

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA**



**DISEÑO DE UN SEPARADOR DE PRUEBA PARA FLUJO DE GAS Y
LIQUIDO DE 77 MMSCFD DE CAUDAL DE ENTRADA Y 2151 PSI DE
PRESIÓN DE OPERACIÓN**

INFORME DE SUFICIENCIA.

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO MECÁNICO**

VICTOR SIERRALAYA ZURICHAQUI

PROMOCION 2011-I

LIMA – PERU

2014

**DISEÑO DE UN SEPARADOR DE PRUEBA PARA FLUJO DE GAS Y
LIQUIDO DE 77 MMSCFD DE CAUDAL DE ENTRADA Y 2151 PSI DE
PRESIÓN DE OPERACIÓN**

DEDICATORIA

A mi madre, que por su ejemplo a seguir me da fuerzas para luchar en la vida y de esta manera por conseguir mis metas trazadas.

SUMARIO

El presente Informe de título diseño de un separador de prueba para flujo de gas y líquido de 77 mmscfd de caudal de entrada y 2151 psi de presión de operación, la cual es un recipiente a presión que cumple la función de estimar, medir y monitorear la composición o formación que tienen los gases en los reservorios a la salida de pozo, ello también nos ayuda para la determinación de la eficiencia en la producción de los pozos de gas natural, todo esto mediante una separación del gas seco de los líquidos que se extraen de los pozos, este proceso se lleva a cabo en el equipo separador de prueba.

Inicialmente se detalla la ubicación de la planta de producción (Kinteroni – Lote 57) en la que va operar este equipo separador de prueba, presentando también las características gas natural o flujo bifásico (gas y líquidos) a extraer de los pozos. Luego se mencionan ejemplos de tipos de separadores usados en la industria del petróleo así como su criterio de seleccionarlos.

Por último se detalla los aspectos teóricos para la realización del diseño del separador de prueba, finalizando con la aplicación de esta teoría en los análisis de cálculo y diseño en nuestro proceso en particular.

CONTENIDO

PROLOGO.....	1
CAPITULO 1	
INTRODUCCIÓN	3
1.1. ANTECEDENTES	5
1.2. OBJETIVO	6
Objetivo General.....	6
Objetivos Específicos	6
1.3. METODOLOGÍA DE TRABAJO.....	7
1.4. ALCANCES TÉCNICOS.....	8
1.5. JUSTIFICACIÓN.....	9
CAPITULO II	
DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO Y DEL PROCESO PRODUCTIVO	11
2.1. PRESENTACIÓN DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN	11
2.1.1. UBICACIÓN DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN	11
2.1.2. CARACTERÍSTICA DEL FLUIDO DE EXTRACCIÓN	12
2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO	14
2.3. CONDICIONES DE OPERACIÓN	17
CAPITULO III	
FUNDAMENTO TEORICO	18
3.1. EL GAS NATURAL	18
3.1.1. EXTRACCIÓN DEL GAS NATURAL	19
3.1.2. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL	20
3.1.3. VENTAJAS QUE OFRECE EL GAS NATURAL	21
3.1.4. PRINCIPALES USOS DEL GAS NATURAL POR SECTOR PRODUCTIVO.....	22
3.2. SEPARADORES.....	23
3.2.1. TIPOS DE SEPARADORES SEGÚN EL TIPO DE FLUJO A SEPARAR.....	25
1.2.1.1 SEPARADORES DE PRODUCCION.....	25
1.2.1.2 SEPARADORES DE PRUEBA	26

1.2.1.3	SLUG CATCHERS	27
1.2.1.4	SCRUBBERS	30
1.2.1.5	KNOUT OUT DRUM (KOD)	32
3.2.2.	SEPARADORES Y REQUERIMIENTOS PARA SU PROCESO	33
3.2.3.	SEPARADORES GAS – LÍQUIDO.....	34
3.2.3.1.	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO	34
3.2.4.	SEPARADORES HORIZONTALES.....	35
3.2.5.	SEPARADORES VERTICALES.....	37
3.2.6.	ELEMENTOS INTERNOS.....	39
3.2.7.	CRITERIOS DE SELECCIÓN.....	44

CAPITULO IV

DESARROLLO DE LA SOLUCIÓN EL PROBLEMA	46	
4.1.	DISEÑO TEÓRICO DEL RECIPIENTE	46
4.2.	SELECCIÓN DEL TIPO DE SEPARADOR	47
4.3.	ASENTAMIENTO DEL LÍQUIDO	48
4.4.	TIEMPO DE RETENCIÓN.....	53
4.5.	PROCEDIMIENTO PARA EL DISEÑO	53
4.5.1.	CALCULO DEL DIÁMETRO Y LONGITUD DEL SEPARADOR HORIZONTAL.....	54
4.5.2.	SELECCIÓN DE BOQUILLAS DE ENTRADA Y SALIDA PARA EL SEPARADOR.....	60
4.5.3.	DISEÑO MECÁNICO DEL RECIPIENTE.....	64
4.5.4.	APLICACIÓN DEL PROCEDIMIENTO DE DISEÑO PARA NUESTRO PROCESO:	70
4.5.4.1.	CALCULO DE DIMENSIONES PARA EL SEPARADOR.....	71
4.5.4.2.	SELECCIÓN DE BOQUILLAS DE ENTRADA Y SALIDA	80
	PARA EL SEPARADOR:	80
4.5.4.3.	DISEÑO MECÁNICO DEL SEPARADOR.....	83
4.6.	ESTIMACIÓN DE COSTOS PARA LA IMPLEMENTACIÓN DEL SEPARADOR.....	89
4.6.1.	COSTO PARA LA ADQUISICIÓN DE MATERIALES	89
4.6.2.	COSTO PARA LA PARTE CONSTRUCTIVA.....	90
4.6.3.	COSTO POR SEGURO DE USO DEL EQUIPO.....	90

CONCLUSIONES	91
RECOMENDACIONES	93
BIBLIOGRAFIA	94
ANEXOS	95

PRÓLOGO

El presente Informe, tiene la finalidad de mostrar el diseño de un equipo que separa el gas natural, de los líquidos que lo acompañan. Normalmente, el gas natural que fluye por un ducto, viene acompañado de combustibles líquidos (propano, butano, etc.) por lo que recibe el adjetivo de flujo bifásico.

Este gas, proveniente de reservorios de la región selva, zona denominada lote 57 (Proyecto Kinteroni), se separa de los líquidos debido a factores económicos, aprovechamiento energético y cuidado del medio ambiente. Para la separación del gas, se diseñan equipos separadores sofisticados, tales como el Slug Catcher, el Knout Out Drum (KOD), Sumidero, Flare, etc.

En este informe se presenta el proceso de diseño de un separador de prueba que debe ser instalado y funcionar en la planta Kinteroni, muy cercano a los pozos. Para lograr este objetivo, el informe se ha dividido en cuatro capítulos que se mencionan a continuación:

En el primer capítulo, se menciona la introducción, antecedentes, objetivos, así mismo se describe la metodología del trabajo y los alcances técnicos del informe.

En el segundo capítulo, se describe el producto y el proceso productivo de la planta de REPEXSA, lo cual nos dará un enfoque sobre la planta de extracción del gas natural y una presentación del producto (características y composición real del gas).

En el tercer capítulo se presenta el fundamento teórico del informe, el cual es importante para reforzar el concepto de gas natural, los tipos de gas natural que existen, la importancia de extraerlo y las ventajas que ofrece. También se describen las características de los separadores y sus criterios de selección.

En el cuarto capítulo se presenta el diseño del separador, el cual indicará los cálculos realizados y su contrastación con nuestro proceso extractivo en particular.

En resumen, el contenido del informe muestra los pasos necesarios para el diseño de los separadores de prueba, así como también resalta la importancia de realizar el proceso de separación.

CAPITULO 1

INTRODUCCIÓN

El gas natural, formado a partir de los sedimentos orgánicos reunidos en un ambiente muy pobre en oxígeno, es una mezcla de hidrocarburos en la cual predomina el metano (CH_4) seguido del etano (CH_3) y otros hidrocarburos en menor proporción.

Hace 50 años, la población mundial dependía netamente del petróleo, pero debido al agotamiento gradual de las reservas de este combustible, los precios se han disparado hasta límites que superan todos los pronósticos, por lo que la búsqueda de nuevos yacimientos es constante e incluso ha sido causa de diversos conflictos entre países.

El lote 57 posee una temperatura ambiente promedio 24°C (76°F), presión barométrica de 13.36 psia, con una humedad relativa promedio 80%.

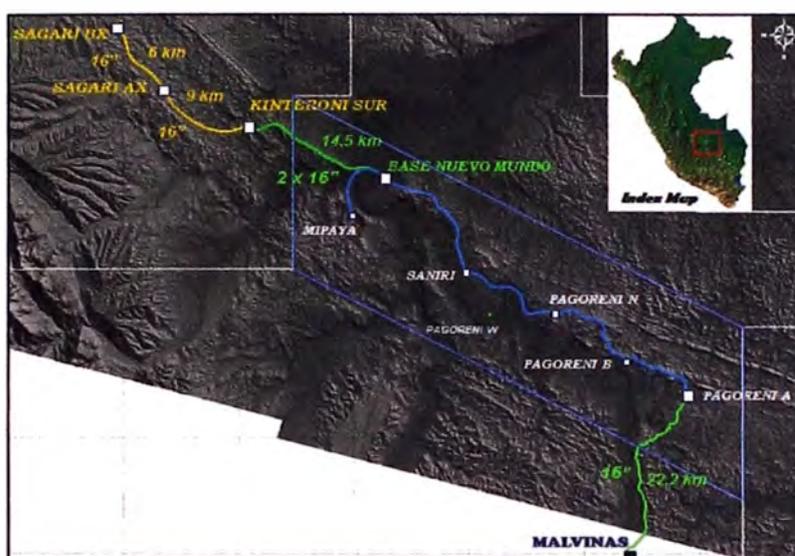


Figura 2.1 – Ubicación del Lote 57

2.1.2. CARACTERÍSTICA DEL FLUIDO DE EXTRACCIÓN

En la Tabla 1 se encuentran las características promedio del gas en base seca, entregadas por REPEXSA. La composición del fluido y sus características están consignadas en la tabla 27 del estudio “*Gas Condensate PVT Study* elaborado por Schlumberger” y suministrado por REPEXSA.

El contenido de agua libre suministrado por REPEXSA fue de 1,2 Bbls/MMscfd @ 1850 psig y 120° F.

CAPITULO II

DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO Y DEL PROCESO PRODUCTIVO

2.1. PRESENTACIÓN DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN

2.1.1. UBICACIÓN DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN

REPEXSA Exploración Perú es operador del Lote 57 – Proyecto Kinteroni, para operaciones petroleras, el cual está ubicado entre las provincias de Satipo del Departamento de Junín, Atalaya del Departamento de Ucayali y la Convención del Departamento de Cusco. El Lote 57 está delimitado por el norte con el Lote 90 y por el Sur con el Lote 56 donde se ubica la estación Nuevo Mundo y Pagoreni-A y el Lote 88, donde se encuentra la estación de Malvinas. El lote 57 se encuentra a una distancia de 300 km al este de la ciudad de Lima y el área de concesión actual es de 5.71Ha.

Unos de los primeros pasos para cumplir este fin en el proceso de extracción, es el uso de un equipo separador de prueba que permite evaluar las condiciones o características que tiene el combustible en la salida del pozo a lo largo del tiempo, ya sea en la proporción o en la cantidad de sus componentes o si existiera algún producto contaminante (como CO₂, H₂S, por ejemplo)

El presente informe desarrolla el estudio y diseño de un separador de prueba lo cual representa un aporte académico de manera ordenada y aplicativa para el proceso de separación de gas y líquidos.

Un juego de válvulas permite cambiar el flujo que entra al separador para evaluar otro pozo.

La calidad del diseño depende de la información recibida en calidad de datos del flujo, tal como el análisis cromatográfico, presión del gas, caudales, temperatura, etc.

1.5. JUSTIFICACIÓN

Según el Ministerio de Energía y Minas, el Perú tiene reservas de gas natural para los siguientes 50 años, con reservas actuales de alrededor de 14 trillones de pies cúbicos (TCF). Esto impulsa a compañías privadas para hacer estudios de posibles yacimientos para la extracción de gas natural a futuro.

Debido a la necesidad de reducir el impacto ambiental en la ejecución de un proyecto de extracción de gas natural, se plantean acuerdos entre el estado, la compañía que explotará el gas natural y los pobladores ubicados en la zona de la extracción. Esto con el objetivo de que la compañía que se encargará de la extracción del potencial energético, busque alternativas para reducir la contaminación ambiental, el impacto ecológico, etc. Como ejemplo, las empresas de extracción deben realizar estudios del fluido a extraer y emplear equipos que permitan llevar un proceso eficaz y eficiente en sus procesos de extracción. Esto reduciría sin duda el impacto ecológico.

los procesos de flujo de gas y líquido, y con ello estimaremos el dimensionamiento del separador.

Este separador cuenta con un elemento interno llamado *demister* que permite obtener una separación de líquido más eficiente, así como también sirve como superficie colectora de líquido.

Para el diseño mecánico se cuenta con las recomendaciones del código ASME SEC VIII DIVISION I. Para la selección del material del separador usaremos la norma ASME SEC II. Para el diseño de conexiones o boquillas emplearemos la norma API 14 E. Para la elección de clase de bridas nos apoyaremos de la norma ASME 16.5.

1.4. ALCANCES TÉCNICOS

El separador que se va a diseñar es un separador de prueba, es decir, el gas se separa de los condensados es solo para monitoreo o para evaluar la eficiencia de cada pozo. Luego de las mediciones, los flujos se unen para ser bombeados por el ducto que los transporta a la siguiente planta denominada Nuevo Mundo.

En la planta Nuevo Mundo el flujo bifásico es separado definitivamente para su proceso final y comercialización.

El separador diseñado opera con el flujo proveniente de un solo pozo dado que la finalidad de la separación es solo para evaluar la rentabilidad del pozo en donde se instala el separador de prueba.

- Entender el proceso que se lleva a cabo para la separación de gas natural con los líquidos.
- Entender la importancia que tiene la instalación de un equipo separador de gases, y las consecuencias que podría tener no incluir su instalación.
- Aportar con aplicaciones en diseño de recipientes a presión para la formación de los futuros ingenieros que deseen investigar sobre este tema.
- Conocer los requerimientos de diseño para el cuerpo del separador. La importancia de la aplicación de normas técnicas internacionales para el desarrollo del diseño del equipo separador
- Evaluar la velocidad de erosión del flujo bifásico para considerarlo en el diseño. Ello asegura un funcionamiento normal en el separador.

1.3. METODOLOGÍA DE TRABAJO

Nuestros cálculos se harán en base a las propiedades del flujo de extracción tales como: caudal, condiciones de operación, características del fluido. Por ejemplo, analizaremos la velocidad adecuada del flujo para asegurar la separación de sus componentes (gas y líquido) aplicando ecuaciones de la mecánica de fluidos, que será nuestra principal herramienta para el diseño del separador. Además, contaremos con el uso de la norma API 12 J que nos da recomendaciones respecto a

prueba pueden ser de dos o tres fases, horizontales, verticales o esféricos. También pueden ser permanentes o portátiles. En ocasiones, los separadores de prueba están equipados con diferentes medidores para determinar las tasas de petróleo, agua y gas, que son importantes para diagnosticar problemas del pozo, evaluar el rendimiento de producción de pozos individuales y manejar las reservas adecuadamente.

Por estas razones expuestas, la carencia de un separador de prueba se puede convertir en un gran problema en la planta Kinteroni, el mismo que debería ser resuelto de la manera más rápida posible.

1.2. OBJETIVO

Objetivo General

El objetivo general del presente informe es diseñar un separador de prueba que permita asegurar una correcta separación del gas seco de los líquidos, para así poder evaluar el rendimiento de la producción de los pozos de gas natural del lote 57 (Kinteroni). Esto permitiría diagnosticar los problemas que podría tener cada pozo en forma independiente y evaluar cuan beneficiosa resultaría la extracción de gas natural.

Objetivos Específicos

Los objetivos específicos del presente informe son:

- Estimar los costos y conocer el tiempo necesario para la implementación del equipo separador de prueba.

1.1. ANTECEDENTES

Al extraer el gas natural de los pozos petroleros, este no se encuentra solo, es decir, viene acompañado de líquidos y en otros casos de sólidos.

Realizar un proceso de bombeo con este flujo, conllevaría a daños en los equipos, por ejemplo, los compresores que están diseñados solo para trabajar con gas, se dañarían al ingresar líquidos, y esto conllevaría a una baja productividad de la empresa cuyo negocio es extraer la mayor cantidad de gas natural posible.

Por otro lado, expulsar los condensados (líquidos) a la atmósfera, produciría daños enormes al medio ambiente.

Además, para tipificar un pozo de gas natural se usa un parámetro denominado Gas-Oil-Ratio (GOR) o Relación-Gas-Líquidos. Este parámetro mide la relación entre la cantidad de gas en **scf** (pie cúbicos estándar) y la cantidad de líquidos condensados en **Bbl** (barriles).

La determinación del GOR se realiza con un análisis cromatográfico del gas que sale del pozo, y puede cambiar en el tiempo. Un separador de prueba diseñado específicamente para este efecto, puede permitir un seguimiento del GOR en el tiempo, es decir se puede estimar el tipo de formación que tienen estos flujos y de esta manera monitorear la rentabilidad del pozo.

Un separador de prueba es un recipiente utilizado para separar y medir cantidades relativamente pequeñas de petróleo y gas. Los separadores de

Debido a esto, el gas natural se presenta como una buena alternativa para sustituir al petróleo y para esto se viene desarrollando amplios estudios sobre el uso y manejo del gas natural.

El gas natural resulta más costoso que el petróleo en su extracción, además de la gran logística que demanda por el tema de seguridad y salud ocupacional, pero resulta una fuente energética con menor impacto ambiental en relación al petróleo debido a su composición, Además, permite el desarrollo de las zonas en donde se ubican los yacimientos, ya sea con nuevos puestos de trabajos, canon, escuelas o capacitaciones técnicas.

La promoción del uso de este combustible es parte de la responsabilidad que tenemos los países para no seguir contaminando el medio ambiente y reducir los costos debido al menor precio de este combustible.

Durante la explotación de un pozo de gas natural, es necesario evaluar la rentabilidad de pozo que se determina mediante un parámetro denominado Gas-Oil-Ratio (GOR) o Relación-Gas-Líquidos, cuya medición se realiza con medidores multifasicos o con un separador de prueba como el que se pretende diseñar en este trabajo.

Por esto, siendo el desarrollo de una cultura del Gas Natural un tema de importancia estratégica para el país, es que planteamos realizar el diseño de un separador de prueba y dejar antecedentes para futuros diseños

El agua de saturación en cabeza de pozo estimada por simulación fue de 193 lb/MMscfd @ 1850 psig y 120° F.

Según la tabla 1, el GOR (relación gas – líquido) es de 32000 scf/bbl lo cual es un valor alto característico de los yacimientos de gas natural.

Tabla 1: Características físicas y composición química del gas en base seca

Client: Repsol peru
Well: Kinteroni-1X
Rig: Saxon-137

Field: Kinteroni
Job #: 200800048
Reservoir: Lower NIA

Schlumberger

Table 27: C30+ Composition, GOR, °API, by Zero-Flash(Recombined Sample)

Reservoir Temperature: 174°F, Reservoir Pressure:3348 psia

DST 2: Recombined (GOR of 32.000 SCF/BBL) GSB S/N 2494 and CSB S/N 5250-EA (Cylinder CSB 2904-MA),

Component	MW (g/mole)	Flashed Gas		Flashed Liquid		Monophasic Fluid	
		WT %	MOLE %	WT %	MOLE %	WT %	MOLE %
Carbon Dioxide	44.01	0.62	0.28	0.00	0.00	0.57	0.28
Hydrogen Sulfide	34.08	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrogen	28.01	1.22	0.86	0.00	0.00	1.12	0.85
Methane	16.04	70.33	86.56	0.00	0.00	64.56	85.41
Ethane	30.07	9.43	6.19	0.00	0.00	8.66	6.11
Propane	44.10	6.35	2.84	0.04	0.13	5.83	2.81
I - Butane	58.12	1.32	0.45	0.05	0.11	1.21	0.44
N - Butane	58.12	2.85	0.97	0.21	0.47	2.63	0.96
I - Pentane	72.15	1.26	0.35	0.36	0.65	1.19	0.35
N - Pentane	72.15	1.37	0.37	0.59	1.07	1.30	0.38
C6	84.00	1.97	0.46	2.98	4.66	2.06	0.52
M-C-Pentane	84.16	0.15	0.04	0.41	0.65	0.17	0.04
Benzene	78.11	0.06	0.01	0.13	0.21	0.06	0.02
Cyclohexane	84.16	0.22	0.05	0.67	1.05	0.26	0.06
C7	96.00	1.33	0.27	6.85	9.37	1.78	0.39
M-C-Hexane	98.19	0.41	0.08	2.76	3.69	0.60	0.13
Toluene	92.14	0.13	0.03	1.05	1.49	0.20	0.05
C8	107.00	0.71	0.13	12.17	14.93	1.65	0.33
E-Benzene	106.17	0.00	0.00	0.22	0.27	0.02	0.00
M/P-Xylene	106.17	0.04	0.01	1.71	2.11	0.18	0.04
O-Xylene	106.17	0.01	0.00	0.51	0.63	0.05	0.01
C9	121.00	0.18	0.03	12.68	13.76	1.21	0.21
C10	134.00	0.04	0.01	13.31	13.04	1.13	0.18
C11	147.00	0.00	0.00	10.57	9.44	0.87	0.13
C12	161.00	0.00	0.00	8.10	6.61	0.66	0.09
C13	175.00	0.00	0.00	6.70	5.03	0.55	0.07
C14	190.00	0.00	0.00	4.92	3.40	0.40	0.05
C15	206.00	0.00	0.00	3.95	2.52	0.32	0.03
C16	222.00			2.66	1.57	0.22	0.02
C17	237.00			1.84	1.02	0.15	0.01
C18	251.00			1.40	0.73	0.12	0.01
C19	263.00			0.94	0.47	0.08	0.01
C20	275.00			0.62	0.29	0.05	0.00
C21	291.00			0.40	0.18	0.03	0.00
C22	300.00			0.27	0.12	0.02	0.00
C23	312.00			0.18	0.08	0.01	0.00
C24	324.00			0.13	0.05	0.01	0.00
C25	337.00			0.09	0.04	0.01	0.00
C26	349.00			0.08	0.03	0.01	0.00
C27	360.00			0.06	0.02	0.01	0.00
C28	372.00			0.06	0.02	0.00	0.00
C29	382.00			0.06	0.02	0.00	0.00
C30+	425.37			0.27	0.08	0.02	0.00
Total		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
MW			19.75		131.27		21.22
MOLE RATIO			0.9867		0.0133		

El fraccionamiento es un proceso que consiste en separar los líquidos del gas natural (LGN) para ser convertidos en gas licuado de petróleo (GLP) y gasolina natural.

