que el gas y el líquido deben tener dentro de una tubería.

A partir de los cálculos realizados se determina que no es necesario el servicio del compresor dentro del sistema, ya que la presión a la salida del separador vertical es suficiente para el ingreso del gas al siguiente equipo.

Posterior al dimensionamiento de las tuberías se estableció el mínimo diámetro y altura mínima del Scrubber. Para el sistema fue necesario la selección de las válvulas según las normas y procedimientos de Repsol YPF.

Finalmente, y para comprobar los resultados, se ingresó la composición y valores operativos del Gas Blanket al simulador de procesos Hysys 3.1, donde se comprueban los cálculos.

CAPÍTULO 1

GENERALIDADES

1.1 Antecedentes

El Bloque 16, es uno de los 24 bloques de explotación petrolera que existen en el Oriente Ecuatoriano. Actualmente el Bloque 16 es operado por EL CONSORCIO PETROLERO BLOQUE 16 Y ÁREA TIVACUNO.

El Bloque 16 se encuentra en la provincia Francisco de Orellana, aproximadamente a 44 millas (70 kilómetros) al sureste de la población de El Coca, produce actualmente 50.000 BPD¹ aproximadamente de crudo pesado de 15.5° API con un corte de agua que supera el 90% y una relación gas – petróleo aproximado de 100 scf/bls².

En este Bloque se cuenta con dos facilidades de producción, SPF (“Southern Production Facility”) en el sur y NPF (“Northern Production Facility”) en el norte.

¹ Barriles por día

² Pies cúbicos estándar por barril

Entre ambas facilidades se tiene una capacidad instalada de 75.000 BPD de crudo deshidratado repartiéndose las capacidades, a razón de 60% para SPF (tres trenes de procesamiento) y el restante 40% para NPF (dos trenes de procesamiento).

En ambas Facilidades se recibe la producción multifásica de los distintos “Well Pads” del Bloque, para así desgasificarla y deshidratarla hasta los niveles apropiados de colocación del producto en el mercado.

Conforme con las bases y pronósticos de producción 2005 – 2012, para el Bloque 16 se espera un aumento en la producción de crudo, gas y agua, por lo cual, se ha visto la necesidad de adecuar y modificar el sistema de gas “Blanketing” del NPF, con el propósito final de cubrir el incremento de gas generado, debido a la incorporación de nuevos pozos de producción y nuevos “Well Pads” en el bloque.

1.2 Definición del problema

Debido a las necesidades operativas que se espera para el sistema de gas “Blanket” en las facilidades del NPF ubicadas en el Bloque 16 se ha decidido adecuar y modificar el sistema en cuestión, con la finalidad de dar solución a las exigencias requeridas y a los problemas de venteo que se generan hacia la atmósfera.

Ahora, según los pronósticos realizados, se espera incrementos en los flujos de gas destinados para este servicio. Actualmente, los gases provenientes de los tanques de crudo y agua se envían hacia el sistema de venteo (quemado en la Tea de baja presión).

De tal manera, que esta situación hace que se esté quemando innecesariamente una gran cantidad de gas que pudiera ser usado como combustible en la planta de generación.

Se toma como criterio general, a objeto de optimizar la capacidad del sistema, que este no posea grandes cantidades de agua y líquidos condensados para evitar saturaciones en los sistemas de drenajes de líquidos. Posteriormente este gas será usado como gas combustible en la generación de electricidad, luego de pasar por la unidad de recuperación de gas, donde se retiran los líquidos condensados por cambio en las condiciones termodinámicas.

Adicionalmente a ello, se tiene que las tendencias ambientalistas están enfocadas a minimizar o eliminar las emisiones de contaminantes a la atmósfera. Esto último cobra mayor relevancia en este caso, debido a que la zona en donde se encuentra la planta y su ecosistema es muy sensible.

Se debe tener en consideración ciertos criterios para el desarrollo de la optimización del diseño para el sistema de gas Blanket y estos son:

- Máximo uso de las instalaciones existentes.
- Mínimo requerimiento de nuevas instalaciones.
- Máximo rendimiento y calidad del producto.
- Máxima seguridad de las operaciones
- Cero emisiones hacia el ambiente

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo General

Optimizar el uso de gas Blanket en las Facilidades de Producción del Norte, NPF del Bloque 16 del CONSORCIO PETROLERO BLOQUE 16 Y ÁREA TIVACUNO.

1.3.2 Objetivos Específicos

- Recopilar la mayor cantidad de información en el campo para poder desarrollar los respectivos documentos del proyecto.
- Aplicar los conocimientos de los principios básicos de fluidos, así como las recientes ediciones de las normas aplicables para mejorar el sistema de Gas Blanket.

- Manejar los nuevos sistemas de control y los paquetes computacionales actuales para evaluar y seleccionar las dimensiones de nuevos equipos, tuberías, y de instalaciones ya existentes.
- Analizar los resultados obtenidos de los paquetes computacionales y generar el informe respectivo de las alternativas en estudio.
- Elaborar toda la documentación necesaria de la ingeniería básica del proyecto correspondiente a la alternativa seleccionada.
- Desarrollar un estudio económico-financiero para comprobar que la alternativa seleccionada sea la viable.

1.4 Alcance del proyecto

Los aspectos que son cubiertos en el presente proyecto van desde una descripción de la ubicación de las instalaciones, capacidad de las instalaciones, descripción de las instalaciones existentes, descripción general del gas blanket. Este estudio permitirá determinar los parámetros y consideraciones a tener en cuenta para el desarrollo de la Ingeniería Conceptual y Básica para la modificación, el re-acondicionamiento y puesta marcha en el NPF del Sistema de Gas Blanket.

Para éste re-acondicionamiento se estudiarán diversas alternativas de solución de los problemas operativos que hoy ocurren en el campo, éstas

alternativas deberán analizarse y desarrollarse técnica y económicamente dentro de la ingeniería conceptual para que se determine la mejor alternativa a implantar.

En ésta etapa será necesario realizar varias visitas a las facilidades del NPF para analizar las posibles alternativas de solución.

La recolección de información y datos, serán necesarios para complementar, definir y analizar las diversas alternativas.

En la ingeniería básica se desarrollará la alternativa previamente seleccionada como resultado de la ingeniería conceptual. En ésta ingeniería, se desarrollarán todos los planos y documentos necesarios.

1.5 Justificación del Proyecto

Teniendo en cuenta el aumento de producción de crudo, gas y agua de acuerdo con los pronósticos de producción que se ha realizado para los años 2005 - 2012, se ha considerado que es necesario reacondicionar y optimizar el sistema de Gas Blanket del NPF con el propósito final de que el excedente de gas que actualmente va a la Tea de baja presión sea enviado al Sistema de Generación.

Este sistema permitirá recuperar todo el gas blanket de los tanques de agua, tanques de crudo y tanques Slop del NPF, de manera que se optimice el

manejo de gas de baja presión reutilizándolo en el sistema de generación a gas. De esta manera, se logrará cubrir el incremento de gas generado debido a la incorporación de nuevos pozos de producción.

Y sobre todas las cosas se tiene las tendencias ambientalistas que están enfocadas a minimizar o eliminar las emisiones de contaminantes a la atmósfera. Esto último cobra mayor relevancia en este caso, debido a que la zona donde está la planta, se encuentra la reserva étnica Huaorani y parte del Bloque 16 se encuentra el parque nacional Yasuní. Tanto la reserva como el parque nacional, se encuentran protegidos, no solo por el estado ecuatoriano, sino por la UNESCO.

Por las razones dadas anteriormente y debido a que se necesita crecer en cuanto a generación de electricidad, se ha visualizado desarrollar este proyecto de adecuación y ampliación del sistema de gas de “blanketing”, con la firme intención de recuperar todas las corrientes de gas, aprovecharlas al máximo como combustible en la planta de generación y eliminar, de esta manera, las emisiones por combustión de gases en el sistema de quema a la atmósfera.

CAPÍTULO 2

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

Introducción

Tomando en consideración la naturaleza de los fluidos, estos se pueden encontrar ya sea en reposo como en movimiento. Los fluidos pueden ser *líquidos* (como agua, aceite, gasolina o glicerina) o *gases* (como aire, oxígeno, nitrógeno o helio).³ O más aún también se puede analizar flujos bifásicos compuestos por gas y líquido.

2.1 Definiciones

2.1.1 Requerimientos de Gas Blanket

2.1.1.1 Inspiración

Es la entrada de gas en los tanques de almacenamiento debido a la salida de fluido.

³ MOTT, ROBERT. "Mecánica de Fluidos Aplicada", Pág. 1

2.1.1.2 Expiración

Es la salida de gas de los tanques de almacenamiento debido al ingreso de fluido.

2.1.2 Flujo

Desde el punto de vista de su comportamiento mecánico, un fluido es una sustancia incapaz de resistir la aplicación de una fuerza cortante sin sufrir una deformación continua.⁴

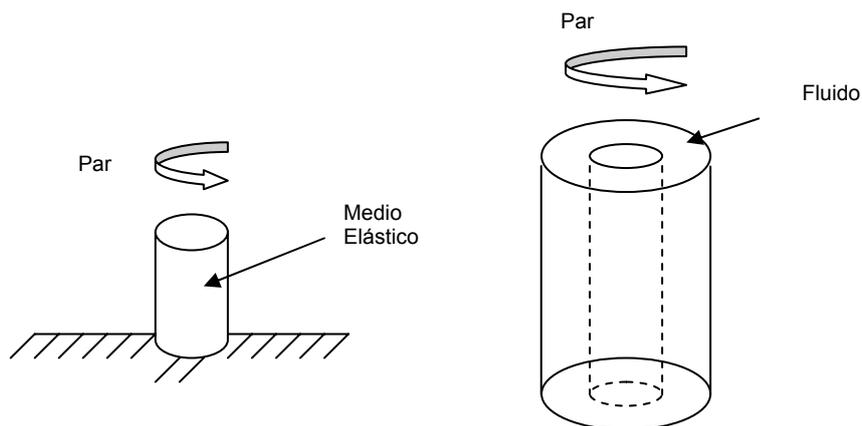


Fig. 2.1 Respuesta de un medio sólido y de un fluido a una fuerza cortante

En el primer caso, al aplicar un par de fuerzas a la barra, esta se torcerá hasta alcanzar un estado de equilibrio en que la posición final dependerá de la magnitud del par aplicado y de las propiedades elásticas del material de la barra.

⁴ JAMES E. A. JOHN. "Introducción a la Mecánica de los Fluidos", Editorial Prentice/Hall Internacional, Pág. 2

En el segundo caso, de igual manera al aplicar una fuerza al cilindro exterior, el fluido será incapaz de alcanzar una posición de equilibrio, en cambio el cilindro exterior continuará girando mientras subsista la fuerza cortante.

En términos sencillos, flujo es el movimiento de un fluido con respecto a un sistema inercial de coordenadas, generalmente ubicado en un contorno sólido.

2.1.3 Líneas de corriente

Una línea de corriente es una línea trazada dentro del fluido en un instante determinado en tal forma que no exista flujo a través de ella.

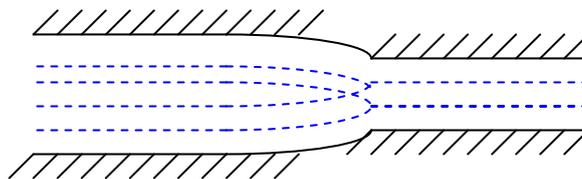


Fig. 2.2 Modelo de líneas de corriente de un flujo a través de una tobera

2.1.4 Presión

La presión media sobre un área plana de un fluido se define como la relación entre la fuerza que actúa normalmente sobre dicha área y la magnitud de ésta. Esto se puede establecer con la ecuación:

$$p = \frac{F}{A} \quad (2.1)$$

Donde:

p : Presión en $\frac{lb}{pu\lg^2}$

F : Fuerza en lb

A : Área en $pu\lg^2$

2.1.5 Densidad

La densidad es la cantidad de masa por unidad de volumen de una sustancia.

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (2.2)$$

Donde:

m : Masa en lb

V : Volumen en ft^3

ρ : Densidad en $\frac{lb}{ft^3}$

2.1.6 Compresibilidad

La *compresibilidad* se refiere al cambio de volumen (V) de una sustancia que esta sujeta a un cambio de la presión que se ejerce sobre ella. La cantidad usada normalmente para medir este fenómeno es el *módulo volumétrico de elasticidad* o, simplemente, *módulo volumétrico* E .

$$E = \frac{-\Delta p}{(\Delta V)/V} \quad (2.3)$$

Donde:

Δp : Variación de Presión

ΔV : Variación de Volumen

V : Volumen

Las unidades del módulo volumétrico E son las mismas que la presión.

El término *módulo volumétrico* no se aplica normalmente para los gases, y por lo contrario la aplicación de una presión puede producir un gran efecto sobre su volumen.

Una ecuación de estado es una relación entre la presión, la temperatura y el volumen o la densidad de una sustancia en equilibrio, que para los gases se la conoce como ley del gas perfecto; esta ecuación se aproxima al comportamiento real de la mayor parte de los gases.⁵

2.1.7 Peso Específico

El peso específico es la cantidad de peso por unidad de volumen de una sustancia.

$$\gamma = \frac{w}{V} \quad (2.4)$$

Donde:

w : Peso en *lb*

⁵ JAMES E. A. JOHN. "Introducción a la Mecánica de los Fluidos", Editorial Prentice/Hall Internacional, Pág. 8

V : Volumen ft^3

γ : Peso específico en $\frac{lb}{ft^3}$

O en otros casos despejando en la ecuación 2.4 e igualándola con la ecuación 2.2 tenemos la siguiente expresión⁶:

$$\gamma = \rho \cdot g \quad (2.5)$$

Donde:

g : Gravedad $32.2 \frac{ft}{seg^2}$

ρ : Densidad en $\frac{lb}{ft^3}$

2.1.8 Viscosidad Dinámica

La facilidad con que un fluido se derrama es una indicación de su viscosidad. La viscosidad se define como la propiedad de un fluido que ofrece resistencia al movimiento relativo de sus moléculas. La pérdida de energía debida a la fricción en un fluido que fluye se debe a su viscosidad.

2.1.9 Flujo Laminar y Flujo Turbulento

Cuando se analiza un fluido en una corriente de flujo, es importante ser capaces de determinar el carácter del flujo. En algunas condiciones, el fluido

⁶ MOTT, ROBERT. "Mecánica de Fluidos Aplicada", Pág. 14

parecerá que fluye en capas, de una manera uniforme y regular. A este tipo de flujo se le conoce como *flujo laminar*.

Por otro lado cuando el flujo se mueve de una manera bastante caótica, entonces, se le conoce como *flujo turbulento*⁷.

2.1.10 Número de Reynolds

El comportamiento de un fluido, particularmente con respecto a las pérdidas de energía, depende bastante de si el flujo es laminar o turbulento. El número de Reynolds viene expresado de la siguiente manera:

$$\text{Re} = \frac{\rho_L \cdot d \cdot V_L}{\mu_L} \quad (2.6)$$

Donde:

Re: Numero de Reynolds

ρ_L : Densidad del líquido en $\frac{lb}{ft^3}$

d : Diámetro Interno en ft

V_L : Velocidad del líquido en $\frac{ft}{seg}$

μ_L : Viscosidad del líquido en $\frac{lb}{ft - seg}$

⁷ MOTT, ROBERT. "Mecánica de Fluidos Aplicada", Pág. 355

Los flujos que tienen un número de Reynolds altos, generalmente debido a una alta velocidad o a una baja viscosidad, o ambas tienden a ser *turbulentos*. Aquellos fluidos que poseen una alta viscosidad y/o que se mueven a bajas velocidades tendrán un número de Reynolds pequeño y tenderán a ser *laminares*.

2.1.11 Velocidad de Erosión

La velocidad de erosión se aplica a líneas de fluido líquido, manifolds de producción o líneas de transporte de flujo bifásico⁸.

De tal forma, la velocidad del flujo no debe ser mayor que velocidad de erosión, la misma que viene expresada de la siguiente manera⁹:

$$V_e = \frac{c}{\sqrt{\rho_k}} \quad (2.7)$$

Donde:

V_e : Velocidad erosional del fluido, ft/seg

c : Constante empírica

ρ_k : Densidad del fluido bifásico gas/líquido lbs/ft³.

Generalmente el desgaste en el espesor de las paredes de las tuberías es provocada por el proceso de la erosión.

⁸ Flujo de gas/líquido

⁹ API RP 14 E (RP 14 E), Fifth Edition, October 1, 1991.

Esta velocidad aumenta sus propiedades perjudiciales para la tubería, cuando se tiene velocidades extremadamente altas del fluido, además también se incrementa por la presencia de arenas y contaminantes corrosivos como CO₂ y H₂S.

2.1.12 Velocidad Sónica

La velocidad sónica se aplica a tuberías que transportan flujos de gas, y se define como la velocidad a la que una onda sonora viajaría en el gas. La velocidad sónica en el gas es¹⁰:

$$v_{sonica} = \sqrt{K \cdot g \cdot R \cdot T} \quad (2.8)$$

Donde:

v_{sonica} : Velocidad sónica expresada en $\frac{ft}{seg}$.

K : Relación de calores específicos $\frac{Cp}{Cv}$,

g : Aceleración de la gravedad. $\left(32.2 \frac{ft}{seg^2}\right)$.

R : Constante universal de los gases.

T : Temperatura Crítica $\circ R$

Esta velocidad debe ser la máxima permitida para un flujo de gas a través de una tubería.

¹⁰ BRANAN, CARL, "Rules of Thumb for Chemical Engineers", Third Edition, Page. 12.

2.1.13 Número de Mach

Si un objeto viaja a través de un medio, entonces su *número Mach* es la razón entre la velocidad del objeto y la velocidad del sonido en ese medio. Es un número sin unidades y que se expresa así:

$$N_M = \frac{V_g}{v_{sonica}} \quad (2.9)$$

Donde:

N_M : Número de Mach.

V_g : Velocidad del gas en $\frac{ft}{seg}$

v_{sonica} : Velocidad sónica $\frac{ft}{seg}$.

Generalmente el valor para el número de Mach es de $N_M < 1.0$

2.2 Terminología

Se adoptará el sistema americano de ingeniería con los usos de la industria.

En la tabla 2.1, se muestra un listado de las unidades más comunes en el proyecto y que serán utilizadas, a menos que se especifique, expresamente lo contrario u otra unidad de medida:

Tabla 2.1 Terminología

MAGNITUD	NOMBRE UNIDAD	SÍMBOLO UNIDAD
Masa	libra	lb
	tonelada	ton ¹¹
Longitud larga	pie	ft
	milla	mi
	metro	m
Longitud corta	pulgada	in ó pulg ó ”
	milímetro	mm
Volumen líquido	Barril	bbbl
	galón	Gal ó gal ¹²
Volumen gas	pie cúbico	ft ³
	metro cúbico	m ³
Temperatura	Grado Fahrenheit	°F
	Grado Celsius	°C
	Grado Rankine	°R
Presión relativa	libra fuerza por pulgada cuadrada manométrica	Psig
Presión absoluta	libra fuerza por pulgada cuadrada absoluta	Psia
Presiones de vacío o cercanas a el	pulgada de agua manométrica	” H ₂ O

¹¹ Se refiere a toneladas cortas o americanas, equivalentes a 2.000 libras.

¹² se refiere a galones americanos, equivalentes a 3,785 litros.

Tabla 2.1 Terminología (Continuación)

Tiempo	año día hora minuto segundo	año D ó d h min. Seg. ó s
Flujo másico	libra por hora tonelada por año (o cualquier combinación posible de masa sobre tiempo)	lb / h ton / año
Flujo volumétrico de líquido	barriles por día galones por minuto (o cualquier combinación posible de flujo volumétrico de líquido sobre tiempo)	BPD gpm
Flujo volumétrico de gas	pies cúbicos por hora pies cúbicos por día (o cualquier combinación posible de flujo volumétrico de gas sobre tiempo)	ft ³ / h ft ³ / d
Área	pies cuadrado Hectárea	ft ² Ha
Densidad	libras por pie cúbico	Lb / ft ³

Tabla 2.1 Terminología (Continuación)

Peso Molecular	libras por libra-mol	Lbs / lb-mol
Viscosidad Dinámica	Centipoisse	Cp
Viscosidad Cinemática	Centistoke	CSt
Potencia	Caballos de Potencia	HP
	Watios	W
Energía	British Thermal Unit	Btu
Cantidad de Sustancia	libra - mol	lb – mol

Fuente: Personal

NOTAS

- Muchas de las unidades no mencionadas aquí, son la combinación de unidades fundamentales aquí especificadas o las que sean comúnmente aceptadas por la práctica en la industria.
- También son aceptadas combinaciones de múltiplos o sub-múltiplos de las unidades indicadas, tal como MBPD (miles de barriles por día), etc.
- Las condiciones a las cuales es medido el volumen se deberá indicar en la unidad, tal es el caso de la “S” (Condiciones estándar) o la “a” (Condiciones actuales). Por ej.: BSPD es barriles estándar por día, MMSCFD es millones de pies cúbicos estándar por día.
- Para las condiciones actuales, la “a” solo se usará para el flujo de gas. Si en el flujo de líquido, no se coloca nada, querrá decir, condiciones

actuales. Por ej.: BPD significa, barriles actuales por día, pero acfm, significa pies cúbicos actuales (de gas) por minuto.

Se aceptan múltiplos y sub-múltiplos. Los más comunes a ser usados en el proyecto son:

- MM: Millón (1×10^6).
- M: Mil (1×10^3).
- c: Centi (1×10^{-2}).
- m: Mili (1×10^{-3}).
- μ : Micro (1×10^{-6}).

2.3 Propiedades del Gas Blanket

Entre las fuentes de energía, el gas natural se caracteriza por su eficiencia, limpieza respecto de otras fuentes fósiles de energía y competitividad además de ser una forma de energía versátil que se puede utilizar en varios procesos de los sectores de consumo, residencial e industrial.

En el caso del Bloque 16, el gas natural constituye una fuente de energía gratuita, pues como se conoce, la producción de petróleo está asociada a la producción de gas.

El gas natural se define como una mezcla de compuestos de hidrocarburos y pequeñas cantidades de distintos no hidrocarburos existentes

en fase gaseosa o en solución con petróleo en depósitos naturales subterráneos y en las condiciones correspondientes a dichos depósitos.

Los principales hidrocarburos contenidos en el mezcla son metano, etano, propano, butano, pentanos, hexanos y los gases típicos no hidrocarburos que pueden estar contenidos en los depósitos de gas natural.

Tabla 2.2 Composición del Gas Blanket

COMPOSICIÓN DEL GAS BLANKET	
Metano	Hexanos
Etano	Pentanos
Propano	Heptanos
Butano	Nitrógeno
Agua	Anhídrido Carbónico

Las porciones en forma de líquido que se encuentran en el gas del hidrocarburo del depósito, son recuperadas en separadores en la superficie o en instalaciones de planta, se consideran como gas natural líquido.

Los líquidos del gas natural se presentan bien sea en la fase gaseosa o en solución con el petróleo crudo en el depósito. Se recobran hacia la superficie como líquidos mediante la separación del gas natural producido, aplicando procesos tales como la condensación y absorción en separadores en el campo y otras instalaciones en la superficie.

Como los gases naturales líquidos quedan disponibles únicamente por separación del gas natural producido, su disponibilidad depende directamente de la velocidad de producción del gas procedente del petróleo en crudo o de los depósitos de gas natural.

Para el Bloque 16, y de acuerdo con los pronósticos de producción para los años 2005 – 2022 (Ver Tabla 2.3) se estima un crecimiento debido a la incorporación de nuevos well pads¹³ lo que conlleva a una mayor capacidad de las instalaciones para poder manejar mejor los flujos explotados.

En estas tablas se puede notar los picos de producción de crudo y agua hasta el año 2022, donde una existe una tendencia de alza hasta el año 2011, año en el cual nuevamente comienza a descender la producción en el Bloque.

