

UNIVERSIDAD DE ORIENTE

NÚCLEO ANZOÁTEGUI

ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**DISEÑO PRELIMINAR DE LOS EQUIPOS REQUERIDOS EN LA BATERÍA
PN-33, UBICADA EN EL CAMPO PEÑA NEGRA DEL LOTE X, DISTRITO
DE EL ALTO, PROVINCIA DE TALARA, PERÚ**

Realizado por:

AMILCAR RAFAEL LEÓN ALLOCCA

Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de:

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, julio de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**DISEÑO PRELIMINAR DE LOS EQUIPOS REQUERIDOS EN LA BATERÍA
PN-33, UBICADA EN EL CAMPO PEÑA NEGRA DEL LOTE X, DISTRITO
DE EL ALTO, PROVINCIA DE TALARA, PERÚ**

ASESORES

Ing. Luis Moreno

Asesor Académico

Ing. José Rondón

Asesor Industrial

Puerto La Cruz, Julio de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE

NÚCLEO ANZOÁTEGUI

ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**DISEÑO PRELIMINAR DE LOS EQUIPOS REQUERIDOS EN LA BATERÍA
PN-33, UBICADA EN EL CAMPO PEÑA NEGRA DEL LOTE X, DISTRITO
DE EL ALTO, PROVINCIA DE TALARA, PERÚ**

JURADO CALIFICADOR

Ing. Luis Moreno

Asesor Académico

Ing. Shirley Marfisi

Jurado Principal

Ing. Osvaldo Ochoa

Jurado Principal

Puerto La Cruz, julio de 2010

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado de la Universidad de Oriente:

“Los trabajos de grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, quien lo participará al consejo universitario”

DEDICATORIA

Este trabajo se lo dedico primeramente a Dios, por haberme dado la dicha y el privilegio de la vida.

A mis padres Alicia Allocca y Amilcar León, porque ellos me han brindado su amor y su apoyo, estando a mi lado en los momentos buenos y difíciles de mi vida; dándome sus consejos y exhortaciones, impartíendome buenos valores y educación para conducirme correctamente en este mundo.

A mis hermanos Pedro y Rafael; a mi madrina Belkys, porque todos ellos me han brindado su cariño y apoyo, motivándome siempre a seguir adelante.

AGRADECIMIENTOS

Ante todo y muy especialmente le doy gracias a Dios por haber hecho posible este maravilloso éxito, dándome la inteligencia y la sabiduría necesaria para desenvolverme en la vida y a lo largo de toda mi carrera universitaria.

A la Universidad de Oriente, por haberme dado la oportunidad de estudiar esta carrera, la cual me ha aportado grandes beneficios tanto en mi vida personal como profesional.

A mi familia, especialmente a mi padrino Pedro Allocca, por su apoyo y preocupación.

A mis asesores, José Rondón y Luis Moreno, por su amistad, orientación y cordial ayuda para realizar este trabajo.

Al personal de Ingeniería Cardón S.A., en especial a los Ingenieros: Mary Malavé y José Rebolledo, gracias por su valiosa y oportuna ayuda.

A mis amigos, compañeros, a Edgar Moya, Jessica Rodríguez, Daniel Atay y en especial a Laudimar Rengel, por haber compartido junto a ellos momentos que no olvidaré.

RESUMEN

En este trabajo se realizó el diseño preliminar de los equipos requeridos en la batería PN-33, ubicada en el campo Peña Negra del lote X, distrito de El Alto, provincia de Talara, Perú. La identificación de las condiciones actuales de operación de la batería se apoyó esencialmente en los datos suministrados por Petrobras Energía Perú S.A. (PESA), en las cuales se encontró que la batería trabaja a una presión de 16 psig a la entrada y a una temperatura de 85°F. Luego, se ubicaron en un plano los equipos nuevos. Además, se hizo el balance de masa y energía de la batería de acuerdo a la producción a manejar en el proyecto ETANCO en su fase II (826,02 barriles/día y 0,703 MMPCND), con el uso del programa de simulación de procesos Hysys 3.2, donde se obtuvieron las propiedades y características de las corrientes involucradas. Posteriormente, se calcularon las capacidades de los nuevos equipos a instalar en la batería obteniendo los siguientes valores: para el separador un diámetro interno de 24 pulgadas, longitud entre costuras de 7,42 pies, diámetro nominal de boquillas, alimentación de 2 pulgadas, salida de gas 1 pulgada y salida de líquidos 1 pulgada; para el tambor de alivio (*KOD*) horizontal un diámetro nominal de 48 pulgadas, 12 pies de longitud, boquillas de entrada de 4 pulgadas, salida de gas de 3 pulgadas y una boquilla de salida de líquido de 2 pulgadas. También se incorporará a la batería un tanque para recibir la producción de totales (TK-3301) con capacidad de 500 barriles y dimensiones de 16 pies de altura, diámetro de 15,5 pies; la bomba de respaldo a incorporar es una GANDER DENVER modelo FF-FXF (5x4) de tipo reciprocante con una capacidad de bombeo de 2256 Barriles/D a una presión de descarga de 250 psig, eficiencia de 90% y potencia de 10,5 hp. Por último, se detectaron las restricciones a nivel de las facilidades de superficie existentes en la batería PN-33 mediante el cálculo de las líneas de flujo con el programa Pipephase 9.0, obteniendo para las nuevas líneas de alimentación a los separadores de control a incorporar (SC-3301 y SC-3302) tuberías de 3" de diámetro y hacia el separador que recibe la producción total una tubería de 6" de diámetro. Para las líneas de salida de

gas de los separadores de control, tuberías de 2" de diámetro hacia la línea recolectora de gas total (3" de diámetro). Las líneas de entrada y salida de gas del depurador (Sr-0068) son de 3" y líneas de líquidos de 2" de diámetro a la salida de los separadores nuevos hasta el cabezal de producción de líquidos total (línea de 3" de diámetro).

TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCIÓN	IV
DEDICATORIA	V
AGRADECIMIENTOS	VI
RESUMEN	VII
TABLA DE CONTENIDO	IX
LISTA DE TABLAS	XII
LISTA DE FIGURAS	XIII
CAPITULO I	1
INTRODUCCIÓN	1
1.1 PRESENTACIÓN DE LA EMPRESA	1
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	2
1.3 UBICACIÓN GEOGRÁFICA DE LA BATERÍA PN-33	4
1.4 CONDICIONES CLIMÁTICAS DEL SITIO	6
1.5 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO EN LA BATERÍA PN-33	6
1.6 OBJETIVOS	8
1.6.1 Objetivo general	8
1.6.2 Objetivos específicos	8
CAPÍTULO II	9
FUNDAMENTOS TEÓRICOS	9
2.1 ANTECEDENTES	9
2.2 ESTACIONES DE FLUJO	10
2.3 LOS FLUIDOS DEL POZO Y SUS CARACTERÍSTICAS	11
2.4 COMPONENTES BÁSICOS EN UNA ESTACIÓN DE FLUJO	13

2.4.1 Múltiples o recolectores de entrada.....	13
2.4.2 Líneas de flujo	14
2.4.3 Separadores de petróleo y gas	16
2.4.3.1 Funciones principales de los separadores de gas-petróleo	19
2.4.3.2 Funciones secundarias de los separadores de petróleo y gas ..	21
2.4.3.3 Clasificación de los separadores	24
2.4.3.4 Selección de separadores y depuradores	28
2.4.3.5 Controladores, válvulas, accesorios y características de seguridad para separadores de petróleo y gas	30
2.4.3.6 Consideraciones de operación y mantenimiento para separadores de petróleo y gas.....	32
2.4.4 Tanques	35
2.4.4.1 Tanques de prueba.....	35
2.4.4.2 Tanques de almacenamiento	35
2.4.5 Bombas.....	39
CAPÍTULO III	46
3.1 METODOLOGIA.....	46
3.1.1 Identificación de las condiciones actuales de operación de la batería PN-33, ubicada en el campo Peña Negra	46
3.1.2 Ubicación de los nuevos equipos en la batería.....	48
3.1.3 Realización de los modelos de simulación de procesos	49
3.1.4 Cálculos de la capacidad de los equipos requeridos en la batería..	51
3.1.4.1 Separadores de control	52
3.1.4.2 Tambor de alivio (KOD)	65
3.1.4.3 Tanque de almacenamiento	75
3.1.4.4 Bomba de respaldo	75
3.1.4.5 NPSH disponible y potencia requerida de la bomba.....	77

3.1.5 Detección de restricciones a nivel de facilidades de superficie existentes en la batería	82
CAPÍTULO IV	87
ANÁLISIS DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	87
4.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS	87
4.1.1 Identificación de las condiciones actuales de operación de la batería.....	87
4.1.2 Ubicación de los nuevos equipos en la batería.....	87
4.1.3 Realización de los modelos de simulación de proceso en Hysys 3.2	88
4.1.4 Cálculo de la capacidad de los equipos requeridos en la batería ...	94
4.1.5 Detección de las restricciones a nivel de facilidades de superficie	95
CONCLUSIONES.....	100
RECOMENDACIONES.....	102
BIBLIOGRAFÍA.....	103
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:	105

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1 Condiciones climáticas de la batería PN-33. [2].....	6
Tabla 3.1 Información sobre los múltiples de campo.	46
Tabla 3.2 Composición molar del gas en la batería PN-33.....	47
Tabla 3.3 Propiedades del gas y líquido en la batería PN-33.....	48
Tabla 3.4 Niveles de líquido para separadores bifásicos.	52
Tabla 3.5 Producción a separador en el proyecto ETANCO fase II.	53
Tabla 3.6 Dimensionamiento del separador de control.....	64
Tabla 3.7 Dimensionamiento de las boquillas del tambor de alivio.	73
Tabla 3.8 Boquillas del tambor de alivio.	74
Tabla 3.9 Líneas de líquidos salida de TKS-3301. Succión bombas de transferencia.	79
Tabla 3.10 Cabezal de aceleración. Succión bombas de transferencia.	80
Tabla 3.11 Valores de NPSH por la variación de la altura de la columna de líquido. 81	
Tabla 3.12 Producción a separadores de control. ETANCO Fase II.	82
Tabla 4.1 Balance de masa y de energía del sistema de separación de la batería.	89
Tabla 4.2 Líneas multifásicas de 3” y 4” en la batería PN-33.	96
Tabla 4.3 Líneas multifásicas a incorporar en la batería PN-33.	96
Tabla 4.4 Líneas de gas a la salida de los separadores.....	97
Tabla 4.5 Líneas de salida de líquido del separador de totales hasta TK-3302.	98
Tabla 4.6 Líneas de salida de líquido de los separadores de control hasta TK-3302. 98	

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Ubicación de la batería Peña Negra 33 (PN-33).....	5
Figura 2.1 Diagrama de una estación de flujo.....	11
Figura 2.2 Múltiples o recolectores de entrada	14
Figura 2.3 Líneas de flujo al múltiple de batería	15
Figura 2.4 Separadores bifásicos.....	20
Figura 2.5 Válvula de contrapresión gas de baja presión.....	1
Figura 2.6 Válvula de contrapresión gas de alta presión	1
Figura 2.7 Controlador del nivel de líquido	23
Figura 2.8 Válvula de control tipo diafragma	23
Figura 2.9 Válvula operada por el flotador	23
Figura 2.10 Controlador de nivel de líquido sin flotador y válvula de control tipo diafragma	23
Figura 3.1 Esquema para el balance en el separador de producción total.....	50
Figura 3.2 Curva para determinar el coeficiente de arrastre estándar de líquido.....	67
Figura 3.3 Línea de fluido multifásico de producción total a separador.....	84
Figura 3.4 Línea de fluido multifásico a separador de control.	84
Figura 3.5 Líneas de líquido a la salida de los separadores de control de pozos.	85
Figura 3.6 Líneas de gas a la salida del separador de total hasta el scrubber.	85
Figura 3.7 Líneas de gas a la salida de los separadores de control de los pozos	86

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Presentación de la empresa

Ingeniería Cardón, S.A. (ICSA) es una empresa consultora de ingeniería fundada en Paraguaná, estado Falcón, en el año 1977, que tiene como objetivo ofrecer servicios de ingeniería y asistencia técnica dentro del marco de actividades que desarrolla la industria petrolera, petroquímica y carbonífera del país.

ICSA cuenta con sedes en los estados Falcón y Anzoátegui, y dispone de una infraestructura organizacional con amplia experiencia en la ejecución, supervisión, gerencia y control de proyectos de ingeniería y asistencia técnica. Desde sus inicios, ha participado en numerosos proyectos en la industria petrolera nacional, llegando a acumular más de 2.500.000 horas-hombre ejecutadas en este ramo.

En los últimos diez años, Ingeniería Cardón, S.A. ha venido realizando un proceso de expansión hacia nuevos mercados y clientes, nacionales y extranjeros, siguiendo el ritmo y los cánones de competitividad que exigen las nuevas realidades de la globalización. Así, luego de varios años de introspección y renovación, y contando con la participación directa de todos los niveles de la organización, la empresa obtuvo por primera vez la certificación de su sistema de la calidad con la norma COVENIN ISO 9001: 95 en la línea de servicios de ingeniería básica, de detalle y asistencia técnica de ingeniería para la industria petrolera, petroquímica y carbonífera, otorgada por FONDONORMA el 28 de septiembre de 2001. Hoy este sistema continúa enriqueciéndose por el compromiso y esfuerzo de todo el personal de la organización para mantener y mejorar cada día en función de las exigencias del mercado. Esta filosofía de trabajo ha significado que el sistema de gestión de la calidad de la empresa haya sido encontrado conforme a los requerimientos establecidos por la norma COVENIN ISO 9001:2000. Se logra así la renovación del

certificado otorgado por FONDONORMA bajo este nuevo estándar y con ello el reconocimiento de IQNet, una red que agrupa a los principales organismos certificadores a nivel mundial. Esta certificación se encuentra respaldada además por el reconocimiento que otorgan las acreditaciones de INMETRO (ISO 9000) y COFRAC (ISO 14001) a las certificaciones de gestión otorgadas por FONDONORMA.

Actualmente la empresa cuenta con un equipo de profesionales y técnicos de alto perfil, especializados en diferentes disciplinas, para atender los proyectos que se contratan y las tareas internas de carácter administrativo, soportado en una infraestructura sólida.

La experiencia, el conocimiento acumulado, la vigencia tecnológica y la atención permanente por la innovación caracterizan el valor añadido de los servicios que presta ICSA. Sus profesionales trabajan como una empresa orientada hacia el cliente, buscando la satisfacción de sus expectativas y por tanto, su confianza y fidelidad como objetivo principal en todas sus actuaciones, por lo cual considera el desarrollo personal y profesional de sus empleados como una vía clave para mejorar la calidad de sus servicios e impulsar la competitividad de la empresa. [1]

Este trabajo se desarrolló en las instalaciones de ICSA. Anzoátegui en el Departamento de Procesos, ubicado en el edificio George Center de Lechería.

1.2 Planteamiento del problema

En la industria petrolera, a nivel mundial, siempre se cumplen las fases de explotación, producción y comercialización de los hidrocarburos y sus derivados. Una vez que el petróleo llega a la superficie, éste se recolecta mediante procesos asociados al manejo de crudo, el gas se separa para ser transferido a las plantas de compresión, mientras que el crudo es bombeado a los patios de tanques para su adecuación y distribución.

Las estaciones de flujo juegan un papel muy importante en toda esta cadena, siendo necesaria esta instalación de superficie para la distribución del crudo hacia las diferentes áreas donde es llevado al ser producido.

El yacimiento Peña Negra, que forma parte del lote X, participa del patrón tectónico de la cuenca Talara en la república del Perú, tiene como característica principal su intenso fallamiento en bloques debido a la presencia de fallas; las cuales provocan grandes desplazamientos que determinan los reservorios petroleros.

Desde el inicio de las operaciones de explotación y producción en el lote X, el petróleo, junto con el gas y el agua asociados, han sido conducidos a través de tuberías desde cada uno de los pozos hasta las 29 baterías existentes en el área. Las baterías de producción son estaciones recolectoras donde se cumplen funciones de separación de los diferentes fluidos, así como también la medición diaria del volumen total producido y en los casos necesarios, de cada pozo en particular.

Por su ubicación geográfica se han distribuido las baterías o estaciones de separación bifásica en tres zonas: zona este, oeste y sur. La batería PN-33 se encuentra en la zona oeste y el esquema de separación está conformado por múltiples o *manifolds* para la recepción de la producción. La batería cuenta actualmente con un múltiple de campo y dos múltiples dentro de la batería, los cuales son los que recolectan la producción de los pozos que llegan a la misma, a la cual fluyen un total de 27 pozos.

Para el manejo de la producción de petróleo en el lote X, en el período 2009 - 2024 PETROBRAS ha distribuido 21 nuevos pozos del proyecto ETANCO en su fase 2 hacia la batería PN-33, por lo cual la constitución actual de dicha batería se hace insuficiente para garantizar el mantenimiento de la producción calculada.

A partir de esta problemática, surgió la necesidad de diseñar los nuevos equipos de separación bifásica (separadores de control y tambor de alivio “*Knock Out*

Drums” KOD), de almacenamiento de productos (tanque) y de transferencia de fluidos (bomba de respaldo para la transferencia de crudo), así como también líneas de proceso (monofásicas y multifásicas) requeridas para aumentar la capacidad de la batería PN-33 ubicada en el campo Peña Negra del lote X, distrito de El Alto, provincia de Talara-Perú con el objeto de garantizar el manejo de la producción esperada por el proyecto ETANCO en su fase 2.

1.3 Ubicación geográfica de la batería PN-33

Las instalaciones se encuentran ubicadas en el Campo Peña Negra del Lote X, Distrito de El Alto, Provincia de Talara, Departamento de Piura, a 60 minutos de Talara, próxima a la carretera Panamericana en la vía a Tumbes, noroeste del Perú.
[2]

A continuación en la figura 1.1 se muestra la ubicación de la batería PN-33:

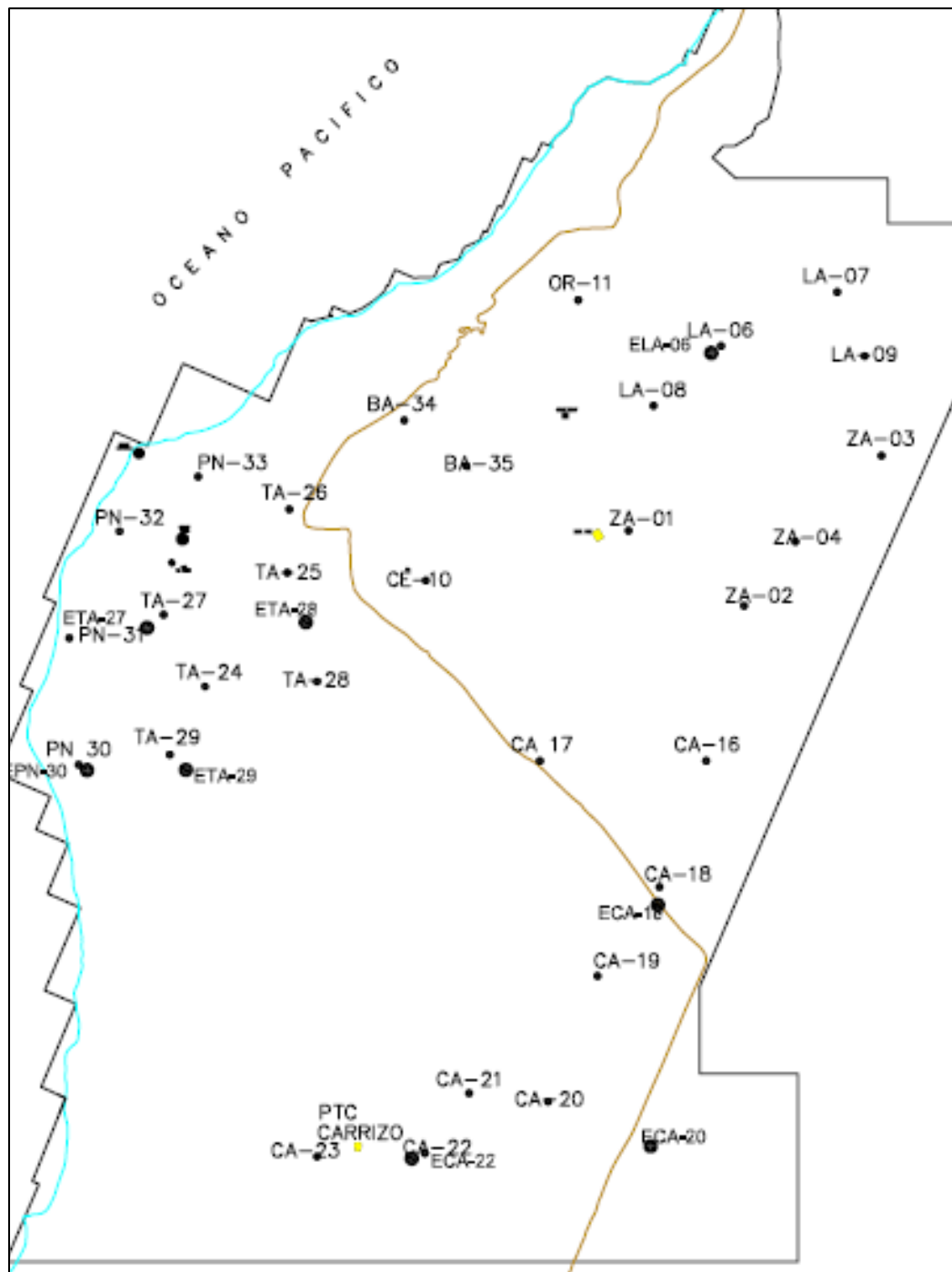


Figura 1.1 Ubicación de la batería Peña Negra 33 (PN-33). [2]

Las distintas nomenclaturas en la figura 1.1 son otras baterías ubicadas en la zona.

1.4 Condiciones climáticas del sitio

A continuación en la tabla 1.1 se muestran las condiciones ambientales de la batería Peña Negra 33.