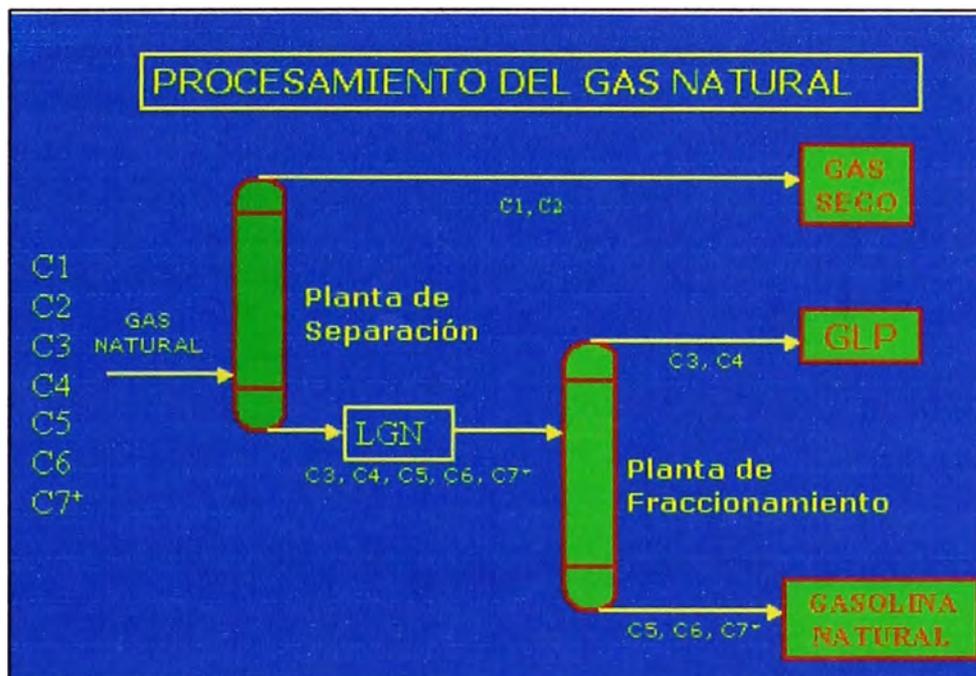


Figura 3.3 – Procesamiento del Gas Natural

3.1.3. VENTAJAS QUE OFRECE EL GAS NATURAL

Comodidad: Al ser una energía de suministro continuo esta siempre disponible en la cantidad y en el momento que se le necesite.

Limpieza: El gas natural es menos contaminante que los combustibles sólidos y líquidos.

Por un lado, como cualquier otro combustible gaseoso, no genera partículas sólidas en los gases de la combustión, produce menos CO₂ (reduciendo así el efecto invernadero), menos impurezas, como por

Los reservorios se clasifican mediante un número que relaciona la cantidad de gas en relación del líquido hallado. El número que lo relaciona es conocido en la industria petrolera como **GOR** el cual se da de la siguiente manera:

Reservorios de Petróleo, el GOR tiene valores menores de 1000 scf/bbl

Reservorios de Gas –condensado, el GOR tiene valores mayores de 70000 scf/bbl

Reservorios de Gas Húmedo, el GOR tiene valores mayores de 15000 scf/bbl

3.1.2. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

El gas natural una vez extraído de los reservorios se somete a un proceso de separación.

Mediante el proceso de separación se obtiene:

- Gas natural seco (metano y etano) que se transporta por gasoductos a los centros de consumo.
- Líquidos de gas natural (propano, butano, pentano y más pesados) que se transporta por poliductos hasta una planta de fraccionamiento.
- Otros componentes: Agua, azufre y otras impurezas que no tienen valor comercial.

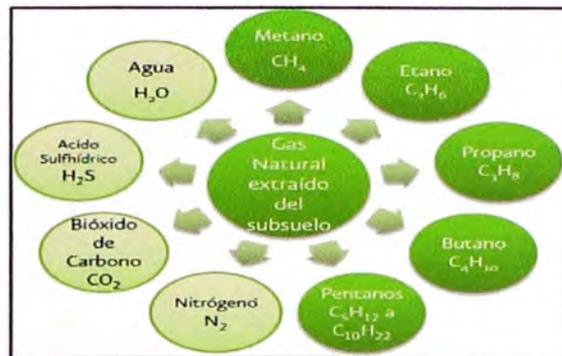


Figura 3.1 – componentes del gas natural

3.1.1. EXTRACCIÓN DEL GAS NATURAL

El gas natural se encuentra en la naturaleza bajo tierra en los denominados reservorios de gas.

El gas natural se extrae de los reservorios que se encuentran bajo tierra a profundidades que van desde los 500 m hasta los 3500 m.

Su formación es similar al de la formación de petróleo.

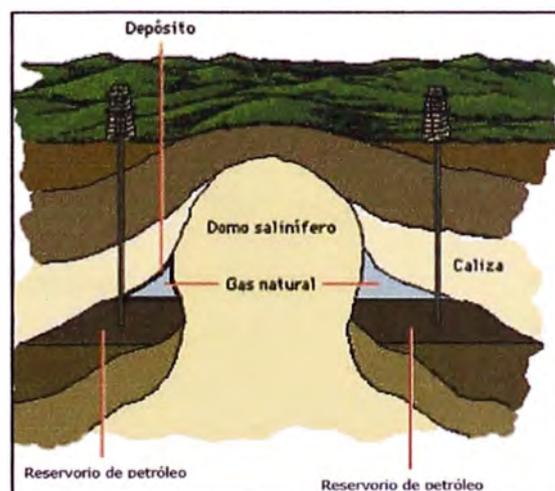


Figura 3.2 – Reservorio Gas Natural

CAPITULO III

FUNDAMENTO TEÓRICO

3.1. EL GAS NATURAL

El gas natural es un combustible compuesto por un conjunto de Hidrocarburos livianos, el principal componente es el metano (CH_4).

Se puede encontrar como “gas natural asociado” cuando está acompañando de petróleo, o bien como “gas natural no asociado” cuando son yacimientos exclusivos de gas natural.

2.3. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las siguientes son las condiciones de operación que a la posterior se consideraran para los diseños de equipos.

Flujo

Tabla 2 – Características de caudal

SISTEMA/CORRIENTE O EQUIPO	UNIDAD	MÍNIMO	NORMAL	MÁXIMO
Línea de Flujo Pozo 1 Kinteroni	MMscfd	32	60	77*
Línea de Flujo Pozo 2 Kinteroni	MMscfd	32	60	77*
Línea de Flujo Pozo 3 Kinteroni	MMscfd	32	60	77*
Línea de Flujo Pozo 4 Estand by	MMscfd			

*Suministrado por REPEXSA

Presión

Tabla 3 – Características de presión

SISTEMA/CORRIENTE O EQUIPO	UNIDAD	MÍNIMO	NORMAL	MÁXIMO
Líneas de cabeza de Pozo (antes de válvula de corte)	psig	---	2275*	2900*
Líneas de cabeza de Pozo (después de válvula de corte)	psig	---	2151**	2600**
Unidad 100	psig	---	2151**	2600**
Unidad 100 (Presión de Diseño)	psig			2650

* Suministrado por REPEXSA

** Valor estimado por estudio hidráulico o simulación dinámica.

Temperatura

Tabla 4 – Características de Temperatura

SISTEMA/CORRIENTE O EQUIPO	UNIDAD	MÍNIMO	NORMAL	MÁXIMO
Unidad 100	°F	*	120*	130*

* Determinados por simulación

- P&ID Sistema Principal Kinteroni
- P&ID de servicios (Unidad 100)
- Filosofía de Operación Kinteroni (Unidad 100)
- Filosofía de Alivio y Blowdown Nuevo Mundo (Unidad 100)

P&ID Sistema Principal Kinteroni

- Líneas de Cabeza de Pozo.
- Sistema de Medición Multifásico
- Líneas de derivación a Separador de Prueba
- Líneas de derivación a gas de servicios
- Cabezal de Despacho
- Unidad Paquete de Trampa de envío de raspatubos
- Unidad Paquete de Separador de Prueba
- Sistema de Alivio de Presión
- Sistema de Blowdown
- Cabezal de Relevos y Venteos
- Cabezal de Drenajes
- Punto de Inyección de Químicos en Cabeza de Pozo
- Instrumentación de control y seguridad

P&ID de servicios (Unidad 100)

- Unidad Paquete de Gas de Servicios
- Unidad Paquete de Aire de Instrumentos
- Cabezal de Aire de Instrumentos
- Cabezal de Gas de Servicios (generación eléctrica, piloto y purga)
- Cabezal de relevo y venteos
- Cabezal de drenaje
- Punto de Inyección de Inhibidor de Hidratos en Paquete de Gas de Servicios
- Instrumentación de control y seguridad
-

P&ID de servicios (Unidad 100).

- Knock out Drum
- Unidad Paquete de Tea
- Sumidero
- Unidad Paquete de Bombas de Retorno a Proceso
- Instrumentación de Control y Seguridad

Nuevo Mundo cuenta con facilidades para instalar una futura estación compresora, la cual contará con separación bifásica tipo Slug Catcher, compresión y bombeo. La futura estación compresora deberá ser diseñada una vez se haya desarrollado un estudio definitivo del comportamiento de la presión en cabeza de los pozos de Kinteroni y Mipaya. Por el momento, se prevé que la presión en cabeza de los pozos de Kinteroni y Mipaya es suficiente para que el gas sea entregado en la Planta de Malvinas a una presión de 1320 +/- 10 psig durante los primeros años de producción.

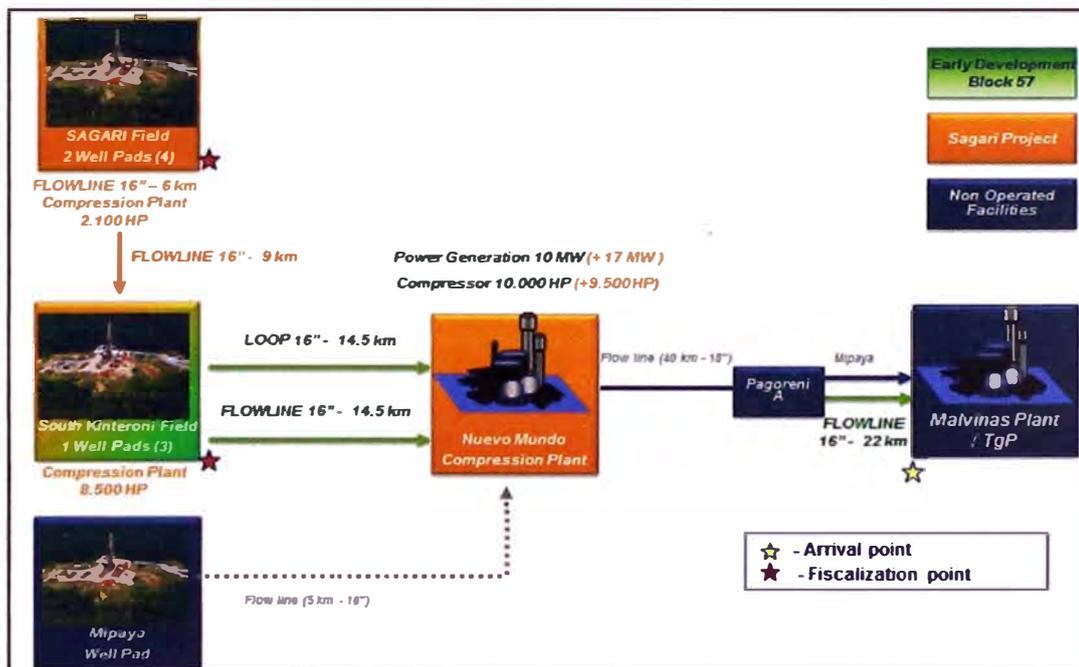


Figura 2.2 – Esquema del proceso productivo

Para la implementación de equipos en Lote 57 del proyecto Kinteroni se le codificó como unidad 100 y los procesos internos de producción en la planta se encuentran plasmados en los P&IDs:

2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO

De acuerdo a la evaluación de producción en la planta de REPEXSA en Kinteroni, se espera una producción de fluido bifásico (gas y líquidos) de 100-178 MMscfd para tres pozos, dejando la facilidad para conectar un cuarto pozo. La producción total de Kinteroni es transportada por una línea de flujo operada por REPEXSA, hasta Nuevo Mundo.

Por otro lado, Plus Petrol prevé una producción de fluido multifásico (gas, condensado y agua) de 90-160 MMscfd en los pozos de Mipaya. La producción de Mipaya es transportada a Nuevo Mundo en una línea de flujo de 16”.

En Nuevo Mundo, se tiene una facilidad de tránsito, donde se une la línea de flujo proveniente de Kinteroni, y la línea de flujo proveniente de Mipaya. De Nuevo Mundo el gas es dirigido a Pagoreni-A en una línea de 18” operada por Plus Petrol.

Pagoreni-A es una locación existente de Plus Petrol, la cual será ampliada para recibir la línea compartida desde Nuevo Mundo. En Pagoreni-A se dividen los flujos provenientes de Kinteroni y Mipaya.

De Pagoreni-A, la producción de Kinteroni de 100-178 MMscfd es entregada a una línea de flujo de 16” de diámetro que se dirige a la planta de gas en Malvinas. Tanto Pagoreni A, Malvinas y la línea de flujo, son operadas por Plus Petrol.

ejemplo azufre (disminuye la lluvia ácida), y además de no generar humos.

Por otro lado, es el más limpio de los combustibles gaseosos.

Seguridad: El gas natural, a diferencia de otros gases combustibles, es más ligero que el aire, por lo que, de producirse alguna fuga, se disipa rápidamente en la atmósfera. Únicamente, se requiere tener buena ventilación.

Economía: Es la energía de suministro continuo más barata.

3.1.4. PRINCIPALES USOS DEL GAS NATURAL POR SECTOR PRODUCTIVO

El gas natural luego de ser tratada químicamente se usa para la generación eléctrica, como combustible en las industrias, comercios, residencias y también en el transporte.

SECTOR	COMBUSTIBLE QUE PUEDE SUSTITUIR	APLICACIÓN / PROCESO
Industrial	<ul style="list-style-type: none"> • Carbón • fuel Oil • Gas Licuado • Kerosene • Leña 	Fundición de metales Hornos de Fusión Secado Industria del cemento Industria de alimentos Generación de vapor Tratamientos térmicos Temple y recocido de metales Cogeneración Cámaras de combustión Producción Petroquímicos Sistema de Calefacción
Generación Eléctrica	<ul style="list-style-type: none"> • Carbón • fuel Oil 	Centrales térmicas Cogeneración eléctrica
Comercial	<ul style="list-style-type: none"> • Carbón • Gas ciudad • Gas licuado 	Aire acondicionado Cocción/preparación alimentos Agua caliente Calefacción central
Residencial	<ul style="list-style-type: none"> • Gas Ciudad • Gas licuado • Kerosene • Leña 	Cocina Calefacción Agua Caliente Aire Acondicionado
Transporte	<ul style="list-style-type: none"> • Gasolina • Diesel 	Taxis Buses

Figura 3.4 – Principales usos del gas natural

3.2. SEPARADORES

Equipos que se utilizan para separar un fluido que se encuentra formado por dos o más fases con diferentes densidades. Los separadores realizan la separación de fases no mezcladas o fases inmiscibles que pueden ser:

- Partículas líquidas en corrientes de vapor o gas (gas y crudo)
- Partículas líquidas en líquidos inmiscibles (agua y crudo)
- Partículas sólidas en corrientes de gas y líquidos (filtros)
- Partículas sólidas de otros sólidos.

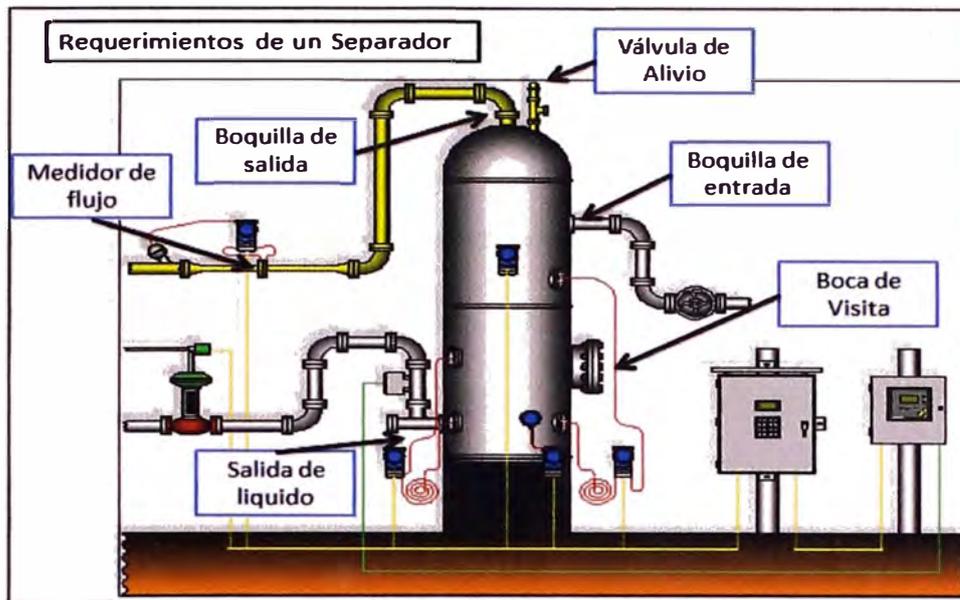


Figura 3.6 – Esquema de un separador para el montaje

1.2.1.2 SEPARADOR DE PRUEBA

Recipiente utilizado para separar y medir cantidades relativamente pequeñas de petróleo y gas. Los separadores de prueba pueden ser de dos o tres fases, horizontales, verticales o esféricos. También pueden ser permanentes o portátiles. En ocasiones, los separadores de prueba están equipados con diferentes medidores para determinar las tasas de petróleo, agua y gas, que son importantes para diagnosticar problemas del pozo, evaluar el rendimiento de producción de pozos individuales y manejar las reservas adecuadamente. Los separadores de prueba también se denominan probadores de pozo o verificadores de pozo.

Características

- Básicamente son dispositivos de medición.

3.2.1. TIPOS DE SEPARADORES SEGÚN EL TIPO DE FLUJO A SEPARAR

Actualmente en la industria del gas natural se manejan diversos equipos para la separación de flujo. Las condiciones en las que se emplea un equipo en particular, se detallan a continuación:

1.2.1.1 SEPARADORES DE PRODUCCIÓN

Características:

- Separación primaria para flujo de pozo.
- Se maneja para una amplia gama de relación gas y condensado (GOR). El diseño de estos separadores normalmente lo rige el volumen de líquido (tiempo de retención).
- Se emplean para flujo continuo, constante nivel de operación.
- Pueden ser construidos de forma vertical u horizontal e incluso, en algunos casos esféricos.
- Los cuerpos de estos separadores son construidos con material de acero. Los recipientes a presión son construidos o diseñados con el código ASME.

Es de suma importancia separar el hidrocarburo, del agua y los sedimentos que lo acompañan desde el yacimiento. Para realizar la separación del gas y los líquidos, se emplean separadores horizontales o verticales. La capacidad de los separadores para manejar ciertos volúmenes diarios de crudo y gas, a determinadas presiones de separación, varía de acuerdo a las especificaciones de manufactura y funcionamientos requeridos. Estos separadores se fabrican de acero, con características que corresponden a normas establecidas, y pueden funcionar en altas, medianas o bajas presiones.



Figura 3.5 – Esquema de un separador para el montaje

Slug catcher

Un slug cácher, es un recipiente con un volumen suficientemente grande (de **tampón**), para almacenar las más grandes mezclas de hidrocarburos líquidos que se esperan del sistema aguas arriba. El slug catcher se encuentra entre la salida de la tubería y el equipo de procesamiento. Los líquidos almacenados en el recipiente que actúa como un regulador, se pueden drenar al equipo de procesamiento a un ritmo mucho más lento para evitar sobrecarga del sistema. Como las mezclas acuosas son un fenómeno periódico, el slug catcher debe vaciarse antes de que llegue la próxima carga.