Tabla 2.3 Pronósticos de Producción Bloque 16 NPF

NPF	CRUDO (BPD)	AGUA (BPD)	TOTAL (BPD)
2005	6528	137327	143855
2006	6864	143415	150280
2007	16517	195591	212108
2008	23564	253971	277535
2009	18946	257273	276219
2010	15223	253169	268392
2011	12729	245746	258475
2012	11134	232598	243732
2013	11091	237818	248910
2014	9743	239083	248826
2015	8548	236629	245178

¹³ Pozos de perforación.

Tabla 2.3 Pronósticos de Producción Bloque 16 NPF (Continuación)

2016	7338	224671	232008
2017	6524	219498	226022
2018	5722	217789	223511
2019	4646	183742	188388
2020	4005	180045	184050
2021	3339	175027	178367
2022	3026	169099	172125

Fuente: Repsol¹⁴

Los pronósticos de producción de crudo y agua en el Bloque 16 se pueden observar mejor en las Figuras 2.3, 2.4, 2.5.

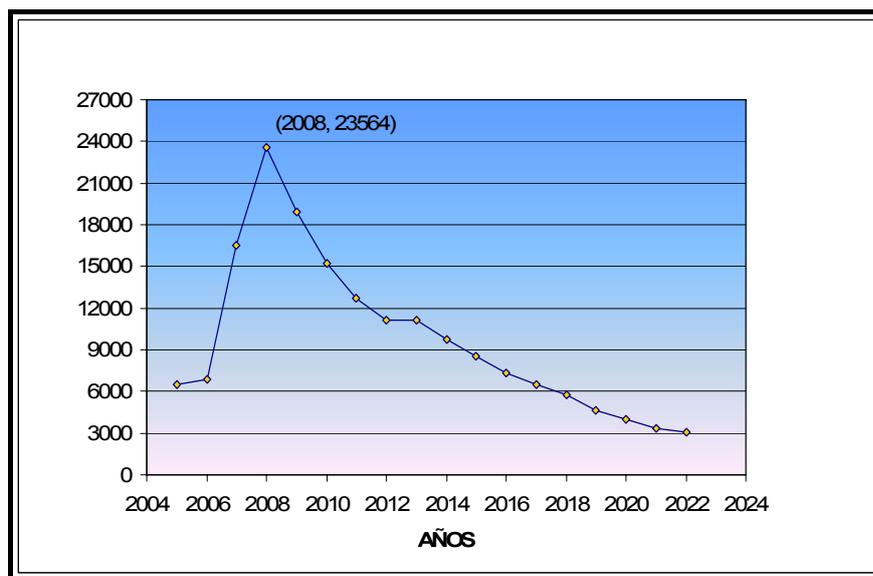


Fig. 2.3 Producción de Crudo (Bpd)

¹⁴ Ver Anexo A. Pronósticos de Producción del Bloque 16, 2005 Hasta el 2022

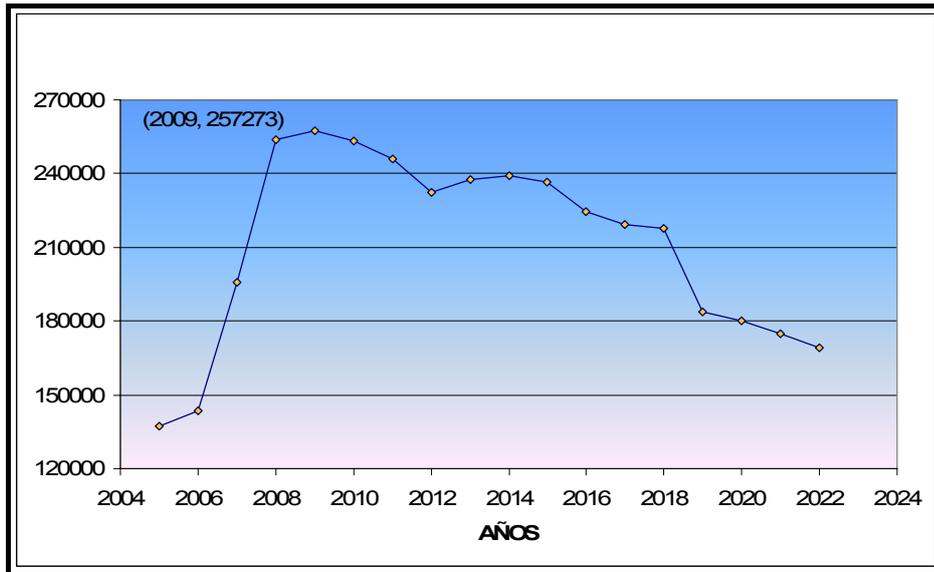


Fig. 2.4 Producción de Agua (Bpd)

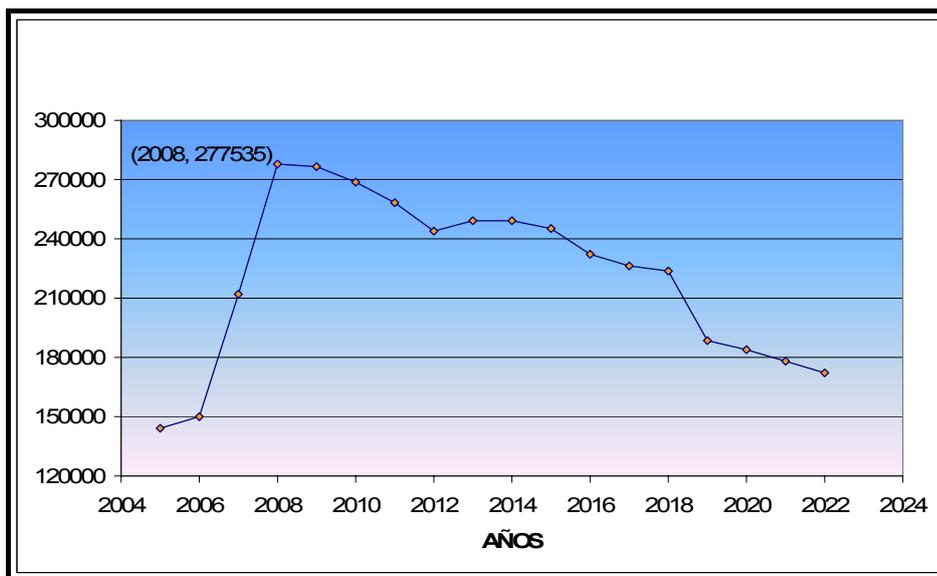


Fig. 2.5 Producción Total (Bpd)

Todo el proceso de producción de crudo comienza en los well pads (Ver Figura 2.6), en donde el fluido trifásico¹⁵ viaja a través de una tubería de 20 pulgadas hasta las plantas de tratamiento de crudo. De aquí en adelante, el crudo es separado del agua y del gas, pasando por diferentes recipientes para

¹⁵ Crudo, Agua y Gas

que este fluido se separe y así el crudo se pueda comercializar, el gas se lo pueda reutilizar y el agua se lo almacene.

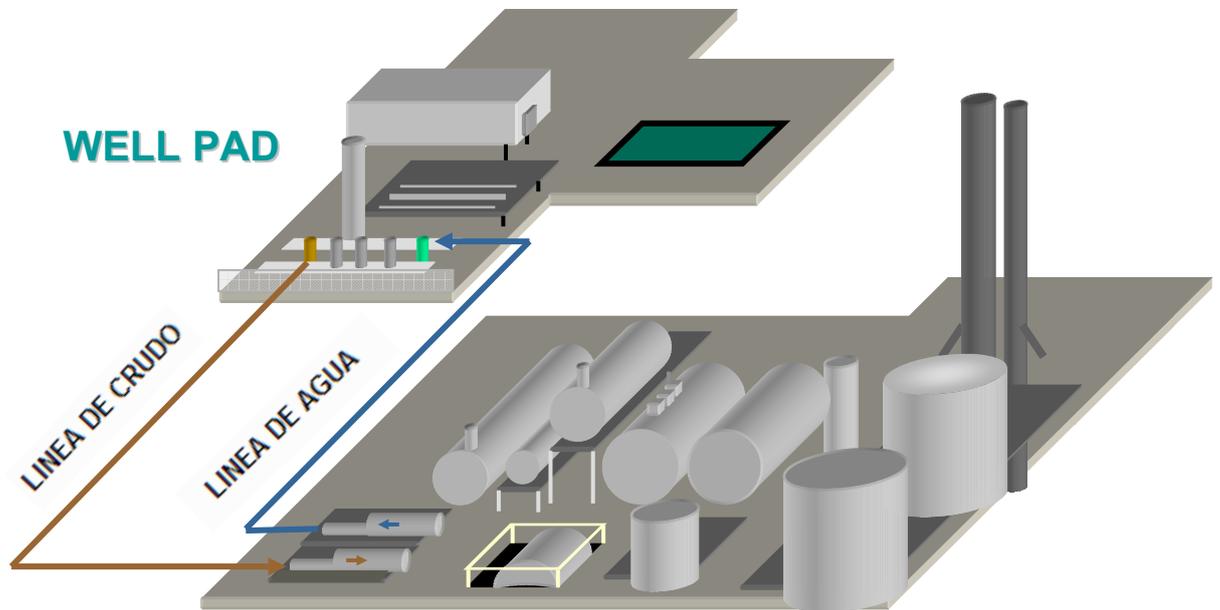


Fig. 2.6 Planta de Tratamiento de Crudo

El fluido trifásico llega a la planta, y al primer equipo que ingresa es el Recibidor y Lanzador. (Ver Fig. 2.7).



Fig. 2.7 Fotografía Recibidor y Lanzador

El momento de llegar al Recibidor el porcentaje de agua contenido en el fluido trifásico es del 90%. Después de pasar por el Recibidor es enviado a los Separadores de Agua Libre¹⁶. (Ver Fig. 2.8).



Fig. 2.8 Fotografía Separador de Agua Libre.

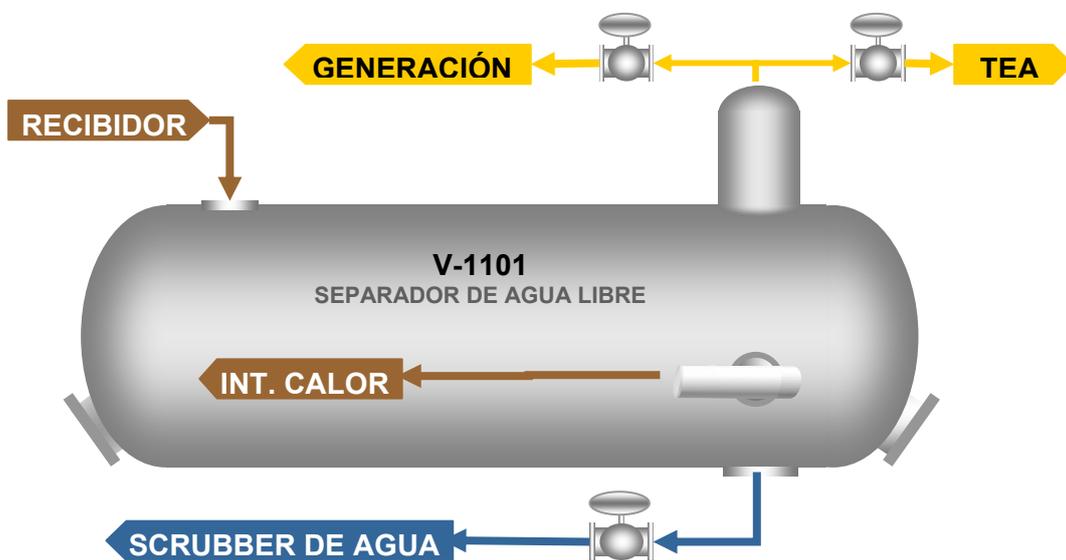


Fig. 2.9 Separador de Agua Libre

¹⁶ Free Water Knock Out

En este recipiente se separa la mayor cantidad de agua de formación¹⁷ y gas por medio de bandejas, en las cuales, el gas se establece en la bandeja superior, mientras que el crudo y el agua de formación en la segunda y tercera bandeja respectivamente. El valor del porcentaje de agua a la salida de los Separadores de Agua Libre esta alrededor de un 20%. (Ver Figura 2.9)

A la salida de los Separadores de Agua Libre, el crudo ingresa a un intercambiador de calor. (Ver Figura 2.10 y Figura 2.11).

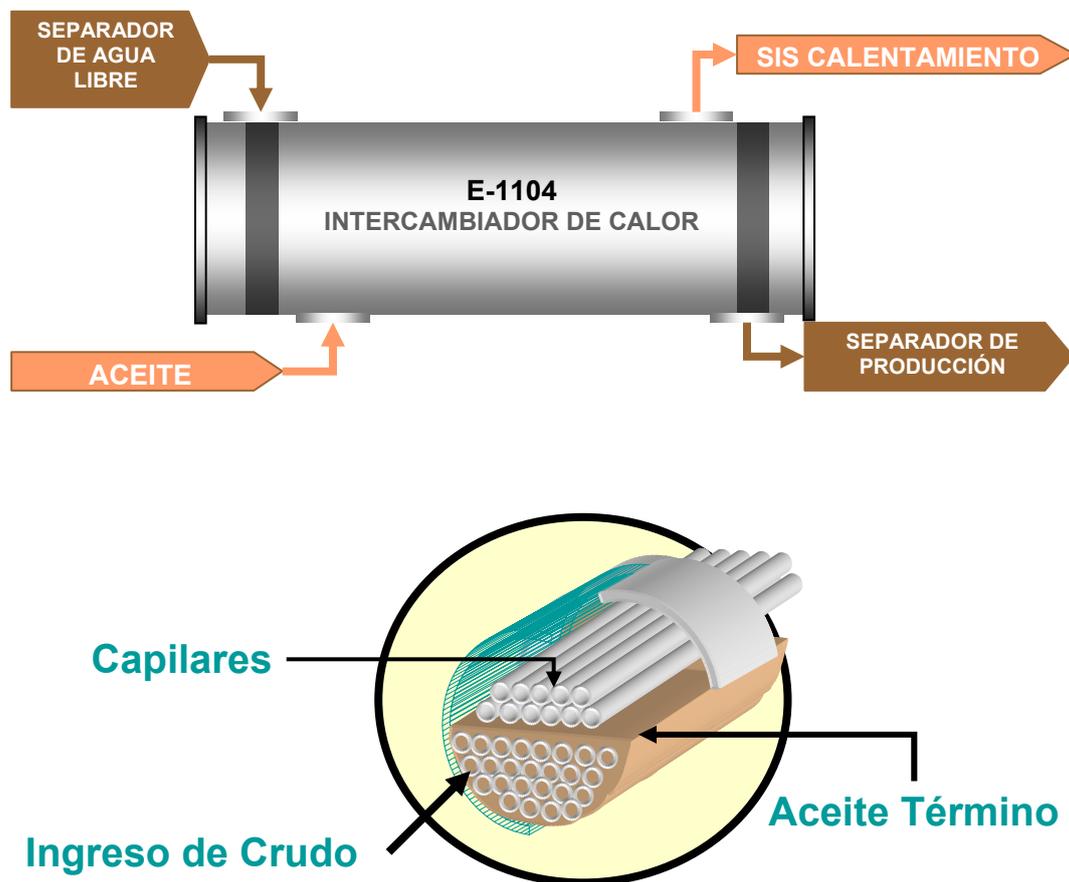


Fig. 2.10 Intercambiador de calor

¹⁷ Agua que proviene de los well pads conjuntamente con el crudo y el gas.

La finalidad de este proceso es la de elevar la temperatura del mismo para reducir su viscosidad y mejorar la separación del agua emulsionada tanto para el ingreso del fluido en el separador de producción y en la Deshidratadora Electroestática.

El fluido utilizado es aceite térmico, que ingresa a una temperatura de 260° F a 265° F y a una presión de 35 PSI - 38 PSI y sale con una temperatura de 200° F - 205 °F y a una presión de 30 PSI a 35 PSI.



Fig. 2.11 Fotografía Intercambiador de calor

Del Intercambiador de calor, el fluido continúa hacia el Separador de Producción trifásico (Ver Figura 2.12 y Figura 2.13), que tiene como objetivo separar la mayor cantidad de agua del crudo. A la salida del Separador de Producción el porcentaje de agua está alrededor del 10%. El gas del Free Water Knock Out y del Separador de Producción es manejado en el Scrubber de Gas Blanket.

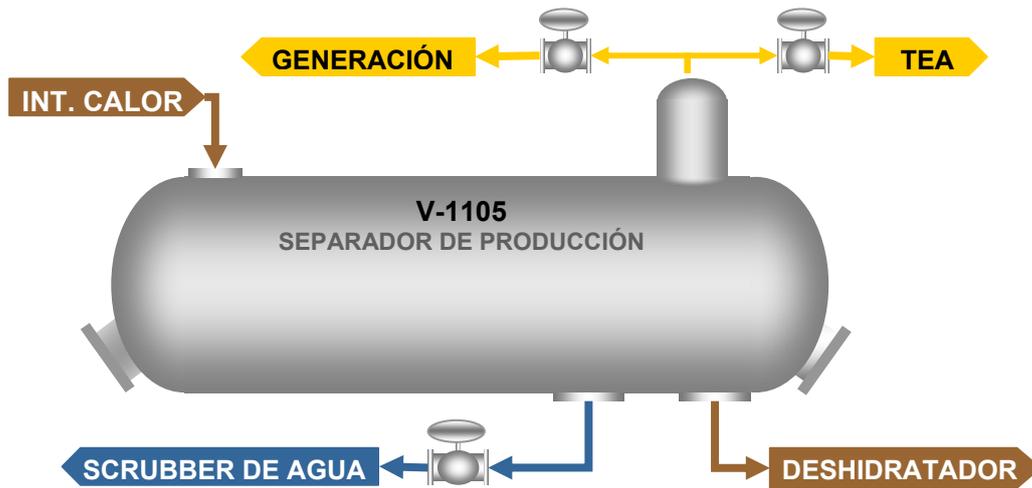


Fig. 2.12 Separador de Producción



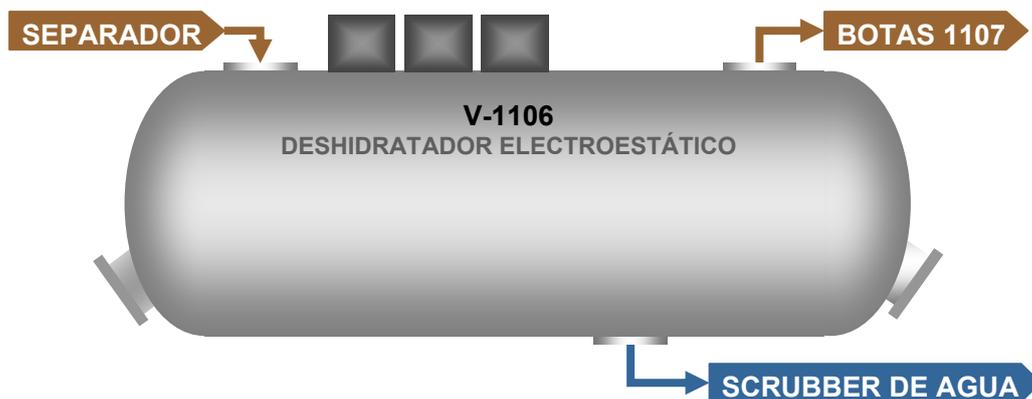
Fig. 2.13 Fotografía Separador de Producción

El crudo sigue el proceso e ingresa al Deshidratador Electrostático, (Ver Figura 2.14), donde se extrae la mayor cantidad de agua de formación del crudo. El Deshidratador es la última etapa en la que se puede extraer agua del crudo. El valor del porcentaje de agua a la salida debe ser menor al 1%.



Fig. 2.14 Fotografía Deshidratador Electroestático

Una vez que el fluido ingresa al Deshidratador, llega a los transformadores de 480 VAC / 15000 VDC, los que generan energía electrostática, este transformador agrupa las moléculas de agua haciéndolas más grandes, con el objetivo de que éstas caigan por su densidad. (Ver Figura 2.15 y Figura 2.16)



Ver Fig. 2.15 Deshidratador Electroestático Exterior

El crudo que sale del deshidratador electroestático es manejado por las botas desgasificadoras que extraen el gas que se encuentra disuelto en el crudo que proviene de la deshidratadora.

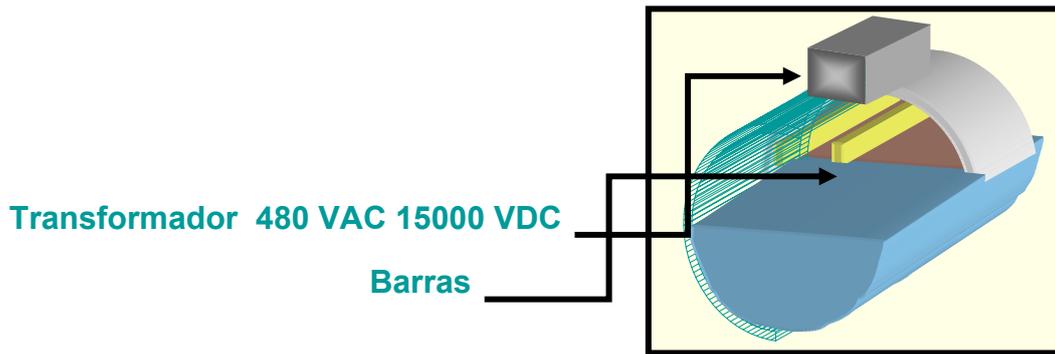


Fig. 2.16 Deshidratador Electroestático Interior

En las botas desgasificadoras (Ver Figura 2.17 y Figura 2.18), se utiliza un método en la cual se colocan placas alternadamente dentro de la bota, (Ver Figura 2.19), donde se produce una liberación de gas, la cual es extraída por medio de una presión negativa (- 2 PSI), que es generada por un compresor.