Tabla 1.1 Condiciones climáticas de la batería PN-33. [2]

Temperatura máxima en verano	35°C (95° F)
Temperatura mínima en invierno	10°C (50° F)
Dirección predominante del viento	Noroeste
Velocidad máxima del viento	60 Km/h
Velocidad normal del viento	5 Km/h
Lluvia media anual	50 mm
Zona sísmica	Alta

1.5 Descripción del proceso en la batería PN-33

El esquema de separación de esta batería está conformado por múltiples (*manifolds*) para la recepción de la producción. La batería PN-33 cuenta con 3 *manifolds* de campo (2 *manifolds* nuevos: MC-01NA, MC-01NB y 1 existente: MC-01) y 3 *manifolds* de batería (1 *manifold* nuevo: MB-01NA y 2 existentes: MC-01,

MC-02), al cual fluyen un total de 48 pozos. Cada *manifold* puede enviar su producción al cabezal de producción total de la batería, y la producción de prueba del pozo al separador respectivo de control.

El separador de totales existente (SEP-0064) que es el separador que maneja toda la producción bifásica de la batería, es alimentado y separa la fracción de crudo/agua del gas. La mezcla crudo/agua es medida en el *volumeter* respectivo (VM-0051) del separador y es enviada a los tanques de almacenamiento de petróleo ubicados en la batería (TK-3301 a incorporar y TK-3302).

Para efectos de cuantificar la producción de los pozos, se hacen pruebas individuales. La producción bifásica de control de algún pozo, se alimenta al separador de control de cada *manifold*, donde se separa la fracción de crudo/agua de gas. La mezcla crudo / agua es medida en el *volumeter* respectivo de cada separador de control. La producción medida del pozo es enviada a los tanques de totales, por medio del cabezal de totales, donde se une con la producción de líquido proveniente del separador de totales (SEP-0064).

La batería PN-33 dispone hoy en día de 2 separadores de control (SEP-0065, SEP-0066), se prevé la incorporación de 2 nuevos separadores de control (SC-3301, SC-3302).

La transferencia del petróleo almacenado desde la batería a patio de tanques El Alto, se realiza mediante la acción de las bombas reciprocantes de transferencia de crudo disponibles en la batería (PAL-0035 existente y de respaldo PAL-0035B a instalar).

El gas producido en el separador de totales (SEP-0064) y en los separadores de control (SEP-0065, SEP-0066, SC-3301, SC-3302) es enviado a través de un cabezal hacia el depurador o *scrubber* de gas (SEP-0068, existente), donde se elimina el líquido que por condensación o por arrastre pueda traer el gas. El nivel de

líquido o condensado acumulado en el SEP-0068 es despachado en forma automática hacia un cabezal donde se recolectan los líquidos producidos en el depurador de gas combustible (SEP-0067, a desmantelar) y finalmente son enviados juntos hacia la línea de alimentación del tanque de control (TKS-0190).

El gas que sale del SEP-0068, es suministrado al sistema de gas de baja presión que alimenta a las estaciones de compresión del Lote X. El control de presión en la batería se realiza por el venteo del exceso de gas en el *scrubber* de gas. En la batería se dispone de un sistema de venteo con tambor de alivio (*Knock Out Drums* KOD-3311, a instalar) horizontal y *stacks* de venteo.

1.6 Objetivos

1.6.1 Objetivo general

Diseñar de modo preliminar los equipos requeridos en la batería PN-33, ubicada en el campo Peña Negra del lote X, distrito de El Alto, provincia de Talara, Perú.

1.6.2 Objetivos específicos

1. Identificar las condiciones actuales de operación de la batería PN-33, ubicada en el campo Peña Negra.
2. Ubicar los nuevos equipos en la batería PN-33.
3. Realizar modelos de simulación de procesos a condiciones operacionales de la batería PN-33.
4. Calcular la capacidad de los equipos requeridos en la batería PN-33.
5. Detectar restricciones a nivel de las facilidades de superficie existentes en la batería PN-33.

CAPÍTULO II

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.1 Antecedentes

Dentro de la política puesta en marcha por el gobierno del Perú para la reactivación de los campos marginales, Petrobras Energía Perú S.A. (PESA) suscribió un contrato de licencia para la exploración y explotación de hidrocarburos para el lote X. Este contrato contempla la perforación y operación/reactivación de pozos, la construcción, ampliación, reactivación, adecuación y mejora de las instalaciones de superficie que permitan un adecuado manejo de los fluidos producidos.

En el año 2001, Chauran R. trabajó en la ingeniería conceptual del diseño de un tren de prueba, el cual debía manejar el nuevo incremento de la producción de los pozos asociados a la estación de flujo Carito hasta una capacidad de 20 MBD. [3]

En el año 2002, Fuenmayor J. realizó un diseño conceptual de la estación de flujo en el campo Orocuál Somero ubicado en el estado Monagas para procesar crudo pesado, cuyo estudio le permitió identificar las tecnologías existentes para la deshidratación de crudo y presentar los diferentes diagramas de flujos de procesos. [4]

En el mes de agosto del año 2005, Salazar G. realizó un diseño conceptual de un sistema para el manejo de crudo en las nuevas instalaciones el Furrial (NIF I) estado Monagas y así cumplir con las metas de producción del campo, ya que las instalaciones existentes en Jusepín-2 estaban trabajando al máximo de su capacidad. [5]

A mediados del año 2009, Malavé M. realizó una evaluación de la capacidad y disponibilidad de las instalaciones existentes en el lote X, con la intención de

generar información actualizada para el desarrollo del proyecto ETANCO en su fase 2. [6]

En el presente trabajo se diseñaron los equipos requeridos en la batería PN-33 a partir de la evaluación realizada por Malavé con la finalidad de garantizar el manejo de la producción en el proyecto ETANCO en su fase 2.

2.2 Estaciones de flujo

Una estación de flujo es donde se realiza el tratamiento del petróleo crudo que viene de las áreas o campos de explotación, para su posterior traslado a la estación de descarga más cercana y de allí al patio de tanque principal de recepción y bombeo de crudo. El método más común para transportar el fluido desde el área de explotación a la estación es impulsarlo a través de un sistema de tuberías; las de sección circular son las más frecuentes.

El objetivo de las estaciones de flujo en operaciones de producción petrolera consiste en separar a la presión óptima, los fluidos del pozo en sus tres componentes básicos: petróleo, gas y agua, para el posterior tratamiento de los hidrocarburos, con el fin de optimizar su procesamiento y comercialización. [7]

A continuación en la figura 2.1 se muestra el diagrama de una estación de flujo.

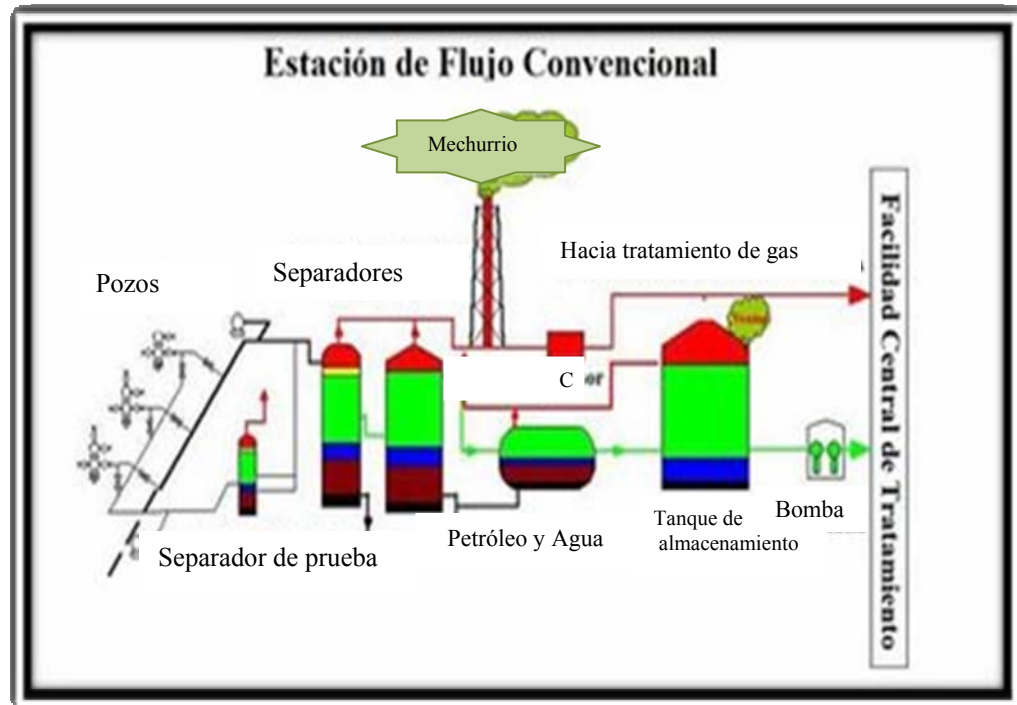


Figura 2.1 Diagrama de una estación de flujo. [7]

2.3 Los fluidos del pozo y sus características

Petróleo crudo: es una mezcla compleja de hidrocarburos producidos en forma líquida. Su gravedad API puede estar en un rango de 6 a 50 °API y una viscosidad de 5 a 90.000 cp en condición de operación promedio. La coloración puede ser verde claro, amarillo, marrón y negro.

Condensado: es un hidrocarburo que puede existir en la formación como líquido o vapor condensado. La licuefacción de componentes gaseosos del condensado normalmente ocurre con la reducción de la temperatura del fluido de pozo a condiciones de operación en superficie. La gravedad API de los líquidos de condensados puede estar en un rango de 50 a 120 °API y la viscosidad entre 2 y 6 cp

a condición estándar. La coloración puede ser blanco agua, amarillo claro o azul claro.

Gas natural: es una sustancia que no tiene forma o volumen propio. Este llenará cualquier recipiente que lo contenga y tomará la forma del mismo. El hidrocarburo gaseoso asociado con el petróleo crudo es referido al gas natural y puede ser encontrado como gas "libre" o como gas "en solución". La gravedad específica del gas natural puede variar de 0,55 a 0,024 a condición estándar. [7]

Gas libre: es un hidrocarburo que existe en la fase gaseosa a presión y temperatura de operación. El gas libre puede referirse a cualquier gas a una presión que no esté en solución o mantenido mecánicamente en el hidrocarburo líquido.

Gas en solución: está homogéneamente contenido en el petróleo a una presión y temperatura dada. Una reducción en la presión y/o un incremento en la temperatura pueden causar que el gas sea liberado del petróleo.

Vapores condensables: son hidrocarburos que existen como vapor a ciertas condiciones de presión y temperatura y que pueden pasar al estado líquido a otras condiciones. En la fase de vapor, ellos asumen las características de un gas y varían en gravedad específica de 0,55 a 4,91 (aire =1), y viscosidad de 0,006 a 0,011 cp a condición estándar.

Agua: es producida con el petróleo crudo y el gas natural puede estar en forma de vapor o líquido. El agua líquida puede ser libre o emulsionada. El agua libre alcanza la superficie separada del hidrocarburo líquido. El agua emulsionada es dispersada como gotas en el hidrocarburo líquido.

Impurezas y materiales extraños: los fluidos producidos del pozo puede contener impurezas gaseosas tales como nitrógeno, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, y otros gases que no son hidrocarburos en la naturaleza u origen. Los fluidos del pozo pueden contener impurezas líquidas o semilíquidas, tales como agua

y parafina. También pueden tener impurezas sólidas, tales como lodo de perforación, arena, fango y sal. [7]

2.4 Componentes básicos en una estación de flujo

Generalmente, las estaciones de flujo están diseñadas para cumplir un mismo fin o propósito, por tal razón, los equipos que la conforman son muy similares en cuanto a forma, tamaño y funcionamiento operacional. Sin embargo, las estructuras de éstas y la disposición de los equipos varían. Todas las estaciones de flujo para realizar sus funciones, necesitan la interrelación operativa de una serie de componentes básicos, como son: [7]

2.4.1 Múltiples o recolectores de entrada

Son arreglos mecánicos de tuberías y válvulas que consisten generalmente en varios tubos colocados en posición horizontal, paralelos uno con respecto al otro y conectados a cada una de las líneas de flujo. Su función es recolectar la producción de los pozos que llegan a las estaciones de flujo y distribuirla hacia los diferentes procesos del sistema. Sin embargo, los arreglos de válvulas, conexiones y tuberías deben ser de manera tal que, cuando sea requerido, el flujo de cada pozo individual pueda ser aislado para propósitos de prueba de pozos; esto es que el flujo de cada pozo pueda ser llevado a un separador de prueba, para segregar y medir petróleo o productos de destilación, producción de gas y en algunos casos producción de agua. [7]

A continuación en la figura 2.2 se muestra el múltiple o recolector de entrada.



Figura 2.2 Múltiples o recolectores de entrada. [6]

2.4.2 Líneas de flujo

Se denomina línea de flujo a la tubería que se conecta desde el cabezal de un pozo hasta el múltiple de producción de su correspondiente estación de flujo. Las líneas de flujo son aquellos sistemas de manejo que transportan el flujo en forma bifásica, desde los pozos hasta un punto de convergencia denominado múltiple. Cada múltiple está conformado por secciones tubulares, cuya capacidad y tamaño dependen del número de secciones tubulares; son fabricados en diferentes diámetros, series y rangos de trabajo y se seleccionan según el potencial de producción y presiones de flujo del sistema.

En el diseño de las líneas de flujo se calcula principalmente lo siguiente:

- La caída de presión a lo largo de la línea de flujo, usando modelos multifásicos.
- Los espesores óptimos del tipo de material, considerando las presiones de trabajo.
- Los sistemas de limpieza y de mantenimiento.
- Los sistemas de protección.
- Los sistemas de anclaje.

A continuación se muestra en la figura 2.3 las líneas de flujo.



Figura 2.3 Líneas de flujo al múltiple de batería. [6]

2.4.3 Separadores de petróleo y gas

El término "separador de petróleo y gas" en la terminología petrolera es designado a un recipiente presurizado que es utilizado para separar los fluidos producidos de pozos de petróleo y gas en componentes líquidos y gaseosos. Un recipiente de separación puede ser llamado así:

- Separador de petróleo y gas.
- Separador.
- Separador por etapas.
- Trampa.
- Recipiente de retención, tambor de retención, trampa de retención, retenedor de agua, retenedor de líquido.
- Cámara de separación flash, recipiente de separación flash, o trampa de separación flash. Separador por expansión o recipiente de expansión.
- Depurador (depurador de gas), de tipo seco o húmedo.
- Filtro (filtro de gas), de tipo seco o húmedo.
- Filtro-separador.

Los términos "separador de petróleo y gas", "separador", "separador por etapas", "trampa", se refieren a un separador de petróleo y gas convencional. Estos recipientes de separación son normalmente utilizados en locaciones de producción o plataformas cerca del cabezal, tubo múltiple o unidad de tanques para separar los fluidos producidos del pozo, en líquido y gas.

Un recipiente de retención, tambor de retención o trampa de retención puede ser utilizado para remover sólo agua del fluido de pozo o todo el líquido, petróleo

más agua, del gas. En el caso de un retenedor de agua utilizado cerca del cabezal del pozo, el gas y el petróleo son descargados, normalmente juntos; y el agua libre es separada y descargada del fondo del recipiente.

Un retenedor de líquido es utilizado para remover todo el líquido del gas. El agua y los hidrocarburos líquidos son descargados juntos del fondo del recipiente, y el gas es descargado por el tope.

Una cámara de separación *flash* (recipiente o trampa) se refiere normalmente a un separador convencional de petróleo y gas operado a baja presión, con el líquido de un separador de alta presión iniciando la liberación *flash* dentro de éste. Esta cámara de separación *flash* es frecuentemente la segunda o tercera etapa de separación, donde el líquido empieza a descargarse desde la cámara de separación *flash* hacia almacenamiento.

Un recipiente de expansión es el separador de primera etapa en una unidad de baja temperatura o separación fría. En este recipiente se deben evitar los hidratos mediante calor a través de un serpentín de calentamiento o mediante la adición de un inhibidor de hidratos (tal como glicol) el cuál puede ser inyectado al momento de la entrada de fluido del pozo antes de la expansión en el recipiente.

Un depurador de gas puede ser similar a un separador de petróleo y gas. Normalmente éste maneja fluidos que contienen menos líquido que el producido de pozos de petróleo y gas. Los depuradores de gas son usados normalmente en recolección de gas, ventas, y líneas de distribución donde no se requiere manejar tapones o baches de líquidos, como es a menudo el caso con separadores de petróleo y gas. El depurador de gas tipo seco utiliza extractores de neblina y otros internos similares a los de separadores de petróleo y gas. El depurador de gas tipo húmedo pasa la corriente de gas a través de un baño de petróleo u otro líquido que limpie polvo y otras impurezas del gas. El gas es pasado a través de un extractor de neblina donde todo el líquido removible es separado de éste.

Un "depurador" puede referirse a un recipiente utilizado aguas arriba de cualquier recipiente o unidad que procese gas para proteger la unidad o recipiente aguas abajo, de líquido hidrocarburo y/o agua.

El "filtro" (filtro de gas o filtro/separador) se refiere a un depurador de gas tipo-seco; especialmente si la unidad es utilizada en principio para remover el polvo de la corriente de gas. Un medio filtrante es utilizado en los recipientes para remover polvo, finos, herrumbre y otros materiales extraños del gas. Tales unidades removerán líquido del gas.

Un separador de gas y petróleo generalmente incluye las siguientes componentes y características esenciales:

- Un recipiente que incluye: (a) sección y/o dispositivo para la separación primaria, (b) sección de asentamiento "por gravedad" secundaria, (c) extractor de neblina para remover pequeñas partículas de líquido del gas, (d) salida del gas, (e) sección de asentamiento de líquido (separación) para remover el gas o vapor del petróleo (en una unidad trifásica, esta sección separa agua del petróleo), (f) salida del petróleo, y (g) salida del agua (unidad trifásica).
- Suficiente capacidad volumétrica de líquido para manejar "baches" de los pozos y líneas de flujo.
- Adecuado diámetro y altura o longitud del recipiente para permitir que se separe más líquido del gas de forma tal que el extractor de neblina no sea sobrecargado de líquido.
- Un mecanismo de control del nivel de líquido en el separador, el cual normalmente incluye un controlador del nivel de líquido y una válvula de diafragma en la salida del petróleo. Para operación trifásica, el separador debe

incluir un controlador del nivel de líquido en la interfase agua-petróleo y una válvula de control de descarga de agua.

- Una válvula de alivio de presión en la salida de gas para mantener una presión estable en el recipiente.
- Dispositivos de alivio de presión.
- En muchos sistemas de equipos de producción en superficie, el separador de gas-petróleo es el primer recipiente hacia donde fluyen los fluidos del pozo luego de ser levantados a superficie. Sin embargo, otros equipos tales como calentadores y retenedores de agua, pueden ser instalados aguas arriba del separador. [7]

2.4.3.1 Funciones principales de los separadores de gas-petróleo

La separación de gas del petróleo puede iniciarse una vez que los fluidos fluyen a través de la formación hacia el pozo y puede aumentar progresivamente a través de la tubería de producción, líneas de flujo y equipos de manejo en superficie. Bajo ciertas condiciones, el fluido puede ser separado en su totalidad en líquido y gas antes de que éste alcance el separador de petróleo y gas. En tales casos, el recipiente separador proporciona solo una "ampliación" para permitir que el gas y el líquido descienda hacia sus respectivas salidas. [7]

A continuación en la figura 2.4 se muestra separadores bifásicos.



Figura 2.4 Separadores bifásicos. [6]

- **Remover petróleo del gas**

La diferencia en densidad de los hidrocarburos líquidos y gaseosos puede permitir una separación aceptable en un separador de petróleo y gas. Sin embargo, en algunas instancias, es necesario utilizar dispositivos mecánicos comúnmente referidos como "extractores de neblina" para remover líquido del gas antes de que éste sea descargado del separador.

- **Remover gas del petróleo**

Las características fisicoquímicas del petróleo y las condiciones de presión y temperatura determinan la cantidad de gas que éste contendrá en solución. El flujo a la cual el gas es liberado del petróleo es una función del cambio en la presión y temperatura. El volumen de gas que un separador removerá del petróleo crudo depende de características fisicoquímicas del crudo, la presión de operación, la temperatura de operación, tasa de entrapamiento, tamaño y configuración del separador, y otros factores.

El entrapamiento y nivel de líquido en el separador determinan el tiempo de "retención" o "asentamiento" del petróleo. Un tiempo de retención de 1 a 3 minutos es generalmente adecuado para obtener una separación satisfactoria de crudo y gas, a menos que se esté manejando crudo espumante. Cuando el crudo espumante es separado, el tiempo de retención debe ser incrementado de 5 a 20 minutos, dependiendo de la estabilidad de la espuma y el diseño del separador. [7]

2.4.3.2 Funciones secundarias de los separadores de petróleo y gas

- **Mantenimiento de la presión óptima:** para un separador de petróleo y gas llevar a cabo sus funciones principales, la presión debe ser mantenida de manera tal que el líquido y el gas puedan ser descargados a su respectivo procesamiento o

sistema de recolección. La presión es mantenida dentro del separador utilizando una válvula de contrapresión de gas en cada separador o con una válvula maestra de contrapresión que controle la presión en unidad de dos o más separadores. En la figura 2.5 se muestra una válvula de contrapresión de gas de baja presión típica, y la figura 2.6 muestra una válvula de contrapresión de gas de alta presión utilizada para mantener la presión deseada en los separadores.

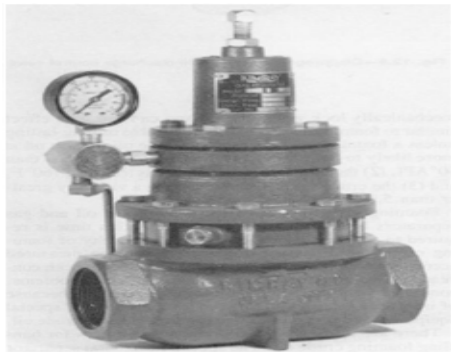


Figura 2.5 Válvula de gas de baja presión. [7]



Figura 2.6 Válvula de gas de alta presión. [7]

La presión óptima que debe mantener el separador es la presión que resultará en el rendimiento económico más alto de la venta de los hidrocarburos líquidos y gaseosos. Esta presión óptima puede ser calculada teóricamente o determinada por pruebas de campo. [7]

• **Sello líquido en el separador:** para mantener la presión en el separador, un sello líquido debe ser logrado en la porción más baja del recipiente. Este sello líquido previene la pérdida de gas con el petróleo y requiere el uso de un controlador de nivel de líquido y una válvula similar a aquellas que se muestran en la figura 2.7 y 2.8. Una

válvula operada por palanca similar a la que se muestra en la figura 2.9 puede ser utilizada para mantener el sello líquido en un separador cuando la válvula es operada por un flotador que es accionado por el nivel de líquido en el separador. La válvula de control de descarga de petróleo que se muestra en la figura 2.8 puede ser accionada por un piloto operado por flotador, por un controlador de nivel de liquido sin flotador similar a la que se muestra en la figura 2.10, o por un controlador de nivel de liquido tipo tubo de torque (desplazamiento) igual al de la figura 2.7 mostrada a continuación.