Los slug catchers se pueden utilizar de forma continua o bajo demanda. Un slug catcher permanentemente conectado a la tubería implica amortiguar toda la producción. Estos se utilizan para predecir el comportamiento difícil del flujo, encontrado en terrenos de bateo. Alternativamente, el slug catcher puede ser anulado durante el funcionamiento normal y ponerlo en línea cuando se espera una mezcla acuosa, por lo general, durante las operaciones de rascado. Una ventaja de esta configuración es que la inspección y mantenimiento en el slug catcher se puede hacer sin necesidad de interrumpir el funcionamiento normal del proceso.

El objetivo principal de este equipo es atenuar el flujo intermitente de los pozos, actuando de la siguiente manera:

- Proporcionar un volumen de almacenamiento suficiente mediante los slugs cácher.
- Estratificación al fluido de entrada

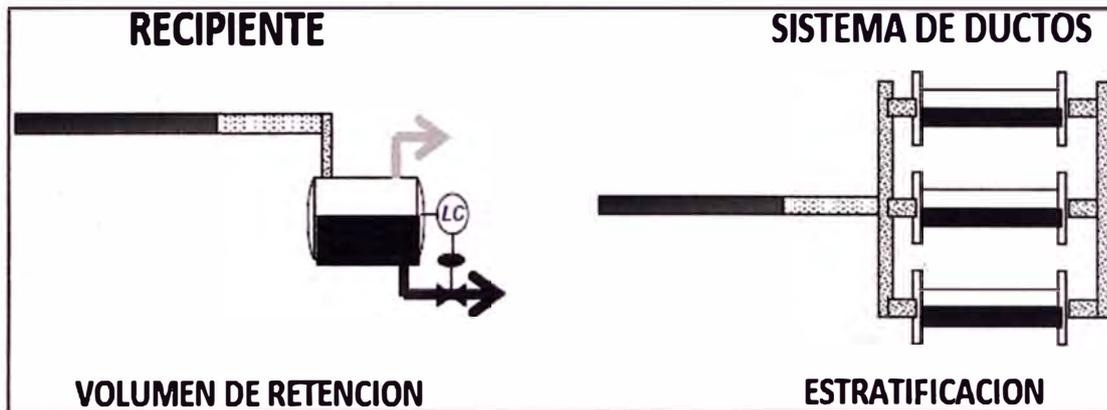


Figura 3.8 – Principio de separación para las dos formas de slug catcher

Tipos de almacenamiento Slug Catcher

Son los siguientes:

- Recipiente slug cácher
- Almacenamiento por ductos slug

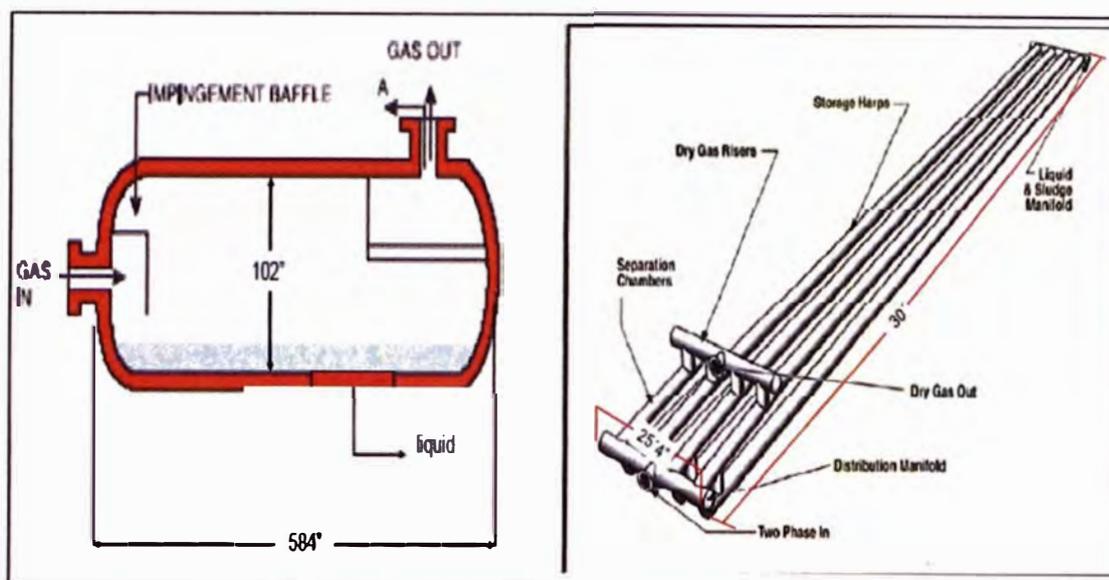


Figura 3.9 – Forma de Recipiente Slug Catcher



Figura 3.10 – Slug Catcher instalados en planta

1.2.1.4 SCRUBBERS

Son equipos empleados en sistemas de lavado de aire o gas que son utilizados para eliminar partículas sólidas. Tradicionalmente se les denomina con el término de “lavador” en relación al control de la contaminación. Utilizan líquidos para lavar los contaminantes no

deseados de un flujo de gas. Actualmente también se inyectan reactivos secos para limpiar gases ácidos.

Características:

- Los scrubbers son utilizados para flujo con alta relación de gas-condensado, generalmente con pocos líquidos.
- Son de alta eficiencia. Los procesos son definidos por el flujo de gas (velocidad del gas)
- Los Scrubber son recipientes normalmente verticales, para mantener la separación de gas y el líquido.
- Sirven como elementos de seguridad para actuar en caso de inundaciones en los separadores.
- Son construidos con material de acero.

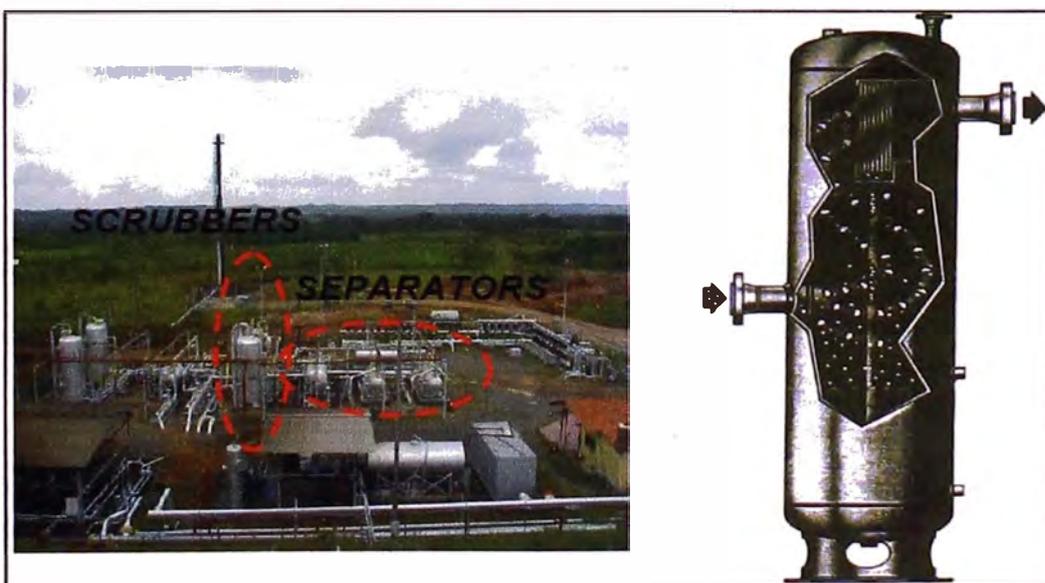


Figura 3.11 – Esquema de equipo Scrubber

1.2.1.5 KNOOUT OUT DRUM (KOD)

Características:

- Evita la contaminación del gas con productos líquidos, son usados para alivios en eventos de despresurización.
- Evita la situación “Fire Rain” (lluvia de fuego), vital para la seguridad de la operación.
- Para funcionamiento no continuo.
- Funcionamiento en baja presión de trabajo – altos volúmenes de operación.
- Diseño sin internos (paletas, mallas, etc.) la separación del gas con líquido se da solo por gravedad.
- Diseño basado en API RP 521



Figura 3.12 – Esquema equipo KOD

3.2.2. SEPARADORES Y REQUERIMIENTOS PARA SU PROCESO

En la Industria de producción de Hidrocarburos existen separadores que según el tipo de flujo pueden ser para dos fases (gas y líquido) y tres fases (gas – petróleo – líquido).

Como nuestro objetivo es la separación de gas y líquidos, trataremos solo los separadores de dos fases.

En el diseño del separador de dos fases, el flujo que contiene la fase líquida y el gas, es separado mecánicamente a una temperatura y presión específica. El diseño del separador es importante porque el proceso de separación es normalmente el proceso inicial en las instalaciones de superficie. Un diseño inapropiado de este equipo pueden producir un cuello de botella y reducir la capacidad de toda la producción.

Debido a la naturaleza de los hidrocarburos, se podría requerir separadores adicionales a la instalación de un separador de dos fases, como por ejemplo los scrubbers u otro separador de iguales características.

3.2.3. SEPARADORES GAS – LÍQUIDO

3.2.3.1. DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO

Los separadores son diseñados y construidos en forma horizontal, vertical, esférica. Todos estos tipos de separadores tienen cuatro elementos en común: desviador de entrada, sección de separación por gravedad, sección de coalescencia y los controladores de presión.

Los separadores gas – líquido básicamente logran:

- Producir gas en fase libre.
- Producir líquido en fase libre.
- Atenuar la corriente de flujo.

3.2.4. SEPARADORES HORIZONTALES

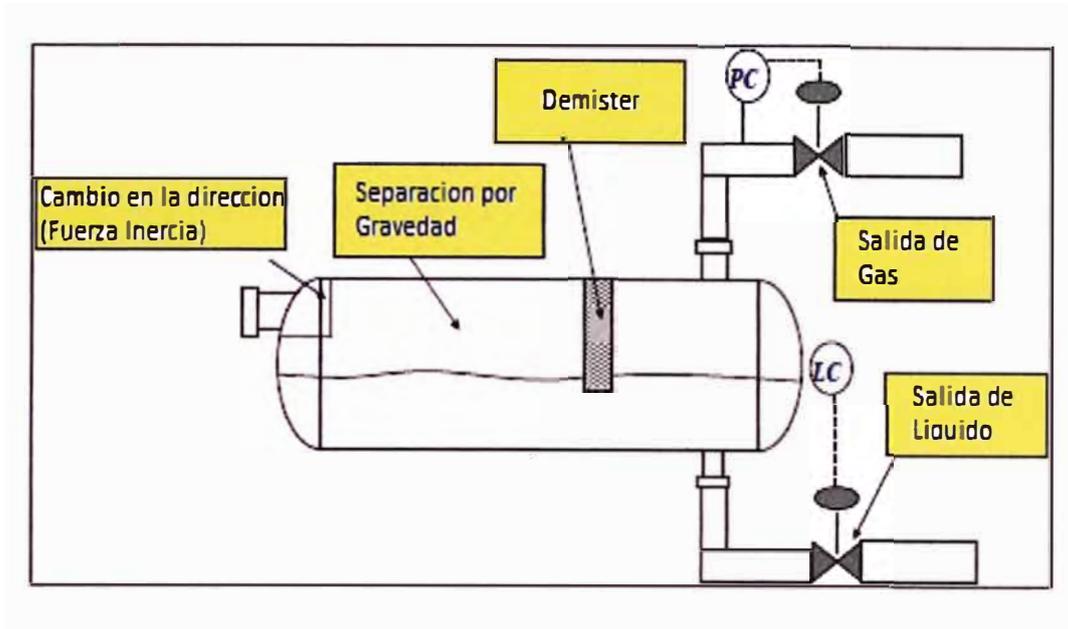


Figura 3.13 – Separador Horizontal – Elementos para el proceso

El fluido que ingresa en el separador impacta en un desviador, causando un cambio en la cantidad de movimiento del flujo. De esta manera, se da la separación inicial mediante el cambio brusco de dirección. La fuerza de gravedad causa que el líquido caiga al fondo del recipiente y el gas viaje en otra dirección. Esto produce el aumento de volumen del gas permitiendo el manejo de flujos lodosos. El líquido abandona el recipiente a través de la válvula de descarga que está regulada por un controlador de nivel. El controlador de nivel detecta los cambios en el nivel del líquido y como consecuencia abre o cierra la válvula de descarga.

Normalmente los separadores horizontales son operados con líquidos en la mitad del recipiente para maximizar el área superficial de la interfaz gas – líquido.

El gas fluye horizontalmente a través del área de separación por gravedad por encima del líquido. A medida que el gas fluye a través de esta sección, las pequeñas gotas de líquido que fueran arrastradas por el gas y no separadas por el desviador, son separadas por gravedad y caen en la interfaz gas – líquido.

Algunas gotas de diámetro pequeño no se separan fácilmente en la sección de separación por gravedad, por esto, antes que el gas salga del recipiente, se pasa a través de una sección de coalescencia o demister. Esta sección utiliza elementos de paletas y/o mallas, con la finalidad de eliminar las pequeñas gotas de líquido, lo cual vendría a ser una etapa de separación final.

El controlador de presión detecta los cambios en la presión dentro del separador y envía una señal ya sea para abrir o cerrar las válvulas de control de presión. Mediante el control de la velocidad a la que el gas sale de la sección de separación del recipiente, el sistema mantiene la presión.

Ventajas:

- Normalmente empleados cuando la relación gas – condensado es alta.

- En recipientes horizontales hay mejor control de turbulencia.
- Mayor área para dispersión de espuma y crudos emulsionados.
- Normalmente se utiliza para alto flujo y presión.

Desventajas:

- Se necesita mayor área de terreno para su instalación.
- Difícil remoción de sólidos acumulados (necesidad de inclinar el recipiente o añadir internos como tuberías de lavado).

3.2.5. SEPARADORES VERTICALES

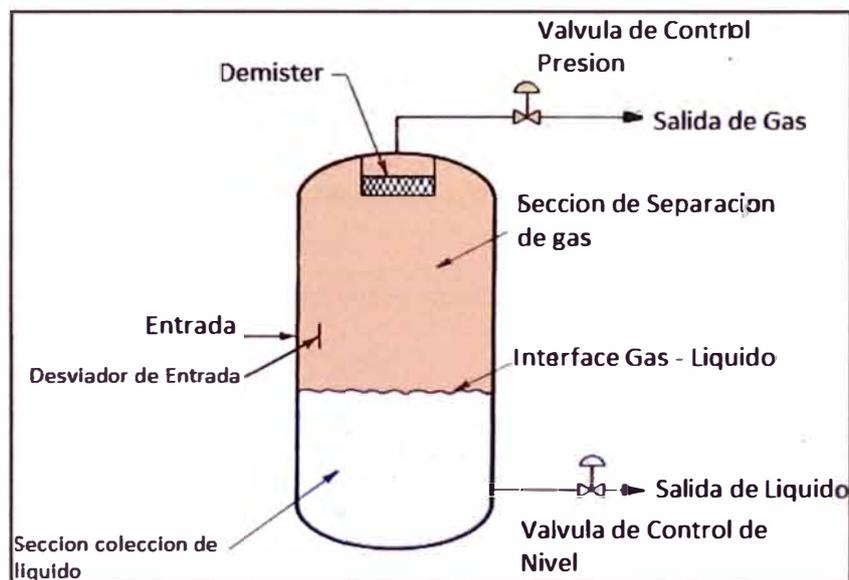


Figura 3.14 – Separador Vertical – Elementos para el proceso

Al igual que en el separador horizontal, el desviador de entrada proporciona la separación bruta inicial. El líquido fluye hacia abajo a la

sección de colección de líquido del recipiente y continúa a la salida de líquido. El flujo de burbujas de gas viaja en contra de la dirección del líquido para que finalmente migren al espacio de vapor, esto se da a medida que el líquido alcanza el equilibrio. El controlador de nivel y válvula de descarga de líquido funcionan de la misma manera que en un separador horizontal.

El gas fluye sobre el desviador de entrada y, a continuación verticalmente hacia arriba, hacia la salida de gas. En la sección de separación por gravedad, las gotas de líquido caen verticalmente hacia abajo en contra del flujo de gas. El gas pasa a través de la sección del extractor de niebla o demister antes de salir del recipiente. La presión se mantiene como en un separador horizontal.

Ventajas:

- Son buenos para la instalación en espacios limitados
- Son mejores para mayores relación de gas – condensado
- Fácil remoción de sólidos acumulados en el fondo

Desventajas:

- No son buenos para flujos espumosos
- Requieren de mucho espacio vertical para su instalación

3.2.6. ELEMENTOS INTERNOS

Desviadores de Entrada

Existen varios tipos de desviadores de entrada, en la figura se muestran dos tipos de desviadores usados.

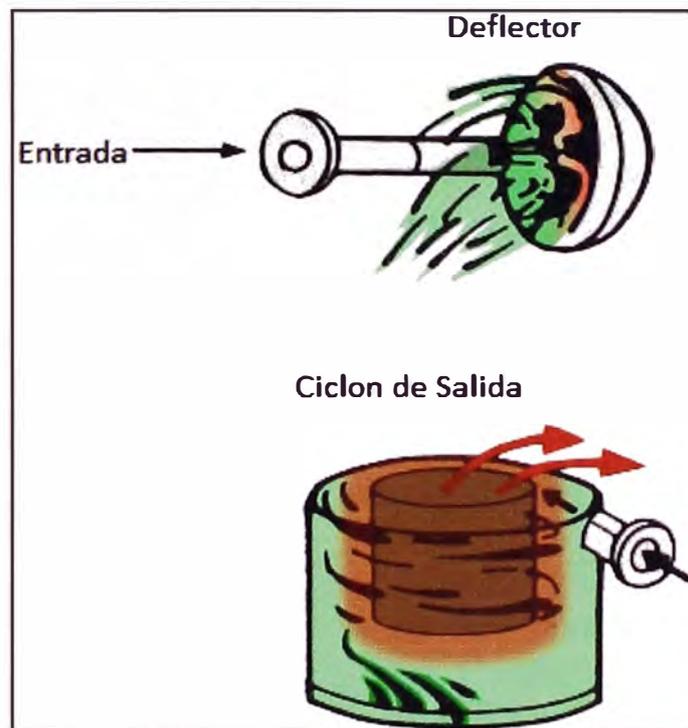


Figura 3.15 – Elementos Internos – Desviadores de entrada

El primero es un deflector. Esto puede ser una placa esférica, placa plana, o casi cualquier cosa que logre un rápido cambio en la dirección y la velocidad de los fluidos. El rápido cambio de la velocidad del fluido separa los líquidos del gas debido a las diferencias de energía cinética. El líquido de mayor densidad posee más energía cinética, y, por lo tanto, no cambia de dirección o velocidad tan fácilmente como el gas. Por lo tanto, el gas tiende a fluir alrededor del desviador mientras

que el líquido golpea el desviador y, a continuación cae al fondo del recipiente. El diseño del deflector se rige principalmente por el soporte estructural necesario para resistir la carga de impacto-impulso. La ventaja de utilizar dispositivos tales como una media esfera es que pueden ayudar en la distribución de flujo de líquido más uniformemente sobre el área de la sección transversal del separador.

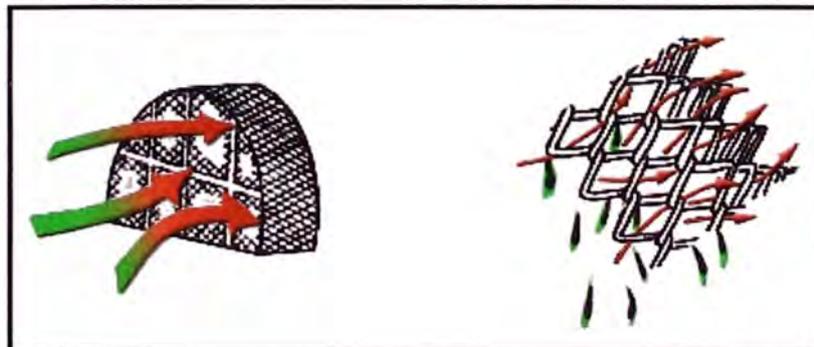
El segundo dispositivo mostrado en la Figura 4.15 es una entrada de ciclón que utiliza la fuerza centrífuga para separar el petróleo y el gas. Esta entrada, tal como se muestra, puede usar una carrera de fluido tangencial alrededor de las paredes. Estos dispositivos generalmente utilizan una boquilla de entrada suficiente para crear una velocidad del fluido de aproximadamente 6 m/s (20 pies/s) alrededor de un eje cuyo diámetro no es más de dos tercios que el diámetro del recipiente. La ventaja de un ciclón es que puede ser diseñado para separar eficientemente el líquido y reducir al mínimo la posibilidad de la formación de espuma. La desventaja es que su diseño es sensible a cambios de velocidad en el fluido. A velocidades bajas no funcionarán correctamente, por lo tanto, no se recomienda normalmente para operaciones en las que no se espera que las tasas de producción sean constantes.

Extractores de Niebla

En grandes recipientes horizontales, los extractores de niebla pueden ser utilizados para limitar la propagación de ondas en el recipiente. Las olas pueden ser resultado de los aumentos repentinos de líquido que entra en el recipiente. Los extractores de niebla se componen de placas perpendiculares al flujo situado en el nivel del líquido. La acción de las ondas en el recipiente debe ser minimizado para el buen funcionamiento de los controles de nivel (interruptores de nivel).