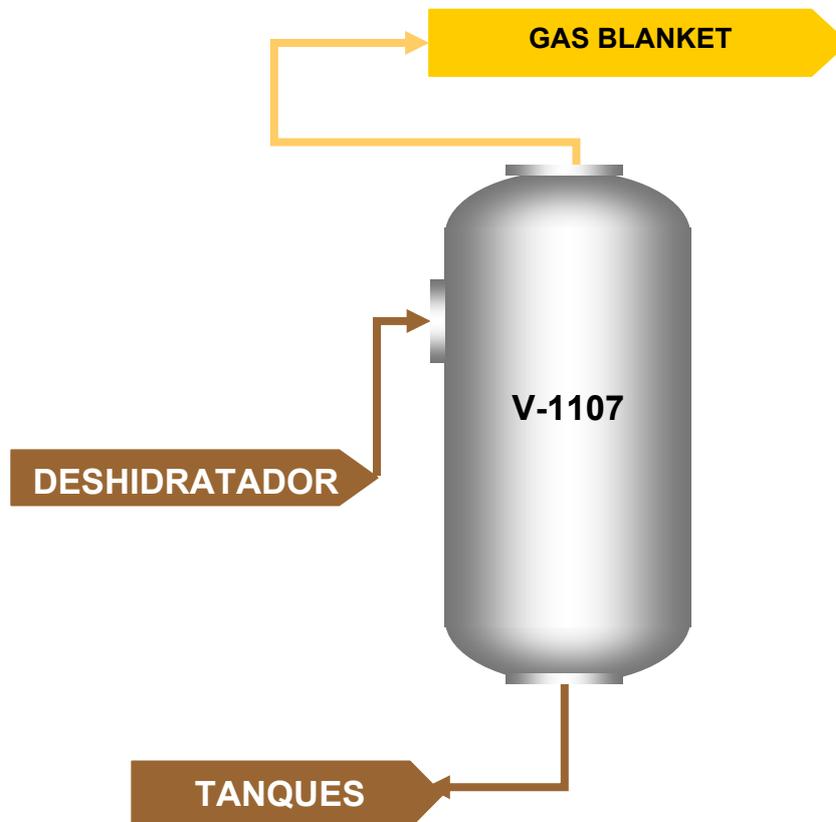


Fig. 2.17 Botas Desgasificadoras Exterior



Fig. 2.18 Fotografía Botas Desgasificadoras

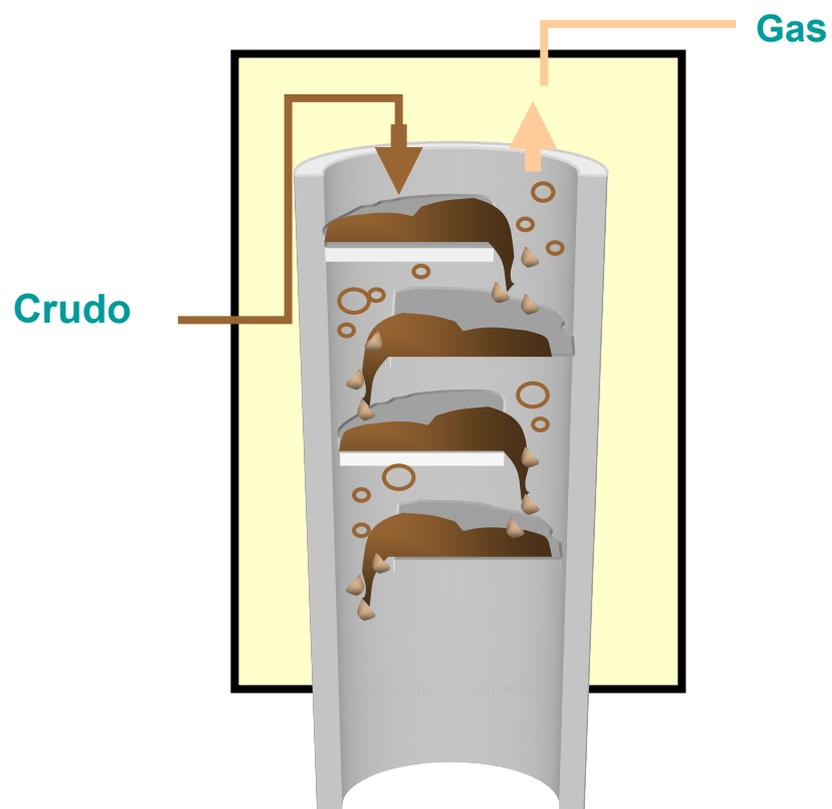


Fig. 2.19 Botas Desgasificadoras Interior

Todo el gas separado es manejado por el Scrubber de gas blanket V-1069, el mismo que se encarga de manejar el suministro de gas para los tanques de agua y de crudo.

En los tanques de crudo (Ver Figura 2.20) se almacena el crudo tratado, el mismo que está en condiciones adecuadas para su entrega al SOTE, esto es, con un porcentaje de agua menor al 1% y un grado API alrededor de 15.5°.

En el interior de los tanques de almacenamiento de crudo se dispone de un sistema de calentamiento con aceite térmico a una temperatura de 190 - 200 °F, para reducir la viscosidad del crudo, además de un agitador.

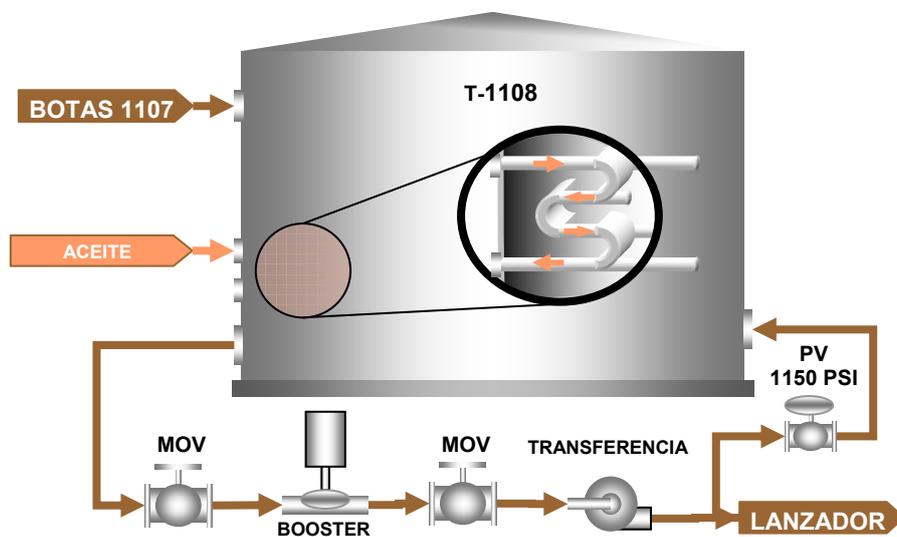


Fig. 2.20 Tanques de almacenamiento de crudo

Para el bombeo del crudo a otras estaciones se dispone, de bombas Booster y bombas de Transferencia, las cuales tienen por objetivo el de incrementar el caudal y la presión.

Los sistemas de bombeo disponen de una tubería de recirculación hacia los tanques, la misma que evita la sobrepresión en la línea y el control del caudal.

De igual manera el agua que viene de los Separadores de Agua Libre, del Deshidratador, y del Separador de Producción, ingresa al Scrubber de Agua (Ver Figura 2.21), para extraer la mayor cantidad de aceite contenida en el agua. Se utilizan dos separadores, que forman niveles de agua en su interior, los que permiten extraer por la parte superior del Vessel el aceite residual. (Ver Figura 2.22)



Fig. 2.21 Fotografía Scrubber de agua

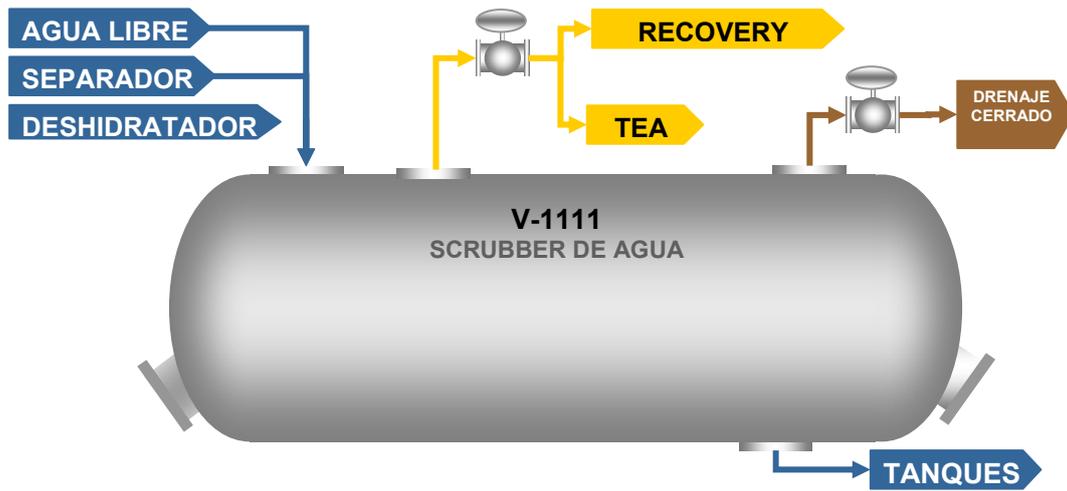


Fig. 2.22 Scrubber de agua

El agua de formación es manejada por este equipo, que la envía a los tanques de almacenamiento en donde es mantenida a una temperatura de 170°F - 180 °F.

Para el bombeo del agua hacia los pozos de inyección se dispone de bombas Booster y bombas de Presión Intermedia, las cuales tienen como objetivo, incrementar el caudal y la presión. Cada etapa de bombeo posee una tubería de recirculación, la misma que permite el control del caudal y evita la sobrepresión en la línea. Ver Figura 2.23

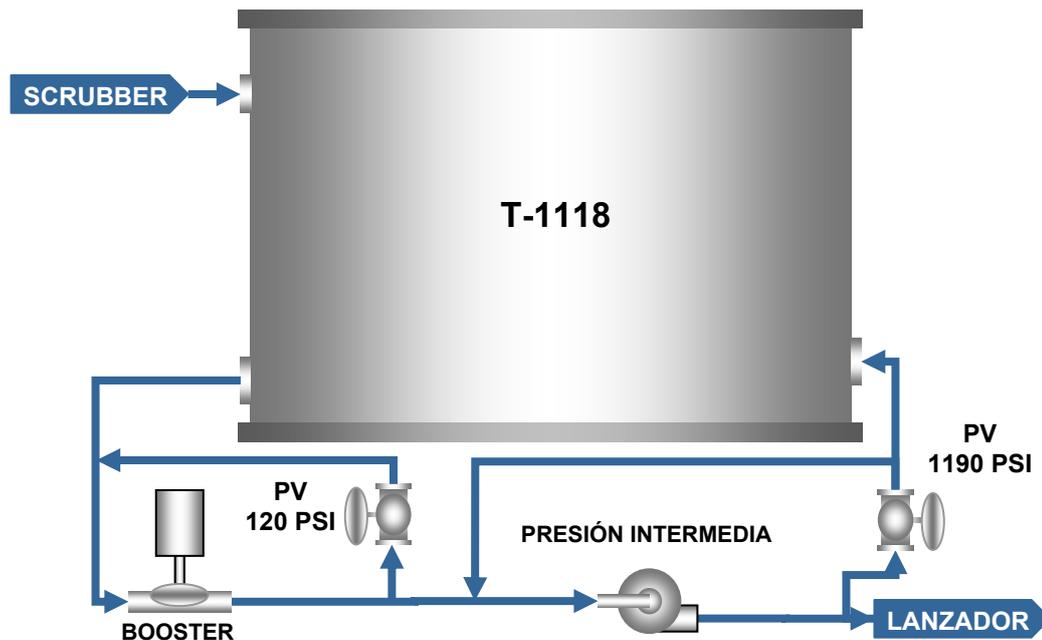


Fig. 2.23 Tanques de almacenamiento de agua

En cada well pad existen bombas de inyección, las cuales inyectan el agua a la formación para así incrementar la presión del reservorio y explotar el crudo con mayor facilidad.

Tanto las instalaciones existentes para crudo y agua como las futuras requieren de gas de manto o “blanketing” para mantener la presión en los tanques y evitar en lo posible la entrada de oxígeno y/o emanaciones de gases al ambiente. En consecuencia, se espera incrementos en los flujos de gas destinados a este servicio. En la actualidad, los venteos hacia la tea son frecuentes, produciéndose así, inconvenientes con las normas ambientales que rigen esta región.

Para la generación de electricidad se necesita que el gas blanket que proviene de todos los tanques, reciba un mayor tratamiento y un secado

mecánico, para que después ingrese al compresor de generación y posteriormente a los generadores Waukesha, permitiendo el encendido de los mismos.

2.4 Datos del Sitio

El Bloque 16 se encuentra en el Oriente Ecuatoriano, el mismo que es manejado por EL CONSORCIO PETROLERO BLOQUE 16 Y ÁREA TIVACUNO.

La empresa Repsol YPF, hoy conocido como El Consorcio Petrolero Bloque 16 y Área Tivacuno, (Ver Figura 2.24), es una de las fuertes zonas que exploran y producen hidrocarburos, actualmente 50.000 BPD aproximadamente de crudo pesado de 15.5° API.

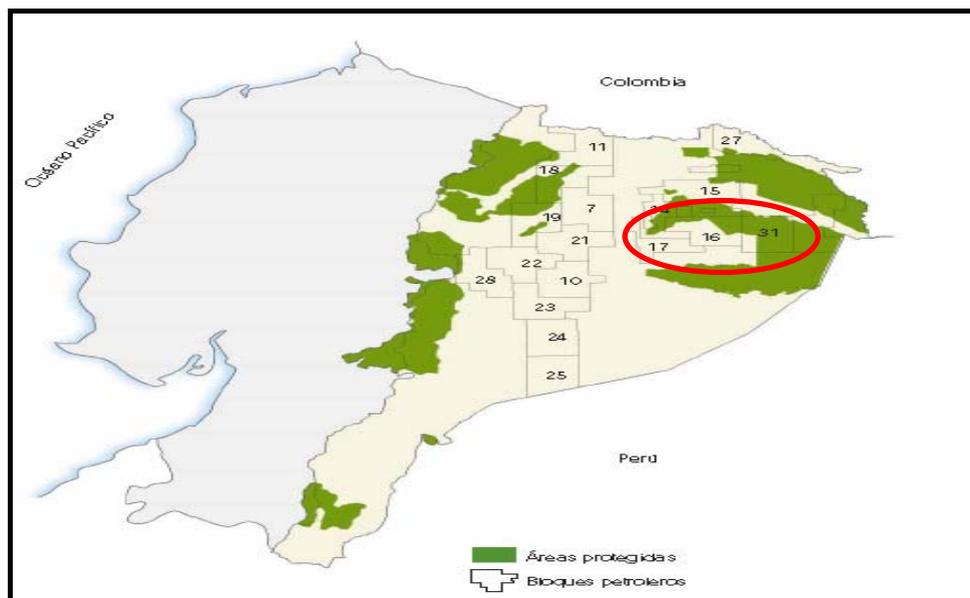


Fig. 2.24 Mapa Petrolero Ecuatoriano

2.4.1 Temperatura Ambiente

Tabla 2.4 Temperatura Ambiente

TEMPERATURA AMBIENTE	Bulbo Seco (°F)	Bulbo Húmedo (°F)
Máxima Diseño	102	97
Promedio Diseño (Verano / Invierno)	95 / 80	82 / 77,5
Mínima Diseño	59	57

2.4.2 Presión Barométrica

Tabla 2.5 Presión Barométrica

PRESIÓN BAROMÉTRICA	
Máxima Diseño	14,32 psia
Mínima Diseño	14,02 psia

2.4.3 Humedad Relativa

Tabla 2.6 Humedad Relativa

HUMEDAD RELATIVA	
Máxima Diseño	99,9%
Promedio Diseño	90,4%
Mínima Diseño	-

2.4.4 Pluviosidad

Tabla 2.7 Pluviosidad

PLUVIOSIDAD	
Intensidad Máxima Tormenta	7,4 pulg (4,62 US gal/hr*ft ²)
Promedio Anual (Tasa de Diseño)	129,5 pulg.
Promedio de días lluviosos al año	219

2.5 Sistema de Generación Eléctrica a Gas

Básicamente en las Facilidades de Producción del Norte, NPF se genera electricidad a partir de varias opciones, una de ellas es la producción de electricidad a partir de gas, lo que se realiza en los generadores Waukesha.

Existen muchos tipos de combustible que utilizan los motores de combustión interna Waukesha con los cuales pueden operar, como los siguientes:

- Combustibles
- Digestor
- Madera
- Gas natural procesado
- Gas de yacimiento

El combustible que utilizan los motores de Waukesha en el bloque 16 es el gas natural proveniente del proceso de separación del petróleo.

Los generadores Waukesha son Motores de Combustión Interna que utilizan como combustible el gas natural procesado, con una presión de 25 PSI, presión a la cual se pueden arrancar los Waukesha. (Ver Figura 2.25) En las instalaciones actualmente existen seis equipos¹⁸, de los cuales cinco están en operación por falta de ingreso de gas hacia los mismos.

La potencia instalada de los seis Waukesha instalados en el NPF para el Bloque 16 es de 1.05 MW¹⁹ cada uno, con un aporte de 900 KW²⁰ cada uno. Además en el NPF, operan las turbinas LM-2500 que funcionan con diesel con un aporte de 18.5 MW de generación eléctrica.



Fig. 2.25 Generador Waukesha

¹⁸ Nuevo generador instalado

¹⁹ Valor Teórico

²⁰ Valor en Operaciones

La capacidad instalada total para el NPF viene dado en la siguiente tabla:

Tabla 2.8 Capacidad Instalada NPF

CAPACIDAD INSTALADA NPF			
CANTIDAD	EQUIPO	POTENCIA INSTALADA REAL (MW)	TOTAL (MW)
2	TURBINAS LM-2500	18.5	37
6	WAUKESHAS	0.9	5.4
1	GENERADOR AUXILIAR ²¹	1	1
			43.4

El sistema consiste en seis generadores Waukesha del tipo VHP7100GSI, de los cuales cinco están en operación y se muestra en la Tabla 2.9 – Tabla 2.13

Tabla 2.9 Características Técnicas Waukesha Generador 1

WAUKESHA GENERATOR 1	
FABRICACIÓN	WAUKESHA
MODELO No.	VHP7100GSI
No. SERIE	C-93759/1
VELOCIDAD	1200 RPM
AÑO DE FABRICACIÓN	1997
POTENCIA	1050 KW

²¹ Stand by

Tabla 2.9 Características Técnicas Waukesha Generador 1(Continuación)

COMBUSTIBLE	NATURAL GAS
REFRIGERANTE	JACKET CIRCUIT, HORIZONTAL RADIATOR
ENCENDIDO	ELECTRIC
HORAS DE OPERACIÓN	4489
ELECTRICAL GENERATORS 1	
FABRICACIÓN	KATO ENGINEERING
MODELO No.	A261140006
No. SERIE	12213-01
KVA	1312.5
FACTOR DE PODER	0.8 LAG
CORRIENTE	182 A
FRECUENCIA	60 HZ
FASE	3

Fuente: Repsol

Tabla 2.10 Características Técnicas Waukesha Generador 2

WAUKESHA GENERATOR 2	
FABRICACIÓN	WAUKESHA
MODELO No.	VHP7100GSI
No. SERIE	C-93759/2
VELOCIDAD	1200 RPM
AÑO DE FABRICACIÓN	1997
POTENCIA	1050 KW
COMBUSTIBLE	GAS NATURAL
REFRIGERANTE	JACKET CIRCUIT, HORIZONTAL RADIATOR

Tabla 2.10 Características Técnicas Waukesha Generador 2 (Continuación)

ENCENDIDO	ELECTRIC
HORAS DE OPERACIÓN	4220
ELECTRICAL GENERATORS 2	
FABRICACIÓN	KATO ENGINEERING
MODELO No.	A261140006
No. SERIE	12213-02
KVA	1312.5
FACTOR DE PODER	0.8 LAG
CORRIENTE	182 A
FRECUENCIA	60 HZ
FASE	3

Fuente: Repsol

Tabla 2.11 Características Técnicas Waukesha Generador 3

WAUKESHA GENERATOR 3	
FABRICACIÓN	WAUKESHA
MODELO No.	VHP7100GSI
No. SERIE	C-93759/3
VELOCIDAD	1200 RPM
AÑO DE FABRICACIÓN	1997
POTENCIA	1050 KW
COMBUSTIBLE	GAS NATURAL
REFRIGERANTE	JACKET CIRCUIT, HORIZONTAL RADIATOR
ENCENDIDO	ELÉCTRICO
HORAS DE OPERACIÓN	4394
ELECTRICAL GENERATORS 3	

Tabla 2.11 Características Técnicas Waukesha Generador 3 (Continuación)

FABRICACIÓN	KATO ENGINEERING
MODELO No.	A261140006
No. SERIE	12213-03
KVA	1312.5
FACTOR DE PODER	0.8 LAG
CORRIENTE	182 A
FRECUENCIA	60 HZ
FASE	3

Fuente: Repsol

Tabla 2.12 Características Técnicas Waukesha Generador 4

WAUKESHA GENERATOR 4	
FABRICACIÓN	WAUKESHA
MODELO No.	VHP7100GSI
No. SERIE	C-93759/4
VELOCIDAD	1200 RPM
AÑO DE FABRICACIÓN	1997
POTENCIA	1050 KW
COMBUSTIBLE	GAS NATURAL
REFRIGERANTE	JACKET CIRCUIT, HORIZONTAL RADIATOR
ENCENDIDO	ELÉCTRICO
HORAS DE OPERACIÓN	3805
ELECTRICAL GENERATORS 4	
FABRICACIÓN	KATO ENGINEERING
MODELO No.	A261140006
No. SERIE	12213-04

Tabla 2.12 Características Técnicas Waukesha Generador 4 (Continuación)

KVA	1312.5
FACTOR DE PODER	0.8 LAG
CORRIENTE	182 A
FRECUENCIA	60 HZ
FASE	3

Fuente: Repsol

Tabla 2.13 Características Técnicas Waukesha Generador 5

WAUKESHA GENERATOR 5	
FABRICACIÓN	WAUKESHA
MODELO No.	VHP7100GSI
No. SERIE	C-93759/5
VELOCIDAD	1200 RPM
AÑO DE FABRICACIÓN	1997
POTENCIA	1050 KW
COMBUSTIBLE	GAS NATURAL
REFRIGERANTE	JACKET CIRCUIT, HORIZONTAL RADIATOR
ENCENDIDO	ELÉCTRICO
HORAS DE OPERACIÓN	3856
ELECTRICAL GENERATORS 5	
FABRICACIÓN	KATO ENGINEERING
MODELO No.	A261140006
No. SERIE	12213-05
KVA	1312.5
FACTOR DE PODER	0.8 LAG
CORRIENTE	182 A

Tabla 2.13 Características Técnicas Waukesha Generador 5 (Continuación)

FRECUENCIA	60 HZ
FASE	3

Fuente: Repsol

El gas comprimido es almacenado en cinco recipientes, dos de ellos de 18 pulgadas de diámetro y 80 metros de largo y el resto de 20 pulgadas y 80 metros, siendo el volumen total de almacenamiento de 64 metros cúbicos de gas. (Ver Figura 2.26)



Fig. 2.26 Almacenamiento de Gas Comprimido

Todo el gas consumido en los generadores pasa actualmente por el compresor C-3010²² y por el almacenaje, y es enviado luego al separador de succión de estos el cual se mantiene a 35 psig a través de una válvula reguladora.

²² Por problemas de condensados, este equipo fue requerido en el SPF.

Periódicamente se toma muestras del gas que ingresa a los Waukesha para monitorear la composición química y además su densidad relativa y poder calórico, como se muestra en el Anexo B. (Cromatografía de Gas Blanket para el NPF y SPF. Fecha: 06 Marzo del 2006)

Actualmente uno de los generadores en las Facilidades de Producción del Norte se encuentra fuera de servicio debido a la falta de combustible. Considerando que una porción del gas producido tanto en el sur como en el norte es venteado y quemado en la antorcha, es posible utilizar este excedente de gas como fuente de energía para generación eléctrica.

De esta forma, no se quemaría gas en las antorchas evitando problemas de contaminación ambiental y se aprovecharía al máximo el recurso natural existente, logrando poner en servicio a los generadores en su totalidad.

CAPITULO 3

RECOPIACIÓN DE LA INFORMACIÓN

3.1 Bases de Diseño

3.1.1 Capacidad de las instalaciones

El sistema deberá estar en capacidad de manejar el gas “Blanket” de la planta, para una producción máxima de 23.564 BCPD²³ y un máximo de 257.273 BWPD²⁴ de producción.

Estos valores, se obtuvieron de los pronósticos de producción del área norte, (ver Anexo A), para el período 2005 al 2022. De dichos pronósticos, se obtuvieron las máximas cantidades de crudo y agua respectivamente.

Teniendo presente estos valores, se va a investigar el nivel en el que operan los siguientes equipos:

²³ Barriles de crudo por día

²⁴ Barriles de agua por día

Tabla 3.1 Equipos del Sistema de Gas Blanket

GAS A RECUPERAR

EQUIPO	ÍTEM
VESSEL DE DRENAJE CERRADO	V-1114
TANQUE SLOP OIL	T-1115
TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE AGUA	T-1118 A / B
TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE CRUDO	T-1108 A / B

El volumen de los tanques de almacenamiento de agua es de 25.000 barriles, y para los tanques de crudo es de 15.000 barriles, cada uno.