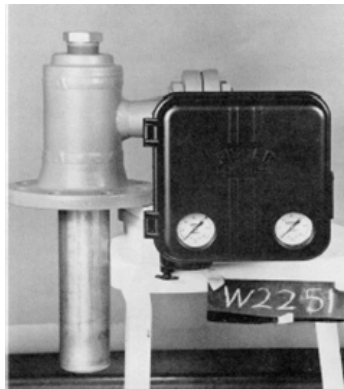


Figura 2.7 Controlador del nivel de líquido. [7]



Figura 2.8 Válvula de control tipo diafragma. [7]

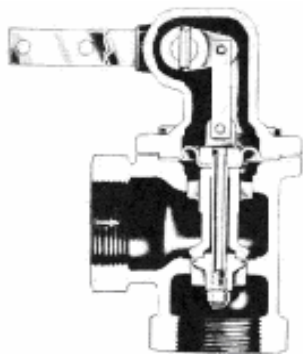


Figura 2.9 Válvula operada por flotador. [7]



Figura 2.10 Controlador de nivel de liquido sin flotador y válvula de control tipo diafragma. [7]

2.4.3.3 Clasificación de los separadores

- **Según configuración**

Los separadores de petróleo y gas pueden tener tres configuraciones: vertical, horizontal y esférica. Los separadores verticales pueden variar de tamaño de 10 a 12 pulgadas en diámetro y 4 a 5 pies de altura, hasta 10 a 12 pies en diámetro y 15 a 25 pies de altura.

Los separadores de petróleo y gas horizontales son fabricados con una configuración de uno o dos tubos. Las unidades de un solo tubo tienen un armazón cilíndrico y las unidades de doble tubo tienen dos armazones cilíndricos paralelos uno encima del otro. Ambos tipos pueden ser utilizados para la separación bifásica o trifásica.

Los separadores horizontales varían de tamaño de 10 pulgadas en diámetro y 4 pies de largo, hasta 16 pies en diámetro y 70 pies de largo. Los separadores esféricos están usualmente disponibles en 24 o 30 pulgadas hasta 66 o 72 pulgadas en diámetro. [8]

- **Según la función**

Las tres configuraciones de separadores están disponibles para operación bifásica y trifásica. En las unidades bifásicas el gas es separado del líquido con el gas y el líquido descargados de manera separada. En los separadores trifásicos, el fluido es separado en petróleo, gas y agua, y son descargados de manera separada. [8]

- **Según la presión de operación**

Los separadores de petróleo y gas pueden operar a presiones que van desde un alto vacío hasta 4.000 o 5.000 psi. La mayoría de los separadores de gas y petróleo operan en el rango de operación de 20 a 1.500 psi.

Los separadores pueden ser referidos como de baja, de media, o de alta presión. Los separadores de baja presión usualmente operan a presiones que están en el rango de 10 a 20 psi hasta 180 a 225 psi. Los separadores de presión media usualmente operan a una presión de 230 a 250 psi hasta 600 a 700 psi. Los separadores de alta presión generalmente operan en un amplio rango de presión que va desde 750 a 1.500 psi. [8]

- **Según la aplicación**

- a) Separador de prueba**

Un separador de prueba es utilizado para separar y medir los fluidos de un pozo, Generalmente referido como un probador o verificador de pozo. Los separadores de prueba pueden ser verticales, horizontales o esféricos, bifásicos o trifásicos; permanentemente instalados o portátiles. Los separadores de prueba equipados con varios tipos de medidores para medir el petróleo, gas, y/o agua para pruebas de potencial, de producción periódicas, de pozos marginales, entre otras pruebas. [8]

- b) Separador de producción**

Un separador de producción es utilizado para separar el fluido producido por un pozo, un grupo de pozos, o una localización sobre una base diaria o continua. Estos separadores pueden ser verticales, horizontales o esféricos, bifásicos o trifásicos. El rango en tamaño va desde 12 pulgadas hasta 15 pies en diámetro, siendo común unidades que van desde 30 pulgadas hasta 10 pies en diámetro. El rango de longitud desde 6 a 70 pies y comúnmente de 10 a 40 pies de largo. [8]

- c) Separador de baja temperatura**

Un separador de baja temperatura es aquel donde el fluido del pozo a alta presión es introducido en el recipiente a través de un estrangulador o válvula

reductora de presión de tal manera que la temperatura del separador es reducida apreciablemente por debajo de la temperatura del fluido del pozo. La temperatura más baja en el separador causa la condensación de vapores que de otra manera saldrían del separador en estado de vapor. Los líquidos recuperados requieren la estabilización para prevenir la evaporación excesiva en los tanques de almacenamiento.

d) Separador de medición

La separación de los fluidos del pozo en petróleo, gas y agua, y la medición de los líquidos es llevado a cabo en un recipiente. Estos recipientes comúnmente son referidos como separadores de medición y están para operación bifásica y trifásica. Estas unidades están en modelos especiales que los hacen adecuados para la medición precisa de crudos espumosos y pesados. La medición del líquido es normalmente llevada a cabo por acumulación, aislamiento, y descarga de volúmenes dados en un compartimiento de medición ubicado en la parte más baja del recipiente.

e) Separador elevado

Los separadores son instalados sobre plataformas en o cerca de patio de tanques o sobre plataformas costa-afuera de tal forma que el líquido pueda fluir desde el separador hacia almacenamiento o a recipientes aguas abajo por gravedad, lo que permite operar el separador a la más baja presión posible para capturar la máxima cantidad de líquido que minimiza la pérdida de gas y vapor hacia la atmósfera o hacia el sistema de gas a baja presión. [8]

f) Separadores por etapas

Cuando el fluido producido es pasado a través de varios separadores en serie, éstos son referidos como separadores por etapa.

- **Según el principio utilizado para la separación primaria**

Los separadores pueden ser clasificados de acuerdo al método utilizado para llevar a cabo la separación primaria, usando diferentes principios, tales como:

- a) Diferencia de densidad (separación por gravedad)**

Esta clasificación incluye las unidades que no poseen elementos de entrada, deflector, placas de choques, o empaque en la entrada del recipiente.

La separación primaria se obtiene solamente por la diferencia de densidad del petróleo, gas, o vapor. Estas unidades son pocas en número y tienen un extractor de neblina cerca de la salida de gas para remover las gotas de crudo en el gas.

- b) Choque y/o coalescencia**

Este tipo de separador incluye las unidades que utilizan una placa o dispositivo de empaque en la entrada del separador para iniciar la separación del crudo y del gas.

- c) Fuerza centrífuga**

La fuerza centrífuga es utilizada tanto para la separación primaria como para la secundaria de petróleo y gas en el separador. La fuerza centrífuga es obtenida tanto con una entrada tangencial dimensionada apropiadamente o un elemento espiral interno dimensionado de manera apropiada con el fondo y el tope del abierto o parcialmente abierto. Estos elementos centrífugos causan flujo ciclónico del fluido entrante a velocidades tan altas para separar el fluido en una capa externa o cilindro de líquido y en un cono interno o cilindro de gas o vapor. La velocidad requerida para la separación varía desde 40 hasta aproximadamente 300 pies/s. El más común está entre 80 y 120 pies/s. [8]

2.4.3.4 Selección de separadores y depuradores

La selección de una unidad particular para ser utilizada en cada aplicación se basa usualmente en cual obtendrá los resultados deseados a los costos más bajos de equipo, instalación y mantenimiento. [9]

- **Separadores verticales**

a) Entre las aplicaciones para los separadores verticales de gas y crudo se encuentran las siguientes:

b) Fluidos del pozo que tienen una alta relación gas-líquido, cantidades apreciables de arena, lodo, y sólidos similares finamente divididos.

c) Instalaciones con limitaciones de espacio horizontal, pero con poca o ninguna limitación de altura, tales como plataformas de producción costa-afuera.

d) Fluidos del pozo donde el volumen puede variar ampliamente e instantáneamente, tales como pozos de levantamiento por gas intermitente (*intermittent gas lift*).

e) Aguas arriba de otro equipo de proceso en campo que no funciona apropiadamente con líquido atrapado en el gas.

f) Donde la economía favorece al separador vertical.

- **Separadores horizontales**

a) Entre las aplicaciones para los separadores horizontales de gas y petróleo se encuentran las siguientes:

b) Separación líquido-líquido en instalaciones con separador trifásico para obtener una separación agua-petróleo más eficiente.

c) Separación del crudo espumante donde la mayor área de contacto gas-líquido del recipiente horizontal permitirá y/o causará un rompimiento más rápido de la espuma y una separación gas-líquido más eficiente.

d) Instalaciones donde limitaciones de altura indican el uso de un recipiente horizontal debido a su forma.

e) Fluido de pozo con una alta relación gas-petróleo (RGP).

f) Pozos con tasa de flujo relativamente constante y con poco o ningún cabeceo o surgencia de líquido.

g) Donde unidades portátiles son requeridas tanto para uso de prueba como producción.

h) Donde unidades múltiples pueden ser apiladas para conservar espacio de planta.

i) Aguas arriba de otro equipo de proceso en campo que no funciona apropiadamente con líquido entrampado en el gas.

j) Donde la economía favorece al separador horizontal.

- **Separadores esféricos**

La siguiente es una lista de las aplicaciones para los separadores esféricos de petróleo y gas:

a) Fluidos del pozo con alta relación gas-petróleo y de flujo constante.

b) Instalaciones donde existe limitaciones de altura y espacio horizontal.

c) Aguas abajo de unidades de procesos, tales como deshidratadores de glicol y endulzadores de gas, para depurar y recuperar los fluidos de procesos tales como la amina y el glicol.

d) Instalaciones donde la economía favorece los separadores esféricos.

e) Instalaciones que requieren un separador pequeño donde un hombre pueda transportar un separador esférico a la localización e instalarlo.

f) Depurador para combustible y gas de proceso para uso de planta y o campo.

- **Depuradores de gas**

Los depuradores de gas son generalmente utilizados para asegurar que el gas no contenga materiales que puedan ir en detrimento de los equipos, de manera tal que el depurador es instalado para proteger los compresores, deshidratadores, endulzadores, medidores y reguladores.

Alguno de los usos para depuradores son: limpiar gas de combustible para calentadores, hervidores, generadores de vapor, motores; para gas de control para plantas de procesamiento y equipos; aguas arriba del compresor; aguas arriba de deshidratadores y endulzadores; aguas abajo de deshidratadores y endulzadores para conservar los fluidos del proceso; aguas arriba del sistema de distribución de gas; aguas arriba de y en líneas de transmisión de gas para remover líquidos entrantes, costras de metal oxidado, y polvo; aguas arriba y/o aguas abajo de estaciones de regulación de presión; y aguas abajo de la línea de transmisión de gas de plantas de compresión para remover el lubricante de la línea. [9]

2.4.3.5 Controladores, válvulas, accesorios y características de seguridad para separadores de petróleo y gas

Controladores: Controlan el nivel de líquido para el petróleo y la interfase agua-petróleo (operación trifásica) y válvula de control de contrapresión de gas con controlador de presión.

Válvulas: se usan las siguientes válvulas: de control de descarga de petróleo, de control de descarga de agua (operación trifásica), de drenaje, de bloqueo, de alivio de presión, y para inspección externa de nivel (por visores).

Accesorios: son los manómetros, termómetros, reguladores de reducción de la presión (para gas de control), visores de nivel, cabezal de seguridad con disco de ruptura, tubería. [9]

- **Características de seguridad para los separadores de petróleo y gas**

Los separadores de petróleo y gas deben ser instalados a una distancia segura de otros equipos de la locación. Cuando están instalados sobre plataformas costafuera o próximos a otros equipos, deben ser tomadas precauciones para prevenir perjuicios al personal y daños a los equipos adyacentes en caso de que el separador o sus controles o accesorios fallen. Los siguientes elementos de seguridad son recomendados para muchos estos separadores: [9]

a) **Controles de nivel de líquido alto y bajo:** normalmente son pilotos operados por un flotador que acciona una válvula en la entrada del separador, haciendo sonar una alarma, o realizando alguna otra función pertinente para prevenir el daño que pueda resultar de altos o bajos niveles de líquidos en el separador.

b) **Controles de presión alta y baja:** son instalados en los separadores para prevenir que presiones excesivamente altas o bajas interfieran con las operaciones normales. Estos controles pueden ser neumáticos, mecánicos y eléctricos y pueden sonar una alarma, accionar una válvula de cierre, o realizar otras funciones pertinentes para proteger el personal, el separador, y equipos adyacentes.

c) **Controles de temperatura alta y baja:** deben ser instalados en los separadores para cerrar la unidad, para abrir o sonar una alarma cuando la temperatura en el calentador llega a ser muy baja o muy alta. Tales controles de

temperaturas no son utilizados normalmente en los separadores, pero pueden ser apropiados en casos especiales.

d) **Válvulas de alivio:** son normalmente instaladas a la presión de diseño del recipiente. Sirven principalmente como una advertencia, y en algunos casos son muy pequeñas para manejar la capacidad de fluido total del separador. Válvulas de alivio de capacidad total pueden ser utilizadas y son particularmente recomendadas cuando no es usado un disco de ruptura en el separador.

e) **Disco de ruptura:** es un dispositivo que contiene una membrana de metal delgada diseñada para romperse cuando la presión en el separador excede un valor predeterminado. Usualmente de 1,25 a 1,5 veces la presión de diseño del separador. El disco de ruptura es normalmente seleccionado de forma tal que no se rompa hasta que la válvula de alivio no se haya abierto y sea incapaz de prevenir la presión excesiva en el separador. [9]

2.4.3.6 Consideraciones de operación y mantenimiento para separadores de petróleo y gas

- **Inspección periódica**

En refinerías y plantas de proceso es práctica normal inspeccionar los recipientes y tuberías presurizados por corrosión o erosión. En los campos de petróleo, generalmente no se sigue esta práctica, y el equipo es reemplazado después de la falla. Esta política puede crear condiciones peligrosas para el personal de operación y equipos adyacentes. Se recomienda que la inspección periódica sea establecida y seguida para protegerlas de fallas indebidas. [9]

- **Instalación de dispositivos de seguridad**

Todos los dispositivos de seguridad deben ser instalados tan cerca del recipiente como sea posible y de manera tal que la fuerza de reacción de descarga de

fluidos no los destruya, desajuste, o disloque. La descarga de los dispositivos de seguridad no debe poner en peligro al personal u otros equipos.

- **Cabezales de seguridad (discos de ruptura)**

La descarga de un cabezal de seguridad debe estar abierta sin restricción. La línea de descarga de un dispositivo de seguridad debe estar paralela a un separador vertical y perpendicular al horizontal, de otra manera el separador puede ser expulsado por la fuerza de reacción de la descarga de fluidos. No debe utilizarse una válvula entre el cabezal de seguridad y el separador debido a que ésta puede ser cerrada inadvertidamente. No se debe permitir que se acumule agua cerca del disco de ruptura debido a que puede formar hielo y alterar las características de ruptura del disco. La operación de separadores de petróleo y gas fuera de los límites de diseño e instalar discos de ruptura, no se recomienda.

Las válvulas de alivio de presión pueden corroerse y filtrar o puede "congelarse" en la posición cerrada. Estas deben ser revisadas periódicamente y reemplazada si no trabaja en buenas condiciones. Las líneas de descarga, especialmente las válvulas de alivio de condición completa, deben estar de forma tal que la fuerza de reacción de descarga no mueva el separador. [9]

- **Extractores de neblina**

Algunos extractores de neblina en separadores de gas y petróleo requieren un drenaje o conducto descendente de líquido desde el extractor de neblina hasta la sección de líquido del separador. Este drenaje será una fuente de problema cuando la caída de presión a través del extractor de neblina llegue a ser excesiva. Si la caída de presión del extractor de neblina, medida en pulgadas de petróleo, excede la distancia desde el nivel de líquido en el separador hasta el extractor de neblina, el petróleo fluirá desde el fondo hacia arriba a través del drenaje del extractor de neblina y saldrá con el gas. Esta condición puede complicarse por un taponamiento parcial del

extractor de neblina con parafina u otro material extraño. Esto explica por qué algunos separadores tienen capacidades definidas que no pueden ser excedidas sin un conductor de líquido en la salida de gas, y esto también explica por qué las capacidades de algunos separadores pueden ser disminuidas con el uso. En años recientes, los separadores de diseño avanzado han utilizado extractores de neblina que no requieren drenajes o conductos de líquidos, eliminando esta fuente de problemas.

- **Bajas temperaturas**

Los separadores son operados por encima de la temperatura de formación de hidratos. De otra manera los hidratos pueden formarse dentro del recipiente y taponarlo parcial o completamente, reduciendo la capacidad del separador y, en algunos casos cuando la salida de líquido o gas son taponadas, causando que la válvula de seguridad se abra o el disco de ruptura se rompa. Serpentes de vapor pueden ser instalados en la sección de líquido del separador para fundir los hidratos que puedan formarse allí. Esto es especialmente apropiado en separadores de baja presión. [9]

- **Cargas de choque de presión**

Los pozos son conectados o desconectados lentamente. La apertura y el cierre rápido de las válvulas causan cargas de choque perjudiciales sobre el recipiente, sus componentes, y la tubería.

- **Manómetros**

Los manómetros y otros dispositivos mecánicos son calibrados periódicamente; válvulas de aislamiento son utilizadas de tal manera que los manómetros puedan ser fácilmente removidos para pruebas, limpieza, reparación, reemplazo.

- **Grifos y visores de medición**

Los grifos y visores de medición deberían mantenerse limpios de tal manera que el nivel de líquido observado en el visor indique siempre el verdadero nivel de líquido en el separador. Se recomienda la limpieza periódica con solvente.

- **Limpieza de recipientes**

Se recomienda que todos los recipientes separadores estén equipados con accesos, boca de visita, y/o conexiones de desagüe de tal forma que los recipientes sean limpiados periódicamente. [9]

2.4.4 Tanques

Son depósitos diseñados para almacenar o procesar fluidos, generalmente a presión atmosférica o presión interna relativamente baja. [10]

2.4.4.1 Tanques de prueba

Son recipientes cilíndricos cuya capacidad puede variar de acuerdo al volumen de producción de cada estación. La emulsión agua-petróleo es separada mecánicamente al ser tratada. El proceso consiste en el asentamiento de los fluidos por gravedad (proceso de decantación), en virtud de sus diferentes densidades. El agua por ser más pesada que el petróleo, se asienta en el fondo del tanque.

2.4.4.2 Tanques de almacenamiento

Son depósitos cilíndricos que tienen la finalidad de recibir el producto de los tanques de lavado y de esta manera albergar el crudo que es bombeado al patio de tanques principal, cumpliendo con las especificaciones de calidad porcentaje de agua y sedimentos), sin embargo de no ser así, es devuelto a los calentadores.

Los tanques son recipientes generalmente metálicos capaces de almacenar fluidos eficientemente. El diseño y la construcción de estos tanques dependen de las

características fisicoquímicas de los líquidos por almacenar. En la industria del petróleo los tanques se clasifican de la siguiente manera:

- a) Por su construcción: en empernados, remachados y soldados.
- b) Por su forma: en cilíndricos y esféricos.
- c) Por su función: en techo fijo y en techo flotante.

Los tanques esféricos son utilizados para almacenar productos ligeros como gasolina, propano, etc. Su forma permite soportar presiones mayores de 25 psig. Los demás tipos de tanques se utilizan para almacenar petróleo crudo, a presiones cercanas a la atmosférica. Los tanques cilíndricos, soldados y de techo flotante se encuentran estandarizados en la industria del petróleo. [10]

- **Tanques de techo fijo**

El techo de este tipo de tanques está soldado al cuerpo, siendo su altura siempre constante. La forma del techo es cónica, teniendo instalado válvulas de venteo tipo PV que actúan a presión y a vacío (2-4 onzas/pulg de presión o vacío). Las pérdidas de crudo por evaporación en estos tipos de tanques son altas debido al espacio vacío que existe entre el techo y el nivel de líquido, que varía conforme cambia este nivel.

- **Tanques de techo flotante externo**

Los tanques de techo flotante externo poseen un techo móvil que flota encima del producto almacenado. El techo flotante consiste de una cubierta, accesorios y un sistema de sello de aro. La cubierta flotante generalmente es de acero soldado y de dos tipos: pontón o doble cubierta. Los techos de tanques flotantes permiten reducir en forma significativa las pérdidas de los volátiles de los líquidos que se almacenan. Con esto se logra reducir los costos de producción, la contaminación ambiental y los riesgos de incendios. La ventaja de este tipo de techos, radica en la eliminación del

espacio de vapor sobre el líquido que presentan los tanques de techo fijo. La construcción de este tipo de tanques se inició poco después de la Primera Guerra Mundial, por el año 1923. Actualmente, se ha estandarizado su uso.

- **Tanques de techo flotante tipo pontón**

Estos tanques tienen un pontón anular alrededor del borde y una plataforma de espesor simple en el centro. La superficie superior del pontón tiene inclinación hacia el centro, para facilitar el drenaje del agua de lluvia, mientras que la superficie inferior tiene un ascenso hacia el centro, para permitir la acumulación de los vapores. El tamaño del pontón, depende de las dimensiones del tanque y de los requerimientos de flotación que se tiene. Además de la flotabilidad, los pontones hacen un aislamiento que evita la acción directa de los rayos solares sobre la superficie del líquido en el espacio anular. La plataforma de espesor simple, deja un espacio libre con la superficie del líquido para acumular los vapores que se forman. Estos vapores forman un colchón aislante que se licúan cuando la temperatura decrece. Los vapores condensados entran a la fase líquida.