Demister

Mallas de Alambre



Placas de acero

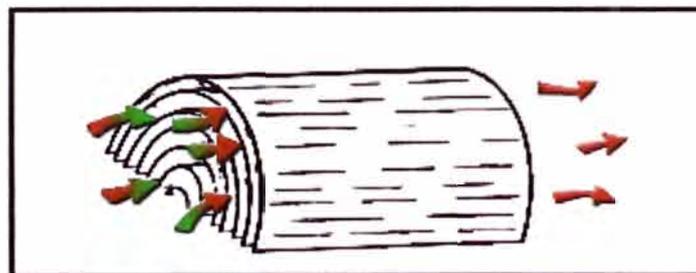


Figura 3.16 – Formas de Demister

La Figura 3.16 muestra dos de los dispositivos de extracción de niebla más comunes: Mallas de Alambre o Demister y Placas de Acero

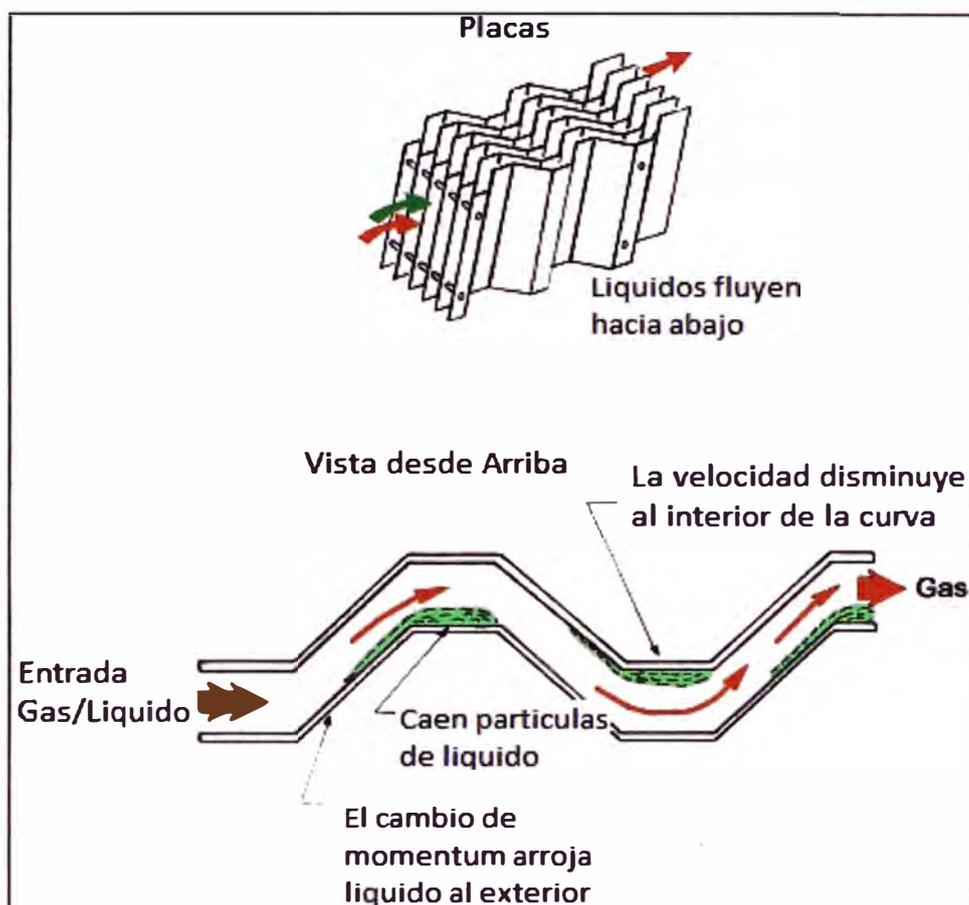


Figura 3.17 – Placas de Acero - Forma de Separación

La malla de alambre está hecha finamente de tejidos de alambre de acero inoxidable. Las gotitas líquidas chocan contra los cables enmarañados y se unen. La gama de velocidad adecuada de gas puede tener un gran impacto sobre la eficacia de malla de alambre. Si la velocidad es baja, el vapor simplemente se desplaza a través de la malla sin retener las gotitas que inciden para la coalescencia. Alternativamente gas a alta velocidad puede despojar a las gotitas de líquido de la malla de alambre y llevar la salida de gas.

Extractores de niebla de tipo placa fuerzan el flujo de gas a ser laminar entre placas paralelas, que contienen los cambios de dirección. A medida que el gas fluye a través de las placas las gotitas inciden sobre la superficie de la placa. Las gotitas coalescen, caen, y se direccionan a la sección de recogida de líquido del recipiente.

La selección de un tipo de extractor de niebla implica un análisis típico de coste-beneficio. Los de malla de alambre son los más baratos, pero los de malla son los más susceptibles al taponamiento con parafinas, hidratos de gas, etc. Con el tiempo, la malla también tiende a deteriorarse. Esto puede ser extremadamente dañino para los equipos aguas abajo, tales como compresores. Las placas, por otro lado, son más caras. Típicamente, las unidades de paletas son menos susceptibles a la obturación y el deterioro que las de malla. La selección de un tipo de extractor de niebla se ve afectado por las características del fluido, los requisitos del sistema, y el costo.

Se recomienda que el tamaño de extractores de flujo deba dejarse al fabricante. Ninguna técnica específica de tamaño ha sido identificada para extractores de niebla, y, por tanto, ningún método se presenta en este informe. La experiencia indica que si la sección de separación está diseñada para eliminar las gotas de líquido de 500 micras o menos de diámetro, habrá espacio suficiente para instalar un extractor de niebla.

3.2.7. CRITERIOS DE SELECCIÓN

Los separadores horizontales son normalmente más eficientes para el manejo de grandes volúmenes de gas que los separadores verticales, debido a que el área de interface es más grande en un separador horizontal, es más fácil para las burbujas de gas que salen de la solución entrar a la fase equilibrio para la separación.

Los separadores horizontales no son tan buenos como los separadores verticales para los manejos de flujo con sólidos. Dado a que en un recipiente vertical se puede configurar la entrada del flujo de tal manera que los sólidos caigan en la parte inferior por gravedad y distribuir las conexiones de salida para que el sólido pueda ser liberado como drenaje.

Los recipientes horizontales requieren más área horizontal – transversal para su instalación que los recipientes verticales, esto podría no ser de mucha importancia pero para instalaciones en superficie en alta mar esto es de mucha importancia, en estos casos si es que requieren instalarse varios separadores horizontales, se suele apilar un separador horizontal en la parte superior de otro separador.

La mayoría de recipientes horizontales tienen menos capacidad para el manejo de líquido en grandes volúmenes que generan una elevación de la superficie de líquido, en estos casos por lo general hay un mayor incremento en el volumen de líquido en un separador horizontal que en

un separador vertical, sin embargo, en los separadores horizontales se instalan dispositivos de cierre (*shutdown*) para estos casos cuando hay cambios fuertes de nivel de líquido que podrían generar inundaciones en el recipiente.

Se debe tener cuidado con la selección del diámetro en los recipientes horizontales. Debe tenerse en cuenta que el controlador de nivel es accionado por los interruptores de nivel, el recipiente debe tener un diámetro suficientemente grande de manera que los interruptores de nivel puedan estar espaciados lo suficiente para que se pueda evitar problemas de funcionamiento. Esto es en particular importante cuando se espera aumento de repentino flujo con gran cantidad de líquidos.

En general los recipientes horizontales son más económicos para una separación normal para un flujo de gas y líquidos, particularmente donde el flujo tenga problemas en emulsiones, espumas, o alta tasas de relación de gas – condensado (GOR).

CAPITULO IV

DESARROLLO DE LA SOLUCIÓN EL PROBLEMA

4.1. DISEÑO TEÓRICO DEL RECIPIENTE

Hasta este punto se han establecido algunos de los criterios para determinar las secciones de un separador para la industria petrolera; estos equipos pueden tener diferentes nombres (scrubber, slug catcher, kod, etc.); no obstante, todos comparten las mismas zonas y principios de separación. Por ejemplo, un separador bifásico separa un líquido de un gas y un trifásico igualmente separa un líquido de un gas; sin embargo, el líquido en éste equipo está formado por dos fluidos con diferente densidad y la diferencia en su diseño sería prever el espacio y el tiempo de retención necesario para lograr la separación.

El diseño de separadores, comprende proveer al recipiente de un diámetro, longitud y elementos internos para lograr los principios de separación. Dependiendo del autor, fabricantes, tipo de separador y empresas que utilizan estos equipos, existen diferentes criterios para su dimensionamiento.

4.2. SELECCIÓN DEL TIPO DE SEPARADOR

El flujo que manejamos son reservas de gas natural, la evidencia de ello son las características del gas que se mencionan en la tabla 1. Según el punto 4.4.5, por las altas tasas de gas que tenemos en el fluido, es recomendable el uso de un separador horizontal, por esto, de aquí en adelante se explicará el proceso de diseños de los separadores horizontales.

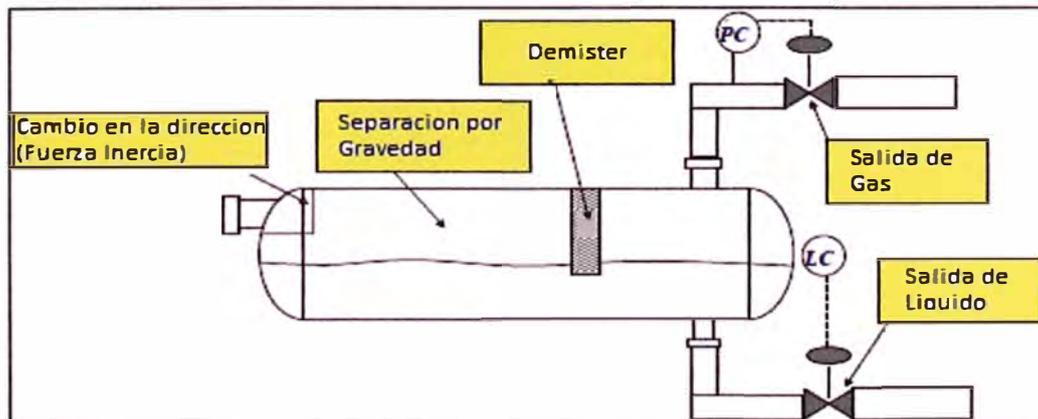
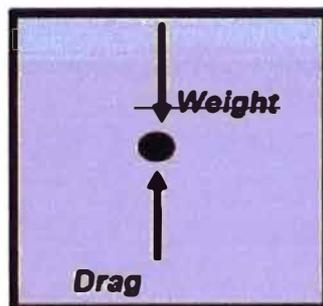


Figura 4.1 – Separador Horizontal

4.3. ASENTAMIENTO DEL LÍQUIDO

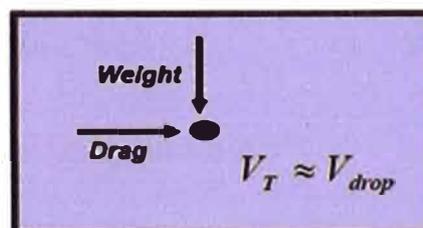
En la sección de separación por gravedad, las gotas del líquido son separados mediante la fuerza de gravedad. Las gotas de líquido se asientan a una velocidad llamada velocidad terminal, a esta velocidad la fuerza de gravedad sobre la gotita es igual a la fuerza de arrastre ejercida sobre la gotita por la fase gas.

Flujo Vertical:



$$V_T \approx V_{gas} + V_{drop}$$

Flujo Horizontal:



Fuerza de arrastre

$$F_d = C_d \cdot A \cdot \rho_g \cdot \left[\frac{v_t^2}{2g} \right]$$

Dónde:

F_d = Fuerza de Arrastre, N (lb)

C_d = Coeficiente de arrastre

A = Sección transversal de la gota, m² (ft²)

ρ_g = Densidad del gas, kg/m³ (lb/ft³)

v_t^2 = Velocidad terminal de la gota, m/s (ft/s)

g = constante de gravedad, 9,81kgm/Ns² (32.2 lbft/lb s²)

Fuerza de Gravedad

$$F_G = \frac{1}{6} \cdot \rho_L \cdot g \cdot \pi \cdot D_p^3$$

Dónde:

F_G = Fuerza de Gravedad, N (lb)

ρ_L = Densidad del líquido, kg/m³ (lb/ft³)

D_p = Diámetro de gota, μm

Igualando la fórmula de la fuerza de arrastre y gravedad y realizando artificios matemáticos, se tiene lo siguiente:

Ecuación general de la Velocidad Crítica

$$V_t = \sqrt{\frac{4g \cdot D_p \cdot (\rho_l - \rho_g)}{3 \cdot C_d \cdot \rho_g}}$$

Numero de Reynold:

$$R_e = \frac{\rho_g \cdot D_p \cdot v_t}{\mu}$$

Dónde:

μ = viscosidad del gas, Pa s (cp)

Además:

Flujo Laminar: Ley de Stokes

$$C_d \approx \frac{24}{R_e}$$

Flujo Intermedio:

$$C_d \approx \frac{18.5}{R_e^{0.6}}$$

Flujo Turbulento: Ley de Newton

$$C_d \approx 0,44$$

La Norma **API 12J** “Especificaciones para separadores de Gas y Líquidos” nos indica en el punto C.1.1 de la norma, que la fórmula para

la velocidad terminal de la gota, la podemos representar como la velocidad máxima permisible para la fase gas que permita una separación de un mínimo tamaño de gotas, asumiendo flujo laminar y usando la ley de Stokes se puede calcular de la siguiente manera:

$$V_a = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Dónde:

V_a = Velocidad máxima permisible del gas, m/s (ft/s)

K = Es una constante, depende de las condiciones de operación, (ft/s)

Para recipientes a presión sin elementos internos, como los extractores de nieblas o demister los valores de K según buenas prácticas de Ingeniería serían:

Tabla 5 – Valores típicos de K para el cálculo de separadores de G/L desprovistos de Internos.

Servicio	K (ft/s)
Acumuladores de alimentación/ reflujo	0.25
Recipientes aspiración compresor	
Centrífugo	0.15
Alternativo	0.12
Separador de gotas de fuel gas	0.15
Calderín de vapor	0.25

La norma API 12J, menciona lo siguiente para valores de K , cuando el equipo separador lleva internos o extractores de niebla.

Tabla 6 – Factores K para separadores L/G según API 12J

Tipo Separador	Longitud / altura (ft)	K (ft/s)
Vertical	5.0	0.12-0.24
Horizontal	10.0	0.40-0.50
	Otros	$0.40-0.50*(L/10)^{0.56}$
Esférico	Todos	0.2-0.35

Los valores de K se interpreta como aquella constante que me indica como estoy llevando mi proceso de separación de gas con los líquidos, ya que según las tablas mencionadas hay valores de K para distintos tipos de operación, es decir, por ejemplo, si consideramos en nuestro diseño que nuestro equipo llevara extractor de niebla o demister, tendríamos lo siguiente:

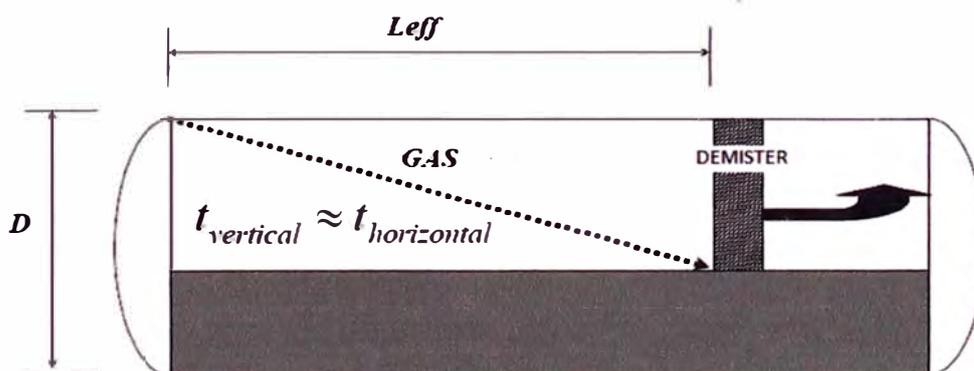


Figura 4.2 – Separador Horizontal con Demister

Lo cual me indica que si calculo la velocidad terminal con el valor de K para separación con demister, estoy asegurando que para tal velocidad las gotas de líquido se separan del flujo de gas al pasar por el demister.

4.4. TIEMPO DE RETENCIÓN

Para asegurar que el líquido alcance el equilibrio de fase en el separador a una determinada presión y temperatura; se requiere un cierto almacenamiento de líquido en el separador. El tiempo de retención es por lo tanto el volumen de almacenamiento de líquido en el recipiente dividido por la tasa de flujo de líquido.

En el API 12 J indican los tiempos de retención a considerar para separadores para flujo de dos fases:

Tabla 7 – Tiempo de residencia por según API 12J

<u>Oil Gravities</u>	<u>Minutes (Typical)</u>
Above 35° API	1
20 – 30° API	1 to 2
10 – 20° API	2 to 4

4.5. PROCEDIMIENTO PARA EL DISEÑO

Para el diseño lo que se busca es que el separador se seleccione con los diámetros y longitud que permitan la separación esperada del gas con el líquido, luego se diseñan las dimensiones de las boquillas de entrada y salida del flujo, complementando con el diseño mecánico lo cual se pasará a detallar líneas abajo.

4.5.1. CALCULO DEL DIÁMETRO Y LONGITUD DEL SEPARADOR HORIZONTAL

Para los cálculos de las dimensiones del separador se tomará en cuenta las características y ecuaciones del flujo de proceso, para ello se sigue los siguientes pasos:

Calculamos el caudal de operación:

$$Q_{op} = \left(\frac{Z_{op} \cdot T_{op} \cdot P_s}{Z_s \cdot T_s \cdot P_{op}} \right) \cdot Q_s$$

Dónde:

Q_{op} = Caudal de Operación del gas, ft³/s

T_{op} = Temperatura de Operación, R

P_{op} = Presión de Operación, Psi

Z_{op} = Factor de compresibilidad del gas en condiciones de operación

Q_s = Caudal de gas a condiciones estándar (caudal a la entrada), ft³/s

T_s = Temperatura a condiciones estándar, R

P_s = Presión a condiciones estándar, Psi

Z_s = Factor de compresibilidad a condiciones estándar

Calculamos la velocidad del gas:

$$V_a = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Luego hallamos el área transversal ocupada por el gas;

$$A_g = \frac{Q_{op}}{V_a}$$

donde:

A_g = Área Transversal ocupada por el flujo de gas, ft²

Con el área transversal calculo el diámetro para la sección de gas, o parte de la altura ocupada por el gas en el recipiente:

$$\rightarrow d_{ig} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_g}{\pi}}$$

d_{ig} = Diámetro interno de la sección de gas, m

Luego de la relación recomendada de longitud diámetro (L/D) y con el valor del diámetro de la sección de gas estimo el valor de D, donde:

D = diámetro total del recipiente, ft

L = Longitud del recipiente (de costura a costura), ft

Luego calculamos el volumen requerido por el líquido:

El primer paso es calcular los diferentes niveles de líquido en el recipiente, se recomienda establecer los siguientes niveles dentro de la zona de líquido; no obstante, no son obligatorios y dependen del grado de seguridad que se le vaya a dar al recipiente:

Nivel Bajo Bajo de Líquido (LLS): Corresponde al nivel más bajo de líquido en el recipiente, la empresa REPEXA, recomienda ubicarlo a 6 pulg. Como mínimo desde el fondo del recipiente, previendo la falla de

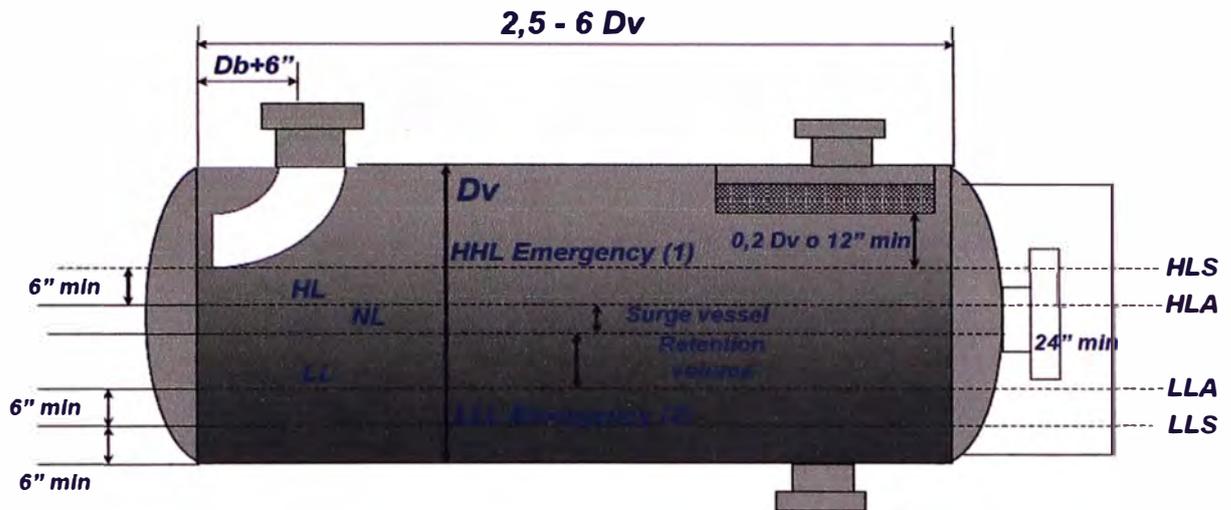
alguna bomba ubicada aguas abajo del recipiente. En este nivel se activaría un shut down de la instalación en caso de requerirse.