Se recopiló los históricos de las alturas operativas en la cual trabajan los equipos desde el primero de octubre del 2005 hasta el once de julio del 2006, donde se obtuvo los siguientes resultados: *(Ver Anexo C. Niveles de Operación de los Equipos)*

Tabla 3.2 Alturas Operativas de los Equipos

	PIES					% ALTURA DEL TANQUE
	TANQUE DE CRUDO T-1108 A	TANQUE DE CRUDO T-1108 B	TANQUE DE AGUA T-1118 A	TANQUE DE AGUA T-1118 B	TANQUE SLOP OIL T-1115	VESSEL DE DRENAJE CERRADO V-1114
1-Oct-05	8.66416	8.42485	19.9053	19.9467	7.29	42.42%
15-Oct-05	7.87612	9.07335	19.033	19.0848	7.98135	42.74%
1-Nov-05	9.25147	8.88748	21.4151	21.4421	7.31908	43.17%
15-Nov-05	8.63044	8.41018	18.6214	18.7762	6.46715	42.46%
1-Dec-05	8.35957	8.21697	22.6756	22.7585	7.55432	44.07%
15-Dec-05	8.88497	8.53008	16.3175	16.4336	7.03517	44.55%
1-Jan-06	8.71403	8.41069	20.3068	20.4062	7.01319	42.63%
15-Jan-06	8.52397	8.20751	19.2364	19.3607	7.43473	52.58%
1-Feb-06	12.0124	12.1953	19.3675	19.464	7.75286	42.58%

Tabla 3.2 Alturas Operativas de los Equipos (Continuación)

15-Feb-06	13.0481	13.1245	18.4466	18.5367	7.46352	42.78%
1-Mar-06	11.3997	11.6	21.0048	21.1298	7.57319	44.37%
15-Mar-06	11.5111	11.8045	23.5657	23.0952	6.99313	43.52%
1-Apr-06	12.1109	11.6463	21.2839	21.3454	6.58806	44.35%
15-Apr-06	11.6101	11.4601	21.9504	22.0166	7.37243	47.19%
1-May-06	10.5881	10.4826	19.2642	19.3492	6.40905	43.03%
15-May-06	10.1868	9.67589	20.1686	20.2578	6.77648	53.78%
1-Jun-06	11.5105	11.4983	19.5549	19.5934	6.26601	49.72%
15-Jun-06	13.9583	12.8864	19.291	19.3974	6.96605	43.32%
1-Jul-06	10.832	10.9959	19.9669	20.0576	6.26093	43.04%
11-Jul-06	11.7289	11.6357	20.654	20.7077	8.88157	49.00%

En las Figuras 3.1, 3.2, 3.3, 3.4 se puede observar los puntos mínimos y máximos en la cual los equipos han estado operando desde el primero de octubre del 2005.

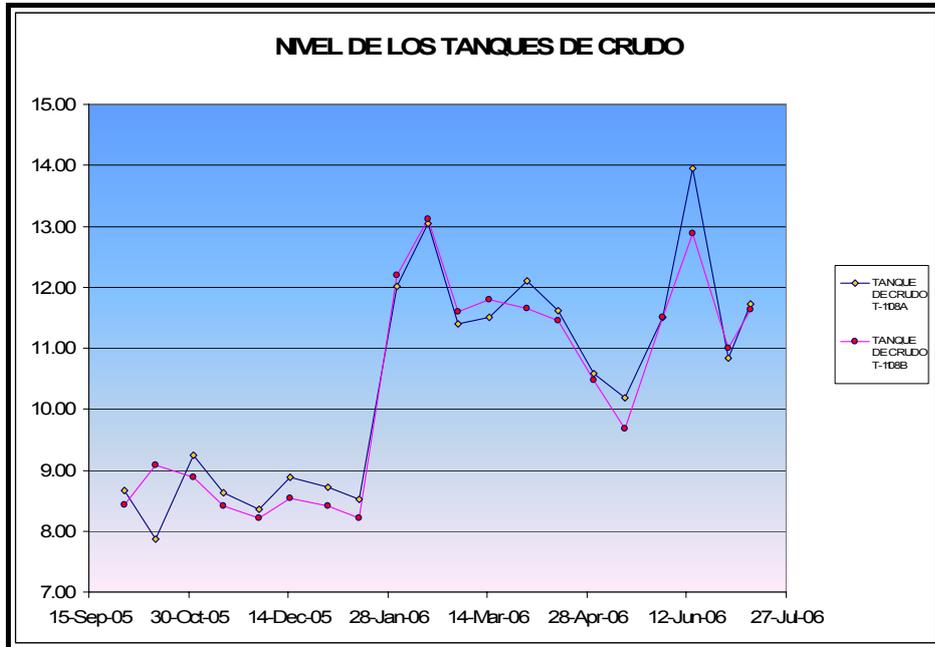


Fig. 3.1 Nivel de los Tanques de Crudo

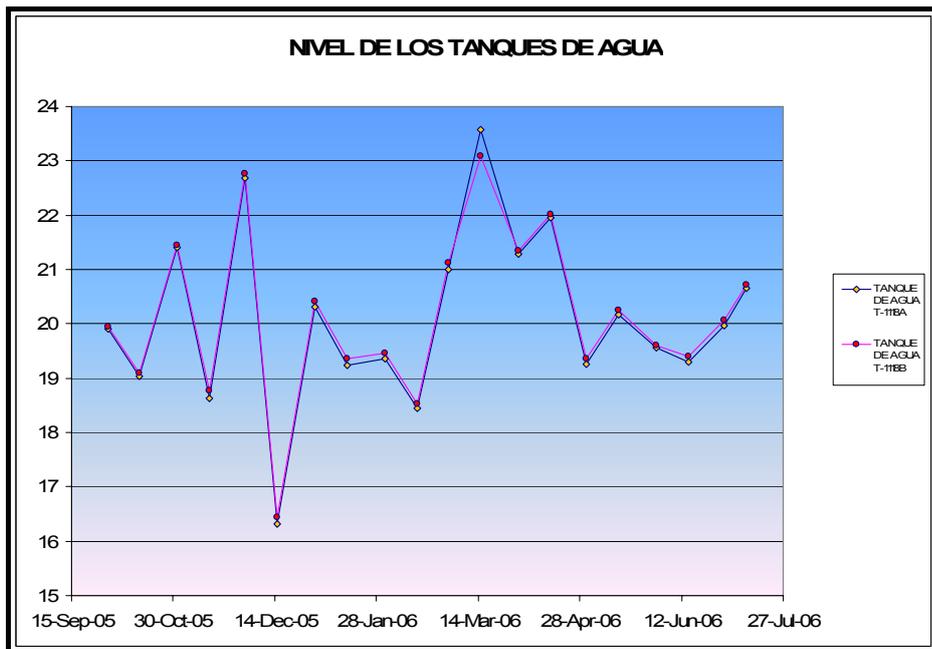


Fig. 3.2 Nivel de los Tanques de Agua

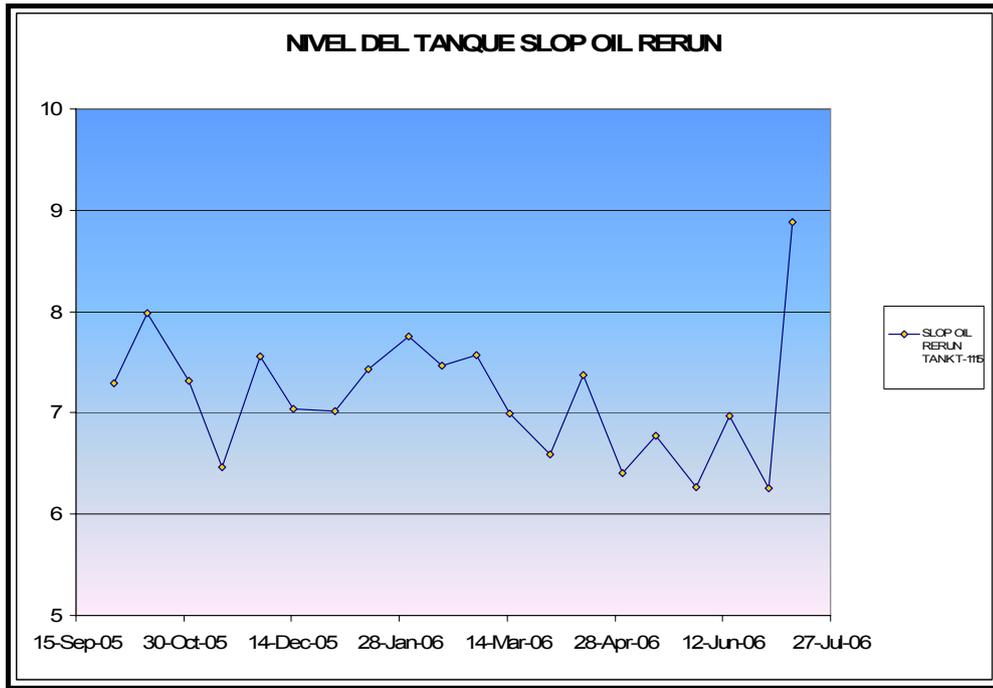


Fig. 3.3 Nivel del Tanque Slop Oil Rerun

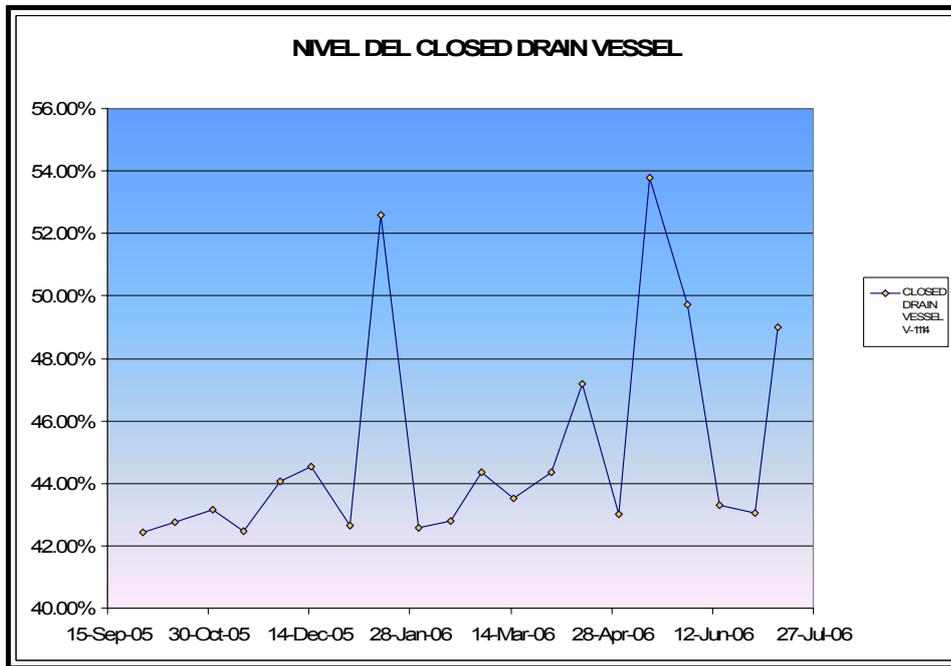


Figura 3.4 Nivel del Closed Drain Vessel²⁵

²⁵ Ver Anexo D. Ilustración de Equipos.

3.2 Criterios de Diseño.

3.2.1 Requerimientos de Gas Blanket

Los cálculos para el requerimiento de gas Blanket están basados en la norma API STANDARD 2000 “VENTING ATMOSPHERIC AND LOW-PRESSURE STORAGE TANKS”, los mismos que van a ser validados con las alturas operativas de los tanques del NPF.

La norma cubre el requerimiento de venteo de gas para fluidos cuando éstos se encuentren almacenados en tanques, manteniendo la presión estable. La norma API 2000 depende básicamente de la capacidad de los tanques más no de la producción que se genera en el campo; para desarrollar la norma se toma en consideración la inspiración y la expiración de gas según el movimiento de fluido en los tanques de almacenamiento.

Se realizan tres cálculos en el sub-capítulo 4.5 para verificar el máximo valor de gas que se necesita en los tanques, en una primera instancia se van a calcular los requerimientos de gas según las alturas operativas de los tanques de crudo, de agua, así como también para el tanque Slop Oil Rerun y para el Vessel de Drenaje Cerrado; el segundo procedimiento trata acerca del máximo movimiento que existe a nivel operativo. En un tercer procedimiento, se calcula los requerimientos de gas en Expiración, Inspiración, y el requerimiento de gas para Emergencia por exposición de fuego basados en la norma API 2000, para tanques atmosféricos de almacenamiento.

Cabe anotar que para los cálculos, el factor más crítico y del valor que se va a partir para el flujo total es el valor térmico de la Expiración.

La norma contempla el manejo de gas dependiendo del movimiento del líquido que esta almacenado en los tanques, lo que quiere decir que esto depende del caudal de crudo y agua que puede ingresar a los tanques.

Para los cálculos del sub-capítulo 4.5, se asume un caudal máximo de entrada igual al caudal de salida en los tanques de almacenamiento.

Para el cálculo de venteo en condiciones normales, se toma en consideración las siguientes tablas de la norma antes mencionada:

Tabla 3.3 Requerimientos Normal de Venteo

REQUERIMIENTOS NORMAL DE VENDEO (Pies cúbicos estándar por hora de aire por barril por hora de flujo de líquido)				
Punto Flash / Punto de Ebullición	Inspiración		Expiración	
	Movimiento de líquido hacia afuera	Térmico	Movimiento de líquido hacia adentro	Térmico
Punto Flash $\geq 100^\circ$ F	5.6	Tabla 3.4	6	Tabla 3.4
Punto de ebullición $\geq 300^\circ$ F	5.6	Tabla 3.4	6	Tabla 3.4
Punto Flash $< 100^\circ$ F	5.6	Tabla 3.4	12	Tabla 3.4
Punto de ebullición $< 300^\circ$ F	5.6	Tabla 3.4	12	Tabla 3.4

Fuente: Norma API Standard 2000

Tabla 3.4 Requerimientos para Venteo Térmico

REQUERIMIENTOS PARA VENDEO TÉRMICO				
CAPACIDAD DEL TANQUE		INSPIRACIÓN (VACÍO)	EXPIRACIÓN	
			Punto Flash \geq 100° F o Punto Normal de Ebullición \geq 300° F	Punto Flash < 100° F o Punto Normal de Ebullición < 300° F
BARRILES	GALONES	SCFH ²⁶ de aire	SCFH de aire	SCFH de aire
60	2,500	60	40	60
100	4,200	100	60	100
500	21,000	500	300	500
1,000	42,000	1,000	600	1,000
2,000	84,000	2,000	1,200	2,000
3,000	126,000	3,000	1,800	3,000
4,000	168,000	4,000	2,400	4,000
5,000	210,000	5,000	3,000	5,000
10,000	420,000	10,000	6,000	10,000
15,000	630,000	15,000	9,000	15,000
20,000	840,000	20,000	12,000	20,000
25,000	1,050,000	24,000	15,000	24,000
30,000	1,260,000	28,000	17,000	28,000
35,000	1,470,000	31,000	19,000	31,000
40,000	1,680,000	34,000	21,000	34,000
45,000	1,890,000	37,000	23,000	37,000
50,000	2,100,000	40,000	24,000	40,000
60,000	2,520,000	44,000	27,000	44,000
70,000	2,940,000	48,000	29,000	48,000
80,000	3,360,000	52,000	31,000	52,000
90,000	3,780,000	56,000	34,000	56,000
100,000	4,200,000	60,000	36,000	60,000
120,000	5,040,000	68,000	41,000	68,000
140,000	5,880,000	75,000	45,000	75,000
160,000	6,720,000	82,000	50,000	82,000
180,000	7,560,000	90,000	54,000	90,000

Fuente: Norma API Standard 2000

²⁶ Pies cúbicos estándar por hora

Tabla 3.5 Requerimientos de gas para Emergencia por la exposición al fuego

REQUERIMIENTOS DE GAS PARA EMERGENCIA POR LA EXPOSICIÓN DE FUEGO			
ÁREA MOJADA	REQUERIMIENTOS DE GAS	ÁREA MOJADA	REQUERIMIENTOS DE GAS
(pies cuadrado)	(SCFH)	(pies cuadrado)	(SCFH)
20	21,100	350	288,000
30	31,600	400	312,000
40	42,100	500	354,000
50	52,700	600	392,000
60	63,200	700	428,000
70	73,700	800	462,000
80	84,200	900	493,000
90	94,800	1,000	524,000
100	105,000	1,200	557,000
120	126,000	1,400	587,000
140	147,000	1,600	614,000
160	168,000	1,800	639,000
180	190,000	2,000	662,000
200	211,000	2,400	704,000
250	239,000	2,800	742,000
300	265,000	> 2,800	----

Fuente: Norma API Standard 2000

3.2.2 Criterios Hidráulicos

Se debe considerar algunos factores para determinar un tamaño satisfactorio de tubería para transportar gas.

Algunos de esos factores se enuncian a continuación:

- *Caída de Presión.* Debido a que las pérdidas por fricción son proporcionales al cuadrado de la velocidad del flujo, es conveniente utilizar tamaños de tubería tan grandes como sea factible, para asegurar una presión adecuada en todos los puntos del sistema.

- *Costo de tubería.* Los costos de tubería largas son mayores que los de las tuberías cortas.
- *Costos de Instalación.* Las tuberías de diámetros pequeños son más fáciles de manejar que las tuberías grandes.
- *Ruido.* Cuando el fluido fluye a una gran velocidad a través de tuberías, válvulas y accesorios, éste genera un alto nivel de ruido. Es mejor utilizar tuberías de gran tamaño para que las velocidades sean menores.
- *Espacio Requerido.* Las tuberías pequeñas requieren de un menor espacio y proporciona menor interferencia con otro equipo u operaciones.
- *Expansión futura.* Para permitir la adición de más equipo que utilice gas en el futuro, se prefieren tuberías mayores.

Como se puede notar, no existe un tamaño de tubería óptimo para algún sistema determinado, pero se deberá tener en cuenta las suficientes consideraciones para diseñar el diámetro de las tuberías.

Del mismo modo, para evaluar los tamaños de las tuberías, se considerará el tipo de fluido que se manejará en el sistema, tales como fluido bifásico²⁷, flujo de gas y flujo de líquido.

²⁷ Flujo de gas saturado en agua

3.2.2.1 Fluido Bifásico

Se maneja fluido bifásico directamente de los tanques de almacenamiento de crudo y de agua, así como también del tanque Slop Oil Rerun y el Closed Drain Vessel. El flujo simultáneo de líquido y de gas en una línea es hoy por hoy un funcionamiento importante en los procesos modernos.

Para muchas instalaciones el uso de líneas que manejen fluidos bifásicos es una solución muy económica, ya que permite reducir tubería y además se reduce el costo sustancialmente comparando con líneas independientes para cada fluido. Para las líneas de fluido bifásico la velocidad en la línea, no deberá ser mayor que la velocidad de erosión, la cual viene dado por la fórmula 2.7

Varias experiencias en el ámbito petrolero indican que la constante c para servicio continuo el valor es de 100, mientras que para un servicio intermitente, la constante c es de 125.

3.2.2.1.1 Régimen del Fluido Bifásico

Se han observado varios regímenes que se producen de acuerdo con la velocidad superficial de líquido y de gas en un fluido bifásico.

Entre los cuales los más conocidos son los siete siguientes regímenes que se muestran a continuación:

3.2.2.1.1.1 Régimen Burbuja

En este régimen existe una serie de burbujas de gas en un flujo de líquido.

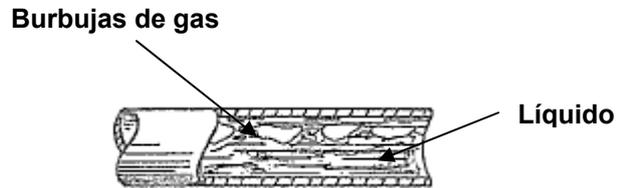


Fig. 3.5 Régimen Burbuja

3.2.2.1.1.2 Régimen Pegajoso

A lo largo de la tubería, en este régimen el líquido y el gas no se presentan uniformemente.

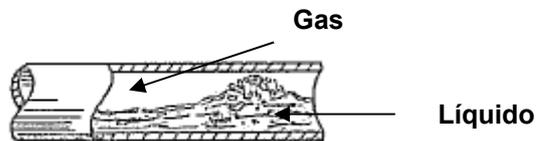


Fig. 3.6 Régimen Pegajoso

3.2.2.1.1.3 Régimen Tapón

En el régimen Tapón se muestra que existen burbujas considerables de gas, lo que produciría problemas el momento de separarlos.

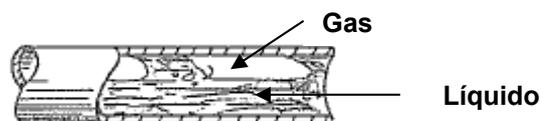


Fig. 3.7 Régimen Tapón

3.2.2.1.1.4 Régimen Anular

En este régimen se muestra que el líquido se encuentra en las paredes de la tubería, mientras que el gas se encuentra en el centro mezclado con partículas de líquido.

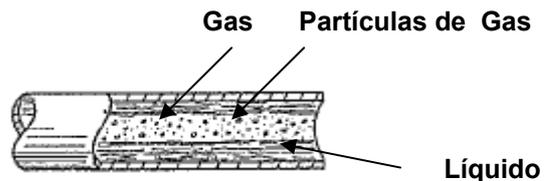


Fig. 3.8 Régimen Anular

3.2.2.1.1.5 Régimen Estratificado

Este régimen prácticamente es el más apropiado para el diseño de la tubería para el fluido bifásico, en donde el flujo de líquido y de gas son continuos a lo largo de la tubería.

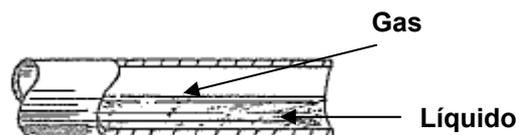


Fig. 3.9 Régimen Estratificado

3.2.2.1.1.6 Régimen Rocío

En el régimen de rocío existen partículas pequeñas de líquido suspendidas en un flujo de gas.

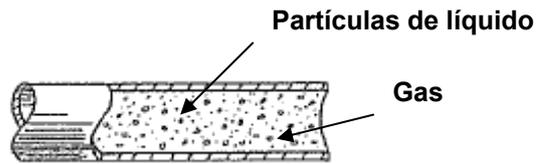


Fig. 3.10 Régimen Rocío

3.2.2.1.1.7 Régimen Ondulado

Uno de los regimenes que admiten para el diseño es el régimen ondulado, donde se forman olas en el flujo de líquido.

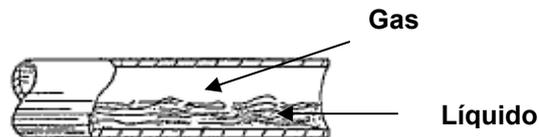


Fig. 3.11 Régimen Ondulado

3.2.2.2 Flujo de líquido

Para el flujo de líquido se considerará la velocidad como un parámetro de diseño y más no la pérdida de presión, por ser una línea de drenaje por gravedad.

3.2.2.3 Flujo de Gas

Para líneas de gas, la velocidad del flujo de gas no podrá superar la velocidad sónica, la cual viene dada por la siguiente fórmula:

$$v_{sonica} = \sqrt{K \cdot g \cdot R \cdot T} \quad (2.8)$$

El nombre *número de Mach* se da a la relación entre la velocidad real del flujo y la velocidad sónica. Esto es:

$$N_M = \frac{V_g}{v_{sonica}} \quad (2.9)$$

3.2.2.4 Velocidades Recomendadas

Las recomendaciones para el cálculo de las líneas de gas, líquido, y del fluido bifásico se exponen a continuación:

3.2.2.4.1 Líneas De Líquido

En líneas de líquido solamente deben ser diseñadas en función básicamente de la velocidad.