Estos tipos de tanques son apropiados para almacenar hidrocarburos con presión de vapor hasta de 12 psi durante temporadas de verano; durante el invierno, pueden manejar hidrocarburos con presión de vapor aún más altos. Así mismo, estos tanques tienen facilidades para manejar lluvias hasta de 254 mm en 24 horas. Los pontones están seccionados de tal modo que el techo no se hundiría si se produjera una rotura en la plataforma central o en otro de los pontones. Estos techos permiten una excelente protección contra incendios, así como contra la corrosión. [10]

- **Tanques de techo flotante de doble plataforma**

Este tipo de tanques tiene dos plataformas completas que flotan sobre la superficie del líquido. Aunque este tipo de tanques fue de los primeros en construirse, recién en mediados de 1940 se empezaron a construir de alta capacidad.

La plataforma superior presenta una inclinación hacia el centro del tanque con el fin de permitir el drenaje de las aguas de lluvias hacia el sistema primario y al de emergencia que dispone el tanque. Este tipo de techo, es el más eficiente de los que existen en el mercado, debido esencialmente a que entre ambas plataformas existe un espacio lleno de aire que produce un aislamiento efectivo entre la superficie total del líquido y el techo, lo que permite almacenar líquidos de alta volatilidad.

La plataforma superior, que obviamente se encuentra sobre la superficie del líquido, impide que el contenido del tanque nunca llegue al techo del mismo. El sistema de drenaje de aguas de lluvia que poseen estos tanques, permiten manejar hasta 254 mm de lluvia en 24 horas. [10]

- **Tanques de techo flotante interno**

Este tipo de tanques presentan la particularidad, normalmente de disponer un techo fijo y otro interno flotante. Generalmente se instala en tanques cuyo techo fijo se encuentra deteriorado o en los casos de requerirse por la necesidad de almacenar productos más volátiles. Las pérdidas por evaporación en estos tanques son aún menores que las que se producen en los tanques de techo flotante externo.

- **Medida del contenido de los tanques**

A continuación, se describen los métodos que se utilizan para medir el contenido de los tanques, los cuales se basan en las normas ASTM: D-1.085 y API Standard 2.545.

- a) **Método de medición directa**

El método consiste en bajar una cinta con plomada al interior del tanque hasta que la punta de la plomada apenas toque el fondo del tanque, o la placa de nivel cero fijada en el fondo. El nivel de petróleo se determina por la cantidad de cinta mojada, cuya lectura se llama medida directa. El uso de este método se limita al aforo de

tanques de techo flotante, a la medición de pequeñas cantidades de agua o residuos en cualquier tanque o comportamiento de buque-tanques y a la obtención de aforos aproximados no oficiales en cualquier clase de tanques. El sistema de medición directa es susceptible de tres fuentes de error que deben evitarse: [10]

a) La cinta puede bajarse demasiado, lo cual permite que la plomada se incline dando por resultado una lectura en exceso.

b) La presencia de sedimentos muy pesados puede hacer difícil o imposible alcanzar el fondo del tanque. Si ocurre esto, la lectura de cinta resultará baja.

c) Si la plomada atina a descansar en una cabeza de remache, o en una irregularidad de una lámina del fondo, o en cualquier cuerpo extraño, la lectura de cinta resultará baja.

b) Método de medición indirecta

El método consiste en bajar una cinta de medida directa con plomada al interior del tanque, hasta que una parte de la cinta quede en el seno del líquido, deteniéndose se observa la lectura de cinta al nivel del punto de referencia. Restando la lectura de la cinta en el punto de referencia, de la profundidad de referencia y agregando al residuo la cantidad de cinta mojada, se obtiene el nivel de líquido en el tanque. Este método se usa en todos los tipos de tanques, menos en los equipados con techos flotante. Con excepción de los errores aritméticos posibles, el método de medición indirecta es de gran precisión. [10]

2.4.5 Bombas

El bombeo puede definirse como la adición de energía a un fluido para moverse de un punto a otro. Una bomba es un transformador de energía. Recibe la energía mecánica, que puede proceder de un motor eléctrico, térmico, etc., y la

convierte en energía que un fluido adquiere en forma de presión, de posición o de velocidad.

Las bombas pueden clasificarse sobre la base de las aplicaciones a que están destinadas, los materiales con que se construyen, o los líquidos que mueven. Otra forma de clasificarlas se basa en el principio por el cual se agrega energía al fluido, el medio por el cual se implementa este principio y finalmente delinea la geometría específica comúnmente empleada. Esta clasificación se relaciona por lo tanto, con las bombas mismas y no se relaciona con ninguna consideración externa a la bomba o aún con los materiales con que pueden estar construidas.

Tomando en cuenta esta última clasificación, todas las bombas pueden dividirse en dos grandes categorías: [10]

- a) **Dinámicas:** en las cuales se añade energía continuamente, para incrementar la velocidad de los fluidos dentro de la máquina a valores mayores de los que existen en la descarga, de manera que la subsecuente reducción de velocidad dentro, o más allá de la bomba produce un incremento de presión. Las bombas dinámicas pueden, a su vez, subdividirse en otras variedades de bombas centrífugas y de otros efectos especiales.
- b) **De desplazamiento positivo:** en las cuales se agrega energía periódicamente mediante la aplicación de fuerza a una o más piezas móviles para un número deseado de volúmenes, lo que resulta un incremento de presión hasta el valor requerido para desplazar el fluido a través de válvulas con aberturas en la línea de descarga.

Las bombas de desplazamiento positivo (reciprocantes), por lo general, se clasifican por sus características:

- a) Extremo de impulsión, es decir, potencia o acción directa.

- b)** Orientación de la línea de centros del elemento de bombeo, es decir, horizontal o vertical.
- c)** Número de carrera de descarga por ciclos de cada biela, es decir, acción sencilla o doble acción.
- d)** Configuración del elemento de bombeo: pistón, émbolo o diafragma.
- e)** Número de varillas o bielas de mando, es decir, simplex, dúplex o múltiplex.

Las bombas reciprocantes son unidades de desplazamiento positivo que descargan una capacidad definida de líquido durante el movimiento del pistón o émbolo a través de la distancia de carrera. El pistón puede ser accionado mediante vapor, motor de combustión o por un motor eléctrico.

La categoría del tipo reciprocantes tiene como principio el desplazamiento positivo, el cual consiste en el movimiento de un fluido causado por la disminución del volumen de la cámara. En una bomba reciprocante, el flujo es estable hasta el final de la carrera del pistón, donde el pistón se detiene y regresa. Por lo tanto, el comportamiento del flujo de descarga es pulsante. Estas pulsaciones pueden ser reducidas mediante cámaras de amortiguación en la descarga de la bomba y el uso del cilindro de doble acción.

Todas las bombas reciprocantes tienen una parte que maneja el fluido, comúnmente llamada el extremo líquido, el cual tiene:

- a)** Un sólido que se desplaza, llamado émbolo o pistón.
- b)** Un recipiente que contiene al líquido, llamado el cilindro.
- c)** Una válvula de succión de retención que permite el fluido de la tubería de succión hacia el cilindro líquido.

- d) Una válvula de descarga de retención que permite el flujo del cilindro hacia la tubería de descarga.
- e) Empaque para sellar perfectamente la junta entre el émbolo y el cilindro y evitar que el líquido se fugue del cilindro.
- f) La capacidad de la bomba varía con el número de émbolos o pistones y pueden clasificarse en simplex, dúplex, triplex, etc.
- g) La bomba se diseña para una velocidad, presión, capacidad y potencia específicas. Puede aplicarse a condiciones de potencia menores que las del punto específico de diseño, pero con sacrificio de la condición más económica de operación. [10]

- **Tipo rotatorias de tornillo**

Las bombas rotativas de tornillo son unidades de desplazamiento positivo, en el cual el flujo a través de los elementos de bombeo es verdaderamente axial en lugar de lanzar el líquido como en una bomba centrífuga este tipo de bomba lo atrapa, lo empuja contra la caja fija en forma muy similar a como lo hace el pistón de una bomba reciprocante, pero a diferencia de esta última, la bomba rotatoria de tornillo descarga un flujo continuo. Aunque generalmente se le considera como bombas para líquidos viscosos, pueden manejar casi cualquier líquido que esté libre de sólidos abrasivos.

Debido a la baja inercia relativa de sus partes en rotación, son capaces de operar a mayores velocidades que otras bombas rotatorias o alternativas de desplazamiento comparable.

Como otras bombas rotatorias de desplazamiento positivo tienen unas características de flujo que es esencialmente independiente de la presión. Estas bombas se clasifican de acuerdo al número de tornillo que presenten en su diseño o

configuración. Estos pueden ser simples o múltiples. Se encuentran en una gran variedad de configuraciones y diseños. Todas emplean un rotor conducido engranado con uno o más rotores de sellado. El mismo flujo se establece entre las roscas de los tornillos, y a lo largo del eje de los mismos. Pueden usarse tornillos con roscas opuestas para eliminar el empuje axial en la bomba.

En el mercado se encuentran dos tipos básicos disponibles, la construcción del extremo simple o doble, de las cuales la última es la más conocida. Debido a que la bomba de tornillo es un dispositivo de desplazamiento positivo, entregará una cantidad definida de líquido por cada revolución de los rotores. La capacidad real entregada de cualquier bomba rotatoria específica es afectada por: [11]

- a) Variación en la velocidad.
- b) Variación en las viscosidades.
- c) Variación en la presión diferencial.

Debido a la holgura entre los rotores y su alojamiento, las bajas velocidades y las altas presiones el deslizamiento aumenta, lo que resulta en una capacidad reducida para una velocidad dada. El impacto de estas características puede variar ampliamente para los diversos tipos de bomba. El deslizamiento, sin embargo, no se afecta en forma medible por los cambios en la velocidad, no obstante, se produce en un pequeño porcentaje de deslizamiento del flujo total a velocidades altas.

Las bombas de tornillo por sí mismas no originan presión, simplemente transfieren una cantidad de fluido del lado de entrada al lado de salida. La presión desarrollada en el lado de salida es tan sólo el resultado de la resistencia al flujo en la línea de descarga. La característica de la pérdida de un tipo y modelo de bomba en particular es uno de los factores claves que determinan la gama aceptable de operación, en general está bien definido por el fabricante de la bomba.

La viscosidad y la velocidad están íntimamente ligadas y no es posible considerar una sin la otra. La velocidad básica que el fabricante debe tomar en cuenta es la velocidad axial interna del líquido pasando a través de los rotores. Esa es una función del tipo de bomba, diseño y tamaño. La velocidad de rotación debe reducirse cuando se manejan líquidos de alta viscosidad. Las razones no solo están en la dificultad para llenar los elementos de bombeo, sino también las pérdidas mecánicas que resultan de la acción del corte de los rotores en la sustancia que se maneja. La reducción de estas pérdidas es con frecuencia más importante que las velocidades relativamente altas, aunque las últimas pudieran ser posibles debido a las condiciones de succión.

Las pérdidas internas de potencia son de dos tipos: mecánicas y viscosas. Las pérdidas mecánicas incluyen toda la potencia necesaria para vencer el arrastre de la fricción mecánica de todas las partes en movimiento dentro de la bomba, incluyendo los rotores, cojinetes, engranes, sellos mecánicos, etc. Las pérdidas por viscosidad incluyen toda la pérdida de potencia originada por los efectos de arrastre del fluido viscoso contra todas las partes dentro de la bomba, así como de la acción de corte del mismo fluido. Es probable que la pérdida mecánica sea el mayor componente cuando se opera a bajas viscosidades, mientras que las pérdidas por viscosidad son mayores en condiciones de alta viscosidad.

En general, las pérdidas para un tipo y tamaño de bomba dada, varían con la viscosidad y la velocidad de rotación, pueden o no ser afectadas por la presión, dependiendo del tipo y modelo de bomba bajo consideración. Estas pérdidas, sin embargo, deben estar siempre basadas en la máxima viscosidad que debe manejarse, puesto que serán las más altas en este punto. [11]

- **Bombas de inyección de productos químicos**

Tiene la función de prevenir la formación y /o eliminar la espuma. Este equipo está constituido por un recipiente que contiene una mezcla de silicón y gasoil, una

bomba con su respectivo contador acoplado al recipiente, la cual inyecta esa mezcla en un sitio previamente determinado como el más adecuado para inyectar y contrarrestar formación de espuma en los tanques de la estación. El sitio de inyección de la química varía de una instalación a otra, dependiendo de las características de los crudos. En algunos casos, la inyección se hace en el múltiple de producción, en otros, antes o después de los separadores de producción y en otros en las tuberías de entrada de los fluidos a los tanques de almacenamiento temporal. [11]

CAPÍTULO III

El objetivo de este trabajo consistió en diseñar de modo preliminar los equipos requeridos en la batería PN-33, ubicada en el campo Peña Negra del lote X, distrito de El Alto, provincia de Talara, Perú. En este capítulo se muestra con detalle la metodología empleada en la solución del problema planteado; iniciándose con una descripción sistemática de la misma y luego desarrollando cada una de las etapas que la conforman.

3.1 METODOLOGIA

Este trabajo consistió en el desarrollo de las siguientes etapas:

3.1.1 Identificación de las condiciones actuales de operación de la batería PN-33, ubicada en el campo Peña Negra

Se usaron los datos suministrados por Petrobras Energía Perú S.A. (PESA) señalados en las tablas 3.1, 3.2 y 3.3.

La batería tiene actualmente un múltiple de campo (MC) y dos múltiples dentro de la batería (MB) conformados por puestos al cual fluyen los pozos y se especifican en la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Información sobre los múltiples de campo.

Nombre del múltiple	Número de pozos que entran	Número de puestos libres
MC-01	13	0
MB-01	10	0
MB-02	7	3

- **Condiciones de la batería PN-33**

Temperatura de operación= 85 °F

Presión de operación= 16 psig

Gravedad del líquido= 34 °API

Presión de descarga de líquido= 250 psig

Tabla 3.2 Composición molar del gas en la batería PN-33.

Componente	Fracción molar
Metano	0,9068
Etano	0,0283
Propano	0,0175
i-Butano	0,0077
n-Butano	0,0093
i-Pentano	0,006
n-Pentano	0,0037
C ₆	0,0105
Nitrógeno	0,0057
CO ₂	0,0045
Total	1,00

Tabla 3.3 Propiedades del gas y líquido en la batería PN-33.

Propiedad	valor
Masa molecular del gas	19,13
Gravedad específica del gas	0,6595
Factor de compresibilidad	0,994
Masa molecular del crudo	365
Densidad del crudo (lb/pie ³)	52,71
Densidad del gas (lb/pie ³)	0,105
Densidad del agua (lb/pie ³)	62,68
Viscosidad del crudo (cp)	12,63
Viscosidad del gas (cp)	0,0113
Viscosidad del agua (cp)	0,807

3.1.2 Ubicación de los nuevos equipos en la batería

Se estableció la distribución preliminar de los equipos en la batería tomando en cuenta como factores principales de la ubicación, las medidas de seguridad correspondientes a las de operación y un ahorro máximo de espacio, a fin de disminuir los gastos de transporte dentro de la batería. Esta ubicación se realizó según la norma UOP Standard Specification 9-32-1 y el estudio de varios factores de operación, entre los que se encuentran los siguientes:

- Ubicación de equipos cuyos procesos sean consecutivos adyacentes o cercanos.
- Consideración de distancias suficientes entre los equipos del proceso, procurando un área de trabajo amplia.
- Espaciamiento suficiente para mantenimiento de los equipos, reparación o reemplazo de equipos.

En el caso de los separadores se establece una distancia mínima de separación entre ellos de 8 pie. La norma para la distribución de los distintos equipos se puede ver en la figura A.1 del anexo A.

3.1.3 Realización de los modelos de simulación de procesos

Se ejecutaron modelos de simulación utilizando el programa de simulación Hysys 3.2 con los datos operacionales de la batería PN-33 para la resolución de balances de masa y de energía con el fin de obtener propiedades y características de las corrientes involucradas y así la eficiencia de los equipos desde el punto de vista de proceso para garantizar su óptimo funcionamiento.

Para la realización del balance de masa y de energía se consideraron las siguientes premisas generales:

- a) El modelo termodinámico usado para la predicción del equilibrio líquido-vapor y determinación de las propiedades de los fluidos fue la ecuación de estado de Peng-Robinson debido a que es aplicable para hidrocarburos, pues están en mezclas no polares normalmente.

- b) Los valores reportados en los balances de masa y energía, se expresan en unidades inglesas, a menos que, de acuerdo a requerimientos de aplicación de ecuaciones u otros eventos, se especifique lo contrario.
- c) La composición y las condiciones de operación de las corrientes de alimentación al sistema de separación están en las tablas 3.2 y 3.3.

El balance de materia establece que: la masa que entra en un sistema debe, por lo tanto, salir del sistema o acumularse dentro de él, es decir:

$$\text{Acumulación} = \text{Salida} - \text{Entrada} + \text{Producción} - \text{Consumo} \quad (\text{Ec.3.1})$$

En el balance no hay reacción química ni acumulación, por lo tanto la ecuación es:

$$\text{Salida} - \text{Entrada} = 0 \quad (\text{Ec.3.2})$$

En la figura 3.1 se muestra el esquema para el balance en el separador de producción total.

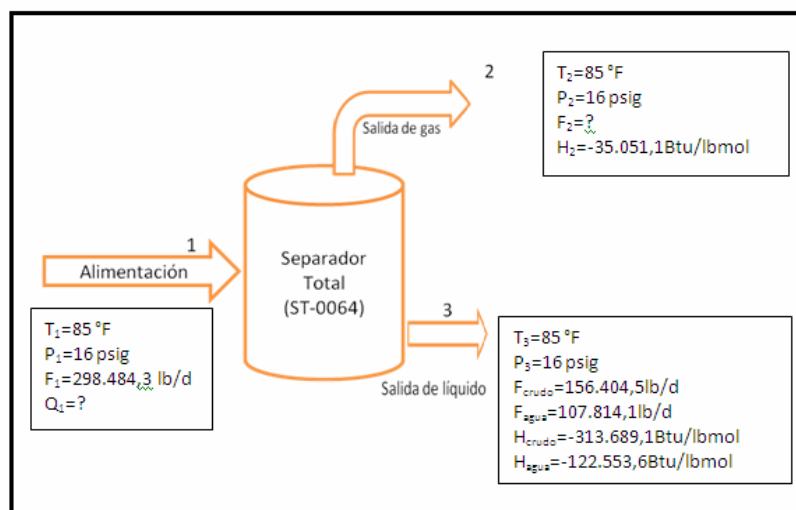


Figura 3.1 Esquema para el balance en el separador de producción total.

Sustituyendo los datos en la ecuación 3.2 para el balance desarrollado en el separador donde se recibe la producción total de la batería PN-33 (figura 3.1), se tiene:

$$F_2 + F_3 - F_1 = 0$$

$$F_2 + 156.404,5\text{lb/d} + 107.814,1\text{lb/d} - 298.484,3 \text{ lb/d} = 0$$

$$F_2 = 34.265,7\text{lb/d}$$

De igual manera se realiza el balance de materia para los demás equipos que se encuentran en la batería.

Aplicando la ecuación 3.2 para el balance de energía sin reacción química queda:

$$(F_2 \times H_2) + (F_{\text{crudo}} \times H_{\text{crudo}}) + (F_{\text{agua}} \times H_{\text{agua}}) - Q_1 = 0$$

$$Q_1 = 77,2 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} \times (-35.051,1) \frac{\text{btu}}{\text{lbmol}} + 18,7 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} \times (-313.689,1) \frac{\text{btu}}{\text{lbmol}} + 249,3 \frac{\text{lbmol}}{\text{h}} \times (-122.553,6) \frac{\text{btu}}{\text{lbmol}}$$

$$Q_1 = -3,9 \times 10^7 \text{ btu/h}$$

3.1.4 Cálculos de la capacidad de los equipos requeridos en la batería

Estos cálculos están basados en el escenario de producción esperado por el proyecto ETANCO en su fase II, el cuál es de 0,703MMPCND y 826,05BPD.

3.1.4.1 Separadores de control

Se tomaron en cuenta las siguientes premisas:

- a) De acuerdo con la metodología recomendada en el *API Specification 12J* (SPEC 12J), GPSA Sección 7, para el dimensionamiento del separador líquido-vapor se deben considerar los siguientes parámetros: [13]

a.1. Altura de líquido según la tabla 3.4.

Tabla 3.4 Niveles de líquido para separadores bifásicos.

NBBL	Nivel bajo-bajo de líquido	Se establece en 9 pulgadas como mínimo desde la línea tangente inferior, en este nivel se coloca generalmente un <i>shut down</i> .
NBL	Nivel bajo de líquido	La altura desde el NBBL hasta el NBL, se dimensiona considerando 5 minutos de acumulación de líquido, previendo un tiempo de respuesta del operador.
NAL	Nivel alto de líquido	Se establece en función del tiempo de residencia de operación. Puede considerarse los °API. Se considera 3 minutos de acumulación de líquido.
NAAL	Nivel alto-alto de líquido	Se dimensiona considerando 5 minutos de acumulación de líquido, previendo un tiempo de respuesta del operador, en éste nivel igualmente se coloca un <i>shut down</i> .

a.2. La longitud entre las costuras de los cabezales tendrán una relación respecto al diámetro L/D de 2:1 a 6:1.

- b)** Composición y calidad del gas entregada por PETROBRAS (tabla 3.2 y 3.3).
- c)** Crudo de 34 °API.
- d)** Presión de 16 psig y temperatura de 85 °F.
- e)** K (para separador vertical con extractor de neblina) igual a 0,20 en separadores bifásicos de prueba control. De acuerdo a la figura A.2 del anexo A.
- f)** Capacidad de los separadores bifásicos de control de acuerdo a la producción de crudo, agua y gas que se espera recibir en el proyecto ETANCO fase II de la batería PN-33 dada en la tabla 3.5.

Tabla 3.5 Producción a separador en el proyecto ETANCO fase II.

Batería	Separador de control			
	Crudo (barriles/día)	Agua (barriles/día)	Líquido (barriles/día)	Gas (MMSCFD)
PN-33	78,65	75,78	154,43	0,085

- g)** Uso de separadores de control y *volumeter* del tipo paquetizado (Separador de Control: O.D.: 24" X L s/s: 109". *volumeter*: O.D.: 20" X L s/s: 45 7/8"), como nuevos separadores de control SC-3301 y SC-3302.