Nivel Bajo de Líquido (LLA): Este nivel se ubica en función del tiempo de respuesta del operador; en este punto, se coloca una alarma para indicar que existe algún problema de operación que puede ocasionar que el equipo llegue al LLS, La diferencia entre el LLA y el LLS la empresa REPEXA recomienda que sea como mínimo 6 pulg. de separación.

Nivel Alto de Líquido (HLA): Se determina en función de los tiempos de retención necesarios para la separación del petróleo y el gas y se determina en función de los °API, la empresa REPEXA recomienda una distancia de separación entre el HLA y LLA de 24 pulg como mínimo.

Nivel Alto Alto de Líquido (HLS): Igualmente es un nivel de alarma, se determina en función del volumen de líquido que se acumula en el recipiente en cinco minutos de operación, en éste nivel igualmente se coloca un shut down, la empresa REPEXA recomienda una distancia de separación entre el HLS y HLA de 6 pulg como mínimo.

Según buenas prácticas de Ingeniería recomendadas por Repsol, “procesos en los recipientes” se considera lo siguiente:



(1) When applicable. Otherwise, HHL equivalent to HL

(2) When applicable. Otherwise, LLL equivalent to LL

Figura 4.3 – Separador Horizontal – Niveles de Líquido

Con los tiempos recomendados por la norma la API 12J, estimamos los tiempos de residencia para cada nivel y hallamos el volumen de retención por cada nivel, con más detalle lo veremos al aplicarlo a nuestro caso de informe.

Luego con ello obtenemos el volumen total de líquido entre el nivel HLS –LLS y con ello el área de líquidos entre los niveles HLS –LLS:

$$A_l = \frac{V_l}{L}$$

Dónde:

A_l = Área de líquido entre el nivel HLS – LLS, ft²

V_l = Volumen de líquido entre los niveles HLS – LLS, ft³

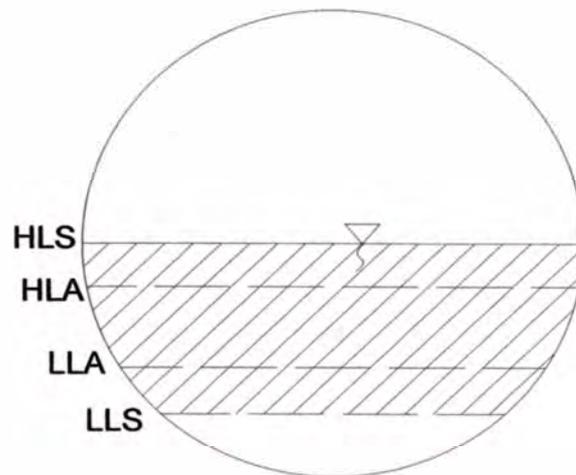


Figura 4.4 – Separador Horizontal – Sección transversal

Faltaría el área entre el fondo del recipiente y el nivel LLS, para esto nos apoyamos de una tabla de propiedades geométricas para determinar alturas con la relación de áreas (Anexo 1) de la siguiente forma:

$$R^* = \frac{\text{Altura}_{(\text{fondo}-\text{LLS})}}{D}$$

Dónde:

R^* = Relación entre altura (fondo – LLS) y el diámetro de recipiente.

Luego con el valor de R^* y la tabla del anexo 1 determino el valor A^* , la cual se define de la siguiente manera:

$$A^* = \frac{\text{Area Segmento}(ft^2)}{\text{Area del recipiente}(ft^2)}$$

Con ello calculo el área del segmento, la cual vendría a ser el área buscada o faltante entre el fondo del recipiente y el nivel LLS.

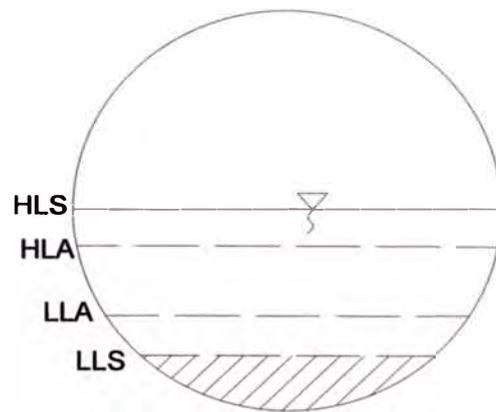


Figura 4.5 – Separador Horizontal – Líquido en la parte inferior

Luego con el área total de líquido calculo y conociendo el área total del recipiente calculo el área para la sección de gas calculada, de la siguiente forma:

$$A_{gc} = A_R - A_{Tl}$$

Dónde:

A_{gc} = Área de la sección de gas calculada, ft².

A_R = Área del Recipiente, ft²

A_{Tl} = Área total de la sección de líquido, ft²

Para que el cálculo sea correcto, el valor A_{gc} tiene que ser mayor o igual al valor de A_g la cual fue el área de gas mínima para el recipiente, en caso de no cumplir, debe aumentarse o disminuirse las longitudes del separador.

Con esto se menciona el esquema de proceso para dimensionar:

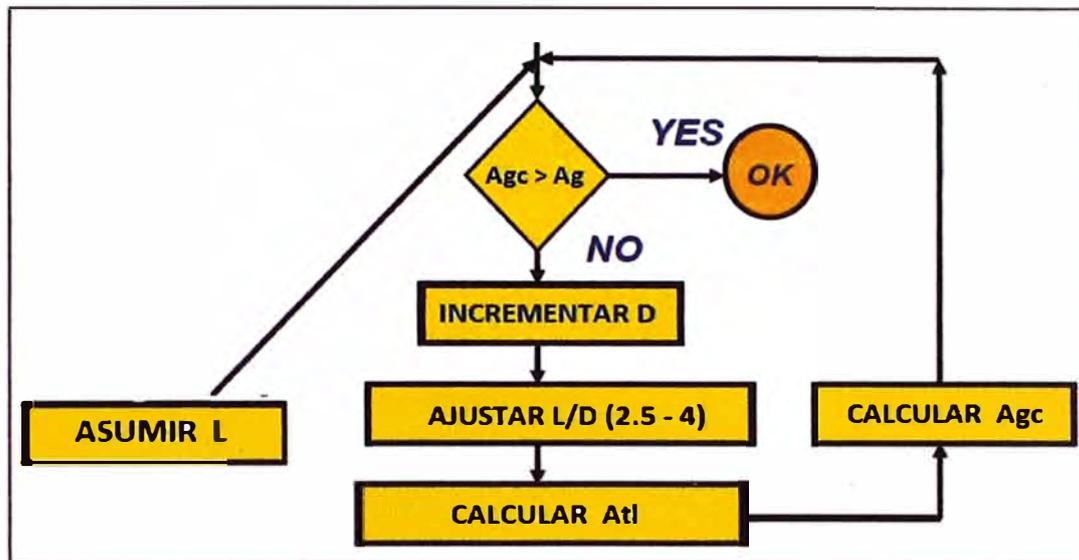


Figura 4.6 – Flujo de procedimiento para el diseño del separador

4.5.2. SELECCIÓN DE BOQUILLAS DE ENTRADA Y SALIDA PARA EL SEPARADOR

Para ello nos apoyaremos de la norma API 14E “Sistema de Tuberías en plataformas de producción costa afuera” – Criterios de diseño para tuberías de gas/líquido, tuberías de gas y tuberías de líquido.

Tubería de líquido

Las tuberías de líquidos de una sola fase deben ser diseñadas en base a la velocidad de fluido. La velocidad no debe superar 15 ft/s para minimizar la vaporización de hidrocarburos ligeros y vibraciones. Esta velocidad tampoco debe ser menos de 3 ft/s para minimizar la deposición de arena y otros sólidos.

La velocidad de fluido se puede extraer de los resultados de la simulación o puede ser estimada usando la siguiente ecuación:

$$V_1 = \frac{0.012 Q_1}{d_1^2}$$

Dónde:

v_l = Velocidad del Fluido promedio, ft/s

Q_l = Caudal de Liquido, bbl/d

d_l = Diámetro interno de la tubería de luido (salida), pulg

Tubería de Gas

Las tuberías de gas deben ser diseñadas en base a la velocidad de fluido.

En caso no existan problemas de corrosión, si la velocidad superara los 60 ft/s puede presentarse problemas de ruido. Esta velocidad no debe ser asumida como un criterio absoluto.

En caso se utilizara inhibidor de corrosión se debe considerar una menor velocidad alrededor de los 33 ft/s. De esta manera se busca reducir el efecto de destrucción de la capa del inhibidor formada en la pared de la tubería. Como práctica recomendada la velocidad mínima será de 3 ft/s.

La velocidad de fluido puede ser estimada usando la siguiente ecuación:

$$V_g = \frac{60ZQ_g T}{d_i^2 P}$$

Dónde:

V_g = Velocidad del Gas, ft/s

Q_g = Caudal del Gas, MMscfd (a 14,7 psi y 60°F)

T y P = Temperatura (R) y presión (psi) de operación.

Z = Factor de compresibilidad del gas

d_i = diámetro Interno de la tubería a la salida (gas), pulg

Las formulas empleadas usan unidades del sistema ingles.

Tubería de entrada (Gas- Líquido)

El diseño de tuberías que transportan gas y líquido en un flujo de dos fases debe ser en base a la velocidad de fluido. De ser posible, la velocidad mínima debe estar alrededor de 10 ft/s.

En un separador para calcular el diámetro de boquillas de entrada se debe considerar la velocidad erosional ya que cuando aparece la velocidad de erosión en el sistema este podría producir oleaje y variación de nuestra velocidad terminal, la cual podrían modificar las condiciones con la cual trabaja el separador.

La “velocidad erosional” de fluido puede ser estimada usando la siguiente ecuación empírica:

$$V_e = \frac{c}{\sqrt{\rho_m}}$$

Dónde:

ρ_m = densidad de gas/líquido a la presión y temperatura de fluido, lb/ft³ además:

V_e es la velocidad erosional del fluido (ft/s) y c es una constante empírica que puede variar entre 100-250. Para un fluido libre de sólidos se asigna un valor conservativo de $c=100$ para servicio continuo y $c=125$ para servicio intermitente. Para un fluido libre de sólidos donde la corrosión es impredecible o cuando la corrosión es controlada por inhibición o usando aleaciones anticorrosivas, se pueden usar valores de $c=125$ a 200 para servicio continuo, y valores de c hasta 250 para servicio intermitente.

La densidad del gas ρ_m puede ser calculada:

$$\rho_m = \frac{12409 S_1 P + 2.7 R S_g P}{198.7 P + RTZ}$$

S_1 = gravedad específica del líquido a condición estándar (agua = 1)

S_g = gravedad específica del gas a condición estándar (aire = 1)

P = presión de operación, psia

T = Temperatura de Operación, R

R = relación gas/líquido, ft³/bbl a condición estándar

Z = factor de compresibilidad del gas

Una vez conocida la velocidad erosional, la mínima sección requerida para evitar fluido erosional puede ser determinada de la siguiente manera por la siguiente ecuación:

$$A = \frac{9.35 + \frac{ZRT}{21.25P}}{V_e}$$

Dónde:

A = área de tubería requerida por 1000 barriles de líquido, in²

4.5.3. DISEÑO MECÁNICO DEL RECIPIENTE

El separador, al ser un recipiente a presión, puede diseñarse con el código ASME Sección VIII División 1, para las conexiones de tuberías al recipiente se puede realizar el diseño mecánico con ASME B31.3 “Código para tuberías en plantas de proceso o refinerías”, los puntos de partida para el diseño mecánico son los siguientes:

Temperatura de diseño:

Se puede calcular de la siguiente manera:

$$T_{dis} = T_{max} + 50^{\circ}F$$

Presión de diseño:

La presión de diseño, se determina en función de la máxima de las presiones calculadas por las ecuaciones:

$$\text{Si } P_{op} > 300 \text{ psi}$$

$$P = 1.1 * P_{op}$$

$$\text{Si } P_{op} \leq 300 \text{ psi}$$

$$P = 30 \text{ psi} + P_{op}$$

Dónde:

P = presión de diseño, Psi

Máxima Presión de Trabajo Permisible MAWP:

Se define como la máxima presión manométrica medida en el tope de un recipiente en su posición de operación a la temperatura de diseño. Esta presión puede ser calculada en un recipiente en base a su espesor nominal, excluyendo el espesor por corrosión y se utiliza para establecer la presión de ajuste de la válvula de seguridad del recipiente.

Esfuerzo de Fluencia (S)

Es el valor máximo al que podemos someter un material, que forma parte de un recipiente a presión, en condiciones normales de operación. Su valor es aproximadamente el 25% del esfuerzo último a la tensión del material en cuestión.

Espesor por Corrosión (C.A.)

Este espesor se le adiciona al espesor calculado de cuerpo, cabezales y boquillas; este valor puede variar desde 1/16 pulg hasta 1/4 pulg dependiendo del tipo de fluido a manejar.

Eficiencia de la Junta (E)

Depende del tipo de inspección que se va a practicar al recipiente.

Selección de Material

En el código ASME, se encuentra una gran variedad de materiales con su máximo esfuerzo permisible. Entre los materiales más utilizados para la fabricación de planchas están los especificados en el código ASME Sección VIII División 2; algunos de estos materiales, tienen diferentes grados que permite incrementar el valor permisible del esfuerzo. El más utilizado es el SA-516-Grado 70.

Para consultar propiedades del material en caso se trabaje en condiciones a altas temperaturas, por ejemplo, se puede consultar al ASME SEC II.

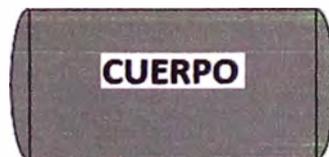
Tabla 8 – Materiales para Fabricación de Recipientes

SA-202	SA-299	SA-410
SA-203	SA-302	SA-442
SA-204	SA-353	SA-515
SA-225	SA-357	SA-516
SA-285	SA-387	

Espesores de Pared de cuerpo y cabezales del recipiente

Para el cálculo de espesores de pared del cuerpo de un recipiente a presión, el Código ASME Sección VIII División 1 indica las siguientes ecuaciones para los espesores:

Espesor de cuerpo:



$$t \approx \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad P \approx \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6 \cdot t}$$

Espesor de cabezal:

ELLIPOIDAL 2:1



$$t \approx \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} \quad P \approx \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t}{D + 0,2 \cdot t}$$

Dónde:

t = Espesor de plancha del recipiente, pulg.

P = Presión interna de diseño del recipiente, Psi

R = Radio interior del recipiente, pulg

S = Esfuerzo de Fluencia del acero Psi, para el SA-516-Grado 70

($S=70000$ psi).

E = Eficiencia de Junta, inspección al 100% ($E=1$)

Clases de bridas

Las bridas pueden especificarse de acuerdo a la Norma ASME B16.5, los materiales más comunes para la fabricación de recipientes a presión y sus accesorios se indican en la siguiente tabla:

Tabla 9 – Materiales comunes de accesorios y tuberías

	Baja Presión	Aceros Comunes T > -20°F	NACE MR -61-75	Bajas Temperaturas -50°F < T < -20°F	Baja temperatura T < -50°F
Plancha	SA-283-C	SA-516-70	SA-516-70	SA-516-70	SA-240-304L
Tubería	SA-53-B	SA-106-B	SA-106-B	SA-333-6	SA-312
Bridas y Accesorios	SA-105	SA-105	SA-105	SA-350-LFI	SA-182
Pernos	SA-193-B7	SA-193-B7	SA-193-B7M	SA-320-L7	SA-193-B8
Tuercas	SA-194-2H	SA-194-2H	SA-194-2M	SA-194-4	SA-194-8A

Peso del Recipiente:

El peso del recipiente se puede determinar con la ecuación extraída del libro de Campbell “Gas Conditioning and processing”.

$$W \approx f \cdot \rho_s \cdot (\pi \cdot L \cdot d_v^2 + 2 \cdot F_A \cdot d_v^3)$$

W = Peso del Recipiente (Lb)

f = Relación espesor/diámetro (adimensional)

d_v = diámetro del recipiente (ft)

ρ_s = Densidad del acero: 490 lb/ft³, SG: 7,85

L = Longitud del recipiente (ft)

F_A = Factor área de cabeza: 1.15

4.5.4. APLICACIÓN DEL PROCEDIMIENTO DE DISEÑO PARA NUESTRO PROCESO:

Por ser el yacimiento de gas natural y como se muestra en la tabla 1, nuestro fluido de extracción muestra un valor de GOR (relación gas – líquido) igual a 32000 scf/bbl, según el criterio de selección de separadores seleccionaremos un separador horizontal.

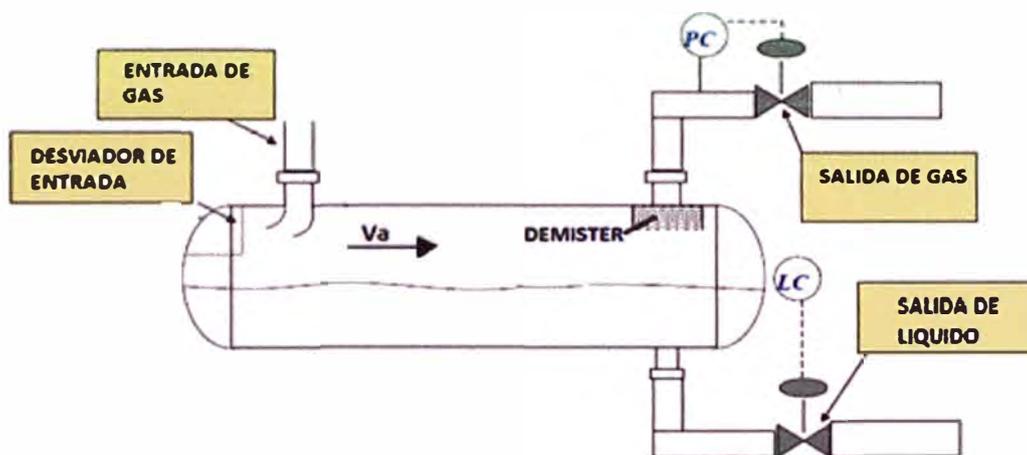


Figura 4.7 – Separador Horizontal – Selección

Establecemos los datos de diseño para un separador horizontal dadas las siguientes condiciones:

Presión de Operación: 2151 psi

Temperatura de Operación: 117 °F

Caudal de entrada: 77 mmscfd

Densidad del gas: 9.22 lb/ft³

Densidad del Líquido: 34.90 lb/ft³

GOR: 32000 scf/bbl

4.5.4.1. CALCULO DE DIMENSIONES PARA EL SEPARADOR

Calculamos la velocidad del gas en la sección de separación por gravedad:

$$V_a = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \dots \dots \dots (1)$$

Ya que nuestro separador tiene incluido un demister el valor de K lo hallamos de la siguiente manera:

$$K = 0.4 * \left(\frac{L}{10}\right)^{0.56} \dots \dots \dots (2)$$

Dónde:

L = Longitud del separador, ft

Para ello asumimos tentativamente una longitud del separador de 15 ft (4572 mm), en la ecuación 2:

$$K = 0.4 * \left(\frac{15}{10}\right)^{0.56}$$

$$\rightarrow K = 0.502 \text{ ft/s}$$

En la ecuación 1,

$$V_a = 0.502 \text{ ft/s} * \sqrt{\frac{34.90 \text{ lb/ft}^3 - 9.22 \text{ lb/ft}^3}{9.22 \text{ lb/ft}^3}}$$

$$\rightarrow V_a = 0.84 \text{ ft/s}$$

Calculamos el caudal de gas a las condiciones de Operación:

$$Q_{op} = \left(\frac{Z_{op} \cdot T_{op} \cdot P_s}{Z_s \cdot T_s \cdot P_{op}} \right) \cdot Q_s \dots \dots \dots (3)$$

Calculamos el factor de compresibilidad del gas a condiciones de operación de la siguiente manera:

$$Z_{op} = \frac{M_g \cdot P_{op}}{R \cdot T_{op} \cdot \rho_g} \dots \dots \dots (4)$$

Dónde:

$$M_g = 19.75 \text{ lb/mol}$$

$$R = \text{Constante universal de los gases, } 10.73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi} \cdot \text{R}^{-1} \cdot \text{lb} - \text{mol}^{-1}$$

En la ecuación 4:

$$Z_{op} = \frac{19.75 \text{ lb/mol} \cdot 2151 \text{ psi}}{10.73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi} \cdot \text{R}^{-1} \cdot \text{lb} - \text{mol}^{-1} \cdot (460 + 117) \text{ R} \cdot 9.22 \text{ lb/ft}^3}$$

$$\rightarrow Z_{op} = 0.744$$

Además se sabe que a condiciones estándar:

$$P_s = 14.7 \text{ psi}, T_s = 15^\circ\text{C}, Z_s = 1$$

Reemplazando en la ecuación 3:

$$Q_{op} = \left(\frac{0.744 \cdot 577 \text{ R} \cdot 14.7 \text{ psi}}{1 \cdot 519 \text{ R} \cdot 2151 \text{ psi}} \right) \cdot 77 \text{ mmscfd}$$

$$Q_{op} = 0.435 \text{ mmscfd} = 0.435 \cdot 10^6 \frac{1 \text{ d}}{24 \cdot 3600}$$

$$\rightarrow Q_{op} = 5.04 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Calculamos el área ocupada por el gas:

$$A_g = \frac{Q_{op}}{V_a}$$

$$\rightarrow A_g = \frac{5.04 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.84 \text{ ft}/\text{s}} = 6 \text{ ft}^2$$

Con el área de gas ocupada en el recipiente (A_g), calculamos parte de la altura aproximada del recipiente solo para el gas:

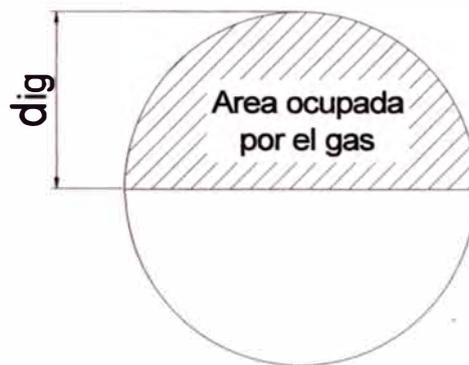


Figura 4.8 – Área ocupada por el gas – Sección Transversal

$$d_{ig} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_g}{\pi}}$$

$$\rightarrow d_{ig} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6}{\pi}} = 2.76 \text{ ft} \quad (841.25 \text{ mm})$$

Con el valor de la altura parcial del separador y la relación de esbeltez (L/D) en el separador comprendido [4 – 6] para presiones de diseño

mayores a 35 bar, según normativa recomendada por REPEXSA tenemos lo siguiente:

$$\frac{L}{D} = 4 \dots \dots (\alpha)$$

Tomamos la relación de esbeltez igual a 4 para asegurarnos en lo recomendado por REPEXA y por estar en el rango económico.