Para líneas que transportan líquidos, desde un recipiente a otro, la velocidad del fluido no debe exceder los $15 \frac{ft}{seg}$

En cambio, tampoco la velocidad en líneas de transporte de líquido debe ser menor a $3 \frac{ft}{seg}$, con lo cual se minimiza que las arenas u otros sólidos se depositen en la línea²⁸.

²⁸ API RP 14E (RP 14E), Fifth Edition, October 1, 1991. Pág. 19

En el caso del diseño en función de la pérdida de presión no existe alguna restricción ya que lo fundamental es separa el gas del líquido, para que el liquido se decante.

En las líneas de líquido para el servicio de drenaje²⁹ la velocidad debe estar en un rango de 1.5 a $4 \left[\frac{ft}{seg} \right]$.

Las pérdidas de presión para este tipo de fluido no se consideran ya que se van a desplazar por el factor de la gravedad al cabezal de drenajes de líquidos.

3.2.2.4.2 Líneas De Gas

En las líneas donde se esta transportando gas desde un equipo a otro, la perdida de presión debe ser lo mas bajo posible para que el siguiente equipo no tenga problemas operativos y pueda trabajar sin la necesidad de otros equipos y/o accesorios.

Uno de los puntos importantes en la línea de gas es el requerimiento de presión de entrada al compresor que sea mayor a -2 psig . Un problema que se presenta en las líneas de gas tiene que ver con el ruido, ya que el ruido se presentará si la velocidad del gas excede los $60 \frac{ft}{seg}$.

²⁹ BRANAN, CARL. "Rules of Thumb for Chemical Engineers". Third Edition. Gulf Professional Publishing an imprint of Elsevier Science. Page. 7.

3.2.2.4.3 Líneas De Fluido Bifásico

Como lo expuesto anteriormente, la pérdida de presión para este tipo de flujo debe ser lo mas bajo posible para que no existan problemas operativos en el siguiente equipo.

La velocidad no tiene un criterio fuerte para el diseño ya que para satisfacer las necesidades del sistema es necesario que la pérdida de presión sea mínima.

Para las líneas de flujo bifásico, la velocidad superficial del líquido y del gas debe estar dentro del régimen wave o estratificado.

3.2.2.5 Pérdida de presión por cada 100 pies para el sistema.

Para las líneas de gas y para las líneas de flujo bifásico se maneja el criterio de que la pérdida de presión por cada 100 pies debe estar entre el siguiente rango:

Tabla 3.6 Pérdida de presión por cada 100 ft

FLUIDO	$\Delta P_{\text{máx}}$ (psi/100 ft)
Gas	0,05 – 0,125
Fluido Bifásico	0,05 – 0,125

3.3 Caracterización Del Sistema De Gas Blanket.

3.3.1 Partes Y Elementos.

El sistema de gas Blanket cuenta con los siguientes equipos; todo el gas separado es acumulado en el Scrubber de gas Blanket.

A continuación se detallan los equipos, con su respectiva identificación y características técnicas:

Tabla 3.7 Equipos del Sistema de Gas Blanket

EQUIPOS	
EQUIPO	ÍTEM
VESSEL DE DRENAJE CERRADO	V-1114
SCRUBBER DE GAS BLANKET	V-1069
TANQUE SLOP OIL	T-1115
TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA	T-1118 A / B
TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE CRUDO	T-1108 A / B
ENFRIADOR POR AIRE	E-1063
SEPARADOR DE RECOBRO DE GAS	V-1061
UNIDAD DE COMPRESIÓN	C-1067
SEPARADOR DE AGUA	V-1062

3.3.2 Funcionamiento

El sistema de gas de blanket de la planta está formado por la red de suministro y retorno de gas de blanket, la unidad de recuperación de vapores³⁰ y el Scrubber de gas de blanket³¹ V-1069. (Ver Fig. 3.12)



Fig. 3.12 Fotografía Scrubber de Gas Blanket

El equipo que receipta y distribuye el gas Blanket en las facilidades de producción del norte es el Scrubber de gas Blanket V-1069, equipo que tiene las siguientes características:

Tabla 3.8 Especificaciones Scrubber de Gas Blanket

SCRUBBER DE GAS BLANKET	
V-1069	
ETIQUETA	V-1069

³⁰ URV

³¹ Blanket Gas Scrubber

Tabla 3.8 Especificaciones Scrubber de Gas Blanket (Continuación)

DIMENSIONES	2' – 6" ID x 7' – 6" T / T
ESPESOR DE PARED	0.375"
TOLERANCIA DE CORROSIÓN	0.125"
MATERIAL	SA-516-70
PRESIÓN DE DISEÑO	200 PSIG
TEMPERATURA DE DISEÑO	280° F
 AISLAMIENTO	Protección Personal

La unidad recuperadora de vapores existente denominada también unidad de compresión C-1067.

Ésta unidad esta formada por un depurador vertical de entrada, un compresor, un depurador horizontal a la salida y un enfriador por aire vertical tipo Fin – Fan. (Ver Fig. 3.13)



Fig. 3.13 Fotografía Unidad de Compresión

Las características de la unidad de compresión C-1067 son las siguientes:

Tabla 3.9 Especificaciones Unidad de Compresión

UNIDAD DE COMPRESIÓN	
C-1067	
ETIQUETA	C-1067
CAPACIDAD (MMSCFD)	0.6
PRESIÓN MÁXIMA DE SUCCIÓN	12.2 PSIA
PRESIÓN MÁXIMA DE DESCARGA	64.2 PSIA
TEMPERATURA MÁXIMA DE SUCCIÓN	100° F
TEMPERATURA MÁXIMA DE DESCARGA	260 ° F

Asociado con esta unidad, se tiene:

- Enfriador de gas por aire E-1063, (Ver Fig. 3.14).

Tabla 3.10 Especificaciones Enfriador de Gas por aire

ENFRIADOR DE GAS	
E-1063	
ETIQUETA	E-1063
CAPACIDAD	12 MMBTU/HR
PRESIÓN DE DISEÑO	100 PSIG
TEMPERATURA DE DISEÑO	280° F
MATERIAL	SA-516-70



Fig. 3.14 Fotografía Enfriador de gas por aire

Mientras que para el Separador de recobro de gas V – 1061 las características son las siguientes:



Fig. 3.15 Fotografía Separador de recobro de gas

- Separador de recobro de gas V-1061, (Ver Fig. 3.15).

Estos dos equipos constituyen el sistema de enfriamiento del gas. Las características de estos equipos son las siguientes:

Tabla 3.11 Especificaciones Separador de Recobro de Gas

SEPARADOR DE RECOBRO DE GAS	
V-1061	
ETIQUETA	V-1061
DIMENSIONES	5' – 0" ID x 15'-0" TT / 24' OD x 3' – 0" H
ESPESOR DE PARED	0.3125"
TOLERANCIA DE CORROSIÓN	0.125"
MATERIAL	SA-516-70
PRESIÓN / TEMPERATURA DE DISEÑO	100 PSIG / 260° F
AISLAMIENTO	Ninguno

- Aguas abajo de la misma: Se localiza el equipo Separador de Agua V-1062.
(Ver Fig. 3.16)



Fig. 3.16 Fotografía Separador de agua

Las características de este equipo son las siguientes:

Tabla 3.12 Especificaciones Separador de Agua

SEPARADOR DE AGUA	
V-1062	
ETIQUETA	V-1062
DIMENSIONES	5' Ø x 10' S / S
ESPESOR DE PARED	----
TOLERANCIA DE CORROSIÓN	0.125"
MATERIAL	SA-516-70
PRESIÓN / TEMPERATURA DE DISEÑO	100 PSIG / 207° F
AISLAMIENTO	Ninguno

La red de suministro y retorno de gas de blanket recolecta el gas de los siguientes equipos:

- Tanque de almacenamiento de agua T-1118 A / B
- Tanque de almacenamiento de crudo T-1108 A / B
- Tanque Slop Oil T-1115
- Vessel de Drenaje Cerrado V-1114

Esta red, está formada por un cabezal de 8 pulgadas, los cuales se interconectan cada uno de los equipos indicados anteriormente.

De los tanques de agua, (Ver Fig. 3.17) se tiene que las características son las siguientes:

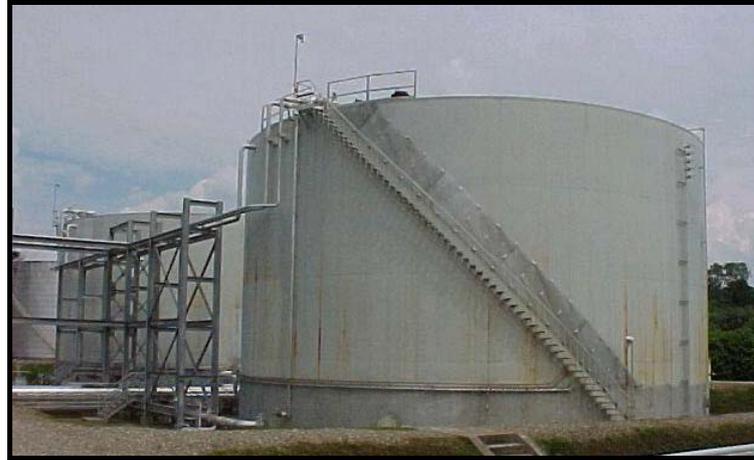


Fig. 3.17 Fotografía Tanques almacenamiento de Agua

Tabla 3.13 Especificaciones Tanques de almacenamiento de Agua

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA		
T-1118 A / B		
ETIQUETA	T-1118 A	T-1118 B
DIMENSIONES	67' – 0" ID x 40' – 0" S/S	67' – 0" ID x 40' – 0" S/S
ESPESOR DE PARED	0.3125"	0.3125"
TOLERANCIA DE CORROSION	0.0625"	0.0625"
MATERIAL	SA-516-70	SA-516-70
PRESIÓN DE DISEÑO	2 PULG DE H ₂ O	2 PULG DE H ₂ O
TEMPERATURA DE DISEÑO	240° F	240° F

Tabla 3.13 Especificaciones Tanques de almacenamiento de Agua (Continuación)

CAPACIDAD	25,000 Bbl	25,000 Bbl
AISLAMIENTO	Protección Personal	Protección Personal

De los tanques de crudo, (Ver Fig. 3.18) se tiene que las características son las siguientes:



Fig. 3.18 Fotografía Tanques de almacenamiento de Crudo

Tabla 3.14 Especificaciones Tanques de almacenamiento de Crudo

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE CRUDO		
T-1108 A / B		
ETIQUETA	T-1108 A	T-1108 B
DIMENSIONES	52' - 0" ID x 40' - 0" H	52' - 0" ID x 40' - 0" H
ESPESOR DE PARED	0.3125"	0.3125"
TOLERANCIA DE CORROSION	0.0625"	0.0625"
MATERIAL	SA-516-70	SA-516-70
PRESIÓN DE DISEÑO	2 PULG DE H ₂ O	2 PULG DE H ₂ O

TEMPERATURA DE DISEÑO	250° F	250° F
CAPACIDAD	15.000 Bbl	15.000 Bbl
AISLAMIENTO	1 ½"	1 ½"

Del tanque Slop Oil T-1115, (Ver Fig. 3.19), se tiene las siguientes características:



Fig. 3.19 Fotografía Tanque Slop Oil

Tabla 3.15 Especificaciones Tanque Slop Oil

TANQUE SLOP OIL	
T-1115	
ETIQUETA	T-1115
DIMENSIONES	21' – 6" ID x 16' – 0" H
ESPESOR DE PARED	0.25"
TOLERANCIA DE CORROSION	0.0625"
MATERIAL	SA-516-70

Tabla 3.15 Especificaciones Tanque Slop Oil (Continuación)

PRESIÓN DE DISEÑO	2 PULG DE H ₂ O
TEMPERATURA DE DISEÑO	240° F
AISLAMIENTO	1 ½"
CAPACIDAD	1000 Bbl

El Vessel de Drenaje Cerrado V-1114, (ver Fig. 3.20), tiene las siguientes características:



Fig. 3.20 Fotografía Vessel de Drenaje Cerrado

Tabla 3.16 Especificaciones Vessel de Drenaje Cerrado

VESSEL DE DRENAJE CERRADO	
V-1114	
ETIQUETA	V-1114
DIMENSIONES	8' – 0" I.D. x 24' – 0" T / T
ESPELOR DE PARED	0.375"
TOLERANCIA DE CORROSION	0.125"

Tabla 3.16 Especificaciones Vessel de Drenaje Cerrado (Continuación)

MATERIAL	SA-516-70
PRESIÓN DE DISEÑO	50 PSIG
TEMPERATURA DE DISEÑO	250° F
AI SLAMIENTO	Protección Personal
CAPACIDAD	200 Bbl

CAPITULO 4

ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

4.1 Requerimientos de Gas Blanket

El gas Blanket contenido en los tanques de crudo T-1108 A/B y de agua T-1118 A/B, así como también en el vessel de drenaje cerrado V-1114 y en el tanque slop oil T-1115, será recuperado en un cabezal que manejará todo el gas de los tanques antes mencionados.

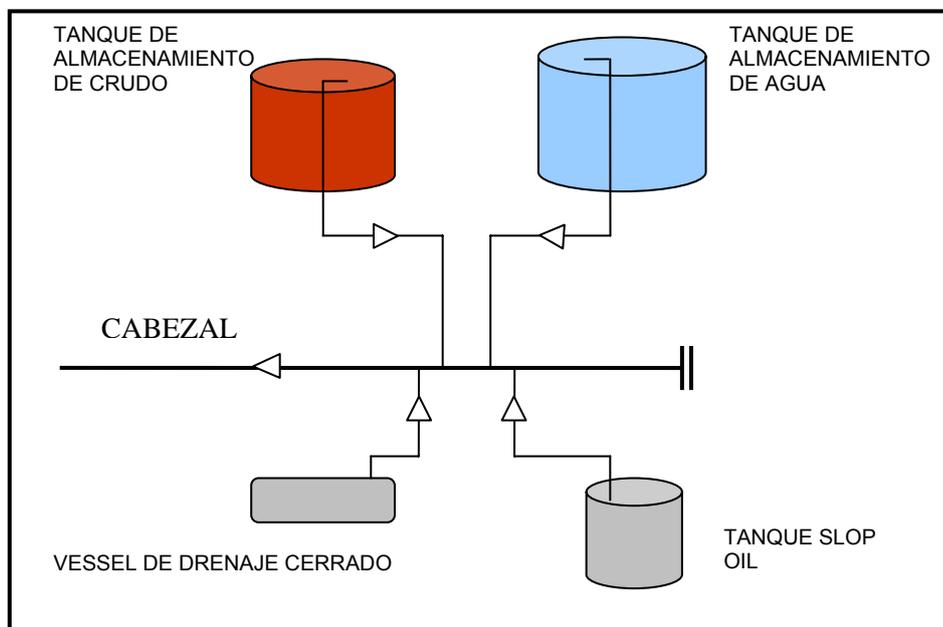


Fig. 4.1 Esquema de Recuperación de gas

Para saber la cantidad de gas que manejará el cabezal se toma como datos las alturas de operación de los tanques, datos que se encuentran resumidos en la siguiente tabla.

Tabla 4.1 Alturas de Operación

Tanques	Ítem	Alturas de Operación (ft)
Vessel de drenaje cerrado	V-1114	53.78% ³²
Tanque Slop Oil Rerun	T-1115	9
Tanque de almacenamiento de agua	T-1118 A / B	24
Tanque de almacenamiento de crudo	T-1108 A / B	14

Ver Anexo E Máximas alturas Operativas de los Equipos.

Para el cálculo del volumen de gas se va a considerar los siguientes parámetros:

$$Volumen_recuperar = \frac{\pi * d^2}{4} * (H_{total} - H_{operacion}) \quad (4.1)$$

Donde:

d : Diámetro del tanque (ft)

H_{total} : Altura total del tanque (ft)

$H_{operacion}$: Altura de operación (ft)

³² Porcentaje de Operación de la altura del Closed Drain Vessel

Para confirmar el volumen de gas en los tanques se lo validará con dos premisas para el diseño, y además bajo la Norma API STANDARD 2000 "VENTING ATMOSPHERIC AND LOW-PRESSURE STORAGE TANKS".

4.2 Descripción de alternativas a evaluar

Para que el gas Blanket tenga un mejor tratamiento al llegar a los generadores y compresores, este debe tener la menor cantidad de agua en su composición.

Para cumplir con lo presente se va a establecer tres alternativas, las cuales van hacer evaluadas según parámetros que se indican en los sub-capítulos 4.2.1, 4.2.2, y 4.2.3.

Esta evaluación nos ayudará a fijar la alternativa óptima para la operación con Gas Blanket.

Para solucionar los problemas de saturación en el cabezal existente, se va independizar el gas de retorno de los tanques para darle un tratamiento de secado diferente.

Finalmente se decide que se va a instalar un cabezal que recogerá todo el gas de los tanques de almacenamiento de crudo y de agua, así como también del vessel de drenaje cerrado y del tanque slop oil rerun.

Las alternativas a evaluar son las siguientes:

4.2.1 Alternativa No. 1

Incorporación de un nuevo sistema de compresión para la recuperación de gas. Este nuevo sistema será de características similares al C-1067 existente que funcionará simultáneamente y en paralelo con éste.

4.2.1.1 Ventajas

- Como se trabaja en paralelo existe un incremento en la recuperación de gas.

4.2.1.2 Desventajas

- Alta inversión en los equipos.
- Sobrecarga de líquidos en el nuevo sistema de compresión.

4.2.2 Alternativa No. 2

Esta alternativa incluye la instalación de un nuevo Scrubber para posteriormente enviarlo a la unidad existente de compresión de gas ya instalada C-1067.

4.2.2.1 Ventajas

- Con la incorporación de un nuevo Scrubber hay una mayor retención de líquidos.

4.2.2.2 Desventajas

- Posible ingreso de líquidos en el sistema de compresión de gas C-1067.

4.2.3 Alternativa No. 3

Para la alternativa No. 3 se recupera el gas de todos los tanques en un sólo cabezal, para que desde este punto se envíe el gas hacia una bomba de vacío³³, para posteriormente dirigirlo al aerofriador E-1063 y de ahí, a la succión del sistema de compresión de gas (succión de C-1067)

4.2.3.1 Ventajas

- Incremento en la recuperación de gas.
- Con la instalación de un nuevo Scrubber habrá mayor retención de líquidos.
- Va a existir enfriamiento del gas proveniente de los tanques, lo que facilitaría el condensamiento del gas.
- Elimina la sobrecarga de líquido en la succión del compresor

³³ Depende de requerimientos y cálculos que se realizarán en el sub - capítulo 5.1

4.2.3.2 Desventajas

- Posible saturación de la red de gas y del enfriador E-1063.

4.3 Diagrama de Flujo de Procesos de Alternativas

4.3.1 Diagrama de Flujo de Procesos de la Alternativa No. 1

Ver Anexo F Diagrama de Flujo de Procesos. Alternativa 1.

4.3.2 Diagrama de Flujo de Procesos de la Alternativa No. 2

Ver Anexo G Diagrama de Flujo de Procesos. Alternativa 2.

4.3.3 Diagrama de Flujo de Procesos de la Alternativa No. 3

Ver Anexo H Diagrama de Flujo de Procesos. Alternativa 3.

4.4 Memorias de Cálculo

4.4.1 Cálculo a Condiciones de Operación

Para los tanques de agua T-1118 A/B, y utilizando la ecuación 4.1, se aplica para los valores recogidos en el Bloque:

$$Volumen_recuperar = \frac{\pi * d^2}{4} * (H_{total} - H_{operacion}) \quad (4.1)$$

4.4.1.1 Tanques de almacenamiento de Agua T-1118 A/B

Datos:

$$d = 67 \text{ ft}$$

$$H_{total} = 40 \text{ ft}$$

$$H_{operacion} = 24 \text{ ft}$$

$$Vol_{tan\ que_agua} = \frac{\pi * (67)^2}{4} * (40 - 24)$$

$$Vol_{tan\ que_agua} = 56410.438 \text{ ft}^3$$

Para dos tanques de agua que están instalados en la planta se tiene:

$$Caudal_{2\ tan\ ques_agua} = 112820.875 \text{ SCFD}$$

4.4.1.2 Tanques de almacenamiento de Crudo T-1108 A/B

Datos:

$$d = 52 \text{ ft}$$

$$H_{total} = 40 \text{ ft}$$

$$H_{operacion} = 14 \text{ ft}$$

$$Vol_{\text{tan que _crudo}} = \frac{\pi * (52)^2}{4} * (40 - 14)$$

$$Vol_{\text{tan que _crudo}} = 55216.632 \text{ ft}^3$$

Para dos tanques de crudo que están instalados en la planta se tiene:

$$Caudal_{2 \text{ tan ques _crudo}} = 110433.265 \text{ SCFD}$$

4.4.1.3 Tanque Slop Oil Rerun T-1115

Datos:

$$d = 21.5 \text{ ft}$$

$$H_{\text{total}} = 16 \text{ ft}$$

$$H_{\text{operacion}} = 9 \text{ ft}$$

$$Vol_{\text{tan que _slop}} = \frac{\pi * (21.5)^2}{4} * (16 - 9)$$

$$Caudal_{\text{tan que _slop}} = 2541.352 \text{ SCFD}$$

4.4.1.4 Vessel de Drenaje Cerrado V-1114

Para cálculo del volumen de gas contenido en este depósito horizontal se tiene el porcentaje de operación con respecto a la altura.

Datos:

$$\%_{\text{operacion}} = 53.78$$

$$d = 8 \text{ ft}$$

$$H_{total} = 8 \text{ ft}$$

$$H_{operacion} = 4.3024 \text{ ft}$$

$$Vol_{Closed_drain} = \frac{\pi * (8)^2}{4} * (8 - 4.3024)$$

$$Caudal_{Closed_drain} = 185.862 \text{ SCFD}$$

La recuperación del gas Blanket en todos los tanques será de:

$$Caudal_{gas} = Vol_{2tanques_agua} + Vol_{2tanques_crudo} + Vol_{tanque_stop} + Vol_{Closed_drain}$$

$$Caudal_{gas} = 112820.875 + 110433.265 + 2541.352 + 185.862$$

$$Caudal_{gas} = 225981.352 \text{ SCFD}$$

4.4.2 Premisas de Diseño

Para realizar la validación del volumen de gas se considerarán las siguientes premisas de diseño:

4.4.2.1 Movimientos de los tanques

- Se llena un tanque de crudo por día.
- Se llena un tanque de agua por día.

Lo que quiere decir que se va a recuperar el volumen de gas en toda la capacidad de un tanque de crudo y en un tanque de agua.

4.4.2.2 Capacidad del Tanque de almacenamiento de Agua T-1118 A/B

$$Cap_{\text{tanque_agua}} = 25000 \text{ Bbl}$$

Transformación de Bbl a pies cúbicos con siguiente expresión:

$$1\text{bbl} \rightarrow 5.61458 \text{ ft}^3$$

Lo que da como resultado

$$Caudal_{\text{tanque_agua}(SCFD)} = 140364.5 \text{ SCFD}$$

4.4.2.3 Capacidad del Tanque de almacenamiento de Crudo T-1108 A/B

$$Cap_{\text{tanque_crudo}} = 15000 \text{ Bbl}$$

Lo que da como resultado:

$$Caudal_{\text{tanque_crudo}(SCFD)} = 84218.7 \text{ SCFD}$$

Por lo dicho anteriormente la capacidad de los tanques será igual al volumen de gas que se va a manejar.

$$Caudal_{gas} = Caudal_{tan\ que_agua} + Caudal_{tan\ que_crudo}$$

$$Caudal_{gas} = 140364.5 + 84218.7$$

$$Caudal_{gas} = 224583.2\ SCFD$$

4.4.3 Validación con la norma API 2000

Bajo la Norma API STANDARD 2000 "VENTING ATMOSPHERIC AND LOW-PRESSURE STORAGE TANKS" y haciendo uso de las tablas 3.3, 3.4 y 3.5, se calcula el volumen de gas que debe operarse en los tanques de almacenamiento, dependiendo del caudal, (Ver Tabla 4.2), de la capacidad y del área mojada dentro del tanque.