Para la batería PN-33 se tiene los siguientes datos para dimensionar el separador de control: $Z= 0,994$; $\rho_o = 52,71 \text{ Lb/pie}^3$; $\rho_w = 62,62 \text{ Lb/pie}^3$; $P = 16 \text{ psig}$; $T= 85^\circ\text{F}$; $M_g= 19,13$

donde:

Z : factor de compresibilidad de gases.

ρ_o : densidad del crudo, $[\text{lb/pie}^3]$

ρ_w : densidad del agua, $[\text{lb/pie}^3]$

P : presión, $[\text{psig}]$

T : temperatura, $[\text{°F}]$

M_g : masa molecular del gas.

Para el cálculo del separador se llevó a cabo el siguiente procedimiento:

A) Cálculo de velocidad terminal (V_t): la ecuación para la velocidad terminal del fluido en un separador es:

$$V_t = K \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ec.3.3})$$

donde:

V_t : velocidad crítica o terminal del gas, $[\text{pie/s}]$

ρ_L : densidad del líquido, $[\text{lb/pie}^3]$

ρ_g : densidad del gas, $[\text{lb/pie}^3]$

K : constantes para dimensionamiento de separadores con extractores tipo neblina.

La densidad del gas a condiciones de presión y temperatura de operación se calcula con:

$$\rho_g = \frac{P \times M}{R \times T \times Z} \quad (\text{Ec.3.4})$$

donde:

$$R: \text{ constante de gases} = 10,73 \frac{\text{Psia} \cdot \text{pie}^3}{\text{lbmol} \cdot ^\circ R}$$

Sustituyendo los datos en la ecuación 3.2 se obtiene:

$$\rho_g = \frac{30,7 \text{Psia} \times 19,13 \text{lb} / \text{lbmol}}{10,73 \frac{\text{Psia} \cdot \text{pie}^3}{\text{lbmol} \cdot ^\circ R} \times 545^\circ R \times 0,994} = 0,101 \text{lb} / \text{pie}^3$$

La densidad del líquido viene dada por la mezcla de crudo-agua a las condiciones de operación, y se calcula con:

$$\rho_L = \frac{(Q_o \cdot \rho_o) + (Q_w \cdot \rho_w)}{Q_o + Q_w} \quad (\text{Ec.3.5})$$

donde:

Q_o : flujo volumétrico de crudo, [pie^3/s]

Q_w : flujo volumétrico de agua, [pie^3/s]

El flujo volumétrico de crudo y de agua se calcula mediante la siguiente ecuación de conversión:

$$Q_o (\text{pie}^3 / \text{s}) = Q_g (\text{Barriles} / \text{dia}) \cdot 5,615 \text{pie}^3 / \text{barril} \cdot \frac{\text{dia}}{86.400\text{s}} \quad (\text{Ec.3.6})$$

Sustituyendo el valor del flujo volumétrico en la ecuación 3.6:

$$Q_o = 78,65 \frac{\text{Barriles}}{\text{dia}} \times 5,615 \frac{\text{pie}^3}{\text{Barril}} \times \frac{\text{dia}}{86.400\text{s}} = 0,0051 \text{pie}^3 / \text{s}$$

$$Q_w = 75,78 \frac{\text{Barriles}}{\text{dia}} \times 5,615 \frac{\text{pie}^3}{\text{Barril}} \times \frac{\text{dia}}{86.400\text{s}} = 0,0049 \text{pie}^3 / \text{s}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.5:

$$\rho_L = \frac{(0,0051 \text{pie}^3 / \text{s} \times 52,71 \text{lb} / \text{pie}^3) + (0,0049 \text{pie}^3 / \text{s} \times 62,62 \text{lb} / \text{pie}^3)}{0,0051 \text{pie}^3 / \text{s} + 0,0049 \text{pie}^3 / \text{s}} = 57,57 \text{lb} / \text{pie}^3$$

Por último sustituyendo los valores obtenidos en la ecuación 3.3, la velocidad terminal es:

$$V_t = 0,20 \times \sqrt{\frac{57,57 \text{lb} / \text{pie}^3 - 0,101 \text{lb} / \text{pie}^3}{0,101}} = 4,770 \text{pie} / \text{s}$$

Se toma un 100% de la velocidad terminal calculada, es decir:

$$V_t = 4,770 \text{pie} / \text{s}$$

Para el cálculo del área transversal del recipiente requerida para el gas, se emplea la ecuación:

$$A = \frac{Q_g}{V_t} \quad (\text{Ec.3.7})$$

donde:

A: área transversal del recipiente, [pie]

Q_G: flujo volumétrico de gas, [pie³/s]

El flujo de gas a las condiciones del proceso se determina por:

$$Q_g = \frac{M_g}{\rho_g} \quad (\text{Ec.3.8})$$

donde:

Q_g : flujo volumétrico de gas, [pie^3/s]

M_g : flujo másico de gas (T y P a condiciones de operación), [lb/s]

El flujo másico de gas se calcula de la siguiente manera:

$$M_g = 85.000 \frac{\text{pcs}}{d} \times \frac{\text{lbmol}}{379 \text{ pcs}} \times 19,13 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \times \frac{d}{86.400 \text{ s}} = 0,0497 \text{ lb} / \text{s} \quad (\text{Ec.3.9})$$

Sustituyendo en la ecuación 3.8, queda:

$$Q_g = \frac{0,0497 \text{ lb} / \text{s}}{0,101 \text{ lb} / \text{pie}^3} = 0,4917 \text{ pie}^3 / \text{s}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación del área transversal del recipiente requerido para el gas:

$$A = \frac{0,4917 \text{ pie}^3 / \text{s}}{4,77 \text{ pie} / \text{s}} = 0,103 \text{ pie}^2$$

Para el cálculo del diámetro interno requerido empleamos la ecuación:

$$D = \sqrt{\frac{4.A}{\pi}} \quad (\text{Ec.3.10})$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,103 \text{ pie}^2}{\pi}} = 0,3623 \text{ pie} \cong 4,3472 \text{ pulgadas}$$

B) Diámetro de las boquillas: para separadores verticales debe calcularse primero el diámetro de las boquillas, debido a que la altura depende de las dimensiones de las mismas:

- **Boquilla de entrada:**

Para el cálculo de la boquilla de alimentación se utiliza la siguiente ecuación:

$$D_{BE} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_E}{\pi}} \quad (\text{Ec.3.11})$$

donde:

D_{BE} : diámetro de la boquilla de entrada, [pie]

A_E : área de la boquilla de entrada, [pie²]

$$A_E = \frac{Q_M}{V_E} \quad (\text{Ec.3.12})$$

donde:

V_E : velocidad en la boquilla de entrada, [pie/s]

Q_M : caudal de la mezcla, [pie³/s]

Y viene dada por la siguiente ecuación:

$$Q_M = Q_L + Q_g \quad (\text{Ec.3.13})$$

Con la finalidad de tener un régimen de flujo adecuado a la entrada de un recipiente, para el cálculo de la velocidad de alimentación se utiliza la siguiente relación:

$$V_E = \frac{60}{\sqrt{\rho_M}} \quad (\text{Ec.3.14})$$

donde:

ρ_M : densidad de la mezcla, [lb/pie³]

La densidad de la mezcla se determina mediante la siguiente ecuación:

$$\rho_M = \frac{(Q_L \cdot \rho_L) + (Q_g \cdot \rho_g)}{Q_L + Q_g} \quad (\text{Ec.3.15})$$

donde:

Q_L : flujo volumétrico de líquido, [pie³/s]

Y se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$Q_L = Q_o + Q_w \quad (\text{Ec.3.16})$$

Aplicando los valores a la ecuación anterior, el caudal de líquido es:

$$Q_L = 0,0051 \text{pie}^3 / s + 0,0049 \text{pie}^3 / s = 0,0100 \text{pie}^3 / s$$

Usando la Ec. 3.15, el cálculo de la densidad de la mezcla es:

$$\rho_M = \frac{(0,01 \text{pie}^3 / s \times 57,57 \text{lb} / \text{pie}^3) + (0,49 \text{pie}^3 / s \times 0,101 \text{lb} / \text{pie}^3)}{0,01 \text{pie}^3 / s + 0,49 \text{pie}^3 / s} = 1,25 \text{lb} / \text{pie}^3$$

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.14 la velocidad en la boquilla de entrada es:

$$V_E = \frac{60}{\sqrt{1,25 \text{lb} / \text{pie}^3}} = 53,67 \text{pie} / s$$

El caudal de la mezcla viene dada por la ecuación 3.13:

$$Q_M = 0,01 \text{ pie}^3 / s + 0,49 \text{ pie}^3 / s = 0,5 \text{ pie}^3 / s$$

El área de la boquilla de entrada se determina usando la ecuación 3.12:

$$A_E = \frac{0,5 \text{ pie}^3 / s}{53,67 \text{ pie} / s} = 0,0093 \text{ pie}^2 \cong 1,34 \text{ pulg}^2$$

El diámetro de la boquilla de entrada es calculada con la ecuación 3.11:

$$D_{BE} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0093 \text{ pie}^2}{\pi}} = 0,1088 \text{ pie} \cong 1,306 \text{ pulgadas}$$

- **Boquilla de salida de gas:**

El cálculo del diámetro de la boquilla de salida de gas se utiliza la siguiente ecuación:

$$D_{BG} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_g}{\pi}} \quad (\text{Ec.3.17})$$

donde:

D_{BG} : diámetro de la boquilla de salida de gas, [pie]

A_g : área de la boquilla de salida de gas, [pie²]

Se determina mediante la siguiente ecuación:

$$A_g = \frac{Q_g}{V_g} \quad (\text{Ec.3.18})$$

donde:

V_g : velocidad en la boquilla de salida de gas, [pie/s]

Con la finalidad de tener un régimen de flujo adecuado a la salida de gas de un recipiente, para el cálculo de la velocidad se utiliza la relación:

$$V_g = \frac{60}{\sqrt{\rho_g}} = \frac{60}{\sqrt{0,101lb/ pie^3}} = 188,80 pie/s \quad (\text{Ec.3.19})$$

Sustituyendo el valor de la ecuación 3.19 en la ecuación 3.18:

$$A_g = \frac{0,49 pie^3/s}{188,80 pie/s} = 0,0026 pie^2$$

Entonces el diámetro de la boquilla es:

$$D_{BG} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0026 pie^2}{\pi}} = 0,0575 pie \cong 0,69 \text{ pulgadas}$$

- **Boquilla de salida de líquido:**

Empleando una ecuación análoga a la 3.6 aplicada, es este caso para el líquido, el área transversal resulta:

$$A_L = \frac{0,01 pie^3/s}{3 pie/s} = 0,0033 pie^2$$

Para la cual el diámetro de salida del líquido es:

$$D_{BL} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0033 pie^2}{\pi}} = 0,065 pie \cong 0,78 \text{ pulgadas}$$

C) Longitud del recipiente: para calcular la longitud mínima del recipiente requerida para separar las gotas de líquido de la corriente de gas se emplea la siguiente ecuación.

$$L_{\min} = H_{\text{Fondo-NAAL}} + H_{\text{NAAL-DBE}} + H_{\text{DBE-Malla}} + H_{\text{Malla}} + H_{\text{Malla-Topo}} \quad (\text{Ec.3.20})$$

donde:

L_{\min} : longitud mínima del recipiente, [pie]

$H_{\text{Fondo-NAAL}}$: altura desde el fondo al nivel alto-alto de líquido, [pie]

$H_{\text{NAAL-DBE}}$: altura desde el nivel alto-alto de líquido hasta la boquilla de entrada, [pie]

Y viene dado por la siguiente ecuación:

$$H_{\text{NAAL-DBE}} = 2.D_{BE} \quad (\text{Ec.3.21})$$

$H_{\text{DBE-Malla}}$: altura desde la boquilla de entrada hasta la malla o demister, [pie]

Viene dada por:

$$\text{Sí: } 0,5.D > 2 \text{ pie, entonces: } H_{\text{DBE-Malla}} = D/2 \text{ pie}$$

$$\text{Sí: } 0,5.D < 2 \text{ pie, entonces: } H_{\text{DBE-Malla}} = 2 \text{ pie}$$

H_{Malla} : altura de la malla, [pie]. Se recomienda 0,5 pie.

$H_{\text{Malla-Topo}}$: altura desde la malla hasta el tope del recipiente, [pie]. Viene dada por:

$$\text{Sí: } (0,15.D/12) > (16/12) \text{ pie, entonces: } H_{\text{Malla-Topo}} = (0,15.D/12) \text{ pie}$$

$$\text{Sí: } (0,15.D/12) < (16/12) \text{ pie, entonces: } H_{\text{Malla-Topo}} = (16/12) \text{ pie}$$

La altura desde el fondo hasta el nivel alto-alto de líquido se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$H_{\text{Fondo-NAAL}} = H_{\text{Fondo-NBBL}} + H_{\text{NBBL-NBL}} + H_{\text{NBL-NAL}} + H_{\text{NAL-NAAL}} \quad (\text{Ec.3.22})$$

donde:

$H_{\text{Fondo-NBBL}}$: altura desde el fondo al nivel bajo-bajo de líquido, pie.

$H_{\text{NBBL-NBL}}$: altura desde el nivel bajo-bajo al nivel bajo de líquido, [pie].

Se calcula mediante las siguientes ecuaciones:

$$V = Q \times t_R \quad (\text{Ec.3.23})$$

$$H = V / A \quad (\text{Ec.3.24})$$

$H_{\text{NBL-NAL}}$: altura desde el nivel bajo de líquido al nivel alto de líquido, [pie]. Se calcula mediante las ecuaciones 3.23 y 3.24.

$H_{\text{NAL-NAAL}}$: altura desde el nivel alto al nivel alto-alto de líquido, [pie]. Se calcula con las ecuaciones 3.23 y 3.24.

Para el cálculo de las alturas desde el fondo hasta el nivel alto-alto de líquido, se toman en cuenta las recomendaciones de la tabla 3.4 (t_R y $H_{\text{Fondo-NBBL}}$).

Donde los términos $H_{\text{NBBL-NBL}}$, $H_{\text{NBL-NAL}}$, $H_{\text{NAL-NAAL}}$, $H_{\text{DBE-Malla}}$ y $H_{\text{Malla - Tope}}$ dependen del diámetro interno (comercial) finalmente elegido mediante cálculos iterativos, para que la longitud del recipiente mantenga una relación L/D de 2:1 a 6:1.

Como D de inicio para la iteración se asume 12 pulgadas y se calcula L_{Min} luego se verifica el valor de L_{Min} / D , la iteración finaliza para un D que genere un L_{Min} que se ubique en un valor próximo a 6, para un recipiente de diámetro comercial económico. Los valores de D varían desde 12 pulgadas hasta 42 pulgadas en incrementos de 2 pulgadas y desde 48 pulgadas hasta 108 pulgadas en incrementos de 6 pulgadas.

La siguiente tabla muestra los cálculos realizados para el dimensionamiento del separador de control:

Tabla 3.6 Dimensionamiento del separador de control.

Niveles del recipiente	Diámetro(pulgadas)						
	12	14	16	18	20	22	24
$H_{\text{Fondo-NBBL}}$	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75	0,75
$H_{\text{NBBL-NBL}}$	3,83	2,82	2,16	1,70	1,38	1,14	0,96
$H_{\text{NBL-NAL}}$	2,30	1,69	1,29	1,02	0,83	0,68	0,575
$H_{\text{NAL-NAAL}}$	3,83	2,82	2,16	1,70	1,38	1,14	0,96
$H_{\text{NAAL-DBE}}$	0,34	0,34	0,34	0,34	0,34	0,34	0,34
$H_{\text{DBE-Malla}}$	2	2	2	2	2	2	2
H_{Malla}	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
$H_{\text{Malla-Tope}}$	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33	1,33
L_{min}	14,89	12,25	10,53	9,36	8,52	7,89	7,42
L_{min}/D	14,89	10,50	7,90	6,24	5,11	4,31	3,71

3.1.4.2 Tambor de alivio (KOD)

De acuerdo a las normas API RP 521, se deben considerar las siguientes premisas para el dimensionamiento del separador de líquidos (tambor de alivio): [14]

- a) En el recipiente se deben separar partículas entre 300 y 600 micrones. Para este diseño se considera que el tamaño de las partículas es de 300 micrones (0,000984 pies), para asegurar que todas las partículas decanten.
- b) La retención del fluido en el separador debe estar entre 20 y 30 minutos. Se considera en este diseño un tiempo de retención de 20 minutos para asegurar que el líquido ocupe el espacio asignado y las gotas presentes en el gas decanten.
- c) Se considera en este diseño una presión de 3 psig y una temperatura de 85°F.
- d) La máxima capacidad de fluidos a manejar en el KOD es 0,703 MMPCGD, 826 BPD (activación del disco de ruptura).
- e) La relación L/D debe estar entre 2 – 5. Se considerará una relación entre 3 por ser la más usual en el dimensionamiento de este tipo de recipientes.
- f) El diámetro mínimo requerido para asegurar la separación es determinado de acuerdo a requerimiento operacional. Se escoge 4 como diámetro mínimo en el diseño del tambor de alivio de este centro operativo.

Los datos de proceso para el dimensionamiento del tambor de alivio son los siguientes:

$$Q_g = 703.000,00 \text{ PCN/día}; Q_L = 826,05 \text{ BPD}; T = 85^\circ \text{ F} = 545,00^\circ \text{ R}; Z = 0,994$$

$$\rho_1 = 56,347 \text{ lb/pie}^3; P = 3 \text{ psig} = 17,7 \text{ psia}; \mu_g = 0,0113 \text{ cP}; M_g = 19,13 \text{ lb/lbmol}$$

La velocidad de caída de la partícula en la corriente es calculada usando la siguiente ecuación:

$$U_c = 1,15 \sqrt{\frac{gD(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g(C)}} \quad (\text{Ec.3.25})$$

donde:

U_c : velocidad de caída de la partícula, [pie/s]

g : aceleración debido a la gravedad, 32 pie/s²

D : diámetro de la partícula, [pie]

ρ_l : densidad del líquido a las condiciones de operación, [lb/pie³]

ρ_v : densidad del vapor a las condiciones de operación, [lb/pie³]

C : coeficiente de arrastre, tomando como referencia la siguiente expresión:

$$C(\text{Re}) = \frac{0,95 \cdot 10^8 (\rho_g)(D)^3 (\rho_l - \rho_g)}{\mu^2} \quad (\text{Ec. 3.26})$$

donde:

μ : viscosidad del gas, [cp]

Aplicando la ecuación 3.4 se calcula la densidad del gas:

$$\rho_g = \frac{17,7 \text{ Psia} \times 19,13 \text{ lb} / \text{lbmol}}{10,73 \frac{\text{Psia} \cdot \text{pie}^3}{\text{lbmol} \cdot \text{R}} \times 545^\circ \text{R} \times 0.994} = 0,058 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.26, se obtiene:

$$C(Re) = \frac{0,95 \cdot 10^8 (0,058 \text{ lb} / \text{pie}^3) (0,000984 \text{ pie})^3 (56,347 - 0,058) \text{ lb} / \text{pie}^3}{(0,0113 \text{ cP})^2} = 2325,71$$

El coeficiente C se determina interceptando el valor $C(Re)$ de la ecuación 3.26 con la curva de la figura 3.2.

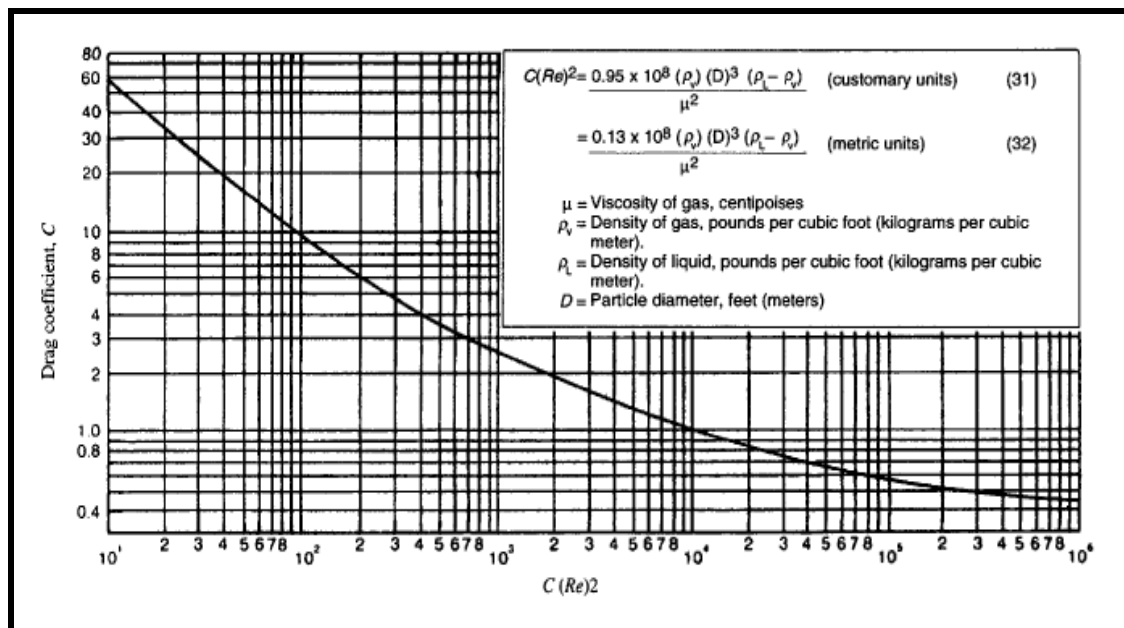


Figura 3.2 Curva para determinar el coeficiente de arrastre estándar de líquido.