La longitud tomada para el recipiente fue 15 ft, entonces en (α):

$$\rightarrow D = 3.75 \text{ pies}$$

Entonces para nuestro diseño tomamos el valor $D = 4$ pies (1219.2 mm) la cual es el valor total de la altura del recipiente.

Importante: Hasta éste punto solo se ha establecido la posible configuración para el recipiente; la cual debe verificarse con el único parámetro real el área de gas. Debe calcularse el área ocupada por el líquido en el recipiente y se verifica que el resto del área sea mayor o igual que el área requerida por el gas.

Calculo del área requerida por el líquido:



Figura 4.9 – Área ocupada por el Líquido – Sección Transversal

Calculamos el caudal de líquido que se maneja, se sabe:

$$GOR = \frac{Q_s}{Q_l}$$

$$Q_l = \frac{Q_s}{GOR} = \frac{77 \text{ mmscfd}}{32000 \text{ scf/bbl}} = \frac{77 * \frac{10^6 \text{ scf}}{d} * \frac{1d}{24h} * 1h/3600s}{32000 \frac{\text{scf}}{\text{bbl}} * \frac{1\text{bbl}}{5.6146\text{ft}^3}}$$

$$\rightarrow Q_l = 0.157 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Se determinara los volúmenes de líquido y áreas respectivas, esto se evaluara con las condiciones de operación, es decir los tiempos de retención recomendados por el API 12J, así también considerando las buenas prácticas empleados por la empresa REPEXA:

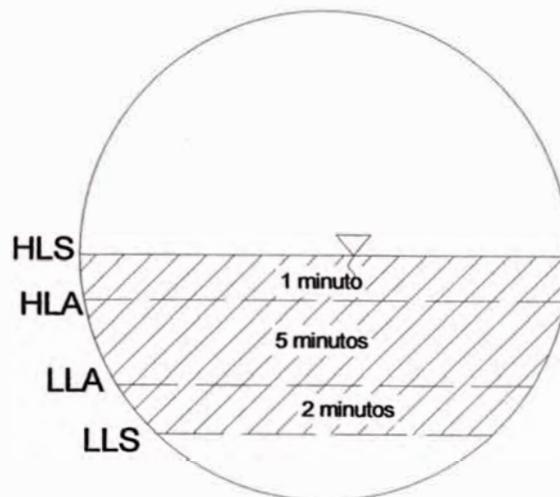


Figura 4.10 – Área ocupada por el líquido (HLS-LLS) – Sección Transversal

Volumen de líquido entre LLA – LLS:

$$V_{r1} = Q_l * t_1 \dots \dots \dots (5)$$

Dónde:

V_{r1} = Volumen de retención en el nivel LLA – LLS.

t_1 = Tiempo de retención para el nivel LLA-LLS, 2 minutos según lo recomendado por API 12J.

En la fórmula 5:

$$V_{r1} = 0.157 \frac{ft^3}{s} * 2 \text{ mint} * 60 \text{ s/1mint}$$

$$\rightarrow V_{r1} = 18.84 \text{ ft}^3$$

De la misma manera para el volumen de líquido entre HLA – LLA:

$$V_{r2} = Q_l * t_2 \dots \dots (6)$$

Por ser el volumen entre estos niveles el mayor, lo recomendado por REPEXSA es que la distancia entre estos niveles sea de 24 pulg, guiándonos de la norma API 12J, asignamos un tiempo de retención de 5 minutos.

En la ecuación 6,

$$V_{r2} = 0.157 \frac{ft^3}{s} * 5 \text{ mint} * 60 \text{ s}/1\text{mint}$$

$$\rightarrow V_{r2} = 47.1 \text{ ft}^3$$

Volumen de líquido entre HLS – HLA:

$$V_{r3} = Q_l * t_3 \dots \dots (7)$$

Para ello consideramos tiempo de retención de 1 minuto, en la ecuación 7:

$$V_{r3} = 0.157 \frac{ft^3}{s} * 1 \text{ mint} * 60 \text{ s}/1\text{mint}$$

$$\rightarrow V_{r3} = 9.42 \text{ ft}^3$$

Calculamos el volumen total entre HLS – LLS:

$$V_l = V_{r1} + V_{r2} + V_{r3}$$

$$V_l = 18.84 \text{ ft}^3 + 47.1 \text{ ft}^3 + 9.43 \text{ ft}^3$$

$$\rightarrow V_l = 75.37 \text{ ft}^3$$

Calculamos el área de líquido entre HLS – LLS:

$$A_l = \frac{V_l}{L}$$

$$A_l = \frac{75.37 \text{ ft}^3}{15 \text{ ft}}$$

$$\rightarrow A_l = 5.03 \text{ ft}^2$$

Calculo de la sección faltante de líquido, entre el fondo del recipiente y el nivel LLS:

$$R^* = \frac{\text{Altura}_{(\text{fondo-LLS})}}{D} \dots \dots (8)$$

$\text{Altura}_{(\text{fondo-LLS})}$: Según lo recomendado por REPEXSA la altura entre el fondo y el nivel LLS, tiene que ser como mínimo 6 pulg.

Tomamos ese valor en la ecuación 8:

$$R^* = \frac{6 \text{ pulg}}{4 \text{ ft} * 12 \frac{\text{pulg}}{1 \text{ ft}}} = 0.125$$

Con ello nos vamos al anexo 1 calculamos la relación A^*

$$A^* = \frac{\text{Area Segmento}(\text{ft}^2)}{\text{Area del recipiente} (\text{ft}^2)} = 0.0721$$

$$\frac{\text{Area Segmento}(\text{ft}^2)}{\frac{\pi * 4^2}{4}} = 0.0721$$

$$\text{Area Segmento}(\text{ft}^2) = 0.906 \text{ ft}^2$$

Por lo tanto obtenemos el área total de líquido:

$$A_{Tl} = A_l + \text{Area Segmento}(ft^2) = 5.03ft^2 + 0.906 ft^2$$

$$\rightarrow A_{Tl} = 5.94 ft^2$$

Con ello calculamos el área de gas calculado:

$$A_{gc} = A_R - A_{Tl}$$

$$\rightarrow A_{gc} = 12.57ft^2 - 5.94 ft^2 = 6.63 ft^2$$

Como el A_{gc} es mayor que al A_g , el separador cumple para el servicio;
en caso de no cumplir, debe aumentarse o disminuirse las longitudes.

$$A_{gc} \geq A_g \dots \dots \dots (OK)$$

$$\rightarrow A_g = 6 ft^2 \text{ (área de gas mínima requerida para el recipiente)}$$

$$\rightarrow A_{gc} = 6.63 ft^2 \text{ (área de gas calculada o restante)}$$

Diseñar un equipo es un proceso de ensayo y error, en el que deben considerarse muchas variables; tales como: el tamaño, el espacio requerido por el equipo y la zona donde estará ubicado en la instalación.

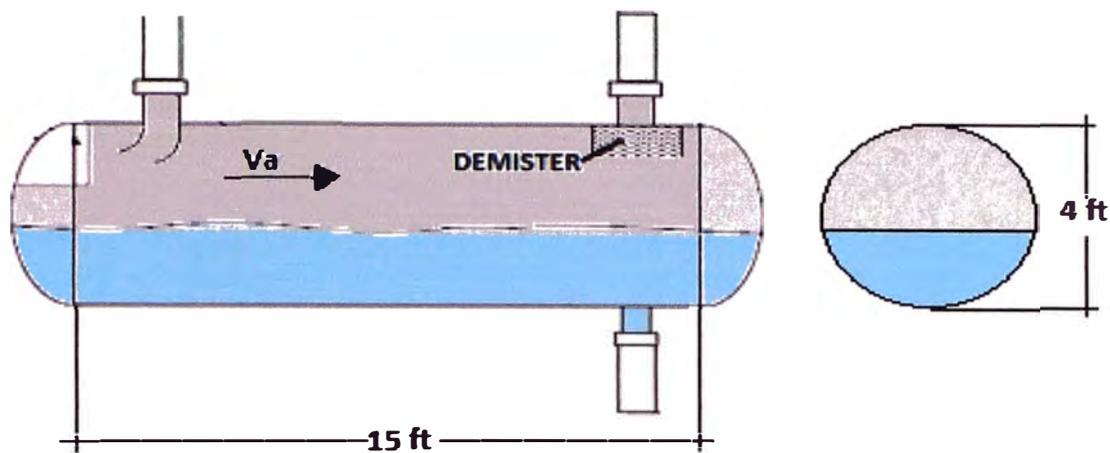


Figura 4.11 – Separador – Longitud/Diámetro

4.5.4.2. SELECCIÓN DE BOQUILLAS DE ENTRADA Y SALIDA PARA EL SEPARADOR:

Boquilla a la entrada del Separador Gas - Líquido

Para Ello calculamos la velocidad erosional:

$$V_e = \frac{c}{\sqrt{\rho_m}} \dots\dots\dots (9)$$

Determinamos la densidad gas-liquido (ρ_m):

$$\rho_m = \frac{12409 S_1 P + 2.7 R S_g P}{198.7 P + RTZ}$$

$$\rho_m = \frac{12409 * 0.6 * 2151 \text{ psi} + 2.7 * 32000 \text{ ft}^3/\text{bbl} * 0.8 * 2151 \text{ psi}}{198.7 * 2151 \text{ psi} + 32000 \frac{\text{ft}^3}{\text{bbl}} * 577^\circ\text{R} * 0.744}$$

$$\rho_m = 11.63 \text{ lb/ft}^3$$

Tomamos el valor de $C = 125$ para fluido intermitente.

En la ecuación 9:

$$V_e = \frac{125}{\sqrt{11.63}}$$

$$V_e = 36.65 \text{ ft} / \text{s}$$

Cálculo el área requerida en la boquilla de entrada

$$A = \frac{9.35 + \frac{ZRT}{21.25P}}{V_e}$$

$$A = \frac{9.35 + \frac{0.744 * 32000 \text{ ft}^3 / \text{bbl} * 577^\circ R}{21.25 * 2151 \text{ psi}}}{36.65 \text{ ft} / \text{s}}$$

$$A = 8.46 \text{ pu lg}^2 / 1000 \text{ bbl d}$$

En nuestra producción tenemos aproximadamente 2460 bbl d, modificamos el área obtenida con un simple artificio matemático.

$$\rightarrow A = 20.81 \text{ pulg}^2 / 2460 \text{ bbl d}$$

Calculamos la sección de la boquilla de entrada:

$$d = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 * 20.81}{\pi}} = 5.15 \text{ pulg}$$

Para nuestro separador elegimos boquilla de entrada de $d = 6$ pulg.

Según la recomendación de la norma API RP 14E el diseño tenemos que asegurarlo para evitar formación de babosas una velocidad no menos de 10 ft/s (velocidad mínima) del flujo de entrada, la cual nos determinara el máximo diámetro.

Con el mismo procedimiento pero para la $V_e = 10$ ft/s, obtenemos un diámetro máximo de 10 pulg.

Por fines económicos elegimos el diámetro de boquilla a la entrada en nuestro separador de $d = 6$ pulg.

Criterios de diseño para tuberías de líquidos

Aprovechamos la recomendación de la norma API RP 14E, la velocidad no debe ser mayor de 15 ft/s, la cual será nuestra velocidad de diseño para el cálculo del diámetro de salida de líquidos.

Aplicamos la fórmula:

$$V_1 = \frac{0.012 Q_1}{d_1^2}$$

$$15 \text{ ft/s} = \frac{0.012 * 2406.25 \text{ bbl/d}}{d_1^2}$$

$$d_i = 1.38 \text{ pulg}$$

Se elige diámetro de: $d_i = 2$ pulg.

Criterios de diseño para tuberías de gas:

Aprovechamos la recomendación de la norma API RP 14E, la velocidad no debe ser mayor de 33 ft/s, la cual será nuestra velocidad de diseño para el cálculo del diámetro de salida de gases:

$$V_g = \frac{60ZQ_g T}{d_i^2 P}$$

$$33 \text{ ft/s} = \frac{60 * 0.744 * 77 \text{ mmscf} * 577^\circ R}{d_i^2 * 2151 \text{ psi}}$$

$$d_i = 5.29 \text{ pulg}$$

Elegimos diámetro de salida de gas de: $d_i = 6$ pulg.

4.5.4.3. DISEÑO MECÁNICO DEL SEPARADOR

Selección de material para el cuerpo del Separador.

Según el código ASME Sección VIII División 2, elegimos plancha de acero SA-516-Grado 70 la cual es la más utilizada en la industria petrolera.

Calculo de espesores.

Espesores de pared de cuerpo, a la fórmula planteada a la teoría le sumamos un pequeño espesor por corrosión.

$$t = \frac{P.R}{S.E - 0.6P} + C.A$$

$$t = \frac{2360 \text{ psi} * 24 \text{ pulg}}{70000 \text{ psi} * 1 - 0.6 * 2360 \text{ psi}} + \frac{1}{8} \text{ pulg}$$

$$t = 0.951 \text{ pulg}$$

Espesor de cabezal, nuestro recipiente tendrá forma de cabeza elipsoidal de 2:1, tal como se mostró en la teoría, también agregaremos un margen por espesor por corrosión:

$$t = \frac{P.D}{2.S.E - 0.2.P} + \frac{1}{8} \text{ pulg}$$

$$t = \frac{2360 \text{ psi} * 48 \text{ pulg}}{2 * 70000 \text{ psi} * 1 - 0.2 * 2360 \text{ psi}}$$

$$t = 0.937 \text{ pulg}$$

Debido a los cálculos obtenidos, tanto para espesor de pared en el cuerpo y cabezal del recipiente, se adoptara para fines comerciales el espesor:

→ $t = 1 \text{ pulg}$ (25.4 mm), espesor de plancha solicitado para la construcción del recipiente.

Diseño de Bridas

Para la selección de la brida emplearemos la recomendación de la norma ASME B16.5-2009 “Bridas y Accesorios en tuberías”.

Según la tabla 10 la brida que se seleccionará para un separador de plancha SA 516 Gr 70 es de bridas SA 105

De la tabla 11 la clase de nuestra brida SA 105, como tenemos una presión de operación de 2151 psi, equivalente a 148.3 bar para una temperatura de 50°C será de clase 900.

La norma corporativa de REPEXSA PI – SUP – 55A6.3, “Clase de Tubería” indica los tipos de tuberías que se podría seleccionar, en nuestro caso elegimos el SA 106 Gr B (Tabla 12).

Tabla 10 – Lista de Materiales para la selección de bridas

Table 1A List of Material Specifications

Material Group	Nominal Designation	Pressure–Temperature Rating Table	Applicable ASTM Specifications [Note (1)]		
			Forgings	Castings	Plates
1.1	C-Si	2-1.1	A 105	A 216 Gr. WCB	A 515 Gr. 70
	C-Mn-Si	2-1.1	A 350 Gr. LF2	...	A 516 Gr. 70
	C-Mn-Si	2-1.1	A 537 Cl. 1
	C-Mn-Si-V	2-1.1	A 350 Gr. LF6 Cl. 1
	3½ Ni	2-1.1	A 350 Gr. LF3
1.2	C-Mn-Si	2-1.2	...	A 216 Gr. WCC	...
	C-Mn-Si	2-1.2	...	A 352 Gr. LCC	...
	C-Mn-Si-V	2-1.2	A 350 Gr. LF6 Cl. 2
	2½Ni	2-1.2	...	A 352 Gr. LC2	A 203 Gr. B
	3½Ni	2-1.2	...	A 352 Gr. LC3	A 203 Gr. E
1.3	C-Si	2-1.3	...	A 352 Gr. LCB	A 515 Gr. 65
	C-Mn-Si	2-1.3	A 516 Gr. 65
	2½Ni	2-1.3	A 203 Gr. A
	3½Ni	2-1.3	A 203 Gr. D
	C-½Mo	2-1.3	...	A 217 Gr. WC1	...
	C-½Mo	2-1.3	...	A 352 Gr. LC1	...
1.4	C-Si	2-1.4	A 515 Gr. 60
	C-Mn-Si	2-1.4	A 350 Gr. LF1 Cl. 1	...	A 516 Gr. 60
1.5	C-½Mo	2-1.5	A 182 Gr. F1	...	A 204 Gr. A
	C-½Mo	2-1.5	A 204 Gr. B
1.7	½Cr-½Mo	2-1.7	A 182 Gr. F2
	Ni-½Cr-½Mo	2-1.7	...	A 217 Gr. WC4	...
	¾Ni-¾Cr-1Mo	2-1.7	...	A 217 Gr. WC5	...
1.9	1¼Cr-½Mo	2-1.9	...	A 217 Gr. WC6	...
	1¼Cr-½Mo-Si	2-1.9	A 182 Gr. F11 CL.2	...	A 387 Gr. 11 Cl. 2
1.10	2¼Cr-1Mo	2-1.10	A 182 Gr. F22 CL. 3	A 217 Gr. WC9	A 387 Gr. 22 Cl. 2
1.11	C-½Mo	2-1.11	A 204 Gr. C
1.13	5Cr-½Mo	2-1.13	A 182 Gr. F5a	A 217 Gr. C5	...
1.14	9Cr-1Mo	2-1.14	A 182 Gr. F9	A 217 Gr. C12	...
1.15	9Cr-1Mo-V	2-1.15	A 182 Gr. F91	A 217 Gr. C12A	A 387 Gr. 91 Cl. 2

Tabla 11 – Selección de Bridas Rango Presión -Temperatura

Table 2-1.1 Pressure–Temperature Ratings for Group 1.1 Materials							
Nominal Designation	Forgings			Castings		Plates	
C–Si	A 105 (1)			A 216 Gr. WCB (1)		A 515 Gr. 70 (1)	
C–Mn–Si	A 350 Gr. LF2 (1)			...		A 516 Gr. 70 (1), (2)	
C–Mn–Si–V	A 350 Gr. LF6 Cl 1 (3)			...		A 537 Cl. 1 (4)	
3 ¹ / ₂ Ni	A 350 Gr. LF3			
Working Pressure by Classes, bar							
Temp., °C	Class						
	150	300	400	600	900	1500	2500
–29 to 38	19.6	51.1	68.1	102.1	153.2	255.3	425.5
50	19.2	50.1	66.8	100.2	150.4	250.6	417.7
100	17.7	46.6	62.1	93.2	139.8	233.0	388.3
150	15.8	45.1	60.1	90.2	135.2	225.4	375.6
200	13.8	43.8	58.4	87.6	131.4	219.0	365.0
250	12.1	41.9	55.9	83.9	125.8	209.7	349.5
300	10.2	39.8	53.1	79.6	119.5	199.1	331.8
325	9.3	38.7	51.6	77.4	116.1	193.6	322.6
350	8.4	37.6	50.1	75.1	112.7	187.8	313.0
375	7.4	36.4	48.5	72.7	109.1	181.8	303.1
400	6.5	34.7	46.3	69.4	104.2	173.6	289.3
425	5.5	28.8	38.4	57.5	86.3	143.8	239.7
450	4.6	23.0	30.7	46.0	69.0	115.0	191.7
475	3.7	17.4	23.2	34.9	52.3	87.2	145.3
500	2.8	11.8	15.7	23.5	35.3	58.8	97.9
538	1.4	5.9	7.9	11.8	17.7	29.5	49.2

NOTES:

- (1) Upon prolonged exposure to temperatures above 425°C, the carbide phase of steel may be converted to graphite. Permissible but not recommended for prolonged use above 425°C.
- (2) Not to be used over 455°C.
- (3) Not to be used over 260°C.
- (4) Not to be used over 70°C.