Tabla 4.2 Flujo Volumétrico de los Tanques

FLUJO VOLUMÉTRICO		
TANQUE	FLUJO (gpm)	FLUJO (Barriles por hora)
Tanque De Crudo	1550	2214.29
Tanque De Agua	8000	11428.6
Tanque Slop	200	285.714
Vessel De Drenaje Cerrado	200	285.714

Fuente: Operaciones (REPSOL)

4.4.3.1 Flujo Gas en los Tanques de almacenamiento de Agua T-1118 A/B

$$Punto_Flash_crudo = 100^\circ F$$

$$Cap_{tanque_agua} = 25000 \text{ Bbl}$$

$$D_{tanque} = 67 \text{ ft}$$

Tabla 4.3 Requerimientos Tanques de Agua

REQUERIMIENTOS TANQUE DE AGUA				
(Pies cúbicos estándar por hora de aire por barril por hora de flujo de líquido)				
Punto Flash / Punto de Ebullición	Inspiración		Expiración	
	Movimiento de líquido hacia fuera (SCFH)	Térmico (Tabla 3.4) (SCFH)	Movimiento de líquido hacia adentro (SCFH)	Térmico (Tabla 3.4) (SCFH)
Punto Flash \geq 100° F	64,000.16	24,000.00	68571.6	15,000.00

La altura H_{mojado} para el área mojada AM en tanques verticales es igual a 30 ft.³⁴

$$AM = \pi \times D_{tanque} \times H_{mojado} \quad (4.2)$$

$$AM = \pi \times 67 \times 30$$

$$AM = 6414.60 \text{ ft}^2$$

Para el área mojada $AM = 6414.60 \text{ ft}^2$ el requerimiento de gas para emergencia por exposición de fuego es³⁵ 742,000.00. SCFH

El flujo de gas para el tanque de agua es 15,000.00 SCFH.

³⁴ API 2000. "Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks". Pág. 9

³⁵ API 2000. "Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks". Pág. 8

$$Gas_{tagua} = 0.72 \text{ MMSCFD}$$

4.4.3.2 Flujo Gas en los Tanques de almacenamiento de Crudo T-1108 A/B

$$Punto_Flash_crudo = 100^\circ \text{ F}$$

$$Cap_{tanque_crudo} = 15000 \text{ BbL}$$

$$D_{tanque} = 52 \text{ ft}$$

Tabla 4.4 Requerimientos Tanques de Crudo

REQUERIMIENTOS TANQUE DE CRUDO				
(Pies cúbicos estándar por hora de aire por barril por hora de flujo de liquido)				
Punto Flash / Punto de Ebullición	Inspiración		Expiración	
	Movimiento de liquido hacia fuera (SCFH)	Térmico (Tabla 3.4) (SCFH)	Movimiento de liquido hacia adentro (SCFH)	Térmico (Tabla 3.4) (SCFH)
Punto Flash \geq 100° F	12,400.02	15,000.00	13,285.74	9000.00

La altura H_{mojado} para el área mojada AM en tanques verticales es igual a 30 ft.

$$AM = \pi \times D_{tanque} \times H_{mojado}$$

$$AM = \pi \times 52 \times 30$$

$$AM = 4900.88 \text{ ft}^2$$

Para el área mojada $AM = 4900.88 \text{ ft}^2$ el requerimiento de gas para emergencia por exposición de fuego es 742,000.00. SCFH

El flujo de gas para el tanque de crudo es 9,000 SCFH.

$$Gas_{crudo} = 0.432 \text{ MMSCFD}$$

4.4.3.3 Flujo Gas en el Tanque Slop Oil Rerun T-1115

$$Punto_Flash_crudo = 100^\circ \text{ F}$$

$$Cap_{tanque_slop} = 1000 \text{ BbL}$$

$$D_{tanque} = 21.5 \text{ ft}$$

Tabla 4.5 Requerimientos Tanque Slop

REQUERIMIENTOS TANQUE SLOP T-1115				
(Pies cúbicos estándar por hora de aire por barril por hora de flujo de líquido)				
Punto Flash / Punto de Ebullición	Inspiración		Expiración	
	Movimiento de líquido hacia fuera (SCFH)	Térmico (Tabla 3.4) (SCFH)	Movimiento de líquido hacia adentro (SCFH)	Térmico (Tabla 3.4) (SCFH)
Punto Flash \geq 100° F	1,596.78	1000	1,710.84	600

La altura H_{mojado} para el área mojada AM en tanques verticales es igual a la altura del tanque.

$$AM = \pi \times D_{tanque} \times H_{mojado}$$

$$AM = \pi \times 21.5 \times 16$$

$$AM = 1080 \text{ ft}^2$$

Para el área mojada $AM = 1080 \text{ ft}^2$ el requerimiento de gas para emergencia por exposición de fuego es 526,970.00 SCFH

El flujo de gas para el tanque slop es 600 SCFH.

$$Gas_{slop} = 0.0144 \text{ MMSCFD}$$

4.4.3.4 Flujo Gas en el Vessel de Drenaje Cerrado V-1114

$$Punto_Flash_crudo = 100^\circ \text{ F}$$

$$Cap_{Vessel} = 215 \text{ BbL}$$

$$D_{tanque} = 8 \text{ ft}$$

Tabla 4.6 Requerimientos Vessel de Drenaje Cerrado

REQUERIMIENTOS VESSEL DE DRENAJE CERRADO				
(Pies cúbicos estándar por hora de aire por barril por hora de flujo de liquido)				
Punto Flash / Punto de Ebullición	Inspiración		Expiración	
	Movimiento de liquido hacia fuera (SCFH)	Térmico (Tabla 3.4) (SCFH)	Movimiento de liquido hacia adentro (SCFH)	Térmico (Tabla 3.4) (SCFH)
Punto Flash \geq 100° F	1600	215	1714	129

La altura H_{mojado} para el área mojada AM en tanques horizontales es igual a 30 ft.

$$AM = \pi \times D_{tanque} \times H_{mojado}$$

$$AM = \pi \times 8 \times 30$$

$$AM = 753.98 \text{ ft}^2$$

Para el área mojada $AM = 753.98 \text{ ft}^2$ el requerimiento de gas para emergencia por exposición de fuego es 446,353 SCFH

El flujo de gas para el vessel de drenaje cerrado es 129 SCFH.

$$Gas_{vessel} = 0.0031 \text{ MMSCFD}$$

El volumen total aplicando la norma API 2000 es la siguiente:

$$Gas_{total} = Gas_{tagua} + Gas_{crudo} + Gas_{tstop} + Gas_{vessel}$$

$$Gas_{total} = 1.1695 \text{ MMSCFD}$$

Para fines de diseño se considerará el máximo valor de volumen de gas calculado por estos tres métodos, obteniéndose así el siguiente volumen de gas a recuperar de los tanques:

Tabla 4.7 Volúmenes calculados de gas

VOLUMEN DE GAS		
ALTURA OPERATIVAS	PREMISAS DE DISEÑO	NORMA API 2000
$Caudal_{gas} = 0.225 \text{ MMSCFD}$	$Caudal_{gas} = 0.224 \text{ MMSCFD}$	$Gas_{total} = 1.1695 \text{ MMSCFD}$

Observando la tabla 4.7 la mayor cantidad de gas que se va a recuperar de los tanques es según la norma API 2000 con un caudal estimado (+/- 10%) de:

$$Gas_{total} = 1.1695 \text{ MMSCFD}$$

4.5 Informe y Selección de la Alternativa

Tabla 4.8 Matriz de Evaluación

PARÁMETROS DE EVALUACIÓN	ALTERNATIVAS		
	ALTERNATIVA 1	ALTERNATIVA 2	ALTERNATIVA 3
Disponibilidad de Equipos	C	A	B
Costo de inversión (depende de la cantidad de gas a recuperar)	A	B	C
Mantenibilidad del Sistema	C	A	B
Beneficios Operativos	B	C	A
Disponibilidad de área	C	A	B
Tiempo de ejecución del proyecto	C	A	B
Riesgos Operativos	B	C	A

Tabla 4.8 Matriz de Evaluación (Continuación)

Constructibilidad	C	A	B
Tratamiento de gas	B	C	A
Facilidad Operativa	C	B	A

Tabla 4.9 Calificación de Alternativas

CALIFICACIÓN DE ALTERNATIVAS		
		VALORIZACIÓN
A	ALTO	3
B	MEDIO	2
C	BAJO	1

Tabla 4.10 Resultados de las alternativas

RESULTADOS								
ALTERNATIVA 1			ALTERNATIVA 2			ALTERNATIVA 3		
1 A	3 B	6 C	5 A	2 B	3 C	4 A	5 B	1 C
3	6	6	15	4	3	12	10	1
TOTAL		15	TOTAL		22	TOTAL		23

4.5.1 RESULTADOS Y CONCLUSIONES

Como se puede notar en la tabla 4.10 la alternativa No. 3 supera a las alternativas No. 1 y No. 2. Lo que conlleva el desarrollo de la misma ya que cumple con algunos de los propósitos que se indica a continuación:

4.5.1.1 Disponibilidad de Área

Para desarrollar la alternativa No. 1 es necesario contar con un espacio más amplio, ya que básicamente el equipo a instalarse en este caso el sistema de compresión de gas debe trabajar cerca del existente, lo cual reduciría espacio mientras que con las alternativas No. 2 y No. 3 no se tendría este problema de disponibilidad de área.

4.5.1.2 Disponibilidad de Equipos

En lo que se refiere al Scrubber para la alternativa No. 2 y alternativa No. 3, este equipo se diseñara, pero su construcción no tendrá mayores complicaciones. La disponibilidad del compresor sería la parte más complicada del proyecto por ser un equipo que tiene un alto costo.

4.5.1.3 Tratamiento de Gas

El gas Blanket es separado y tratado con la finalidad de que llegue hacia el compresor lo más seco posible. Es por eso que en la alternativa No. 3, el fluido bifásico será separado en gas y en líquido, el gas se enfriará mas adelante permitiendo, su fácil condensación, y por lo tanto la recuperación del gas Blanket.

4.5.1.4 Costo de Inversión

Relativamente el costo de un sistema de compresión como el existente en la planta es relativamente mayor que el de un Scrubber.

4.5.1.5 Facilidad Operativa

Para trabajar con un sistema de compresión es necesario monitorear y verificar que el equipo opere sin dificultades.

4.5.1.6 Mantenibilidad del Sistema

La mantenibilidad en la alternativa No. 1, es decir, la mantenibilidad del equipo de compresión es compleja ya que en un solo sistema existen diversos equipos, como compresor, enfriador, y separadores, lo que aumentaría procesos y disminuirá el tratamiento de gas.

Como resultado de esta evaluación de las alternativas se realizarán todos los cálculos de la fase gaseosa, fase líquido, y el flujo bifásico, los mismos que se encuentran en el sub-capítulo 5.2; permitiendo así el diseño de los conductos para el mejor tratamiento del gas Blanket.

CAPITULO 5

DESARROLLO DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

5.1 Diagrama De Flujo Final

Ver Anexo I Diagrama de Flujo de Procesos Seleccionado.

5.2 Memorias de Cálculo

5.2.1 Cálculo del Peso Molecular

Los hidrocarburos son los cuerpos más simples de la Química Orgánica puesto que están compuestos por dos elementos: el carbono y el hidrógeno.

Estos se encuentran principalmente en el petróleo y en el gas natural. Se tiene que la siguiente composición molecular:

Tabla 5.1 Composición del Gas Blanket

NOMBRE	FORMULA MOLECULAR
Nitrógeno	N ₂

Tabla 5.1 Composición del Gas Blanket (Continuación)

Metano	C1	CH ₄
Anhídrido Carbónico		C ₂ O
Etano	C2	C ₂ H ₆
Agua		H ₂ O
Propano	C3	C ₃ H ₈
Isobutano	i-C4	C ₄ H ₁₀
n-Butano	n-C4	C ₄ H ₁₀
Isopentano	i-C5	C ₅ H ₁₂
nPentano	n-C5	C ₅ H ₁₂
Hexano	C6	C ₆ H ₁₄
Heptano	C7	C ₇ H ₁₆

Para el gas Blanket se debe tener en consideración que cada uno de estos componentes, tienen un porcentaje de fracción molar de la composición total, los cuales se han tomado de los análisis por cromatografía del Gas Blanket, para obtener un valor referente de las distintas muestras, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 5.2 Porcentaje molar del Gas Blanket NPF

NOMBRE	FORMULA MOLECULAR	% MOLES
Nitrógeno	N ₂	17.22
Metano	CH ₄	40.86
Anhídrido Carbónico	C ₂ O	10.85
Etano	C ₂ H ₆	5.21
Agua	H ₂ O	2.99

Tabla 5.2 Porcentaje molar del Gas Blanket NPF (Continuación)

Propano	C ₃ H ₈	10.61
Isobutano	C ₄ H ₁₀	1.73
n-Butano	C ₄ H ₁₀	4.98
Isopentano	C ₅ H ₁₂	1.86
nPentano	C ₅ H ₁₂	1.98
Hexano	C ₆ H ₁₄	1.46
Heptano	C ₇ H ₁₆	0.26
Peso molecular promedio $\left(\frac{g}{gmol}\right)^{36}$		31.08

5.2.2 Cálculo de la Densidad del Gas Blanket

Utilizando la ecuación general de los gases ideales, se calcula la densidad del gas Blanket:

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \quad (5.1)$$

$$P \cdot V = \frac{g}{M} \cdot R \cdot T$$

$$P \cdot M = \frac{g}{V} \cdot R \cdot T$$

$$P \cdot M = \rho_k \cdot R \cdot T$$

$$\rho_k = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} \quad (5.2)$$

Datos:

$$P = 0.05 \text{ psig} \quad \longrightarrow \quad P = 1.0034 \text{ Atm.}$$

$$T = 190^\circ \text{ F} \quad \longrightarrow \quad T = 360.928^\circ \text{ K}$$

³⁶ Ver Anexo J Cromatografía de Gas Blanket para el NPF y SPF. Fecha: 10 Mayo del 2006

$$R = 0.0820575 \frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{^\circ\text{K} \cdot \text{gmol}}$$

$$\rho_k = \frac{P \cdot M}{R \cdot T}$$

$$\rho_k = \frac{1.0034 \text{atm} \cdot 31.08 \frac{\text{g}}{\text{gmol}}}{0.0820575 \frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{^\circ\text{K} \cdot \text{gmol}} \cdot 360.928^\circ\text{K}}$$

$$\rho_k = 1.053 \frac{\text{g}}{\text{litro}}$$

$$\rho_k = 0.0657 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

5.2.3 Dimensionamiento de la línea de Alimentación al Scrubber

La entrada de gas Blanket desde los tanques hacia el Scrubber va a tener el siguiente diámetro:

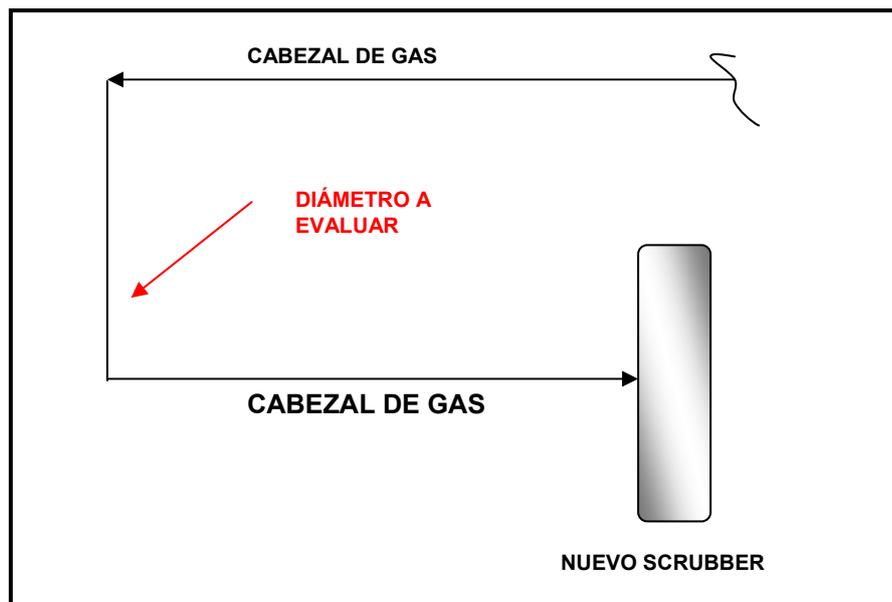


Fig. 5.1 Configuración de la alimentación al Scrubber

5.2.3.1 Cálculo de Velocidad de Erosión

De la ecuación 2.7 se obtiene la siguiente velocidad erosional del gas:

Tabla 5.3 Cálculo de la Velocidad de Erosión

VELOCIDAD DE EROSIÓN	
SERVICIO CONTINUO	SERVICIO DISCONTINUO
$V_e = \frac{100}{\sqrt{0.0657}} \left[\frac{1}{\sqrt{\frac{lb}{pies^3}}} \right]$	$V_e = \frac{125}{\sqrt{0.0657}} \left[\frac{1}{\sqrt{\frac{lb}{pies^3}}} \right]$
$V_e = 390.13 \text{ pies}/\text{seg}$	$V_e = 487.67 \text{ pies}/\text{seg}$

De los requerimientos de gas para el sistema, realizados en el sub-capítulo 4.4, el flujo de gas es:

$$Gas_{total} = 1.1695 \text{ MMSCFD}$$

Este valor aumentado un (+10%) para un factor de diseño, el flujo de gas es de:

$$Gas_{total} = 1.2865 \text{ MMSCFD}$$

Para el flujo bifásico se calculará, independientemente el valor de la velocidad superficial de líquido y la velocidad superficial de gas:

Para el cual se asume que el gas esta con un 30% de humedad, lo que conlleva a que el volumen de gas seco es de:

$$Caudal_{gas_seco} = 10.423 \frac{ft^3}{seg}$$

$$Caudal_{liquido} = 4.6770 \frac{ft^3}{seg}$$

5.2.3.2 Cálculo de la Velocidad Superficial del Gas y de Líquido

Para fluidos bifásicos, se calculan con las siguientes expresiones:

Para líquido:

$$V_{sL}^2 = \frac{q_L^2}{(0.785)^2 \cdot d^4} \quad (5.3)$$

Donde:

V_{sL} : Velocidad superficial de líquido

q_L : Caudal del líquido en $\frac{ft^3}{seg}$

d : Diámetro Interno de la tubería ft

Para gas:

$$V_{sG}^2 = \frac{q_g^2}{(0.785)^2 \cdot d^4} \quad (5.4)$$

Donde:

V_{sG} : Velocidad superficial del gas

q_g : Caudal de gas en $\frac{ft^3}{seg}$

d : Diámetro Interno de la tubería ft

Donde se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 5.4 Velocidad Superficial de gas y de líquido

CÉDULA 40			
Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	Velocidad Superficial De Líquido (ft/seg)	Velocidad Superficial De Gas (ft/seg)
2	2.067	123.74	275.768
4	4.026	32.617	72.69
6	6.065	14.372	32.03
8	7.981	8.30	18.49
10	10.02	5.265	11.73
12	11.938	3.70	8.26
14	13.126	3.06	6.83
16	15	2.34	5.23

Como parte del estudio se va a identificar el tipo de régimen en la que se encuentra el gas Blanket, para lo cual se hace uso de la siguiente figura 5.2³⁷:

³⁷ Ver Anexo K Cuadro para un Régimen de Flujo Horizontal

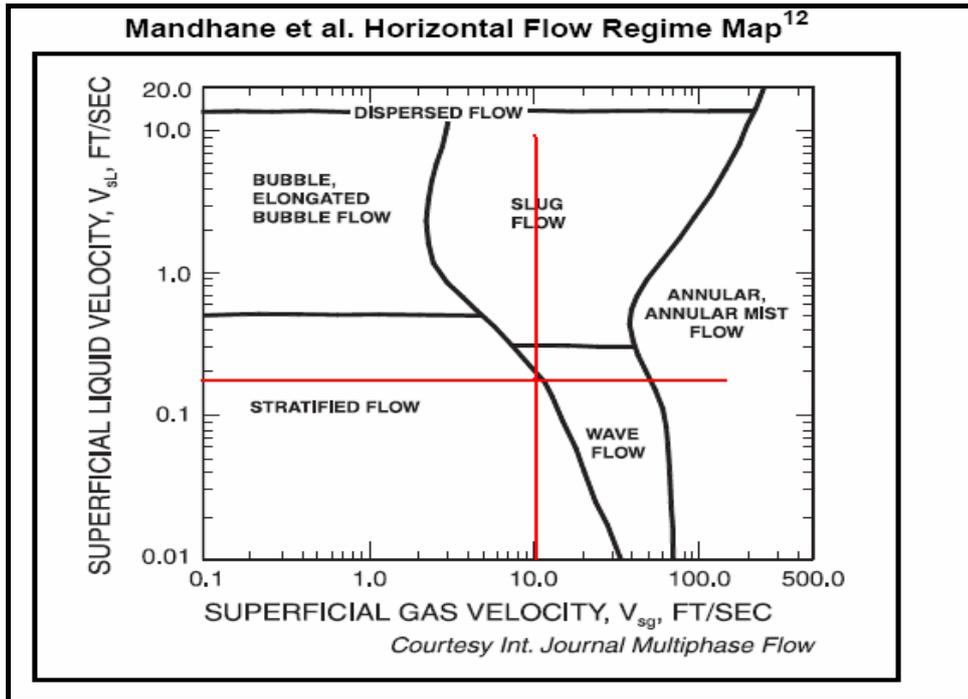


Fig. 5.2 Mapa del Régimen de un Flujo Horizontal Bifásico

Tabla 5.5 Régimen del Flujo Horizontal Bifásico

CÉDULA 40

Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	V Superficial De Líquido $\frac{ft}{seg}$	Velocidad Superficial De Gas $\frac{ft}{seg}$	Régimen De Flujo
2	2.067	123.74	275.768	No definido
4	4.026	32.617	72.69	No definido
6	6.065	14.372	32.03	Pegajoso
8	7.981	8.30	18.49	Pegajoso
10	10.02	5.265	11.73	Pegajoso
12	11.938	3.70	8.26	Pegajoso
14	13.126	3.06	6.83	Pegajoso
16	15	2.34	5.23	Pegajoso

Restricciones

- Una restricción para la evaluación de los diámetros es la de que los mismos deben estar dentro de un rango de 2 – 12 pulgadas, cédula 40, ya que no existe dentro de la planta ninguna tubería mayor a este rango para el servicio de procesos

Conclusiones

- Como se puede observar las velocidades de líquido son bajas comparando con las velocidades del gas.
- La velocidad superficial de gas y de líquido están muy por debajo de la velocidad de erosión calculada en el sub-capítulo 5.2.3.1.
- Para fines de diseño se recomienda que el flujo tenga un régimen estratificado, si en la línea de gas Blanket existiere algún compresor.
- La tubería de 2" y 4", no pudo ser analizada ya que no se encuentra dentro de algún régimen de flujo que conste en la figura 5.2.
- Como se puede observar desde la tubería de diámetro 6" hasta la tubería de 12" se encuentran dentro del régimen pegajoso.
- Por criterios de velocidad no existiría ninguna restricción para la selección del diámetro de la tubería.
- Para el análisis de la pérdida de presión, se utilizarán las dimensiones que estén dentro de las consideraciones de velocidad y del régimen del flujo.