De la figura 3.2, el coeficiente de arrastre de líquido es: $C = 1,8$

La velocidad de caída de la partícula de líquido es calculada con la ecuación 3.25:

$$U_c = 1,15 \sqrt{\frac{(32,20 \text{ pie/s})(0,000984 \text{ pie})(56,347 - 0,058) \text{ lb/pie}^3}{0,058 \text{ lb/pie}^3 \times 1,8}} = 4,7437 \text{ pie/s}$$

Se aplica la ecuación 3.9 para conocer el flujo másico de gas:

$$M_g = 703.000 \frac{\text{pcs}}{d} \times \frac{\text{lbmol}}{379 \text{ pcs}} \times 19,13 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \times \frac{d}{86.400s} = 0,4107 \text{ lb/s}$$

Ahora se calcula el flujo volumétrico de gas mediante la ecuación 3.8:

$$Q_g = \frac{0,4107 \text{ lb/s}}{0,058 \text{ lb/pie}^3} = 7,051 \text{ pie}^3 / s$$

El área total del recipiente se (A_T) se determina por:

$$A_T = \pi \cdot D^2 / 4 \quad (\text{Ec. 3.27})$$

donde:

D: diámetro interno del recipiente, [pie]

Sustituyendo el diámetro asumido en la ecuación 3.27 se tiene:

$$A_t = \frac{\Pi}{4} \times (4 \text{ pie})^2$$

$$A_t = 12,56 \text{ pie}^2$$

Para el cálculo área sin drenaje se asume que un máximo de 500 gal (12 BPD), es permitido que no drene y se emplea la siguiente ecuación:

$$A_{L1} = \frac{\text{Vol.Liquido(gal)}}{7,48 \text{ gal/pie}^3} \cdot \frac{1}{L} \quad (\text{Ec.3.28})$$

donde:

A_{L1} : área sin drenaje, [pie²]

L: longitud del recipiente, [pie]

Sustituyendo en la ecuación 3.26:

$$A_{L1} = \frac{500 \text{ gal}}{7,48 \text{ gal/pie}^3} \times \frac{1}{12,0 \text{ pie}}$$

$$A_{L1} = 5,57 \text{ pie}^2$$

El cálculo del área para acumular y drenar, (A_{L2}), que representa el área ocupada por el líquido que se puede drenar del recipiente, se hace mediante la ecuación:

$$A_{L2} = \frac{m_l \times t_{ret}}{\rho_l \times L} \quad (\text{Ec. 3.29})$$

donde:

m_l : flujo másico del líquido, [lb/h]

t_{ret} : tiempo para acumular líquido, [h]

Se considera un tiempo de retención de 20 minutos para asegurar que el líquido ocupe el espacio asignado y las gotas presentes en el gas decanten.

$$A_{L2} = \frac{10894,66 \text{ lb/h} \times 20 \text{ min}}{56,78 \text{ lb/pie}^3 \times 12,0 \text{ pie} \times 60 \text{ min/h}}$$

$$A_{L2} = 5,33 \text{ pie}^2$$

El área de gas $A_v = A_t - (A_{L1} + A_{L2})$ (A_v) se emplea la siguiente ecuación:

(Ec. 3.30)

Si este valor resulta negativo significa que las dimensiones calculadas no son las adecuadas y que se requiere mayor área total, por lo que se necesitaría considerar nuevas premisas y hallar nuevas dimensiones.

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.30:

$$A_v = 12,56 \text{ pie}^2 - (5,57 \text{ pie}^2 + 5,33 \text{ pie}^2)$$

$$A_v = 1,66 \text{ pie}^2$$

Para el cálculo del volumen parcial de líquido en el recipiente (R_C) se procede de la siguiente:

Primero se calcula A_L^*

$$A_L^* = \frac{A_L}{A_t} \quad (\text{Ec.3.31})$$

Sustituyendo queda:

$$A_{L1}^* = \frac{5,57 \text{ pie}^2}{12,56 \text{ pie}^2}$$

$$A_{L1}^* = 0,443$$

Con A_{L1}^* y figura A.3 del anexo A se obtiene este valor R_{C1}

$$R_{C1} = 0,455$$

Para calcular el volumen parcial del cilindro disponible para almacenar y drenar (R_{C2})

Se calcula primeramente el A_{L2}^* empleando la ecuación 3.31 y los datos correspondientes al área dos:

$$A_{L2}^* = \frac{5,33 \text{ pie}^2}{12,56 \text{ pie}^2}$$

$$A_{L2}^* = 0,4244$$

Con A_{L2}^* y figura A.2 del anexo A se obtiene este valor R_{C2}

$$R_{C2} = 0,44$$

La altura de líquido (h_L) se calcula empleando la siguiente ecuación:

$$h_L = R_C \cdot (D_{\min}) \quad (\text{Ec. 3.32})$$

Para calcular la altura de líquido sin drenaje (h_{L1}) se emplea la ecuación 3.32 aplicada para el R_{C1}

$$h_{L1} = 0,455 \cdot (4 \text{ pies})$$

$$h_{L1} = 1,824 \text{ pies}$$

De manera análoga se emplea la ecuación 3.32, aplicada en este caso para el R_{C2} , para calcular la altura de líquido para acumular y drenar (h_{L2})

$$h_{L2} = 0,44 \cdot (4 \text{ pies})$$

$$h_{L2} = 1,764 \text{ pies}$$

La altura de vapor o gas (hv) se calcula con la ecuación:

$$h_v = h_t - h_L \quad (\text{Ec. 3.33})$$

donde:

h_t : altura total del recipiente, [pie]

h_L : altura de líquido del recipiente, [pie]

Sustituyendo en la ecuación 3.33, resulta:

$$h_v = h_t - (h_1 + h_2)$$

$$h_v = 4 \text{ pies} - (1,824 \text{ pies} + 1,764 \text{ pies})$$

$$h_v = 0,412 \text{ pies}$$

Para el cálculo del tiempo de asentamiento de las gotas (θ), se emplea la ecuación:

$$\theta = \frac{h_v}{V_c} (\text{Ec. 3.34})$$

donde:

h_v : altura de vapor o gas, [pie]

V_c : velocidad de asentamiento de la gota, [pie/seg]

Luego sustituyendo en la ecuación 3.34, el tiempo de decantación de las gotas es:

$$\theta = \frac{0,412 \text{ pies}}{4,74 \text{ pies/s}}$$

$$\theta = 0,087 \text{ s}$$

La longitud mínima del recipiente (L_{\min}) se calcula con:

$$L_{\min} = \mu_v \cdot \theta \quad (\text{Ec. 3.35})$$

$$L_{\min} = 4,27 \text{ pies / s} \times 0,087 \text{ s}$$

$$L_{\min} = 0,371 \text{ pies}$$

Es necesario presentar un tamaño preliminar de boquillas del separador, para que sea considerado en la cotización del fabricante del separador. Para todos los efectos, es recomendable considerar los siguientes casos dados en la tabla 3.7 para diseñar las boquillas de proceso.

Tabla 3.7 Dimensionamiento de las boquillas del tambor de alivio.

Descripción del caso	Velocidad recomendada del fluido (pie/s)	Diámetro de la boquilla (pulg)
Alimentación de flujo bifásico	$\frac{60}{\sqrt{\rho_{Mezcla}}}$	$\sqrt{\frac{4 \cdot Q_{Mezcla}}{\pi \cdot V}}$
Salida de vapor	$\frac{45}{\sqrt{\rho_{gas}}}$	$\sqrt{\frac{4 \cdot Q_{gas}}{\pi \cdot V}}$
Salida de líquido	3,0	$\sqrt{\frac{4 \cdot Q_{liquido}}{\pi \cdot V}}$

En las ecuaciones dadas en la tabla 3.7 se sustituyen los valores correspondientes a cada corriente, los cálculos se muestran a continuación en la tabla 3.8.

Tabla 3.8 Boquillas del tambor de alivio.

Descripción del caso	Densidad (lb/pie ³)	Flujo volumétrico (pie ³ /s)	Velocidad del fluido (pie/s)	Diámetro (pulg)	
				Interno	Nominal
Alimentación de flujo bifásico	0,4836	7,1047	86,28	3,886	4
Salida de vapor	0,058	7,051	186,46	2,633	3
Salida de líquido	-	0,054	3,0	1,811	2

3.1.4.3 Tanque de almacenamiento

Por especificaciones de la empresa PETROBRAS energía Perú, el tanque a instalar tiene las mismas dimensiones que el tanque de totales ya existente de 500 barriles. De acuerdo a la norma API 12D las dimensiones correspondientes para un tanque de almacenamiento de esta capacidad son: 16 pies de altura y un diámetro de 15 pies con 6 pulgadas. Se puede observar en la tabla A.1 del anexo A las especificaciones del tanque. [16]

3.1.4.4 Bomba de respaldo

- a) Para el cálculo de la potencia hidráulica requerida y el NPSH disponible en la bomba de respaldo GANDER DENVER Modelo FF-FXF (5x4) de tipo recíprocante para la transferencia de crudo, se toman en cuenta las siguientes premisas:
- b) Capacidad de transferencia de crudo de acuerdo a la máxima tasa de bombeo que se mantiene en la batería PN-33 de 94 B/h (2.256 B/D) a una presión de descarga de 250 psig y una eficiencia de la bomba de 90%.
- c) Propiedades termodinámicas de las corrientes y propiedades físicas de los fluidos; de acuerdo al balance de masa y energía de la batería.
- d) Curvas características de las bombas GANDER DENVER Modelo FF-FXF (5x4) de tipo recíprocante, con un NPSHR=12,5 pies suministradas por PETROBRAS y/o el fabricante GANDER DENVER (figura A.4 del anexo A).

Los cálculos de la nueva bomba de respaldo en la batería se hacen de acuerdo al procedimiento indicado en la sección N° 1 del Cameron Hydraulic Data. La potencia de la bomba se calcula a partir de la siguiente ecuación hidráulica, se estima asumiendo la eficiencia de la bomba. [17]

$$B_{hp} = \frac{BPH \times \Delta P}{2.450 \times \eta} \quad (\text{Ec. 3.36})$$

donde:

B_{hp} : potencia al freno de la bomba [hp]

BPH: flujo volumétrico del fluido [barriles/h]

ΔP : presión diferencial [psi]

η : eficiencia de la bomba.

Al efectuar el estudio hidráulico se debe tener suficiente NPSH (Net Positive Suction Head) disponible para la bomba, mediante el conocimiento exacto de las características del líquido bombeado y la ubicación física de la bomba. El NPSH disponible o NPSHD se define como:

$$\text{NPSHD} = h_a - h_{vpa} \pm h_{st} - h_{fs} - h_A \quad (\text{Ec. 3.37})$$

donde:

h_a : presión absoluta sobre la superficie del nivel de líquido, [pie]

h_{vpa} : presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeos, [pie]

h_{st} : altura estática del líquido sobre la succión de la bomba, [pie]

h_{fs} : pérdidas en la succión a través de accesorios y tramos de tuberías, [pie]

h_A : cabezal de aceleración, [pie]

El cabezal de aceleración se calcula en función de la longitud de la línea de succión, el promedio de velocidad en la línea, la velocidad de rotación y el tipo de bomba, mediante la siguiente ecuación:

$$h_A = \frac{L \times V \times n \times C}{K \times g} \quad (\text{Ec. 3.38})$$

donde:

L = longitud de la línea de succión, [pie]

V = velocidad en la línea de succión, [pie/s]

n = velocidad de la bomba, [rpm]

C = constante dependiente del tipo de bomba. De acuerdo a la tabla A.2 del anexo A.

K = factor de no perturbación a la succión. Se observa en la tabla A.3 del anexo A.

g = constante gravitacional [32,2 pies/s]

3.1.4.5 NPSH disponible y potencia requerida de la bomba

Las líneas de líquidos proyectadas en la Batería PN-33, conectan las líneas de descarga de los tanques de almacenamiento (TK-3301, TK-3302 y TKS-0190), con el cabezal de succión y las líneas de succión a bombas de transferencia.

Las líneas de líquidos que salen de cada tanque se calculan con la máxima tasa de bombeo de líquidos que se mantiene en la batería PN-33 de 94 BPD (2.256 BFPD).

Para el cálculo de la caída de presión en las líneas de líquidos, inicialmente se calculan los diámetros, las pérdidas por accesorios y las rutas de líneas en la batería PN-33.

Para el cálculo de las pérdidas por accesorios se utiliza la siguiente ecuación:

$$E_i = \frac{V^2}{2 \times g} \times \sum e \quad (\text{Ec.3.39})$$

donde:

E_i : pérdidas total por accesorios, [pie]

e : pérdida por cada accesorio.

Para el cálculo de las pérdidas por fricción en tramos rectos se utiliza la siguiente ecuación:

$$L_i = \frac{V^2 \times 4 \times F}{2 \times g \times D} \times \sum L \quad (\text{Ec. 3.40})$$

donde:

L_i : pérdidas por fricción en tramos rectos.

F : factor de fricción.

Entonces las pérdidas en la succión a través de accesorios y tramos de tuberías (h_{fs}) son:

$$h_{fs} = E_i + L_i \quad (\text{Ec. 3.41})$$

Para todos los cálculos se mantienen como constantes las siguientes propiedades de los fluidos:

$$\rho_L = 55,96 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu_L = 42,62 \text{ cp}$$

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ pulgadas}$$

El resultado de los cálculos se muestra a continuación en la tabla 3.9.

Tabla 3.9 Líneas de líquidos salida de TKS-3301. Succión bombas de transferencia.

Línea Salida de	Q_{LT} BFPD	D, pulg	V, pie/s	Reynolds	F	L pie	h_{fs} pie	Entrada Psig	Salida Psig
Línea de Descarga TKS-3302	2.256,00	4,026	1,658	1.087,192	0,0589	1,5	0,11	1,15	1,11
Cabezal de Succión PAL-0011	2.256,00	6,065	0,731	721,687	0,0887	74,43	0,46	1,11	0,93
Línea Succión PAL-0011	2.256,00	4,026	1,658	1.087,192	0,0589	7,84	0,27	0,93	0,82

El NPSH requerido de la bomba GANDER DENVER Modelo FF-FXF (5x4) tipo reciprocante corresponde a 12,5 pies de acuerdo a los datos suministrados por PETROBRAS. Una diferencia al menos de 6 pies entre el NPSH disponible y NSPHR es aconsejable.

Al evaluar el cabezal de aceleración y el NPSH disponible, se tiene en la tabla 3.10 lo siguiente:

Tabla 3.10 Cabezal de aceleración. Succión bombas de transferencia.

Línea Salida de	L, pie	C	N	K	V, pie/s	h_A, pie
Descarga TKS-3301	1,5	0,200	60	2,5	1,658	0,37
Cabezal de succión PAL-0011	74,43	0,200	60	2,5	0,731	8,11
Línea succión PAL- 0011	7,84	0,200	60	2,5	1,658	1,94

Datos necesarios para el cálculo de NPSH de la bomba son:

$$h_a = 14,70 \text{ psia}$$

$$h_{vpa} = 7,00 \text{ psia}$$

$$h_{st} = \Sigma \Delta H = 9,9 \text{ pie}$$

$$h_{fs} = \Sigma H_{\text{Total}} = 0,84 \text{ pie}$$

$$h_A = \Sigma h_A = 10,42 \text{ pie}$$

$$\rho_L = 55,96 \text{ lb/pie}^3$$

Sustituyendo los valores en la ecuación 3.37, se tiene:

$$\text{NPSHD} = [(14,70 \text{ psia} - 7,00 \text{ psia}) 144 / 55,96 \text{ lb/pie}^3] + 9,9 \text{ pie} - 0,84 \text{ pie} - 10,42 \text{ pie}$$

$$\text{NPSHD} = 18,5 \text{ pie}$$

La bomba tiene un $\text{NPSHR} = 12,5 \text{ pie}$ de acuerdo a los datos suministrados por PETROBRAS.

Los valores del NPSH al variar la altura estática del líquido, así como la diferencia con respecto al NPSHR se encuentran en la tabla 3.11.

Tabla 3.11 Valores de NPSH por la variación de la altura de la columna de líquido.

$h_{st}(\text{pie})$	NPSHR	NPSHD	NPSHD - NPSHR
3	12,5	11,5	-0,9
9,9	12,5	18,5	6
3,9	12,5	12,5	0

La potencia de la bomba se calcula a partir de la siguiente ecuación hidráulica, se estima asumiendo la eficiencia de la bomba y sustituyendo los datos en la ecuación 3.36:

$$\text{BPH} = 94 \text{ B/h}$$

$$\Delta P = (250 - 3,81) \text{ psi}$$

$$\eta = 90\%$$

$$B_{hp} = 94 \times (250 - 3,81) / (2.450 \times 90\%) = 10,5 \text{ hp}$$

3.1.5 Detección de restricciones a nivel de facilidades de superficie existentes en la batería

Para determinar las restricciones a nivel de las facilidades de superficies se realizaron modelos de simulación utilizando el simulador de procesos Pipephase 9.1 con los datos operacionales de la batería PN-33, estimando las caídas de presión y diámetros de tuberías, y comparando con los límites recomendados. [6]

Para la realización de estos cálculos se consideraron las siguientes premisas generales:

- **Líneas de proceso multifásicas**

- a. Capacidad de manejo de un separador de control de acuerdo a la máxima producción de crudo/ gas/ agua que se espera recibir en cada uno de los múltiples de batería de la PN-33. Se muestra en la tabla 3.12:

Tabla 3.12 Producción a separadores de control. ETANCO Fase II.

Separador	Producción			
	Crudo (barriles/día)	Agua (barriles/día)	Líquido (barriles/día)	Gas (SCFD)
SEP-0065	289,30	75,78	365,08	424.000,00
SEP-0066	76,30	75,78	152,08	109.000,0
SC-3301	78,65	75,78	154,43	85.000,00
SC-3302	78,65	75,78	154,43	85.000,00
SEP-0064 (Totales)	522,90	303,15	826,03	702.726,00

- b. Se considera un patrón de flujo diferente a flujo neblina.

- **Líneas de gas**

- a. Capacidad de manejo de un separador de control de acuerdo a la máxima producción de crudo/ gas/ agua que se espera recibir en cada uno de los múltiples de batería de la PN-33.
- b. Máxima capacidad de fluidos a manejar en la batería 0,703 MMPCND / 826,09 BFPD.
- c. Presión de entrega a gasoducto de recolección de gas en baja presión: 15,00 psig.
- d. Separadores de control, separador de totales y scrubber de gas, con $\Delta P = 0$.
- e. Composición del gas en la entrada de la batería PN-33.

- **Líneas de líquido**

- a. Capacidad de transferencia de crudo de acuerdo a la máxima tasa de bombeo que se mantiene en la batería PN-33 de 94 bph (2.256 BFPD / 250 psig).
- b. Separadores de control y separador de totales con $\Delta P = 0$.
- c. Composición de los líquidos a la entrada de la batería PN-33.

En las figuras 3.3 a 3.7 se muestran algunos de los diagramas de líneas de tuberías simulados.

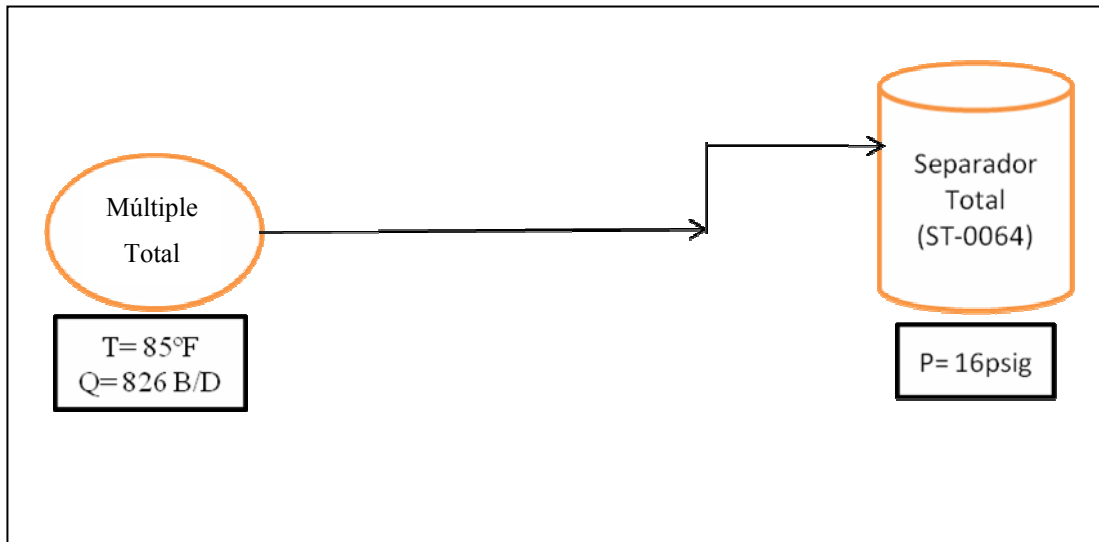


Figura 3.3 Línea de fluido multifásico de producción total a separador.

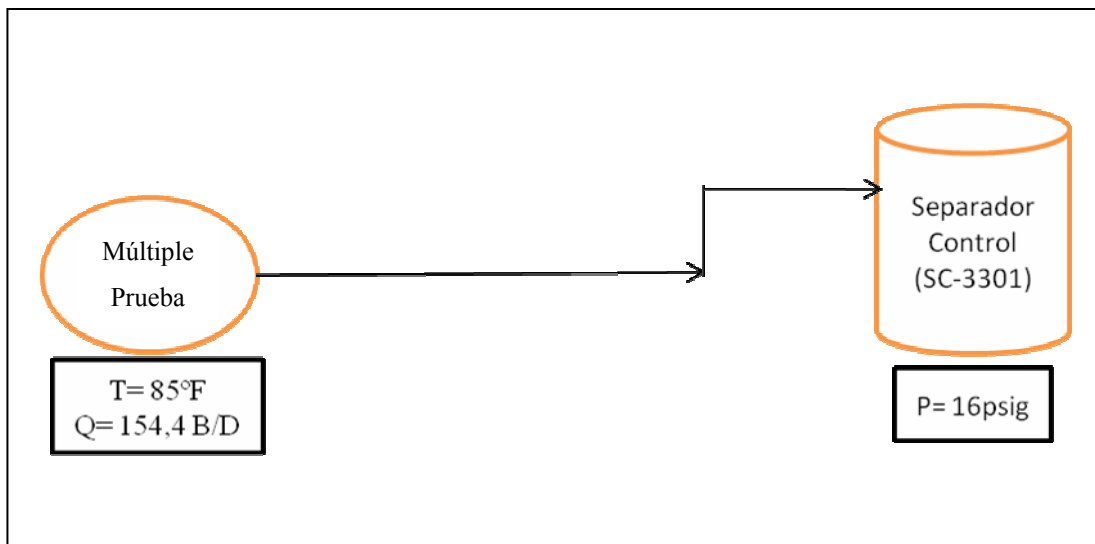


Figura 3.4 Línea de fluido multifásico a separador de control.