Tabla 12 – Clase de tubería

CLASE
SERVICIO

CA41

Venteos a Flare, Drenajes Presurizados, Fuel Gas, Fuel Oil,
Diesel Oil, Glycol, Metanol, Agua Industrial, Nitrogeno, Hidrocarburos.TEMPERATURA °C
PRESION kg/cm²

29	38	100	150	200
156.1	141.9	138.4	134	

CLASE BRIDAS 900 lbs
CORROSION: 1,6 mm
MATERIAL: ACERO AL CARBONO
CODIGO: ASME B31.3

TRATAMIENTO TERMICO:

VER NOTA 15

DESCRIPCION	MATERIAL	SCH.	SERIE	NORMA DIM.	EXTREMOS	DIAMETRO	NOTAS
CAÑO SIN COSTURA	A-106 Gr.B ó API 5L Gr.B	80		ASME B 36.10	PE	½" - 1½"	(13)
CAÑO SIN COSTURA		80		ASME B 36.10	BE	2" - 3"	(1)(11)
CAÑO SIN COSTURA		120		ASME B 36.10	BE	4" - 12"	(1)(11)
CAÑO CON COSTURA (ERW)		(17)		ASME B 36.10	BE	14" - 24"	(1)(11)(12)
NIPLES S/COSTURA	A-106 Gr.B or API 5L Gr.B	XXS		ASME B 36.10	NPT	½"	(10)
NIPLES S/COSTURA		160		ASME B 36.10	NPT	¾" - 4"	(10)
ACCESORIOS FORJADOS	ASTM A-105	(3)	3000#	ASME B 16.11	SW	½" - 1½"	(6)
ACCESORIOS FORJADOS	ASTM A-105		6000#	ASME B 16.11	NPT	½"	(7) (10)
ACCESORIOS FORJADOS	ASTM A-105		3000#	ASME B 16.11	NPT	¾" - 1½"	(7) (10)
ACC. P/SOLDAR A TOPE	ASTM A-234 Gr. WPB			ASME B 16.9	BW	2" - 24"	(8)
BRIDAS	ASTM A-105	(3)	1500#	ASME B 16.5	SW / RTJ	½" - 1½"	(2)
BRIDAS	ASTM A-105	(3)	900#	ASME B 16.5	WN / RTJ	2" - 24"	(2)
BRIDA CIEGA	ASTM A-105		1500#	ASME B 16.5	RTJ	½" - 1½"	(2)
BRIDA CIEGA	ASTM A-105		900#	ASME B 16.5	RTJ	2" - 24"	(2)
BRIDA PORTAPLACA	ASTM A-105	(3)	1500#	ASME B 16.36	WN / RTJ	1" - 1½"	(2)
BRIDA PORTAPLACA	ASTM A-105	(3)	900#	ASME B 16.36	WN / RTJ	2" - 24"	(2)

Calculo del peso del recipiente

Aplicando la ecuación expresada del libro de Campbell "Gas Conditioning and processing".

$$W \approx f \cdot \rho_s \cdot (\pi \cdot L \cdot d_v^2 + 2 \cdot F_A \cdot d_v^3) \dots \beta$$

$$f = \frac{1}{4 \cdot 12} = 0.021$$

ρ_s = Densidad del acero: 490 lb/ft³, SG: 7,85

$$d_v = 4 \text{ ft}$$

$$L = 15 \text{ ft}$$

F_A = Factor Área de Cabeza: 1.15

Remplazando los valores en la ecuación en β :

$$W = 0.021 * 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * (\pi * 15\text{ft} * (4\text{ft})^2 + 2 * 1.15 * (4\text{ft})^3)$$

$$W = 9273.17 \text{ lb} \quad (4.14 \text{ Ton})$$

4.6. ESTIMACIÓN DE COSTOS PARA LA IMPLEMENTACIÓN DEL SEPARADOR

4.6.1. COSTO PARA LA ADQUISICIÓN DE MATERIALES

Nº	DESCRIPCIÓN DE PARTIDA	CANTIDAD	UNIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO
3	Materiales				
3.1	Estructura de Acero	10	te	1640	\$ 16,400.00
3.2	Eléctricos	5	te	13600	\$ 68,000.00
3.3	Instrumentos	7	te	28000	\$ 196,000.00
3.4	Civiles	218	m2	71	\$ 15,478.00
Total Materiales					\$ 295,878.00

4.6.2. COSTO PARA LA PARTE CONSTRUCTIVA

Nº	DESCRIPCIÓN DE PARTIDA	CANTIDAD	UNIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO
4	Construcción				
4.1	Civil	218	m2	124	\$ 27,032.00
4.2	Skid	21	te	1440	\$ 30,240.00
4.3	Instalación de equipos	44	te	1440	\$ 63,360.00
4.4	Estructura de Acero	5	te	9270	\$ 46,350.00
4.5	Eléctricos	5	te	41500	\$ 207,500.00
4.6	Instrumentos	7	te	41500	\$ 290,500.00
4.7	Otros	6	te	20900	\$ 125,400.00
Total Construcción					\$ 790,382.00

4.6.3. COSTO POR SEGURO DE USO DEL EQUIPO

Nº	DESCRIPCIÓN DE PARTIDA	CANTIDAD	UNIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO
5	Seguro y Certificación				
5.1	Seguro				\$ 28,000.00

En total para la implementación del separador se requiere la inversión de un total de **\$ 1, 114,260.00**.

El tiempo de fabricación de este equipo se muestra en el anexo 2 del presente informe, F111003 – REPSOL *TEST SEPARATOR* (Separador de Prueba).

CONCLUSIONES

1. Los proyectos de gas natural son costosos (250 millones de dólares en promedio), el uso de un separador implica una inversión de **\$1,114,260.00**, la producción de la planta que se espera es en promedio 5040000 m³/día la cual representa una venta diaria de \$1,160000, se estima el beneficio como el retorno de inversión de proyecto en un año aproximadamente, de ello resulta muy provechoso contar con el separador de prueba ya que este controla la producción de pozos, es en este sentido que la mayoría de plantas de extracción de gas natural, cuentan con un separador de este tipo.
2. A pesar de que el separador de prueba no es un equipo imprescindible en el proceso extractivo de gas natural, su presencia es importante en la medida de que permite la evaluación y diagnóstico permanente del yacimiento de gas.
3. Los costos de diseño y fabricación del separador de prueba, son elevados, pero se justifican pues permiten pronosticar cambios en las propiedades de flujo y con ello prevenir daños en otros equipos. También permite evaluar la eficiencia de producción del pozo con el objetivo de identificar el momento de dejar de operar.
4. Los separadores de pruebas implican, aparte del diseño mecánico, otras consideraciones tales como análisis del flujo de gas, por ejemplo el cálculo de la velocidad de erosión, comportamiento químico del gas frente a cambios de presión y/o temperatura entre otros, por lo que su

diseño integral y fabricación se realizan en países extranjeros y se importan directamente.

5. A través del desarrollo de este Informe de Suficiencia Profesional, realizado en un país en el que estamos en pleno desarrollo energético en el campo del gas natural, podemos obtener una elevada experiencia en el desarrollo de proyectos como el que hemos presentado.
6. El presente Informe de Ingeniería aporta entonces sustancialmente al desarrollo de una ingeniería de procesos en plantas de extracción, proceso, y transporte de gas natural, convirtiéndose en material de consulta para futuros diseños.
7. Los procedimientos para el diseño del separador que se lleva a cabo para la realización del presente informe, forman parte de normas técnicas internacionales. Hoy en día, la calidad de hacer las cosas, el saber cómo hacerlas, la competitividad; son conceptos que se manejan para alcanzar una Ingeniería que garantice la función y la eficiencia, ello para seguir preparándonos en las constantes exigencias actuales en materia de tecnología.
8. La mayoría de la tecnología en el tema de la industria petrolera, provienen de los conocimientos y experiencia de empresas extranjeras. Los ingenieros peruanos que trabajan en estas empresas, se capacitan continuamente y realizan el proceso de transferencia tecnológica necesario para el desarrollo de la ingeniería nacional. En Perú, las empresas petroleras tales como Petrobras o Repsol cumplen con esta característica.

RECOMENDACIONES

1. El diseño de recipientes a presión requiere de la experiencia de Profesionales en la Ingeniería, especializados en este campo.
2. Para el desarrollo del diseño de recipientes a presión se requiere conocer los diferentes Códigos y Propiedades de los materiales que intervienen en su fabricación.
3. Para pretender desarrollar proyectos relacionados al campo de los Hidrocarburos; se debe de alcanzar un profundo conocimiento en varios campos de la Ingeniería y Administración, aunque no se sea necesariamente un experto en algunas de estas áreas, se debe tener conocimientos suficientes para coordinar las actividades en todas ellas.

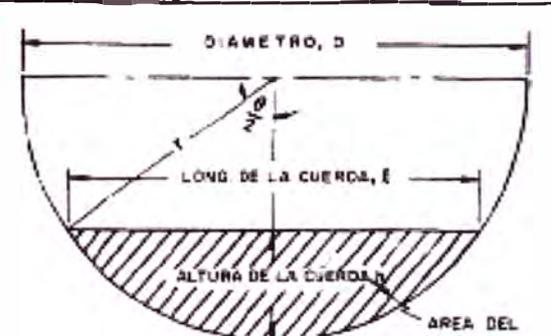
BIBLIOGRAFÍA

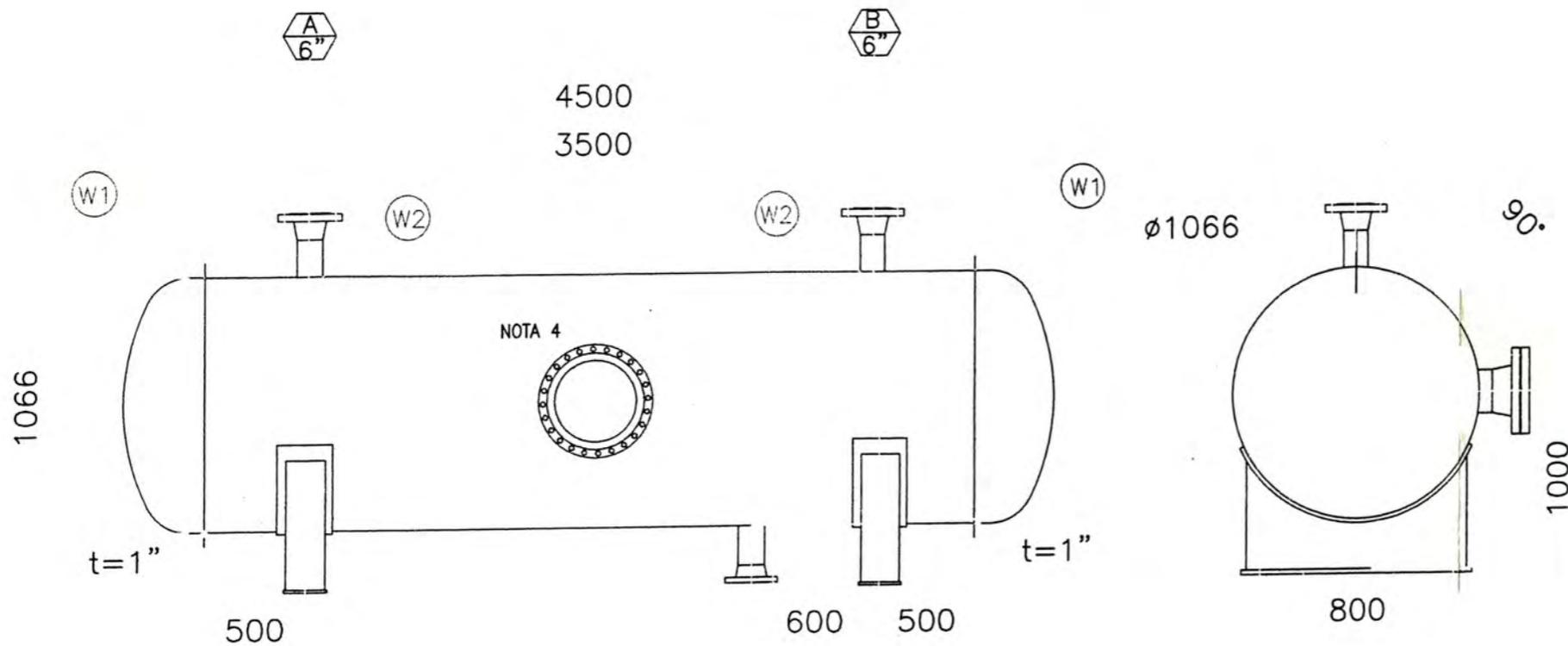
1. Campbell “Gas Conditioning and processing” Vol. II Chapter 11
2. JAGP 1805 Compresión, Transporte y Distribución de Gas
3. Eugene F. Megye “Manual de Recipientes a Presión”
4. API Spec 12J, *Oil and Gas Separators*, Seventh Edition, October 1, 1989, Reaffirmed, September 1999 (ANSI/API Spec 12J-1992).
5. Normas corporativas PI-SUP-54, Especificación Técnica de Criterios de Diseño.
6. ASME Section VIII-DIV 1, Código de Recipientes a Presión, Sección VIII, *Division 1: Rules for Construction of Pressure Vessels*

ANEXOS:

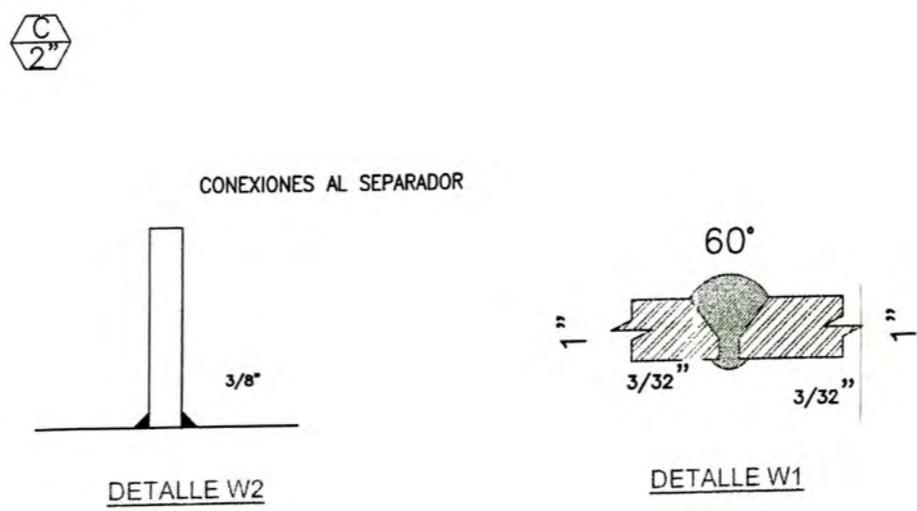
Anexo I: Tabla de relación de área para determinar alturas

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
0.030	0.341	0.0087	0.090	0.572	0.0446	0.150	0.714	0.0941	0.210	0.816	0.153	0.266	0.872	0.201	0.340	0.947	0.300
0.031	0.347	0.0092	0.091	0.575	0.0453	0.151	0.716	0.0950	0.211	0.816	0.154	0.266	0.873	0.202	0.342	0.948	0.302
0.032	0.352	0.0096	0.092	0.578	0.0460	0.152	0.718	0.0959	0.212	0.817	0.155	0.267	0.874	0.203	0.344	0.950	0.308
0.033	0.357	0.0101	0.093	0.581	0.0468	0.153	0.720	0.0968	0.213	0.818	0.156	0.268	0.875	0.204	0.346	0.951	0.307
0.034	0.362	0.0106	0.094	0.584	0.0475	0.154	0.722	0.0977	0.214	0.820	0.157	0.269	0.876	0.205	0.348	0.953	0.308
0.035	0.368	0.0110	0.095	0.586	0.0483	0.155	0.724	0.0986	0.215	0.822	0.158	0.270	0.877	0.207	0.350	0.954	0.312
0.036	0.373	0.0116	0.096	0.589	0.0490	0.156	0.726	0.0996	0.216	0.823	0.159	0.272	0.879	0.209	0.358	0.957	0.318
0.037	0.378	0.0119	0.097	0.592	0.0498	0.157	0.728	0.1006	0.217	0.824	0.160	0.274	0.882	0.211			
0.038	0.382	0.0124	0.098	0.595	0.0505	0.158	0.729	0.1014	0.218	0.826	0.161	0.276	0.884	0.213	0.380	0.960	0.324
0.039	0.387	0.0129	0.099	0.597	0.0513	0.159	0.731	0.1023	0.219	0.827	0.162	0.278	0.886	0.218	0.365	0.963	0.330
0.040	0.392	0.0134	0.100	0.600	0.0520	0.160	0.733	0.1033	0.220	0.828	0.163	0.279	0.888	0.218	0.370	0.966	0.336
0.041	0.397	0.0139	0.101	0.603	0.0528	0.161	0.735	0.1042	0.221	0.830	0.164	0.279	0.890	0.220	0.375	0.968	0.343
0.042	0.401	0.0144	0.102	0.605	0.0536	0.162	0.737	0.1051	0.222	0.831	0.165	0.274	0.892	0.222			
0.043	0.406	0.0149	0.103	0.608	0.0544	0.163	0.739	0.1061	0.223	0.833	0.166	0.276	0.894	0.225	0.380	0.971	0.349
0.044	0.410	0.0156	0.104	0.611	0.0551	0.164	0.741	0.1070	0.224	0.834	0.167	0.278	0.896	0.227	0.385	0.973	0.355
0.045	0.415	0.0160	0.105	0.613	0.0559	0.165	0.742	0.1080	0.225	0.835	0.168	0.280	0.898	0.229	0.390	0.975	0.361
0.046	0.419	0.0165	0.106	0.616	0.0567	0.166	0.744	0.1089	0.226	0.836	0.169	0.282	0.900	0.231	0.395	0.978	0.367
0.047	0.423	0.0171	0.107	0.618	0.0575	0.167	0.746	0.1099	0.227	0.838	0.171	0.284	0.902	0.234			
0.048	0.428	0.0176	0.108	0.621	0.0583	0.168	0.748	0.1108	0.228	0.839	0.172	0.286	0.904	0.236	0.400	0.980	0.374
0.049	0.432	0.0181	0.109	0.623	0.0591	0.169	0.750	0.1118	0.229	0.840	0.173	0.288	0.906	0.238	0.405	0.982	0.380
0.050	0.436	0.0187	0.110	0.626	0.0598	0.170	0.751	0.1127	0.230	0.842	0.174	0.290	0.908	0.241	0.410	0.984	0.388
0.051	0.440	0.0193	0.111	0.628	0.0606	0.171	0.753	0.1137	0.231	0.843	0.175	0.292	0.909	0.243	0.415	0.986	0.392
0.052	0.444	0.0198	0.112	0.631	0.0614	0.172	0.755	0.1146	0.232	0.844	0.176	0.294	0.911	0.245			
0.053	0.448	0.0204	0.113	0.633	0.0623	0.173	0.756	0.1156	0.233	0.845	0.177	0.296	0.913	0.248	0.420	0.987	0.399
0.054	0.452	0.0210	0.114	0.636	0.0631	0.174	0.758	0.1166	0.234	0.847	0.178	0.298	0.915	0.250	0.425	0.989	0.405
0.055	0.456	0.0215	0.115	0.638	0.0639	0.175	0.760	0.1175	0.236	0.848	0.179	0.300	0.917	0.252	0.430	0.990	0.411
0.056	0.460	0.0221	0.116	0.640	0.0647	0.176	0.762	0.1185	0.238	0.849	0.180	0.302	0.918	0.255	0.435	0.992	0.417
0.057	0.464	0.0227	0.117	0.643	0.0655	0.177	0.763	0.1195	0.237	0.850	0.181	0.304	0.920	0.257			
0.058	0.467	0.0233	0.118	0.645	0.0663	0.178	0.765	0.1204	0.238	0.852	0.182	0.306	0.922	0.259	0.440	0.993	0.424
0.059	0.471	0.0239	0.119	0.648	0.0671	0.179	0.767	0.1214	0.239	0.853	0.183	0.308	0.923	0.262	0.445	0.994	0.430
0.060	0.475	0.0245	0.120	0.650	0.0680	0.180	0.768	0.1224	0.240	0.854	0.185	0.310	0.925	0.264	0.450	0.995	0.436
0.061	0.479	0.0251	0.121	0.652	0.0688	0.181	0.770	0.1234	0.241	0.855	0.186	0.312	0.927	0.266	0.455	0.998	0.443
0.062	0.482	0.0257	0.122	0.655	0.0696	0.182	0.772	0.1244	0.242	0.857	0.187	0.314	0.928	0.269			
0.063	0.486	0.0263	0.123	0.657	0.0705	0.183	0.773	0.1253	0.243	0.858	0.188	0.316	0.930	0.271	0.460	0.997	0.449
0.064	0.490	0.0270	0.124	0.659	0.0713	0.184	0.775	0.1263	0.244	0.859	0.189	0.318	0.931	0.273	0.465	0.998	0.455
0.065	0.493	0.0276	0.125	0.661	0.0721	0.185	0.777	0.1273	0.245	0.860	0.190	0.320	0.933	0.276	0.470	0.998	0.462
0.066	0.497	0.0282	0.126	0.664	0.0730	0.186	0.778	0.1283	0.246	0.861	0.191	0.322	0.934	0.278	0.475	0.999	0.468
0.067	0.500	0.0288	0.127	0.666	0.0738	0.187	0.780	0.1293	0.247	0.863	0.192	0.324	0.936	0.281			
0.068	0.503	0.0295	0.128	0.668	0.0747	0.188	0.781	0.1303	0.248	0.864	0.193	0.326	0.937	0.283	0.480	0.999	0.475
0.069	0.507	0.0301	0.129	0.670	0.0756	0.189	0.783	0.1313	0.249	0.865	0.194	0.328	0.939	0.285	0.485	1.000	0.481
0.070	0.510	0.0308	0.130	0.673	0.0764	0.190	0.785	0.1323	0.250	0.866	0.196	0.330	0.940	0.288	0.490	1.000	0.487
0.071	0.514	0.0314	0.131	0.676	0.0773	0.191	0.788	0.1333	0.251	0.867	0.197	0.332	0.942	0.290	0.495	1.000	0.494
0.072	0.517	0.0321	0.132	0.677	0.0781	0.192	0.788	0.1343	0.252	0.868	0.198	0.334	0.943	0.293			
0.073	0.520	0.0327	0.133	0.679	0.0790	0.193	0.789	0.1353	0.253	0.869	0.199	0.338	0.946	0.295	0.500	1.000	0.500
0.074	0.524	0.0334	0.134	0.681	0.0798	0.194	0.791	0.1363	0.254	0.871	0.200	0.338	0.946	0.297			
0.075	0.527	0.0341	0.135	0.683	0.0807	0.195	0.792	0.1373									
0.076	0.530	0.0347	0.136	0.686	0.0816	0.196	0.794	0.1383									
0.077	0.533	0.0354	0.137	0.688	0.0825	0.197	0.796	0.1393									
0.078	0.536	0.0361	0.138	0.690	0.0833	0.198	0.797	0.1403									
0.079	0.539	0.0368	0.139	0.692	0.0842	0.199	0.798	0.1414									
0.080	0.543	0.0376	0.140	0.694	0.0851	0.200	0.800	0.1424									
0.081	0.546	0.0382	0.141	0.696	0.0860	0.201	0.801	0.1434									
0.082	0.549	0.0389	0.142	0.698	0.0869	0.202	0.803	0.1444									
0.083	0.552	0.0396	0.143	0.700	0.0878	0.203	0.804	0.1454									
0.084	0.555	0.0403	0.144	0.702	0.0886	0.204	0.806	0.1465									
0.085	0.558	0.0410	0.145	0.704	0.0895	0.206	0.807	0.1475									
0.086	0.561	0.0417	0.146	0.706	0.0904	0.206	0.809	0.1485									
0.087	0.564	0.0424	0.147	0.708	0.0913	0.207	0.810	0.1496									
0.088	0.567	0.0431	0.148	0.710	0.0922	0.208	0.812	0.1506									
0.089	0.569	0.0439	0.149	0.712	0.0932	0.209	0.813	0.1516									