Por lo antes expuesto, el dimensionamiento de la línea de alimentación al Scrubber resulta de la siguiente manera:

Tabla 5.6 Compendio de Velocidad y Régimen para Flujo Bifásico

CÉDULA 40					
Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	Velocidad Superficial De Líquido (ft/seg)	Velocidad Superficial De Gas (ft/seg)	Velocidad de Erosión (ft/seg)	Régimen De Flujo
6	6.065	14.372	32.03	390.13	Pegajoso
8	7.981	8.30	18.49	390.13	Pegajoso
10	10.02	5.265	11.73	390.13	Pegajoso
12	11.938	3.70	8.26	390.13	Pegajoso

5.2.3.3 Cálculo de la Pérdida de Presión Cada 100 ft en Fluidos Bifásicos

Para el cálculo de la pérdida de presión por cada 100 ft se utiliza la ecuación³⁸:

$$\Delta P_{100} = \frac{W^{1.8} \cdot \mu_n^{0.2}}{20000 \cdot d^{4.8} \cdot \rho_k} \quad (5.5)$$

Donde:

ΔP_{100} : Pérdida de presión *psi*

W : Flujo Másico $\frac{lb}{hr}$

μ_n : Viscosidad del fluido bifásico (cp)

ρ_k : Densidad Mixta Bifásica en $\frac{lb}{ft^3}$

³⁸ BRANAN, CARL. "Rules of Thumb for Chemical Engineers". Third Edition. Gulf Professional Publishing an imprint of Elsevier Science. Page. 7. Page. 4.

d : Diámetro en $pu\lg$

$$Caudal_{gasblanket} = 53604.1667 \text{ SCFH}$$

Para encontrar el flujo másico se necesita la ecuación:

$$W = \rho_k \cdot q \quad (5.6)$$

Flujo Bifásico:

$$W_{total} = \rho_k \times q_{total}$$

$$W_{gas} = 0.0657 \cdot \left(\frac{lb}{ft^3} \right) \times 53604.1667 \cdot \left(\frac{ft^3}{hr} \right)$$

$$W_{gas} = 3521.79 \frac{lb}{hr}$$

La viscosidad del fluido bifásico se calcula de la siguiente manera:

$$\mu_n = \mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \quad (5.7)$$

Donde:

μ_n : Viscosidad del fluido Bifásico en cp

μ_L : Viscosidad del líquido en cp

μ_g : Viscosidad del gas en cp

λ : Fracción de Volumen de líquido

Tabla 5.7 Valores de la Viscosidad del Gas Blanket

VALORES DE VISCOSIDAD ³⁹		
Viscosidad del gas	Cp	0.013
Viscosidad del líquido	Cp	0.334

La fracción de volumen de líquido entonces es:

$$\lambda = \frac{q_L}{q_L + q_g} \quad (5.8)$$

Donde:

q_g : Caudal de gas en $\frac{ft^3}{seg}$

q_L : Caudal del líquido en $\frac{ft^3}{seg}$

$$\lambda = \frac{4.4670}{4.4670 + 10.4230}$$

$$\lambda = 0.3$$

La viscosidad del fluido bifásico da como resultado:

$$\mu_n = 0.334 \times 0.3 + 0.013(1 - 0.3)$$

$$\mu_n = 0.1093$$

³⁹ MOTT, ROBERT. "Mecánica de Fluidos Aplicada", Pág. 543, Apéndice D

Tabla 5.8 Pérdida de Presión Cada 100 ft en Fluidos Bifásicos

CÉDULA 40		
Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	ΔP_{100} (psi)
6	6.065	0.206878
8	7.981	0.055390
10	10.02	0.018584
12	11.938	0.008017

5.2.3.4 Cálculo de la Pérdida de Presión en Fluidos Bifásicos

Se utiliza el método de la pérdida de presión friccional de Dukler, que viene dado en la siguiente expresión:

$$\Delta P_f = \frac{f_n \cdot f_{tpr} \cdot \rho_k \cdot V_m^2 \cdot L_m}{(0.14623) \cdot d} \quad (5.9)$$

Donde:

ΔP_f : Componente friccional de la caída de presión en *psi*

ρ_k : Densidad Mixta Bifásica en $\frac{lb}{ft^3}$

V_m : Velocidad mixta del flujo bifásico en $\frac{ft}{seg}$

L_m : Longitud de la línea en *millas*

d : Diámetro en *pu lg*

f_n : Factor de fricción por el método de Dukler

Para el factor de fricción Dukler se utiliza la siguiente correlación:

$$f_n = 0.0056 + 0.5(\text{Re}_y)^{-0.32} \quad (5.10)$$

Donde:

Re_y : Numero de Reynolds del fluido bifásico del método Dukler.

Mientras que el valor del número de Reynolds del fluido bifásico se lo calcula de la siguiente manera:

$$\text{Re}_y = \frac{(124.0) \cdot \rho_K \cdot V_m \cdot d}{\mu_n} \quad (5.11)$$

Donde:

ρ_K : Densidad del fluido Bifásico $\frac{lb}{ft^3}$

V_m : Velocidad del fluido Bifásico en $\frac{ft}{seg}$

d : Diámetro interno en $pu\lg$

μ_n : Viscosidad del fluido Bifásico en cp

$$V_m = V_{sL} + V_{sg} \quad (5.12)$$

Donde:

V_{sL} : Velocidad superficial de líquido en $\frac{ft}{seg}$

V_{sG} : Velocidad superficial del gas en $\frac{ft}{seg}$

Para el cálculo del radio del factor de fricción Dukler se utiliza la siguiente correlación:

$$f_{ipr} = 1 + \left[\frac{y}{1.281 - 0.478y + 0.444y^2 - 0.094y^3 + 0.00843y^4} \right] \quad (5.13)$$

Donde:

f_{ipr} : Radio del Factor friccional Dukler.

$$y = -\ln(\lambda) \quad (5.14)$$

El radio del factor friccional f_{ipr} por el método Dukler se lo calcula de la siguiente manera:

$$y = -\ln(\lambda)$$

$$y = -\ln(0.3)$$

$$y = 1.204$$

Por los que f_{ipr} es:

$$f_{ipr} = 1 + \left[\frac{y}{1.281 - 0.478y + 0.444y^2 - 0.094y^3 + 0.00843y^4} \right]$$

$$f_{ipr} = 1 + \left[\frac{1.204}{1.281 - 0.478(1.204) + 0.444(1.204)^2 - 0.094(1.204)^3 + 0.00843(1.204)^4} \right]$$

$$f_{ipr} = 2.001$$

Y el cálculo de la velocidad para el fluido bifásico se lo puede observar en la siguiente tabla:

$$V_m = V_{sL} + V_{sg}$$

Tabla 5.9 Cálculo de la velocidad del Fluido Bifásico

CÉDULA 40

Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	Velocidad Superficial De Líquido (ft/seg)	Velocidad Superficial De Gas (ft/seg)	$V_m = V_{sL} + V_{sg}$ (ft/seg)
6	6.065	14.372	32.03	46.402
8	7.981	8.30	18.49	26.79
10	10.02	5.265	11.73	16.995
12	11.938	3.70	8.26	11.96

El número de Reynolds Re_y del fluido bifásico es:

$$Re_y = \frac{(124.0) \cdot \rho_K \cdot V_m \cdot d}{\mu_n}$$

$$Re_y = \frac{(124.0) \times 0.0657 \times 46.4 \times 6.065}{0.1093}$$

De tal manera el número de Reynolds Re_y del fluido bifásico:

$$Re_y = 20975.66$$

El factor de fricción por el método de Dukler:

$$f_n = 0.0056 + 0.5(\text{Re}_y)^{-0.32}$$

$$f_n = 0.0056 + 0.5(20975.66)^{-0.32}$$

$$f_n = 0.0263$$

Con las variables antes calculadas se tiene que la pérdida de presión en la línea es de:

Tabla 5.10 Cálculo de la pérdida de presión para Diámetro 6"

DIÁMETRO 6" – EJEMPLO DE CÁLCULO		
Factor de fricción Dukler	f_n	$f_n = 0.0263$
Radio del Factor friccional Dukler.	f_{pr}	$f_{\text{pr}} = 2.001$
Densidad Mixta Bifásica en $\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$	ρ_k	$\rho_k = 0.0657$
Velocidad mixta del flujo bifásico en $\frac{\text{ft}}{\text{seg}}$	V_m	$V_m = 46.4$
Longitud de la línea en <i>millas</i>	L_m	$L_m = 0.0745645 \text{ millas}$
Diámetro en <i>pulg</i>	d	$d = 6.065$

La componente de la pérdida de presión friccional ΔP_f por el método de Dukler es calculada por la ecuación 5.9:

Tabla 5.11 Cálculo de la pérdida de presión

CÉDULA 40

Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	V_{sL} (ft/seg)	V_{sg} (ft/seg)	V_m (ft/seg)	Número de Reynolds	factor de fricción	Δp (PSI)
6	6.065	14.372	32.03	46.4	20976.57	0.0263	0.626
8	7.981	8.3	18.49	26.79	15936.65	0.0282	0.2237
10	10.02	5.265	11.73	16.995	12692.75	0.02991	0.0726
12	11.938	3.7	8.26	11.96	10642.16	0.03132	0.03

Resumiendo los cálculos de velocidad y pérdida de presión para el gas Blanket, se tiene la tabla 5.12.

Tabla 5.12 Resumen Fluido Bifásico

CÉDULA 40

Diámetro Nominal (in)	V_{sL} (ft/seg)	V_{sg} (ft/seg)	Velocidad de Erosión (ft/seg)	ΔP_{100} (psi)	ΔP (psi)
6	14.372	32.03	390.13	0.207	0.626
8	8.3	18.49	390.13	0.055	0.2237
10	5.265	11.73	390.13	0.019	0.0726
12	3.7	8.26	390.13	0.008	0.03

Conclusiones:

- Como se expuso anteriormente no existe restricciones en relación a las velocidades del fluido.

- Como se puede observar no existe una pérdida de presión significativa en los diámetros de tuberías calculados.
- Siguiendo con los parámetros de diseño para la pérdida de presión por cada 100 *ft*, indica que la tubería dentro del rango de 8" se encuentra dentro del rango recomendado.
- Operativamente el diámetro de 8" es diámetro mínimo que debe existir para la alimentación al Scrubber.
- Por criterios de diseño, y para que no exista ningún inconveniente con los compresores del equipo E-1063 y del C-1067 se selecciona el diámetro inmediato superior.

5.2.4 Dimensionamiento de la línea de salida de gas del Scrubber

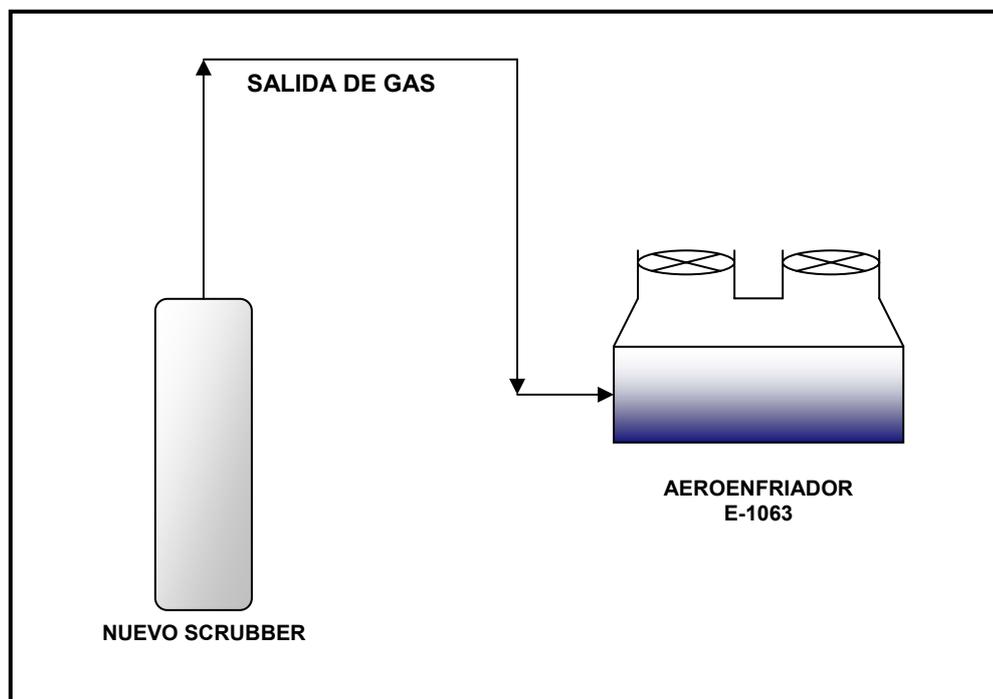


Fig. 5.3 Configuración de la línea de gas

5.2.4.1 Cálculo De La Máxima Velocidad en la Línea De Gas

La velocidad máxima aceptable en una línea de gas es regida por el ruido y la pérdida de presión. La ecuación **5.10** es un patrón la cual establece el límite de la velocidad de máxima de la línea. Siempre que se diseñe líneas de gas esta debe ser menor que esta velocidad⁴⁰.

$$v_{gas_maxima} = \frac{A}{(\rho)^{0.5}} \quad (5.15)$$

Donde:

v_{gas_maxima} : Velocidad máxima de gas

ρ : Densidad del gas

A : Constante. La constante $A = 120$ en unidades americanas

Para el gas la densidad tiene el valor de $\rho = 0.0657 \frac{lb}{ft^3}$

Entonces el límite máximo de la velocidad del gas en la línea será de:

$$v_{gas_maxima} = \frac{A}{(\rho)^{0.5}}$$

$$v_{gas_maxima} = \frac{120}{(0.0657)^{0.5}}$$

$$v_{gas_maxima} = 468.16 \frac{ft}{seg}$$

⁴⁰ CAMPBELL, JOHN M. "Gas Conditioning and Processing". Volume 2: The Equipments Modules. Seventh Edition. Pág. 22

5.2.4.2 Cálculo De La Velocidad Sónica

Para el cálculo de la velocidad sónica, se utiliza la ecuación 2.8.

Donde:

K : Relación de calores específicos $\frac{C_p}{C_v}$, $K = 1.18$

g : Aceleración de la gravedad. $\left(32.2 \frac{ft}{seg^2}\right)$

R : Constante universal de los gases. 1.544/mol

T : Temperatura Crítica $\circ R$

Para el sistema la temperatura crítica, es el mínimo valor de la temperatura del ambiente $T = 57^\circ F$, mostrado en la *tabla 2.4*.

$$v_{sonica} = \sqrt{K \cdot g \cdot R \cdot T}$$

$$v_{sonica} = \sqrt{1.18 \times 32.2 \times 1.544 \times 516.67}$$

$$v_{sonica} = 174.1 \frac{ft}{seg^2}$$

5.2.4.3 Cálculo De La Velocidad En La Línea De Gas

Para el cálculo de la velocidad en la línea de gas se utiliza la siguiente ecuación:

$$V_g = \frac{60 \cdot Z \cdot q_g \cdot T}{d^2 \cdot P} \quad (5.16)$$

Donde:

V_g : Velocidad del gas en $\frac{ft}{seg}$

Z : Factor de Compresibilidad del gas

q_g : Caudal del flujo de gas en *MMSCFD*

T : Temperatura de operación en $^{\circ}R$

d : Diámetro interno en *pu lg*

P : Presión de operación en *psia*

El factor de compresibilidad⁴¹ del gas es $Z = 0.95$

$$V_g = \frac{60 \cdot Z \cdot q_g \cdot T}{d^2 \cdot P}$$

Los datos de presión y temperatura para el cálculo de la velocidad de la línea de gas son:

Datos:

$$P = 14.75 \text{ psia}$$

$$T = 190^{\circ} F$$

$$T = 649.67^{\circ} R$$

$$q_g = 0.901 \text{ MMSCFD}^{42}$$

⁴¹ ROMO, LUIS Y CRIOLLO, RENAL, "Tratado de Termodinámica Química", Pág. 512

⁴² Millones de pies cúbicos Standard por día

Tabla 5.13 Velocidad de Gas a la Salida de Scrubber

CÉDULA 40

Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	Velocidad del gas (ft/seg)
2	2.067	529.44
4	4.026	139.56
6	6.065	61.49
8	7.981	35.51
10	10.02	22.53
12	11.938	15.87

5.2.4.4 Cálculo Del Número De Mach

Usando la ecuación 2.9, el Número de Mach es igual:

Tabla 5.14 Velocidad Sónica y el Número de Mach Para Gas

CÉDULA 40

Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	Velocidad del gas (ft/seg)	Velocidad Sónica (ft/seg)	Numero de Mach
2	2.067	529.44	174.1	3.041
4	4.026	139.56	174.1	0.802
6	6.065	61.49	174.1	0.353
8	7.981	35.51	174.1	0.204
10	10.02	22.53	174.1	0.129
12	11.938	15.87	174.1	0.091

5.2.4.5 Cálculo de la Pérdida de Presión Cada 100 ft en la línea de Gas

Para el cálculo de la pérdida de presión por cada 100 ft se utiliza la ecuación 5.5:

Flujo másico de gas:

$$W_{gas} = \rho_k \times q_{gas}$$

$$W_{gas} = 0.0657 \cdot \left(\frac{lb}{ft^3} \right) \times 37522.917 \cdot \left(\frac{ft^3}{hr} \right)$$

$$W_{gas} = 2465.256 \frac{lb}{hr}$$

Tabla 5.15 Pérdida de Presión Cada 100 ft en la salida de Gas

CÉDULA 40		
Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	ΔP_{100} (psi)
2	2.067	12.469
4	4.026	0.508
6	6.065	0.071
8	7.981	0.019
10	10.02	0.006
12	11.938	0.003

5.2.4.6 Cálculo De La Pérdida De Presión En La Línea De Gas.

Algunas ecuaciones fundamentales de la termodinámica son usadas tanto para los líquidos como para los gases.

Una de estas ecuaciones es la utilizada para calcular la pérdida de presión de gas en línea:

$$\Delta P = 12.6 \cdot \left(\frac{S \cdot q_g^2 \cdot Z \cdot T_1 \cdot f \cdot L}{P_1 \cdot d^5} \right) \quad (5.17)$$

Donde:

- ΔP : Pérdida de Presión en *psi*
- S : Gravedad específica del gas a condiciones Standard.
- q_g : Caudal del gas en *MMscfd*⁴³
- Z : Factor de Compresibilidad del gas
- T_1 : Temperatura del Fluido en $^{\circ}R$
- f : Factor de fricción de Moody
- L : Longitud en *ft*
- P_1 : Presión máxima en *psia*
- d : Diámetro interno en *pu lg*

Pero existen varias ecuaciones para determinar como resolver el factor de fricción de Moody, todas las ecuaciones tienen varias consideraciones que hay que tomar en cuenta, uno estos métodos para calcular la pérdida de presión en la línea de gas, es la ecuación desarrollada por Spitzglass⁴⁴, la misma que marca las siguientes consideraciones cuando se trabaja bajo condiciones atmosféricas:

⁴³ Millones de pies cúbicos Standard por día

⁴⁴ API RP 14E (RP 14E), Fifth Edition, October 1, 1991.

Consideraciones:

$$f = \left(1 + \left(\frac{3.6}{d} \right) + 0.03d \right) \left(\frac{1}{100} \right)$$

$$T = 520^\circ R$$

$$P_1 = 15 \text{ psi}$$

$$Z = 1.0$$

Con estas consideraciones, la pérdida de presión se calcula en términos de pulgadas de agua, por lo que la ecuación de Spitzglass, se escribe de la siguiente manera:

$$q_g = 0.09 \cdot \left[\frac{h_w \cdot d^5}{S \cdot L \cdot \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03 \cdot d \right)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (5.18)$$

Donde:

L : Longitud en *ft*

S_g : Gravedad específica del gas a condiciones Standard.

Para condiciones promedio de temperatura $T_{promedio} = 535^\circ$, la gravedad específica⁴⁵ $S_g = 0.65$.

d : Diámetro interno en *pulg*

q_g : Caudal del gas en *MMSCFD*⁴⁶

h_w : Pérdida de Presión en *pulgadas de agua*

⁴⁵ API RP 14E (RP 14E), Fifth Edition, October 1, 1991. Pág. 23

⁴⁶ Millones de pies cúbicos Standard por día

Por lo expuesto anteriormente la pérdida de presión en la línea de gas se calcula de la siguiente manera:

$$h_w = \frac{q_g^2 \cdot S \cdot L \cdot \left(1 + \frac{3.6}{d} + 0.03d\right)}{0.09^2 \cdot d^5} \quad (5.19)$$

Tabla 5.16 Pérdida de Presión En la línea de gas

CÉDULA 40

Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	Velocidad del gas (ft/seg)	Velocidad Sónica (ft/seg)	Número de Mach	ΔP_{100} (psi)	ΔP (psi)
2	2.067	529.44	174.1	3.041	12.469	11.4738
4	4.026	139.56	174.1	0.802	0.508	0.2942
6	6.065	61.49	174.1	0.353	0.071	0.0334
8	7.981	35.51	174.1	0.204	0.019	0.0081
10	10.02	22.53	174.1	0.129	0.006	0.0025
12	11.938	15.87	174.1	0.091	0.003	0.0011

Conclusiones:

- Como se puede observar la velocidad a lo largo de la línea de gas supera a la velocidad sónica calculada en el sub-capítulo 5.2.4.2. cuando se maneja un diámetro de 2", de igual manera, para este diámetro la velocidad supera la máxima velocidad permisible en una línea de gas, por lo cual no es aceptable para el diseño.

- De la misma manera como se muestra en el sub-capítulo 5.2.4.1, la velocidad del gas entre los diámetros de 4" a 12" no supera a la máxima velocidad que puede existir en una línea de gas.
- Como se puede observar en la tabla 5.13 la velocidad del gas con un diámetro de 2", 4" y 6" supera la velocidad de $60 \frac{ft}{seg}$, lo que indica que existirá problemas con el ruido con estos diámetros.
- El Número de Mach que se puede observar en la tabla 5.14 es menor a 1 en los diámetros de 4" a 12" y por lo tanto cumple con los parámetros de diseño del sub-capítulo 2.1.13.
- Las pérdidas de presión y velocidad en la línea de gas con un diámetro de 8" cumple con los parámetros de diseño.
- Como se puede notar el diámetro de 8" se encuentra por debajo del mínimo del rango permitido para la pérdida de presión.
- Se selecciona el diámetro de 8" por cumplir con los parámetros de diseño mencionadas en el sub-capítulo 2.1.13.

5.2.4.7 Pérdida De Presión Total Del Sistema

En la figura 5.4 se puede apreciar la nueva configuración del sistema de gas Blanket en el que se incorpora un nuevo Scrubber y se conecta con el Aeroenfriador E-1063, además la pérdida de presión total del sistema desde los tanques hasta el aeroenfriador.

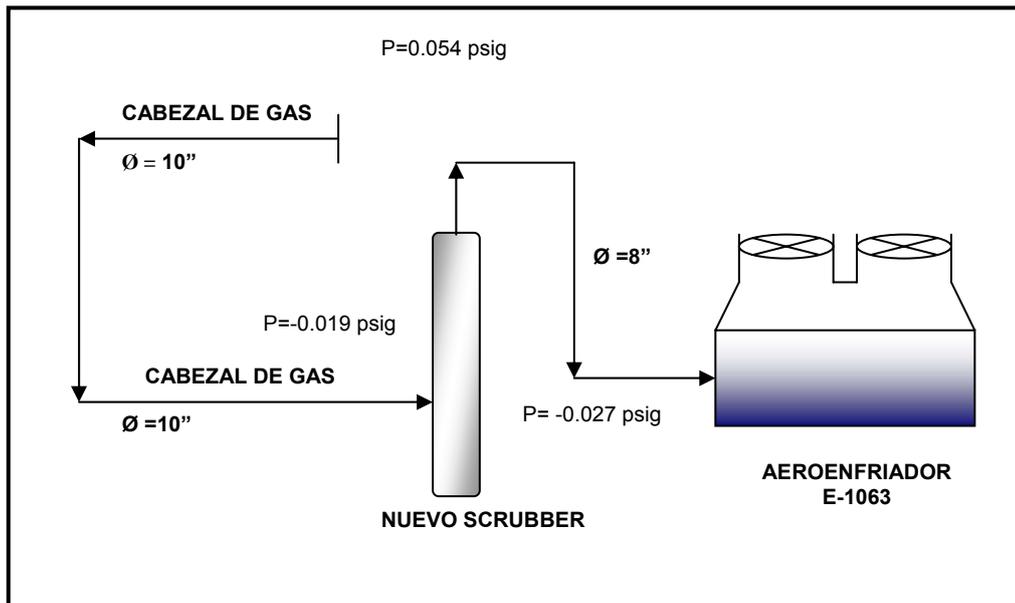


Fig. 5.4 Pérdida de Presión total en el sistema de Gas Blanket

Conclusiones

- Como se puede observar en la Figura 5.4 que las pérdidas de presión desde los tanques hasta el Aeroenfriador son mínimas, con lo que no es necesario instalación de nuevos equipos para mejorar la presión del sistema.
- La presión de entrada en el cabezal de alimentación al Aeroenfriador E-1063 es de -0.027 psig con lo cual cumple con el requerimiento a la entrada del compresor que no sea menor a -2 psig señalado en el subcapítulo 3.2.2.4.2.