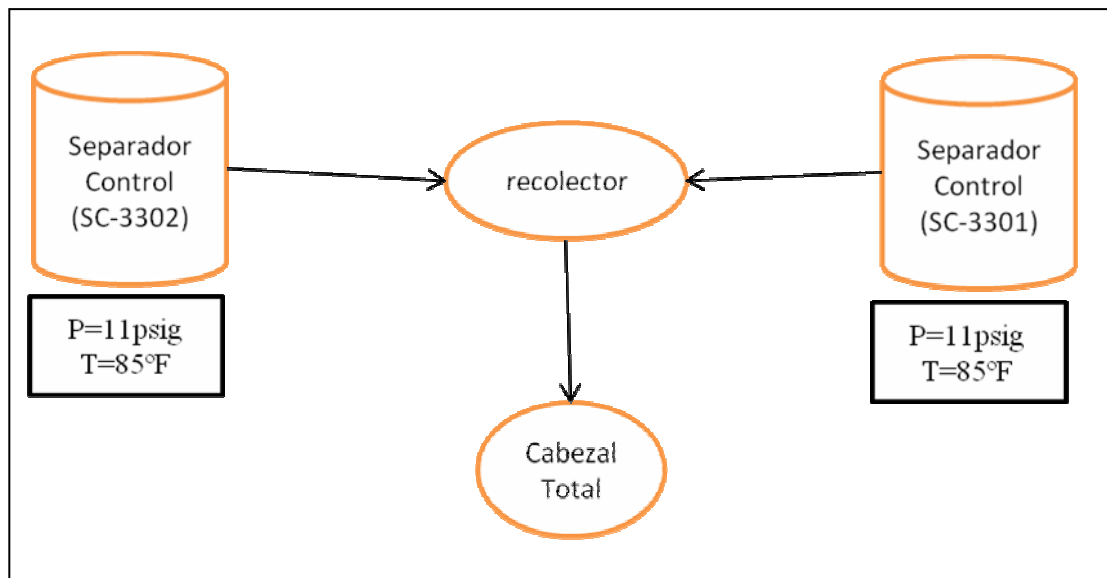


Figura 3.5 Líneas de líquido a la salida de los separadores de control de pozos.

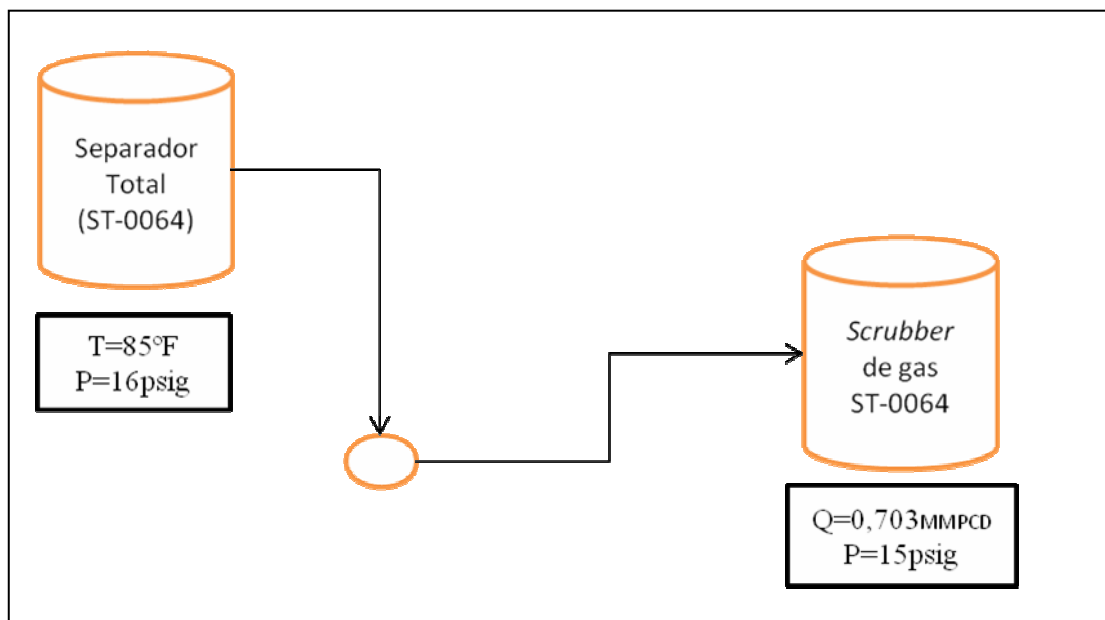


Figura 3.6 Líneas de gas a la salida del separador de total hasta el scrubber.

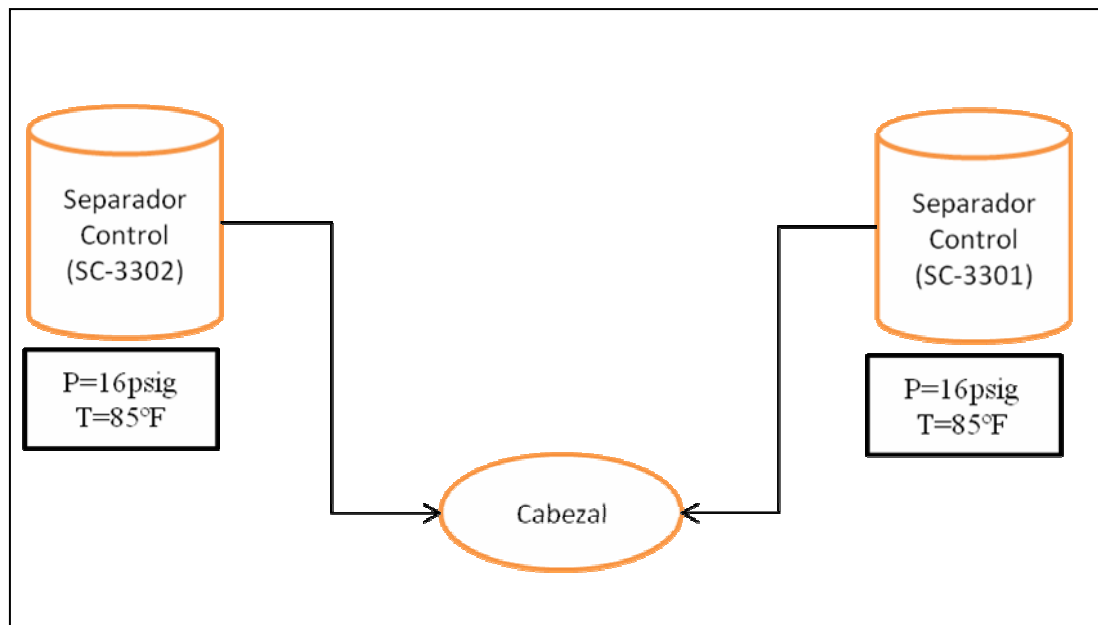


Figura 3.7 Líneas de gas a la salida de los separadores de control de los pozos

Para el dimensionamiento de las tuberías se tomó en cuenta los tramos y accesorios que se encuentran en el plano ubicado en la figura A.5 del anexo A.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este capítulo se presenta la discusión de los resultados obtenidos en el diseño preliminar de los equipos requeridos en la batería PN-33. Además, se presentan las conclusiones del trabajo y las recomendaciones para mejoras en el funcionamiento de la estación.

4.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1.1 Identificación de las condiciones actuales de operación de la batería

Como se mencionó en el capítulo anterior, la identificación de las condiciones de operación de la batería se realizó mediante los datos suministrados por Petrobras Energía Perú S.A. (PESA).

De estos datos los más destacados son: temperatura de operación de 85 °F, presión de operación de 16 psig y que el crudo tiene una gravedad API de 34°, que corresponde a un crudo liviano.

4.1.2 Ubicación de los nuevos equipos en la batería

La disposición de los equipos principales del proceso en la batería fue realizada en forma preliminar, según la norma UOP Standard Specification 9-32-1 y tomando en cuenta una distribución elemental de los equipos en el área de la estación, que incluye la ubicación de los equipos y almacenamiento, considerando para ello la adyacencia de procesos consecutivos y procurando mantener las medidas de seguridad correspondientes a las de operación y un ahorro máximo de espacio. Todo esto, a fin de minimizar los costos de transporte dentro de la batería.

La ubicación preliminar de los equipos en la batería se llevó a cabo porque se requieren equipos nuevos (separadores, tanques y bomba) debido al aumento de la

producción en la batería y ésta se encuentra reflejada en un plano (*plot plan*) que se muestra en la siguiente página.

4.1.3 Realización de los modelos de simulación de proceso en Hysys 3.2

La simulación del proceso de la batería PN-33 se realizó para conocer la cantidad de materia y de energía que entra y sale de cada equipo que lo conforma, así como sus propiedades termodinámicas, partiendo de las características de los fluidos utilizados y de las condiciones de operación; lo que permitió obtener los parámetros necesarios para el dimensionamiento de los equipos.

En la tabla 4.1 se muestran los resultados correspondientes al balance de masa y energía realizados con el simulador de procesos Hysys 3.2, los cuales fueron basados para los equipos de separación gas-líquido, almacenamiento y descarga de líquido.

Tabla 4.1 Balance de masa y de energía del sistema de separación de la batería.

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6
DESCRIPCION DE LA LINEA	FLUIDO ENTRADA SEPARADOR TOTALES (SEP-0064)	SALIDA DE GAS SEPARADOR TOTALES (SEP-0064)	SALIDA DE LIQUIDO SEPARADOR TOTALES (SEP-0064)	DESCARGA DE LIQUIDO SEPARADOR TOTALES HACIA TANQUE	ENTRADA DE LIQUIDO A TANQUES TOTALES (TK-3301)	SALIDA DE GAS TANQUES TOTALES (TK-3301)
Fase	Mezcla	Gas	Líquido	Líquido	Líquido	Gas
Fración vapor	0,224	1,000	0,000	0,000	0,000	1,000
Temperatura: (°F)	85,004	85,004	85,004	85,017	85,028	84,741
Presión: (psig)	16,000	16,000	16,000	11,000	6,220	1,000
Flujo másico (lb/d)	298.484,278	34.265,678	264.218,600	264.218,600	264.218,600	38,234
Flujomolar (MMPCND)	3,144	0,703	2,441	2,441	2,441	0,001
Flujolíquidos estándar (GPM)	32,872	8,593	24,279	24,279	24,279	0,009
Flujocalorífico (Btu/h)	-3,906x10 ⁷	-2,706x10 ⁶	-3,635x10 ⁷	-3,635x10 ⁷	-3,635x10 ⁷	-4.223
Masa molecular	36,019	18,492	41,067	41,067	41,067	19,638
Densidad (lb/pie ³)	0,840	0,098	56,374	54,152	51,204	0,053
Cp/Cv	1,019	1,275	2,452	1,000	1,000	1,259
Viscosidad (cp)	-	0,011	47,555	-	-	0,011
GAS						
Fración vapor	0,224	1,000	-	-	-	1,000
Flujo (MMSCFD)	0,703	0,703	-	-	-	0,001
Flujo másico (lb/d)	34.265,678	34.265,678	-	-	-	38,234
Entalpía molar (Btu/lbmole)	-35.051,052	-35.051,052	-	-	-	-36.655,607
Gravedad específica	0,638	0,638	-	-	-	0,678
Densidad (lb/pie ³)	0,098	0,098	-	-	-	0,053
Masa Molecular	18,492	18,492	-	-	-	19,638
Cp/Cv	1,275	1,275	-	-	-	1,259
Z	0,994	0,994	-	-	-	0,997
Viscosidad (cp)	0,011	0,011	-	-	-	0,011
HIDROCARBUROS LIQUIDOS						
Fración molar	0,054	-	0,070	0,070	0,070	-
Flujo másico (lb/d)	156.404,554	-	156.404,554	156.388,891	156.372,441	-
Flujolíquidos estándar (BPD)	522,875	-	522,875	522,829	522,779	-
Entalpía molar (Btu/lbmole)	-313.689,077	-	-313.689,07	-314.207,82	-314.721,904	-
Gravedad específica	0,844	-	0,844	0,844	0,844	-
Densidad (lb/pie ³)	52,717	-	52,717	52,717	52,717	-
Masa molecular	348,217	-	348,217	348,827	349,431	-
Viscosidad (cp)	12,689	-	12,689	12,720	12,752	-
AGUA						
Fración molar	0,722	-	0,930	0,930	0,930	-
Flujo másico (lb/d)	107.814,045	-	107.814,045	107.813,639	107.813,059	-
Flujolíquidos estándar (BPD)	303,225	-	303,225	303,224	303,223	-
Entalpía molar (Btu/lbmol)	-122.553,604	-	-122.553,60	-122.553,60	-122.553,637	-
Gravedad específica	1,004	-	1,004	1,004	1,004	-
Densidad (lb/pie ³)	62,680	-	62,680	62,679	62,678	-
Masa molecular	18,015	-	18,015	18,015	18,015	-
Viscosidad (cp)	0,807	-	0,807	0,807	0,807	-

Tabla 4.1 Continuación

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6
DESCRIPCION DE LA LINEA	FLUIDO ENTRADA SEPARADOR TOTALES (SEP-0064)	SALIDA DE GAS SEPARADOR TOTALES (SEP-0064)	SALIDA DE LIQUIDO SEPARADOR TOTALES (SEP-0064)	DESCARGA DE LIQUIDO SEPARADOR TOTALES HACIA TANQUE	ENTRADA DE LIQUIDO A TANQUES TOTALES (TK-3301)	SALIDA DE GAS TANQUES TOTALES (TK-3301)
Fase	Mezcla	Gas	Líquido	Líquido	Líquido	Gas
Nitrógeno	0,0013	0,0057	0,0000	0,0000	0,0000	0,0037
Dióxido de carbono	0,0010	0,0044	0,0000	0,0000	0,0000	0,0060
Metano	0,2016	0,8992	0,0007	0,0007	0,0007	0,8558
Etano	0,0063	0,0278	0,0001	0,0001	0,0001	0,0380
Propano	0,0039	0,0168	0,0002	0,0002	0,0002	0,0250
i-Butano	0,0017	0,0070	0,0002	0,0002	0,0002	0,0107
n-Butano	0,0021	0,0082	0,0003	0,0003	0,0003	0,0126
i-Pentano	0,0013	0,0045	0,0004	0,0004	0,0004	0,0070
n-Pentano	0,0008	0,0026	0,0003	0,0003	0,0003	0,0040
n-Hexano	0,0023	0,0045	0,0017	0,0017	0,0017	0,0070
Agua	0,7265	0,0193	0,9302	0,9302	0,9302	0,0301
C ₇ ⁺	0,0512	0,0000	0,0659	0,0659	0,0659	0,0000
CORRIENTE	7	8	9	10	11	12
DESCRIPCION DE LA LINEA	SUCCIÓN DE LÍQUIDOS DE BOMBAS (PAL-0035)	DESCARGA DE LIQUIDO DE BOMBAS (PAL-0035)	SALIDA DE GAS SCRUBBER (SEP-0068)	SALIDA DE LIQUIDO SCRUBBER (SEP-0068)	DESCARGA DE LIQUIDO DEL SCRUBBER A TK-3301	ENTRADA DE FLUIDO A SEPARADOR DE CONTROL
Fase	Líquido	Líquido	Gas	Líquido	Líquido	Mezcla
Fracción vapor	0,000	-	1,000	0,000	-	0,237
Temperatura: (°F)	85,030	85,331	85,004	85,004	85,018	85,023
Presión: (psig)	4,905	250,000	16,000	16,000	11,000	16,000
Flujo másico (lb/d)	264.218,600	264.218,600	34.265,678	0,000	0,000	23.980,215
Flujo molar (MMPCND)	2,441	2,441	0,703	0,000	0,000	0,220
Flujo líquidos estándar (GPM)	24,269	24,269	8,593	0,000	0,000	2,629
Flujo calorífico (Btu/h)	-3,635x10 ⁷	-3,633x10 ⁷	-2,706x10 ⁶	0,000	0,000	-2,779x10 ⁶
Masa molecular	41,074	41,074	18,492	18,015	18,015	41,340
Densidad (lb/pie ³)	56,373	55,962	0,098	52,854	62,679	0,907
Cp/Cv	2,444	1,070	1,275	1,150	1,150	1,019
Viscosidad (cp)	47,837	47,813	0,011	0,807	0,807	-
GAS						
Fracción vapor	-	-	1,000	-	-	0,237
Flujo (MMSCFD)	-	-	0,703	-	-	0,052
Flujo másico (lb/d)	-	-	34.265,678	-	-	2.534,415
Entalpía molar (Btu/lbmol)	-	-	-35.051,052	-	-	-35.011,836
Gravedad específica	-	-	0,638	-	-	0,636
Densidad (lb/pie ³)	-	-	0,098	-	-	0,097
Masa molecular	-	-	18,492	-	-	18,421
Cp/Cv	-	-	1,275	-	-	1,276
Z	-	-	0,994	-	-	0,994
Viscosidad (cp)	-	-	0,011	-	-	0,011

Tabla 4.1 Continuación

CORRIENTE	7	8	9	10	11	12
DESCRIPCION DE LA LINEA	SUCCIÓN DE LÍQUIDOS DE BOMBAS (PAL-0035)	DESCARGA DE LIQUIDO DE BOMBAS (PAL-0035)	SALIDA DE GAS SCRUBBER (SEP-0068)	SALIDA DE LÍQUIDO SCRUBBER (SEP-0068)	DESCARGA DE LÍQUIDO. DEL SCRUBBER A TK-3301	ENTRADA DE FLUIDO A SEPARADOR DE CONTROL
HIDROCARBUROS LIQUIDOS						
Fracción molar	0,070	0,070	-	-	-	-
Flujo másico (lb/d)	156.367,519	156.367,465	-	-	-	-
Flujo líquidos estándar (BPD)	522,764	522,764	-	-	-	-
Entalpía molar (Btu/lbmol)	-314.867,937	-314.475,03	-	-	-	-
Gravedad específica	0,844	0,846	-	-	-	-
Densidad (lb/pie ³)	52,716	52,838	-	-	-	-
Masa molecular	349,602	349,604	-	-	-	-
Viscosidad (cp)	12,761	12,734	-	-	-	-
AGUA						
Fracción molar	0,930	0,930	-	-	-	-
Flujo másico (lb/d)	107.812,846	107.812,90	-	-	-	-
Flujo líquidos estándar (BPD)	303,222	303,223	-	-	-	-
Entalpía molar (Btu/lbmol)	-122.553,65	-122.535,75	-	-	-	-
Gravedad específica	1,004	1,004	-	-	-	-
Densidad (lb/pie ³)	62,677	62,702	-	-	-	-
Masa molecular	18,015	18,015	-	-	-	-
Viscosidad (cp)	0,807	0,804	-	-	-	-
Fase	Líquido	Líquido	Gas	Líquido	Líquido	Mezcla
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0057	0,0000	0,0000	0,0013
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0044	0,0000	0,0000	0,0011
Metano	0,0004	0,0004	0,8992	0,0000	0,0000	0,2143
Etano	0,0001	0,0001	0,0278	0,0000	0,0000	0,0067
Propano	0,0002	0,0002	0,0168	0,0000	0,0000	0,0041
i-Butano	0,0002	0,0002	0,0070	0,0000	0,0000	0,0018
n-Butano	0,0003	0,0003	0,0082	0,0000	0,0000	0,0022
i-Pentano	0,0004	0,0004	0,0045	0,0000	0,0000	0,0014
n-Pentano	0,0003	0,0003	0,0026	0,0000	0,0000	0,0009
n-Hexano	0,0017	0,0017	0,0045	0,0000	0,0000	0,0025
Agua	0,9305	0,9305	0,0193	1,0000	1,0000	0,6972
C ₇ ⁺	0,0659	0,0659	0,0000	0,0000	0,0000	0,0665
CORRIENTE	13	14	15	16	17	
DESCRIPCION DE LA LINEA	SALIDA DE GAS SEPARADOR DE CONTROL	SALIDA DE LIQUIDO SEPARADOR CONTROL	ENTRADA DE LIQUIDO A TANQUE DE CONTROL (TKS-0190)	SALIDA DE GAS TANQUE DE CONTROL (TKS-0190)	SALIDA DE LIQUIDO TANQUE DE CONTROL (TKS-0190)	
Fase	Gas	Líquido	Líquido	Gas	Líquido	
Fracción vapor	1,000	0,00	0,00	1,00	0,00	
Temperatura: (°F)	85,023	85,02	85,04	84,85	85,05	
Presión: (psig)	16,000	16,00	11,00	1,00	3,72	
Flujo másico (lb/d)	2.534,415	21.445,80	21.445,80	3,87	21.441,93	
Flujo molar (MMPCND)	0,052	0,17	0,17	0,00	0,17	

Tabla 4.1 Continuación

CORRIENTE	13	14	15	16	17
DESCRIPCION DE LA LINEA	SALIDA DE GAS SEPARADOR DE CONTROL)	SALIDA DE LIQUIDO SEPARADOR CONTROL	ENTRADA DE LIQUIDO A TANQUE DE CONTROL (TKS-0190)	SALIDA DE GAS TANQUE DE CONTROL (TKS-0190)	SALIDA DE LIQUIDO TANQUE DE CONTROL (TKS-0190)
Fase	Gas	Líquido	Líquido	Gas	Líquido
Flujo líquidos estándar (GPM)	0,637	1,99	1,99	0,00	1,99
Flujo calorífico (Btu/h)	-2,007x10 ³	-2,579x10 ⁶	-2,579x10 ⁶	-299,6	-2,578x10 ⁶
Masa molecular	18,421	48,47	48,47	19,72	48,49
Densidad (lb/pie ³)	0,097	55,71	53,30	0,05	55,71
Cp/Cv	1,276	4,49	1,00	1,26	4,45
Viscosidad (cp)	0,011	37,58	-	0,01	37,83
GAS					
Fración vapor	1,000	-	-	1,00	-
Flujo (MMSCFD)	0,052	-	-	0,00	-
Flujo másico (lb/d)	2.534,415	-	-	3,87	-
Entalpía molar (Btu/lbmol)	-35.011,836	-	-	-36.853,50	-
Gravedad específica	0,636	-	-	0,68	-
Densidad (lb/pie ³)	0,097	-	-	0,05	-
Masa molecular	18,421	-	-	19,72	-
Cp/Cv	1,276	-	-	1,26	-
Z	0,994	-	-	1,00	-
Viscosidad (cp)	0,011	-	-	0,01	-
HIDROCARBUROS LIQUIDOS					
Fración molar	-	0,09	0,09	-	0,09
Flujo másico (lb/d)	-	14.208,70	14.207,29	-	14.204,95
Flujo líquidos estándar (BPD)	-	47,49	47,49	-	47,48
Entalpía molar (Btu/lbmol)	-	-314.514,69	-315.034,07	-	-315.828,78
Gravedad específica	-	0,84	0,84	-	0,84
Densidad (lb/pie ³)	-	52,73	52,72	-	52,72
Masa molecular	-	349,17	349,78	-	350,71
Viscosidad (cp)	-	12,76	12,80	-	12,85
AGUA					
Fración molar	-	0,91	0,91	-	0,91
Flujo másico (lb/d)	-	7.237,10	7.237,06	-	7.236,98
Flujo líquidos estándar (BPD)	-	20,35	20,35	-	20,35
Entalpía molar (Btu/lbmol)	-	-122.553,26	-122.553,25	-	-122.553,34
Gravedad específica	-	1,00	1,00	-	1,00
Densidad (lb/pie ³)	-	62,68	62,68	-	62,68
Masa molecular	-	18,02	18,02	-	18,02
Viscosidad (cp)	-	0,81	0,81	-	0,81