DATOS DE DISEÑO ORIGINAL	
CODIGO DE DISEÑO: ASME VIII DIV. 1	
PRESION	DISEÑO: Psig 2650
	OPERACION: Psig 2151
	PRUEBA: Psig SEGUN CODIGO
TEMP.	DISEÑO: °F 120
	OPERACION: °F 117
	PRUEBA: °F SEGUN CODIGO
SERVICIO: SEPARACION DE FLUJO BIFASICO	
CUERPO	ESP. REQUERIDO: mm. 25.4
	ESP. NOMINAL: mm. —
	CORROS. ADMISIBLE: mm. 3.175
CABEZAL	TIPO: SEMIELIPT. RELACION 2:1
	ESP. REQUERIDO: mm. 25.4
	ESP. NOMINAL: mm. —
CORROS. ADMISIBLE: mm. 3.175	
NOTAS:	
PROTECCION IGNIFUGA:	NO
AISLACION:	NO
PLATAFORMA / ESCALERA:	N/A
CARGAS DISEÑO:	VIENTO: VELOCIDAD BASICA DE DISEÑO: 75 km/h - SISMO 2-0.3-IMP. = 1.8
TIPO / POSICION:	HORIZONTAL
CANTIDAD EQUIPOS:	1
ESPECIFICACION DE MATERIALES	
CUERPO	SA-516 Gr. 70
CABEZAL	SA-516 Gr. 70
BRIDAS/BRIDAS CIEGA	SA-105
TUBERIA	SA-106 Gr. B
SILLAS	SA-516 Gr. 70 / SA-36
ESPARRAGOS Y TUERCAS	SA-193 B7
JUNTAS EXTERNAS	ESPIROMETALICAS
INTERNOS	SA-516 Gr. 70
RECUBRIMIENTO INTERNO	N/A
PESOS	
PESO VACIO	Kg 4200
PESO LLENO DE AGUA	Kg 15000
PESO DE OPERACION	Kg 12500



CONEX.	CANT.	DIAM.	SERIE	TIPO	SERVICIO	NOTAS
A	1	6"	CL-1500	RT,HB	ENTRADA DE FLUJO	C/DEFLECTOR
B	1	6"	CL-1500	RT,HB	SALIDA DE GAS	
C	1	2"	CL-1500	RT,HB	SALIDA DE LIQUIDO	
LISTADO DE CONEXIONES						

LA INGENIERIA DE DETALLE CONSTRUCTIVA SERA REALIZADA POR EL FABRICANTE DEL EQUIPO.

- TODAS LAS DIMENSIONES EN mm SALVO DONDE SE INDIQUE OTRA COSA.
- LAS CARGAS BASICAS DE DISEÑO SERAN DE ACUERDO A LAS NORMAS CORPORATIVAS.
- TODOS LOS ELEMENTOS SOLDADOS AL EQUIPO DEBEN SER DE IGUAL MATERIAL QUE EL MISMO.
- ENTRADA DE HOMBRE CON TAPA TIPICO.
- LAS CONEXIONES DE 6" Y MENORES LLEVARAN PLANCHA DE REFUERZO.
- SEGUN EL REQUERIMIENTO EL EQUIPO CONTARA CON OREJA DE IZAJE.
- EL RECIPIENTE CONTARA CON UNA PLACA IDENTIFICATORIA.
- EL DISEÑO DEL RECIPIENTE ASI COMO CONEXIONES SE REALIZO DE ACUERDO A LA NORMA ASME VIII DIV 1.

REV.	FECHA	DESCRIPCION	CAD.	ES.	J.D.	J.P.	Q.P.	CLT.
A	15.04.2011	PARA APROBACION	MP	MP	MP	MP	MP	MP
B	23.08.2011	PARA APROBACION	MP	MP	MP	MP	MP	MP
D	29.08.2011	PARA APROBACION	MP	MP	MP	MP	MP	MP

CONTRATISTA
NUMERO PLANO CONTRATISTA
10279-M-RP-103

CONFIDENCIAL
ESTE PLANO Y LA INFORMACION CONTENIDA EN EL SON PROPIEDAD DE REPSOL EXPLORACION PERU SU USO Y REPRODUCCION SIN AUTORIZACION PREVIA, ESTAN PROHIBIDOS.

CCO.PROY.LATINTECNA N° 10279
CCO.PROY.CLIENTE N° 133-2010

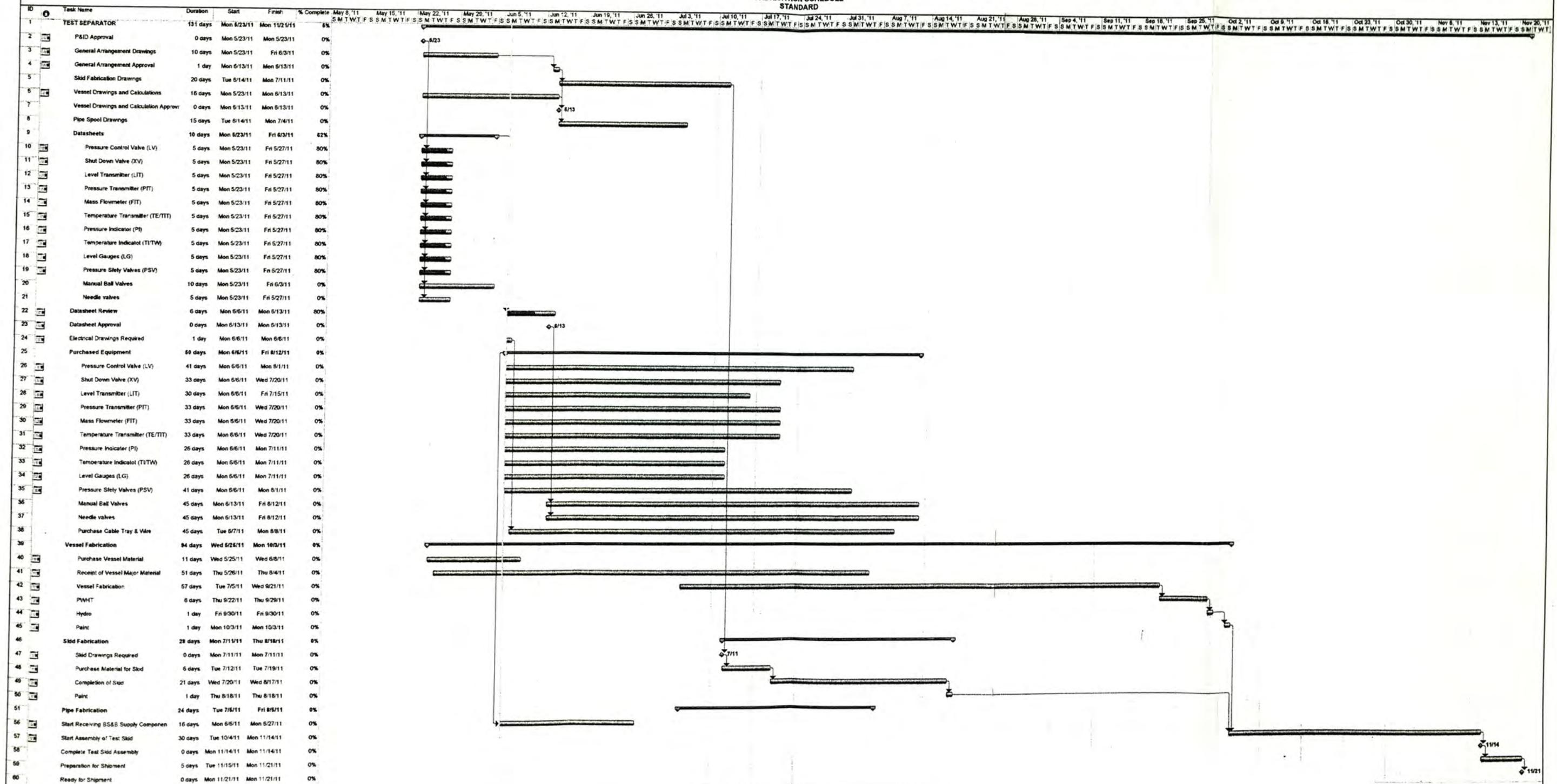
PROPIETARIO
REPSOL EXPLORACION PERU

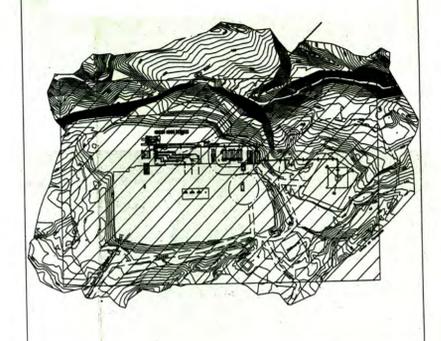
PROYECTO
CONTRATO EPC LLAVE EN MANO Y PUESTA EN MARCHA PARA EL PROYECTO KINTERONI

PLANO
SEPARADOR DE PRUEBA BIFASICO 100-C-001

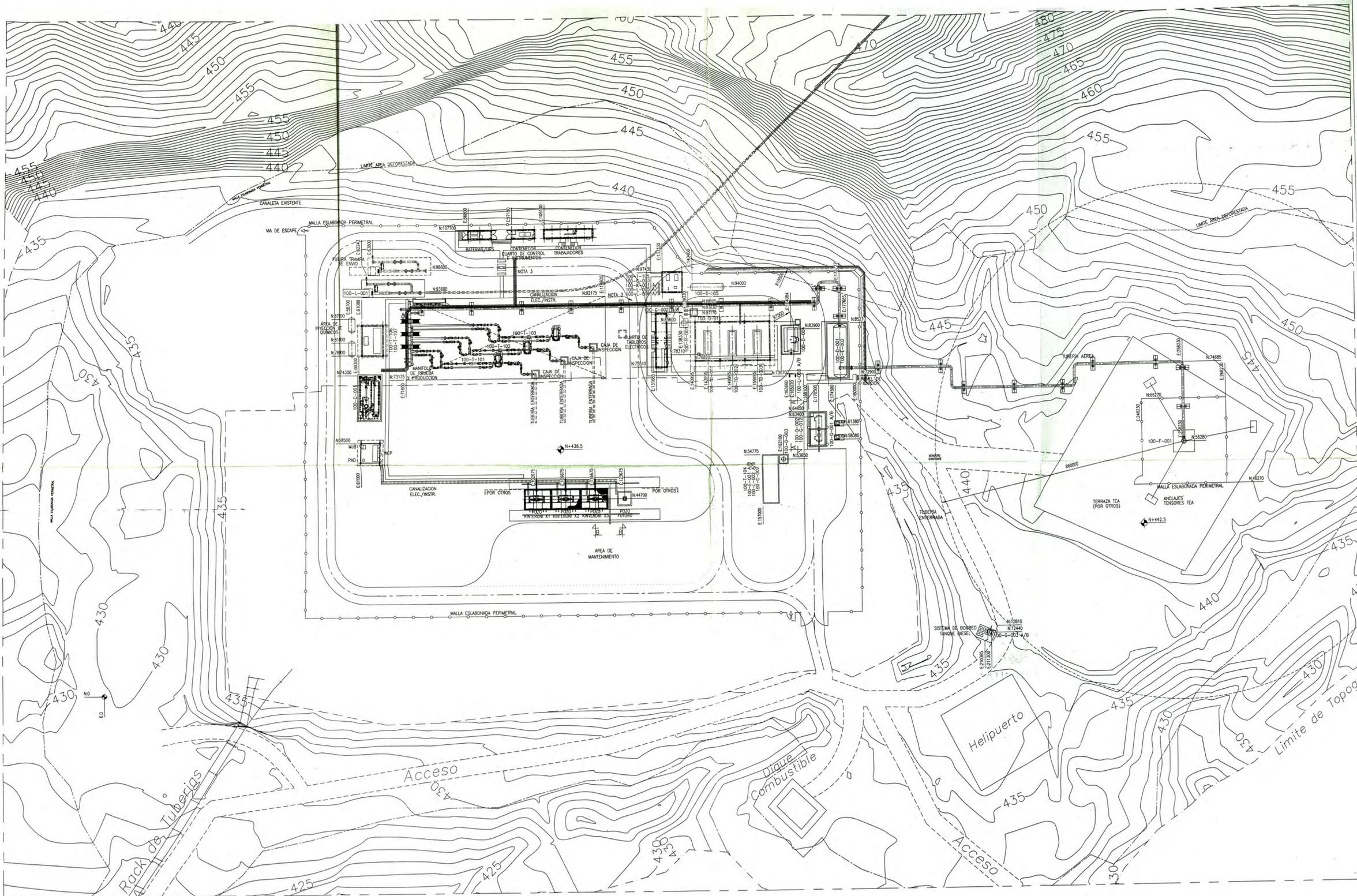
ESCALA: 1:40	NUMERO PLANO: KIN-LTN-100-M-PL-004	HOJA: 1 DE 1	REV.: 0	CLIENTE:
--------------	------------------------------------	--------------	---------	----------

F111003 - REPSOL TEST SEPARATOR
FABRICATION SCHEDULE
STANDARD

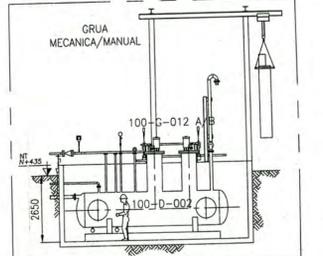




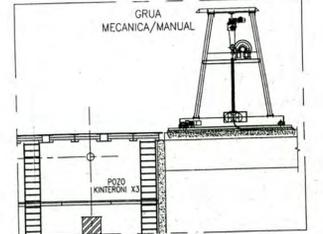
KEY PLAN



LISTA DE EQUIPOS	
TAG	DESCRIPCION
100-C-001	SEPARADOR DE PRUEBA
100-C-002	SEPARADOR DE GAS DE SERVICIO
100-C-003	SECADOR DE AIRE DE INSTRUMENTOS
100-D-001	KNOCK OUT DRUM
100-D-002	SUMIDERO
100-D-003	ACUMULADOR DE GAS DE SERVICIO
100-D-004	TANQUE DIESEL
100-D-005	ACUMULADOR DE AIRE DE INSTRUMENTOS
100-D-007	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE INHIBIDOR DE CORROSION
100-D-008	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE INHIBIDOR DE CORROSION
100-D-009	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE INHIBIDOR DE HIDRATOS
100-D-010	TANQUE SUMIDERO DE AGUA
100-D-011	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA
100-E-001 A/B	CALENTADOR DE GAS DE SERVICIO
100-E-002	CALENTADOR DE BOTA DE AGUA
100-F-001	ANTORCHA
100-G-001 A/B	BOMBA DE RETORNO DE AGUA
100-G-002 A/B	BOMBA DE AGUA
100-G-003 A/B	BOMBA DE TRASIEGO
100-G-004	BOMBA DE CARGA DE INHIBIDOR DE HIDRATOS
100-G-005	BOMBA DE INYECCION DE INHIBIDOR DE HIDRATOS
100-G-006	BOMBA DE CARGA DE INHIBIDOR DE CORROSION
100-G-007	BOMBA DE INYECCION DE INHIBIDOR DE CORROSION
100-G-008	BOMBA DE INYECCION DE INHIBIDOR DE CORROSION
100-G-009	BOMBA DE INYECCION DE INHIBIDOR DE CORROSION
100-G-010	BOMBA DE INYECCION DE INHIBIDOR DE CORROSION
100-G-011	BOMBA BOOSTER DE RETORNO DE AGUA
100-G-012 A/B	COMPRESOR DE AIRE DE INSTRUMENTOS
100-K-001 A/B	TRAMPA DE ENVIO DE RASPADITOS
100-L-001	FILTRO DE GAS DE SERVICIO
100-L-002 A/B	FILTRO DE GAS PARA GENERACION
100-L-003 A/B	PRE-FILTRO DE AIRE DE INSTRUMENTOS
100-L-005 A/B	POST-FILTRO DE AIRE DE INSTRUMENTOS
100-L-006 A/B	GENERADOR A GAS
100-L-007	GENERADOR A GAS
100-L-008	GENERADOR DIESEL (BACK UP)
100-R-001	BANCO DE RESISTENCIAS
100-T-101	UNIDAD DE MEDICION POZO KINTERONI X1
100-T-102	UNIDAD DE MEDICION POZO KINTERONI X2
100-T-103	UNIDAD DE MEDICION POZO KINTERONI X3
100-T-104	PAQUETE GAS DE SERVICIO
100-T-105	PAQUETE DE COMPRESION DE AIRE
100-T-106	PAQUETE DE INYECCION DE INHIBIDOR DE CORROSION
100-T-107	PAQUETE DE INYECCION DE INHIBIDOR DE HIDRATOS



CORTE A-A
Esc.:1/150



CORTE B-B
Esc.:1/150

NOTAS

1- TODAS LAS DIMENSIONES ESTAN EXPRESADAS EN MILIMETROS, SALVO INDICACION CONTRARIA.

2- EL O.O DE PLANTA ESTA REFERENCIADO A LAS COORDENADAS ABSOLUTAS N:8 727,727.81; E:690,595.53.

3- CANALIZACIONES ELECT./INSTRUM. AEREAS, NIVEL SOBRE EL TERRENO +2.6 Mts.

NG NORTE GEOGRAFICO
NP NORTE DE PLANTA
DV DIRECCION DEL VIENTO
- NUEVO
- FUTURO
- RADIO DE SEGURIDAD

REV.	FECHA	DESCRIPCION	CAD.	DS.	JD	JP	GP	CLT
A	18-MAY-11	EMISION PARA COMENTARIOS Y/O APROBACION	ADR	ODN	LRB	GFD	GVA	REPSOL
B	26-AGO-11	EMISION PARA APROBACION - MODIFIC. GENERALES	ADR	ODN	LRB	GFD	GVA	REPSOL

PLANO N°	REFERENCIA
KIN-LTN-100-C-004 RevA	RELEVAMIENTO TOPOGRAFICO - INFORME TECNICO
57201-100-G-PL-001 Rev.1	PLOT PLAN GENERAL
PI-SUP-50	DISPOSICION GENERAL DE UNIDADES Y EQUIPOS

LATINTECNA

CONTRATISTA
NUMERO PLANO CONTRATISTA
10279-F-LO-102

CAD	ADR	FECHA APROB.	18-MAY-2011
DISENO	ODN	FECHA APROB.	18-MAY-2011
JEFE DISCIPLINA	LRB	FECHA APROB.	18-MAY-2011
JEFE DE PROYECTO	GFD	FECHA APROB.	18-MAY-2011
COD. PROY. LATINTECNA No.	10279	FECHA APROB.	
COD. PROY. CLIENTE No.	133-2010	FECHA APROB.	

REPSOL EXPLORACION PERU

PROYECTO
CONTRATO EPC LLAVE EN MANO Y PUESTA EN MARCHA PARA EL PROYECTO KINTERONI EPC2# - UNIDADES 100 Y 300 FACILIDADES DE PRODUCCION

PLANO
LAY OUT - KINTERONI

ESCALA
1/500

NUMERO PLANO
KIN-LTN-100-V-LOU-0002

HOJA
1 DE 1

REV.
B

CLIENTE