5.2.5 Dimensionamiento del Nuevo Scrubber

Un Scrubber es un recipiente vertical u horizontal que recibe un fluido trifásico o bifásico, en este sistema se trata de un gas bifásico que es el gas Blanket, y que en su interior separa el gas del líquido por intermedio de mallas o paletas, con la finalidad de reutilizar el gas o el líquido.



Fig. 5.5 Fotografía Scrubber equivalente

El dimensionamiento del Scrubber⁴⁷ se basa en calcular el diámetro y la altura del Scrubber para conocer el volumen de líquido que se va a drenar tomando en consideración que el recipiente trabaja en un 50% de gas y 50% de líquido. Los cálculos del tanque se muestran en la hoja de cálculo que se muestra en el Anexo L. (Dimensionamiento Scrubber Gas Blanket).

⁴⁷ KEN ARNOLD AND STEWART, "Surface Production Operation, Design of Oil Handling Systems and Facilities", Capítulo 4, Pág 126.

Las dimensiones del recipiente son:

Tabla 5.17 Dimensiones del Nuevo Scrubber

SCRUBBER DE GAS	
DIÁMETRO INTERNO	3'-6"
ALTURA ENTRE COSTURA Y COSTURA S/S	8'
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ENTRADA	10"
DIÁMETRO DE LA SALIDA DE GAS	8"

5.2.6 Dimensionamiento de la Línea De Líquido (Línea De Drenaje)

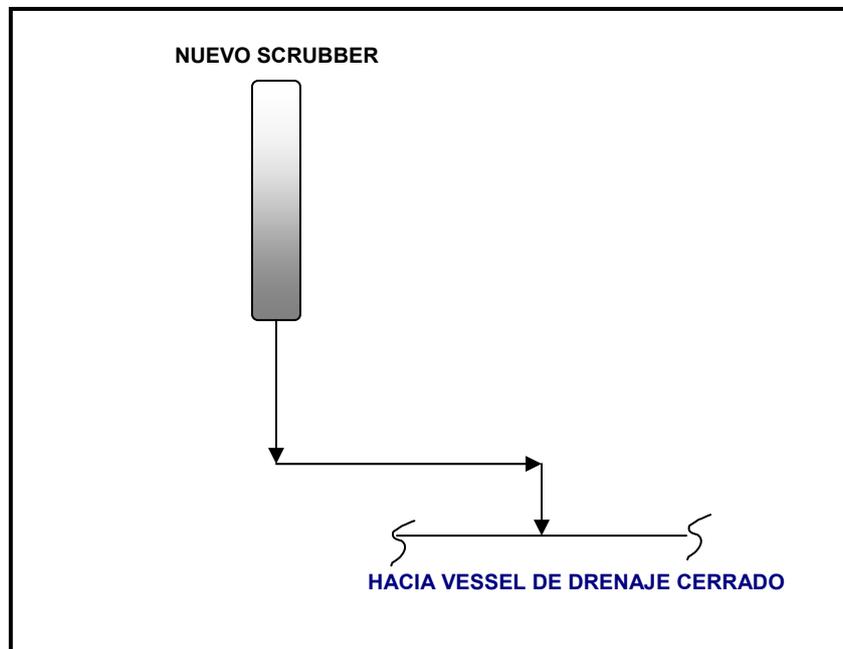


Fig. 5.6 Configuración de la línea de Drenaje

Para el cálculo de la velocidad de las líneas de líquidos se puede calcular con la siguiente expresión⁴⁸:

$$V_L = \frac{0.012 \cdot q_L}{d^2} \quad (5.20)$$

Donde:

V_L : Velocidad de salida del líquido en $\frac{ft}{seg}$

q_L : Caudal de líquido en *bpd*

d : Diámetro interno en *pu lg*

5.2.6.1 Caudal del Líquido a Drenar.

El diámetro de la tubería de drenaje del fluido condensado en el Scrubber esta calculado según el volumen acumulado de líquido, en el recipiente.

El volumen a desalojar es de:

$$V = \pi \cdot \frac{d^2}{4} \cdot h$$

Donde:

d : Diámetro, $d = 3'6''$

h : Altura desde el nivel de líquido a desalojar, $h = 1 \text{ ft}$

⁴⁸ API RP 14E (RP 14E), Fifth Edition, October 1, 1991. Pág. 15

$$V = \pi \cdot \frac{(3.5)^2}{4} \cdot (1)$$

$$V = 9.62 \text{ ft}^3$$

El caudal de líquido en la línea de drenaje del Scrubber es:

$$q_L = 71.96 \text{ gpm}$$

5.2.6.2 Cálculo De la Pérdida De Presión en la línea de Líquido⁴⁹

$$\Delta P = \frac{0.00115 \cdot f \cdot q_L^2 \cdot S_L}{d^5} \quad (5.21)$$

Donde:

ΔP : Pérdida de Presión

f : Factor de Fricción de Moody

q_L : Caudal de Gas en *bpd*

S_L : Gravedad Específica del líquido.

Para condiciones promedio de temperatura $T_{promedio} = 535^\circ$, la gravedad específica⁵⁰ $S_L = 0.85$.

El Factor de Fricción de Moody f , esta en función del número del Reynolds y de la rugosidad de la tubería.

⁴⁹ API RP 14E (RP 14E), Fifth Edition, October 1, 1991. Pág. 15

⁵⁰ API RP 14E (RP 14E), Fifth Edition, October 1, 1991. Pág. 23

Para su evaluación se puede hacer uso del Anexo M, en donde nos muestra el diagrama de Moody modificado⁵¹.

El número de Reynolds para la línea de líquido se lo determina con la ecuación 2.6:

Tabla 5.18 Velocidad y Pérdida de presión en la línea de drenaje

CEDULA 40						
Diámetro Nominal (in)	Diámetro Interior (in)	Velocidad de líquido $\frac{ft}{seg}$	Numero de Reynolds	Factor de Fricción de Moody	e/d	ΔP (psi)
2	2.067	7.5	2.41 E+02	0.019	0.00087	3.0764
4	4.026	1.851	1.16 E+02	0.0165	0.00045	0.0953
6	6.065	0.816	7.70 E+01	0.0159	0.0003	0.0118
8	7.981	0.471	5.85 E+01	0.0155	0.00023	0.0029
10	10.02	0.299	4.66 E+01	0.0154	0.00018	0.0009
12	11.938	0.211	3.91 E+01	0.0153	0.00015	0.0004

Conclusiones:

- Según los criterios de diseño planteados en el sub-capítulo 3.2.2.4.1, la velocidad debe estar en un rango entre 1.5 a $4 \left[\frac{ft}{seg} \right]$.
- En la tabla 5.16 se observa que la velocidad del líquido de la tubería de diámetro 4" se encuentra dentro del rango permitido para líneas de drenaje.

⁵¹ API RP 14E (RP 14E), Fifth Edition, October 1, 1991. Pág. 19

- La pérdida de presión en la línea de drenaje para el diámetro de 4", no es significativa ya que esta línea no tiene después ningún servicio adicional.
- Por lo cual se selecciona la tubería de diámetro 4" ya que cumple con los valores recomendados.

5.3 Especificación De Equipos Mayores

Se debe tener en consideración, que como se planteo en las alternativas en el punto 5.1, y teniendo en cuenta que no existe una pérdida de presión considerable para el ingreso al Aeroenfriador E-1063, no es necesaria la instalación de las bombas de vacío para la succión del fluido, lo que permite la considerable disminución de la inversión, ya que el precio de una bomba de vacío aumentaría el presupuesto del proyecto.

5.4 Diagrama De Instrumentos Y Tuberías

Ver Anexo N. Diagrama de Instrumentos y Tuberías P&ID 5010 Sistema de Drenaje.

Ver Anexo O. Diagrama de Instrumentos y Tuberías P&ID 5011 Scrubber de Gas Blanket.

Ver Anexo P. Diagrama de Instrumentos y Tuberías P&ID 5012 Aeroenfriador.

Ver Anexo Q. Diagrama de Instrumentos y Tuberías P&ID 5013 Nuevo
Scrubber de Gas Blanket

5.5 Layout De Implantación General

Ver Anexo R. 5.10 Layout de Implantación General LAYOUT 5000-1
Sistema de Gas de Blanket.

Ver Anexo S. 5.11 Layout de Implantación General LAYOUT 5000-2
Sistema de Gas de Blanket.

5.6 Lista De Líneas

Ver Anexo T. Listado de Líneas

5.7 Lista De Tie Ins

Ver Anexo U. Listado de Tie Ins

5.8 Lista De Equipos

Ver Anexo V. Listado de Válvulas

5.9 Clasificación De Áreas Peligrosas

Cuando se realizan nuevas instalaciones o ampliaciones en las facilidades de producción de crudo o de gas existentes, se debe evaluar el riesgo tanto de la instalación existente como el de la modificación o ampliación. Generalmente, la clasificación de áreas peligrosas requiere de un análisis de riesgos y seguridad del diseño donde puedan producirse emanaciones de gas o vapores inflamables.

Con el propósito de seleccionar y clasificar al sistema de gas blanket es necesario definir la clasificación de las mismas, basándose en los siguientes criterios tomados de la norma API RP 500⁵².

La clasificación del área peligrosa para el sistema de gas Blanket viene dada por la siguiente configuración según la norma API RP 500:

Tabla 5.19 Clasificación de Áreas Peligrosas

CLASIFICACIÓN ÁREAS PELIGROSAS		
Clase	División	Grupo

5.9.1 Clase

Es la naturaleza del producto que escapa a la atmósfera, el cual identifica la CLASE. La CLASE I se refiere a gases o vapores inflamables que están o

⁵² API RECOMMENDED PRACTICE 500 SECOND EDITION, NOVEMBER 1997, Recommended Practice for Classification of Locations for Electrical Installations at Petroleum Facilities Classified as Class I, Division 1 and Division 2.

pueden estar presentes en la atmósfera en cantidades suficientes para producir una mezcla explosiva con el aire. Este es el caso del gas blanket del NPF.

5.9.2 División

La frecuencia con la cual los gases o vapores inflamables pueden estar presentes en el sistema, es lo que define la DIVISIÓN.

Para el gas Blanket la clasificación es la DIVISIÓN 2 ya que podría existir escape de gases o vapores inflamables cuando se presenten únicamente condiciones de emergencia.

5.9.3 Grupo

La facilidad con la cual la mezcla inflamable tiende a incendiarse, dependiendo de los componentes que están presentes en los vapores o gases, es lo que define el GRUPO.

De acuerdo a la clasificación NEC⁵³, los grupos pueden ser A, B, C, D, dependiendo de los componentes que se encuentran en la atmósfera.

- **Grupo A** atmósferas que contienen acetileno

⁵³ NATIONAL ELECTRICAL CODE CRITERIA

- **Grupo B** atmósferas que contienen butadieno, óxido etileno, óxido propileno, acroleína, o hidrógeno. (Además otros gases o vapores que conllevan el mismo riesgo del hidrógeno).
- **Grupo C** atmósferas que contienen ciclopropano, ethil éter, etileno, o gases o vapores que conlleven el mismo riesgo.
- **Grupo D** atmósferas que contienen acetona, alcohol, amoníaco, benceno, benzol, butano, gasolina, hexano, metano, nafta, gas natural, propano o vapores con el mismo riesgo.

Para el sistema de gas Blanket se puede notar que se encuentra dentro del GRUPO D.

De acuerdo con la norma API RP 500 la clasificación de las áreas para el sistema de Gas Blanket son **CLASE 1 DIVISIÓN 2. GRUPO D.**

5.10 Simulación de la Alternativa

Ver Anexo W. Simulación del Sistema de Gas Blanket en el Software Hysys 3.1.

CAPÍTULO 6

ANÁLISIS ECONÓMICO Y FINANCIERO

6.1 Análisis Económico

6.1.1 Beneficios del Nuevo Sistema

El presente proyecto brindará a la empresa una solución energética limpia en cuanto a emisiones contaminantes al ambiente. El principal beneficio operativo del nuevo equipo del Sistema de Gas Blanket para Repsol YPF es el aumento de la calidad del secado del gas previo a su ingreso a los generadores.

Se muestra que la alternativa escogida operacionalmente es viable en relación a las alternativas planteadas, ahora tomando en consideración que existe un ahorro importante de un equipo costoso como es un compresor.

6.1.2 Costos Directos

Los costos directos son los valores de mayor importancia dentro del proyecto, ya que intervienen en el costo total del mismo. Los materiales y equipos inciden directamente en el costo total del mismo.

6.1.3 Materia Prima Directa

En la tabla 6.1 se muestran los precios de los materiales y equipos seleccionados a la fecha Diciembre/2006.

Tabla 6.1 Materiales y Equipos

CANTIDAD	DESCRIPCIÓN	COSTO UNITARIO (USD)	COSTO TOTAL (USD)
1	Scrubber de Gas $\phi = 3'6''$, $S / S = 8'$	60.000.00	60,000.00
1	10"-GA-123	1.000.00	1,000.00
1	10"-CK-163	1.100.00	1,100.00
1	10"-BA-127	900.00	900.00
1	2"-BA-117	430.00	430.00
2	8"-BA-127	800.00	1,600.00
1	4"-BA-113	500.00	500.00
1	4"-CK-163	350.00	350.00
80	PIPE 10"	125.00	10,000.00
12	PIPE 2"	10.00	120.00
15	PIPE 8"	105.00	1,575.00
4	PIPE 4"	21.00	84.00
TOTAL			77,659.00

Tabla 6.2 Inversión del Proyecto

DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	PRECIO ESTIMADO	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
OBRA CIVIL	1	\$ 3,500.00	\$ 3,500.00	\$ 3,500.00

Tabla 6.2 Inversión del Proyecto (Continuación)

OBRA ELÉCTRICA	1	\$ 1,860.00	\$ 2,000.00	\$ 2,000.00
INSTRUMENTACIÓN	1	\$ 5,430.00	\$ 5,500.00	\$ 5,500.00
CONSTRUCCIÓN DE SOPORTES	2	\$ 2,016.00	\$ 2,000.00	\$ 4,000.00
TRANSPORTE	1	\$20,000.00	\$20,000.00	\$ 20,000.00
MONTAJE	1	\$ 4,000.00	\$ 4,000.00	\$ 4,000.00
TIE-INS	5	\$15,000.00	\$15,000.00	\$ 80,000.00
				\$119,000.00

6.2 Análisis Financiero

Tabla 6.3 Análisis Financiero

FLUJO DE CAJA				
RUBRO	MES 0	MES 1	MES 2	MES 3
ESTUDIOS E INGENIERÍA	\$ 25,000.00			
EQUIPOS		\$30,000.00	\$30,000.00	
MATERIALES		\$17,659.00		
MONTAJE Y CONSTRUCCIÓN		\$ 7,500.00	\$24,000.00	\$ 87,500.00
IMPREVISTOS		\$ 5,660.00	\$ 5,660.00	\$ 5,660.00
PUESTA EN MARCHA				\$ 5,000.00
FLUJO NETO	\$ 25,000.00	\$60,819.00	\$59,660.00	\$ 98,160.00
VAN AL 12%	\$196,731.61			

Como se puede notar en el Análisis Financiero del proyecto “OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO PARA EL SISTEMA DE GAS BLANKET EN EL NPF”, requiere un desembolso inicial de \$25,000.00 que corresponde al mes 0 por el concepto de Estudios e Ingeniería, posteriormente se debe cumplir con desembolsos mensuales con un cronograma estimado de cuatro meses.

El Flujo de valores señala un valor actual neto de \$196.731,61 que es el costo total del proyecto tomando en cuenta el valor del dinero en el tiempo. Además la inversión que se destina no es muy fuerte con la relación al rendimiento que va a existir en el Sistema.

CAPÍTULO 7

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1 Conclusiones

1. El permitir que el Gas Blanket ingrese a un Scrubber de Gas, proporciona que el gas llegue a los compresores lo más seco posible, para que no existan problemas de condensados en los equipos que reciben el gas.
2. El requerimiento de gas Blanket según la Norma API 2000 depende de la capacidad del tanque de almacenamiento, más no del volumen de operación, ni de la producción.
3. Las pérdidas de presión de todo el sistema, permiten que el gas ingrese al compresor del Aeroenfriador sin que se requieran equipos adicionales que succionen el gas; además, la implantación de un nuevo compresor para la succión es innecesario, desde el punto de vista económico.
4. Todas las pérdidas de presión y velocidades en cada una de las líneas de gas y de líquido se encuentran dentro de los rangos permitidos según los criterios de diseño.

5. El simulador Hysys 3.1, permite conocer diferentes variables de utilidad por ejemplo presión, temperatura, flujo, calor específico, densidad, etc., para cualquier cálculo adicional
6. La optimización del sistema de gas obedece a exigencias específicas debido a las normas ambientales que hoy en día se están implementando en las empresas públicas y privadas.
7. La utilización del gas Blanket ofrece grandes ventajas al sistema de generación de electricidad, pues además de disminuir el uso de combustibles fósiles, reduce las emisiones de gases de efecto invernadero y otros contaminantes al frágil medio ambiente de la zona.

7.2 Recomendaciones

1. Las empresas públicas y privadas deberían auspiciar e impulsar la investigación y el desarrollo de proyectos teórico-prácticos para resolver sus necesidades y así cooperar con el desarrollo profesional de los estudiantes.
2. Prepararse en los paquetes computacionales que se están manejando en empresas petroleras como herramienta para proyectarse en el campo profesional.

3. Conocer las normas que las industrias manejan y aplican en sus diferentes áreas, puestas éstas marcan el estado y el desarrollo de la industria en el Ecuador.
4. Generar lazos más estrechos entre los centros de educación superior y las empresas públicas o privadas, para ejecutar convenios de cooperación mutua, y tomar mayor ingerencia en su cumplimiento.
5. Impulsar para que los estudiantes desarrollen un idioma extranjero mas avanzado, ya que en el área petrolera los equipos y operaciones que se realizan son manejados en un idioma extranjero.

REFERENCIAS

1. Bibliografía

- **CUEVA CEVALLOS, DIEGO FRANCISCO.** Utilización del gas producido en el campo Bermejo para la generación de electricidad y sustitución de diesel. Escuela Politécnica Nacional. Facultad de Geología, Minas y Petróleo. Quito, Febrero del 2001.
- **CONSIDINE, DOUGLAS M. P.E.** Tecnología del Gas Natural, Ingeniero Consultor, Los Ángeles, California, Publicaciones Marcombo s.a. México – Barcelona.
- **STREETER, VÍCTOR.** Mecánica de Fluidos. Novena Edición. McGraw-Hill Interamericana, S.A.
- **MOTT, ROBERT L.** Mecánica de Fluidos Aplicada. Traducido autorizada de la edición en inglés publicada por Prentice-Hall Inc. Cuarta Edición. Publicada por Prentice Hall Hispanoamericana, S.A.
- **CAMPBELL, JOHN M.** Gas Conditioning and Processing. Volume 2: The Equipments Modules. Seventh Edition. Library of Congress Catalog Card No.: 76-157183. Third Printing, November 1998. Version No.: GCP02-07.03.98. Printed and Bound in U.S.A.

- **BRANAN, CARL.** Rules of Thumb for Chemical Engineers. Third Edition. Gulf Professional Publishing an imprint of Elsevier Science. Copyright © by Elsevier (USA). All rights reserved. Originally published by Gulf Publishing Company, Houston, TX.
- **GPSA**, Data Book, Vol. II, Gas Processors Suppliers Association, 10th Ed., 1987.
- **ROMO, LUIS Y CRIOLLO, RENAL**, “Tratado de Termodinámica Química”.
- **SALDARRIAGA, JUAN**, Hidráulica de tuberías. McGraw-Hill Interamericana, S.A.
- **KEN ARNOLD AND STEWART**, Surface Production Operation, Design of Oil Handling Systems and Facilities.
- **JAMES E. A. JOHN**. “Introducción a la Mecánica de los Fluidos”, Editorial Prentice/Hall Internacional.
- **API RECOMMENDED PRACTICE 500**, “Recommended Practice for Classification of Locations for Electrical Installations At Petroleum Facilities Classified as Class I, Division 1 And Division 2”, Second Edition, November 1997.

- **API STANDARD 2000**, “Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks”, Nonrefrigerated and Refrigerated, Fifth Edition, April 1998.

- **API RECOMMENDED PRACTICE 14E (RP 14 E)**, “Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems, Fifth Edition, October 1, 1991.

ANEXO A

PRONÓSTICO DE PRODUCCIÓN DEL BLOQUE 16
2005 HASTA EL 2022

ANEXO B

CROMATOGRAFÍA DE GAS BLANKET PARA EL NPF Y SPF.

FECHA: 06 MARZO DEL 2006

ANEXO C

NIVELES DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS

ANEXO D

ILUSTRACIÓN DE EQUIPOS

ANEXO E

MÁXIMAS ALTURAS OPERATIVAS DE LOS EQUIPOS

ANEXO F

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS

ALTERNATIVA 1

ANEXO G

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS

ALTERNATIVA 2

ANEXO H

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS

ALTERNATIVA 3

ANEXO I

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS SELECCIONADO

ANEXO J

CROMATOGRAFÍA DE GAS BLANKET PARA EL NPF Y SPF.

FECHA: 10 MAYO DEL 2006

ANEXO K

CUADRO PARA UN RÉGIMEN DE FLUJO HORIZONTAL

ANEXO L

DIMENSIONAMIENTO SCRUBBER GAS BLANKET

ANEXO M

DIAGRAMA DE MOODY MODIFICADO

ANEXO N

DIAGRAMA DE INSTRUMENTOS Y TUBERÍAS

P&ID 5010 SISTEMA DE DRENAJE

ANEXO O

DIAGRAMA DE INSTRUMENTOS Y TUBERÍAS

P&ID 5011 SCRUBBER DE GAS BLANKET

ANEXO P

DIAGRAMA DE INSTRUMENTOS Y TUBERÍAS

P&ID 5012 AEROENFRIADOR

ANEXO Q

DIAGRAMA DE INSTRUMENTOS Y TUBERÍAS
P&ID 5013 NUEVO SCRUBBER DE GAS BLANKET

ANEXO R

LAYOUT DE IMPLANTACIÓN GENERAL

LAYOUT 5000-1 SISTEMA DE GAS BLANKET

ANEXO S

LAYOUT DE IMPLANTACIÓN GENERAL

LAYOUT 5000-2 SISTEMA DE GAS BLANKET

ANEXO T

LISTADO DE LÍNEAS

ANEXO U

LISTADO DE TIE INS

ANEXO V

LISTADO DE VÁLVULAS

ANEXO W

SIMULACIÓN EN HYSYS DEL SISTEMA DE GAS BLANKET