Tabla 4.1 Continuación

CORRIENTE	13	14	15	16	17
DESCRIPCION DE LA LINEA	SALIDA DE GAS SEPARADOR DE CONTROL)	SALIDA DE LIQUIDO SEPARADOR CONTROL	ENTRADA DE LIQUIDO A TANQUE DE CONTROL (TKS-0190)	SALIDA DE GAS TANQUE DE CONTROL (TKS-0190)	SALIDA DE LIQUIDO TANQUE DE CONTROL (TKS-0190)
Fase	Gas	Líquido	Líquido	Gas	Líquido
Nitrógeno	0,0057	0,0000	0,0000	0,0035	0,0000
Dióxido de carbono	0,0044	0,0000	0,0000	0,0061	0,0000
Metano	0,9004	0,0009	0,0009	0,8505	0,0005
Etano	0,0278	0,0001	0,0001	0,0395	0,0001
Propano	0,0167	0,0002	0,0002	0,0263	0,0002
i-Butano	0,0069	0,0002	0,0002	0,0111	0,0002
n-Butano	0,0080	0,0004	0,0004	0,0131	0,0004
i-Pentano	0,0043	0,0005	0,0005	0,0071	0,0005
n-Pentano	0,0025	0,0004	0,0004	0,0040	0,0004
n-Hexano	0,0040	0,0020	0,0020	0,0066	0,0020
Agua	0,0193	0,9081	0,9081	0,0321	0,9085
C ₇ ⁺	0,0000	0,0872	0,0872	0,0000	0,0872

Se puede apreciar en la tabla 4.1 que el flujo másico de la mezcla en la corriente de entrada al separador de totales (1) es de 298.484,278 lb/d a una presión de 16 psig y temperatura de 85 °F, la salida de gas del depurador (9) es de 34.265,678 lb/d a una presión de 16 psig y temperatura de 85 °F; y la salida de líquido a la descarga de la bomba (8) es de 264.218,600 lb/d a una presión de descarga de 250 psig y temperatura de 85,331 °F. Todo esto corresponde al balance global de la batería, cumpliéndose así que en el balance de masa a la entrada es igual a la salida. También se puede observar que no hay un notable cambio en la temperatura de operación de la batería. El flujo calorífico de la mezcla a la entrada es de $-3,906 \times 10^7$ Btu/h, a la descarga de líquido de la bomba es de $-3,633 \times 10^7$ Btu/h y a la salida de gas del depurador es de $-2,706 \times 10^6$ Btu/h, donde se observa que no hay pérdidas considerables en la entrada y salida del flujo de calor en la batería.

4.1.4 Cálculo de la capacidad de los equipos requeridos en la batería

- **Separadores de control (SC-3301 y SC-3302)**

La empresa dispone de dos separadores bifásicos (nuevos) de tipo paquetizados, cuyas dimensiones son 24 pulgadas de diámetro y 109 pulgadas de longitud.

En la tabla 3.6 se observa que en este caso una relación L_{Min} / D aproximadamente igual a 3,71 y con una longitud de 7,42 pies, se consigue con un D igual a 24 pulgadas, correspondiente al diámetro interno de un separador de control de tipo paquetizado, por lo que los separadores disponibles si pueden ser empleados.

- **Tambor de alivio (KOD-3311)**

Diseñar este tipo de equipo es un proceso de ensayo y error, en el cual se asumen valores iniciales del diámetro y longitud del recipiente que son posteriormente verificados al comparar la longitud mínima requerida con la longitud supuesta del recipiente ($L_{\text{mín}}$ menor que L_{supuesto}).

En el caso del tambor de alivio de la batería, suponiendo una longitud de 12 pies el $L_{\text{mín}}$ es 0,371 pie de acuerdo a esto, las dimensiones del recipiente que cumplen con la norma son: 48 pulgadas de diámetro, 12 pies de longitud, una boquilla de 2 pulgadas para la salida del líquido obtenido en la separación, otra para la salida del gas de 3 pulgadas de diámetro y una boquilla de 4 pulgadas para la entrada del fluido.

- **Bomba de respaldo (PAL-0035B)**

De acuerdo a la tabla 3.11, para una altura estática del líquido sobre la succión de la bomba de 3 pies se obtuvo una diferencia $\text{NPSHD} - \text{NSPHR} = -0,9$, lo que quiere decir que la bomba va a tener problemas en la succión del líquido debido a que el NPSH requerido es mayor que el NPSH disponible para la bomba. Para una altura estática del líquido sobre la succión de la bomba de 3,9 pies se obtiene una diferencia

$NPSHR - NSPH = 0$, para la cual se inician los procesos de cavitación en la succión de bomba y la degradación del cabezal de trabajo del sistema. Cualquier altura estática de líquido sobre la succión de la bomba que genere una diferencia mayor a cero puede ser tomada, sin embargo se recomienda mantener una altura de líquido dentro del tanque con respecto a la succión de la bomba que genere una diferencia de 6 pies, esta altura corresponde a 9,9 pies.

De acuerdo a esto las líneas asumidas fueron: para un diámetro de línea a la descarga del tanque almacenamiento de crudo (TK-3302, tanque más alejado de la casa de bombas) de 4,026 pulgadas (diámetro nominal 4 pulgadas, catalogo estándar) con una caída de presión de 0,04 psi, cabezal de succión a bombas de transferencia de crudo de 6,065 pulgadas (diámetro nominal 6 pulgadas, catalogo estándar) con una caída de presión de 0,18psi, línea de succión a bombas de transferencia de crudo de 4,026 pulgadas (diámetro nominal 4 pulgadas, catalogo estándar) con una caída de presión de 0,11 psi.

Para la bomba GANDER DENVER Modelo FF-FXF (5x4) de tipo recíprocante, el NPSH recomendado corresponde a una diferencia al menos de 6 pies para el $NPSHD - NSPHR$. La bomba descarga a una presión de 250 psig para un caudal de líquido de 2.256 BPD, una eficiencia de 90 % y una potencia de 10,5 hp.

4.1.5 Detección de las restricciones a nivel de facilidades de superficie

De acuerdo a las premisas tomadas en la sección 3.1.5 del capítulo anterior se realizaron las simulaciones para las líneas de tuberías y los resultados se muestran en las tablas 4.2 a 4.5.

Tabla 4.2 Líneas multifásicas de 3” y 4” en la batería PN-33.

Línea Entrada A	Qg MMPCNDG	Qo BPD	Qw BPD	Diámetro pulg	Vsg, pie/s	Vsl, pie/s	Patrón de Flujo
SEP-0065	0,424	289,30	75,78	3,068	44,36	0,75	Neblina
SEP-0066	0,109	76,30	75,78	3,068	11,40	0,13	Ondulado
SC-3301	0,085	78,65	75,78	3,068	54,61	0,86	Estratificado
SC-3302	0,085	78,65	75,78	3,068	43,73	0,69	Estratificado
SEP-0064 Totales	0,703	522,90	303,15	4,026	89,49	1,41	Neblina

En la tabla 4.2 se detectaron restricciones en las líneas de alimentación que van al separador SEP-0065 y al SEP-0064 debido a que se mantiene el patrón de flujo de tipo neblina. Por lo que se evaluó el uso de líneas de alimentación multifásicas de mayor diámetro. En la tabla 4.3 se presenta el resultado con diferentes combinaciones de diámetro de tuberías para las líneas de alimentación a separadores de control y de totales.

Tabla 4.3 Líneas multifásicas a incorporar en la batería PN-33.

Línea Entrada A	Qg MMPCNDG	Qo BPD	Qw BPD	Diámetro pulg	Tipo de flujo	Longitud. Tubería, m	Entrada, psig	Salida, psig	$\Delta P(\text{psig}), \% P$ entrada
SEP-0065	0,424	289,30	75,78	4,026	Ondulado	7,52	16,33	16,00	2%
SEP-0066	0,109	76,30	75,78	3,068	Ondulado	14,00	16,33	16,00	2%
SC-3301	0,085	78,65	75,78	3,068	Estratificado	15,97	16,33	16,00	2%
SC-3302	0,085	78,65	75,78	3,068	Estratificado	15,97	16,33	16,00	2%
SEP-0064 Totales	0,703	522,90	303,15	6,065	Ondulado	13,98	16,33	16,00	2%

En la tabla 4.3 se aprecia que para todas las líneas de alimentación a los separadores de control y separador de totales, se mantiene un patrón de flujo diferente al tipo neblina, una presión de entrada de 16,33 psig para una entrega al separador de control o separador de totales de 16,00 psig. La longitud de tubería indicada es la máxima longitud de separación medida desde el punto entrada a la línea multifásica y su punto salida, considerado como la conexión al separador bifásico al cual está conectado.

Tabla 4.4 Líneas de gas a la salida de los separadores.

Línea Salida de	Q, MMPCNDG	Diámetro, pulg	Longitud. Tubería, m	Δ psi/100 pie	Entrada psig	Salida psig
SEP-0066	0,109	3,068	9,50	0,0161	16,00	15,98
SEP-0065	0,424	3,068	11,95	0,2447	16,00	15,73
SC-3301	0,085	2,067	7,62	0,0805	16,00	15,96
SC-3302	0,085	2,067	7,62	0,0805	16,00	15,96
SEP-0064	0,703	3,068	24,51	0,6808	16,00	15,00

Se aprecia en la tabla 4.3, que todas las líneas de gas a la salida de los separadores mantienen una caída de presión menor a 2. En este caso se puede mantener los diámetros de tuberías asumidos que son de 3 pulgadas para la salida de gas de los separadores SEP-0065, SEP-0066 y SEP-0064, así como también de 2 pulgadas para la salida de gas de los separadores SC-3301 y SC-3302.

Tabla 4.5 Líneas de salida de líquido del separador de totales hasta TK-3302.

Línea Salida de	Q _{LT} BFPD	Diámetro, pulg	Velocidad pie/s	Factor de Fricción	Entrada psig	Salida psig	Δ psi/100 pie
SEP-0064	826,02	3,068	2,435	0,01729	11,00	10,37	0,23
Cabezal Totales al TK-3302	826,02	3,068	2,435	0,01729	10,37	9,66	0,23
Cabezal Totales al TK-3302	826,02	3,068	2,435	0,01729	9,66	4,60	36,80

Tabla 4.6 Líneas de salida de líquido de los separadores de control hasta TK-3302.

Línea Salida de	Q _{LT} BFPD	Diámetro, pulg	Velocidad pie/s	Factor de Fricción	Entrada psig	Salida psig	Δ psi/100 pie
SEP-0066	152,08	3,068	0,136	0,01696	11,00	10,97	0,01
SEP-0065	365,08	3,068	0,740	0,01725	11,00	10,81	0,07
SEP-0066 hasta SEP-0065	152,08	3,068	0,136	0,01696	10,97	10,96	0,01
SEP-0065 hasta SEP-0064	365,08	3,068	0,877	0,01726	10,96	10,95	0,08
SC-3301	154,43	2,067	1,888	0,01893	11,00	10,27	0,37
SC-3302	154,43	2,067	1,502	0,01891	11,00	10,42	0,30
SC-3301/3302	308,86	3,068	1,539	0,01728	10,27	10,25	0,14
Cabezal Totales al TK-3302	826,02	3,068	2,435	0,01729	10,25	9,54	0,23
Cabezal Totales al TK-3302	826,02	3,068	2,435	0,01729	9,54	4,48	36,80

Se aprecia en las tablas 4.4 y 4.5 que todas las líneas de salida de líquidos de los separadores de control, separador de totales, cabezal de producción de líquidos total, mantienen $\Delta P(\text{psi})/100$ y velocidades de los fluidos en las líneas menores a los límites recomendados en la tabla A.5 del anexo A. Solo se detectó que tienen $\Delta P(\text{psi})/100$ mayores a 4, en los sectores de tuberías donde existen cambios de elevación.

CONCLUSIONES

Luego de diseñar de modo preliminar los equipos requeridos en la batería PN-33 se tienen las siguientes conclusiones:

1. Las condiciones actuales de la batería PN-33 son: $P= 16$ psig, $T= 85$ °F, crudo de 34 °API y presión de descarga de líquido= 250 psig.
2. Los equipos nuevos (separadores, tanque y bomba de respaldo) fueron ubicados en la batería de acuerdo a la norma UOP Standard Specification 9-32-1.
3. El flujo másico que se maneja en las nuevas instalaciones es de 298.484,278 lb/d y el flujo calorífico es de $-3,9 \times 10^7$ Btu/h.
4. Como dimensiones características para el separador de control calculado se obtuvo: diámetro interno 24 pulgadas, longitud entre costuras 7,42 pies, boquillas de alimentación de 2 pulgadas, de salida de gas 1 pulgada y salida de líquidos 1 pulgada de diámetro.
5. Para el tambor de alivio (*KOD*) horizontal calculado las dimensiones fueron: 48 pulgadas de diámetro nominal, 12 pies de longitud c/c, boquillas de entrada de 4 pulgadas, salida de gas de 3 pulgadas y una boquilla de salida de líquido de 2 pulgadas de diámetro para manejar la máxima producción de ETANCO fase II.
6. Se requiere incorporar a la batería un tanque para recibir la producción de totales (TK-3301) con capacidad para 500 barriles con unas dimensiones de 16 pies de altura y un diámetro de 15 pies – 6 pulgadas.
7. El diámetro requerido para las líneas de líquidos a la descarga del tanque y a la succión de la bomba es de 3 pulgadas y el cabezal de succión de 6 pulgadas de diámetro.

8. Como líneas nuevas de alimentación a los separadores de control a incorporar (SC-3301 y SC-3302), se requieren tuberías de 3 pulgadas de diámetro y hacia el separador de totales una tubería de 6 pulgadas de diámetro. Para ambos arreglos de tuberías se consideran trayectorias con muy pocos cambios de elevación, fluidos a temperatura constante y un ΔP no mayor al 2%.
9. Como líneas nuevas de salida de gas de los separadores de control a incorporar, se requieren tuberías de 2 pulgadas de diámetro hacia la línea recolectora de gas total (3 pulgadas de diámetro), líneas de entrada y salida de gas del *scrubber* (SEP-0068) de 3 pulgadas y líneas de líquidos de 2 pulgadas de diámetro a la salida de los separadores nuevos hasta el cabezal de producción de líquidos total (línea de 3 pulgadas de diámetro).

RECOMENDACIONES

1. Considerar el uso de los separadores de control y *volumeter* del tipo paquetizado (Separador de Control; O.D.: 24 pulgadas X L s/s: 109 pulgadas. *Volumeter*; O.D.: 20" X L s/s: 45' 7/8"), como nuevos separadores de control SC-3301 y SC-3302 ya que están disponibles en la empresa.
2. Considerar en el diseño definitivo líneas de alimentación a los separadores de control SC-3301 y SC-3302, tuberías de diámetro nominal 3 pulgadas, al separador de control SEP-0065 tuberías de diámetro nominal de 4 pulgadas y hacia el separador de totales una tubería de diámetro nominal 6 pulgadas; con arreglos de tuberías donde se incluyan trayectorias con muy pocos cambios de elevación.
3. Mantener en el diseño definitivo un diámetro nominal de 3 pulgadas en las líneas la entrada y salida del *scrubber* de gas, así como también mantener diámetros nominales en las líneas de líquidos de salida de cada separador de control de 3 pulgadas en los separadores de control (SEP-0065 y SEP-0066) y de 2 pulgadas en los separadores de control nuevos (SC-3301 y SC-3302), cabezal de producción de líquidos total de 3 pulgadas y línea de carga a tanque de almacenamiento de 3 pulgadas.

BIBLIOGRAFÍA

1. Ramírez, J., (2007). **“Determinación de los requerimientos del enfriamiento de aire y del sistema de alivio y venteo de un centro operativo”**. Tesis de grado. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz, Venezuela.
2. Rondón, J., (2006). **“Factibilidad de las facilidades de superficie para el proyecto ETANCO-LOTE X”**. Documento N° ICPGE-005-13-06, Ingeniería Cardón S.A.
3. Chauran, R., (2001). **“Diseño de un tren de separación crudo/gas en la estación de flujo Carito”**. Tesis de grado. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente, Puerto La Cruz, Venezuela.
4. Fuenmayor, J., (2002). **“Diseño conceptual de una estación de flujo para procesar crudo pesado en el campo Orocuai Somero del Estado Monagas”**. Tesis de grado. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente, Puerto La Cruz, Venezuela.
5. Salazar, G., (2005). **“Diseño conceptual de un sistema para el manejo de crudo en las nuevas instalaciones El Furrial (NIF I) Estado Monagas”**. Tesis de Grado. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz, Venezuela.
6. Malavé, M. (2009). **Actualización de evaluación de la capacidad y disponibilidad de las instalaciones existentes**. Documento N° ICPPE-010-08-09, Ingeniería Cardón S.A.
7. Aguirre, E., (2009). **“Facilidades de superficie en la industria petrolera”**. Informe técnico. Caracas, Venezuela.

8. Contreras, M., (2004). **“Evaluar y Diagnosticar las condiciones de operación de la estación de tratamiento de crudo BARED-10-Distrito San Tome”**. Informe de Pasantías. Universidad Rafael Urdaneta, Maracaibo, Venezuela.
9. Arocha, O., (2004). **“Estudio comparativo técnico-económico entre estación de flujo convencional y estación de flujo con tecnología multifásica en el campo Caricari”**. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela, Caracas, Venezuela.
10. Busto, T. y Zamora, O., (2002). **“Evaluación del sistema de manejo de fluidos en superficie para el área mayor de Socororo”**. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela, Caracas, Venezuela.
11. McNaughton, K., (1992). **Bombas, Selección, Uso y Mantenimiento**. México: McGraw-Hill, primera edición.
12. Arnold, K. y Stewart, M., (1999). **Surface Production Operations**. Texas, Houston: Published by Gulf Publishing Company.
13. GPSA (2000). **Engineering Data Book**. 11th Edition (Electronic), FPS Volumes I & II.
14. API Recommend Practice 521, (1997). **“Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems”**. Fourth Edition.
15. Román, L., (2006). **“Separadores”**. Manual de diseño. Universidad Nacional Experimental, Ciudad Ojeda.
16. API specification 12D, (1994). **“Specification for Field Welded Tanks for Storage of Production Liquids”**. Tenth edition.
17. **Cameron Hydraulic Data**, (1981). 6th Edition. Second Printing.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	Diseño preliminar de los equipos requeridos en la Bateria PN-33, ubicada en el Campo Peña Negra del Lote X, Distrito de El Alto, Provincia de Talara, Perú
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Amílcar R. León Allocca	CVLAC: 17.360.031 EMAIL: leon_allocca_ar@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Bateria

Balance de masa y energía

Propiedades

Presiones

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En este trabajo se realizó el diseño preliminar de los equipos requeridos en la batería PN-33, ubicada en el campo Peña Negra del lote X, distrito de El Alto, provincia de Talara, Perú. La identificación de las condiciones actuales de operación de la batería se apoyó esencialmente en los datos suministrados por Petrobras Energía Perú S.A. (PESA), en las cuales se encontró que la batería trabaja a una presión de 16 psig a la entrada y a una temperatura de 85°F. Luego, se ubicaron en un plano los equipos nuevos. Además, se hizo el balance de masa y energía de la batería de acuerdo a la producción a manejar en el proyecto ETANCO en su fase II (826,02 barriles/día y 0,703 MMPCND), con el uso del programa de simulación de procesos Hysys 3.2, donde se obtuvieron las propiedades y características de las corrientes involucradas. Posteriormente, se calcularon las capacidades de los nuevos equipos a instalar en la batería. También se incorporará a la batería un tanque para recibir la producción de totales (TK-3301) con capacidad de 500 barriles y dimensiones de 16 pies de altura, diámetro de 15,5 pies. Por último, se detectaron las restricciones a nivel de las facilidades de superficie existentes en la batería PN-33 mediante el cálculo de las líneas de flujo con el programa Pipephase 9.0.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
José Rondón	ROL	CA	AS	<u>TU</u>	JU
	CVLAC:	8.328.657			
	E_MAIL	rondonjj@gmail.com			
	E_MAIL				
Luis Moreno	ROL	CA	<u>AS</u>	TU	JU
	CVLAC:	8.987.972			
	E_MAIL	luismorenog@cantv.net			
	E_MAIL				
Shirley Marfisi	ROL	CA	AS	TU	<u>JU</u>
	CVLAC:	10.301.828			
	E_MAIL	shirleymarfisi@yahoo.com			
	E_MAIL				
Oswaldo Ochoa	ROL	CA	AS	TU	<u>JU</u>
	CVLAC:	4.077.552			
	E_MAIL	ochoa.osvaldo@gmail.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010	07	29
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Diseño preliminar de los equipos requeridos en la Batería PN-33, Perú. Doc	Application/msword

**CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I
J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x
y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.**

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**DERECHOS**

De acuerdo al Artículo 44 del reglamento de trabajo de grado: “Los trabajos de grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quién lo participará al Consejo Universitario”.

AUTOR**Amilcar Rafael León Allocca**

Ing. Luis Moreno**ASESOR**

Ing. José Rondón**ASESOR**

Ing. Shirley Marfisi**JURADO**

Ing. Osvaldo Ochoa**JURADO****POR LA SUBCOMISION DE TESIS****Ing. Yraima Salas**