

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SKID DE PRUEBA DE POZOS PARA LOS CAMPOS DE PETRÓLEO EXTRAPESADO BARE Y ARECUNA PDVSA EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN.

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Rondón Z. Gabriela D.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2009

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SKID DE PRUEBA DE POZOS PARA LOS CAMPOS DE PETRÓLEO EXTRAPESADO BARE Y ARECUNA PDVSA EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN.

Tutor Académico: Prof. Lara Alí

Tutor Industrial: Ing. Oswaldo Arrioja

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Rondón, Z. Gabriela D.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2009

Caracas, Julio de 2009

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Gabriela Desiree Rondón Zerpa, titulado:

**“DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SKID DE PRUEBA DE POZOS
PARA LOS CAMPOS DE PETRÓLEO EXTRAPESADO BARE Y
ARECUNA PDVSA EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudio conducente al título de Ingeniero Químico, y sin que esto signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran **APROBADO**



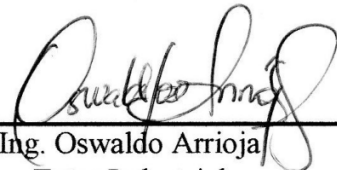
Prof. Leonardo Oropeza
Jurado



Prof. Luis García
Jurado



Prof. Ali Lara
Tutor Académico



Ing. Oswaldo Arrijoja
Tutor Industrial



Caracas, 10 de Julio de 2009

ACTA

MENCIÓN HONORÍFICA

Los miembros del jurado examinador del Trabajo Especial de Grado para optar al Título de Ingeniera Química presentado por la bachiller **Gabriela D. Rondón Z.** (C.I. 17.642.244) y cuyo título es **“DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SKID DE PRUEBA DE POZOS PARA LOS CAMPOS DE PETRÓLEO EXTRAPESADO BARE Y ARECUNA PDVSA EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN”** consideramos que merece ser reconocido con una **Mención Honorífica**.

Luego de finalizada la defensa pública y considerando que:

1. El trabajo es un aporte significativo, desde el punto de vista técnico, en el área de desarrollo de equipos de pruebas de pozos que impacta directamente la reducción de costos en la cadena de producción de la industria petrolera nacional.
2. Es un trabajo de alto nivel que involucra el uso correcto de las áreas de conocimiento relacionadas con el diseño de equipos y creación de los documentos que cumplen con las normas y estándares nacionales e internacionales que formalmente certifican la calidad del mismo y que un Ingeniero Químico de Procesos debe manejar. Así como también, supera los requerimientos establecidos en la normativa para Trabajos Especiales de Grado de la Facultad de Ingeniería – UCV.
3. La bachiller se involucró con el tema, obtuvo un amplio conocimiento tanto en el cálculo riguroso asociados a diseño de equipos para pruebas de pozos modulares, creación de documentos en herramientas computacionales de vanguardia, evaluación económica de la propuesta y realización de análisis HAZOP.
4. La bachiller realizó una presentación de su trabajo de forma excelsa y respondió todas las preguntas que tuvieron a bien realizar el jurado mostrando un amplio dominio del trabajo que realizó.

Acordado y firmado a los diez días de mes de Julio del dos mil nueve

Profesor Luis García
Jurado

Profesor Leonardo Oropeza
Jurado

Ing. Oswaldo Arriójas
Tutor industrial

Profesor Alí Lara
Tutor académico

DEDICATORIA

*A quien dio su vida por nosotros y día a día nos llena de Fe y esperanza para
alcanzar lo que nos proponemos.*

*A quienes me dieron la vida, creyeron en mí bajo cualquier circunstancia y me
ayudaron a convertir este SUEÑO en una REALIDAD.*

AGRADECIMIENTOS

A Dios, a la virgen y a todos los santos que con tanta Fe les prendía velitas, gracias por darme la fuerza espiritual necesaria para nunca decaer en los momentos difíciles, acompañarme en cada paso que doy y poner en mi camino a seres maravillosos.

A la honorable Universidad Central de Venezuela, mi mayor orgullo siempre será decir que soy Ucevista, gracias por ser la casa que me formó como profesional.

A mi profesor, consejero y tutor Alí Lara. Gracias por su paciencia, disposición y visión para buscar siempre la excelencia en este Trabajo Especial de Grado.

Al Ingeniero Oswaldo Arrijoja, por darme la oportunidad de realizar este Trabajo Especial de grado. Gracias por brindarme todo su conocimiento y proporcionarme las herramientas necesarias para cumplir con éxito todos los objetivos propuestos.

Gracias a todos los ingenieros del Departamento de Ingeniería de Producción de PDVSA, en especial a Jeanfel Rivas y Jorge Pinto por su gran colaboración en la realización de este proyecto.

A la Escuela de Ingeniería Química, gracias por darme tantos momentos para aprender lo que no se podía en los salones de clases: Organizar fiestas para nuevos, comilonas, congresos, seminarios y hasta trabajar.

Gracias a los profesores que en ella forman a los mejores Ingenieros, en especial al Prof. Leonardo Oropeza, gracias por ser profesor y amigo, gracias por ayudarme y apoyarme en todo momento sin ningún compromiso. Al Prof. Luis García excelente profesor y ser humano gracias por estar siempre dispuesto a colaborar y a transmitir con el mayor amor del mundo todos sus conocimientos. Y por supuesto a la Sra. Iraida, gracias por haber sido mi jefa, consejera, amiga y mamá en la escuela, gracias por tanto cariño y comprensión.

A mis Padres, gracias a ustedes hoy soy lo que soy, este éxito es completamente de ustedes, gracias por confiar en mí y apoyarme en las decisiones que he tomado en estos 22 años de vida. Mami, gracias por enseñarme a valorar las pequeñas cosas de la vida, mi nobleza te la debo a ti. Papi, gracias por enseñarme que la educación es lo más importante y que no hay que poner límites en el esfuerzo que se hace, sin duda alguna, de volver a nacer no dudaría en escogerlos como padres. Gracias a mis hermanos Daysi, Richard y Daya, sé que se sentían orgullosos de su hermanita y eso me dio suficiente motivación para seguir siempre adelante. Gracias por traer al mundo junto con mis cuñados Chuo y Sorangel a los niños más bellos del mundo y que afortunadamente tengo por sobrinos Oscar, Juan José y Gustavito, espero ser para ellos un buen ejemplo a seguir. Gracias infinitas por su apoyo moral y económico en este éxito. Y como a uno más de mi familia gracias Eduardo, por tu apoyo en cada momento, por consentirme y malcriarme siempre, gracias por haber luchado tanto y seguir siendo mi motivo y mi inspiración, definitivamente gracias por todos los kilómetros que hemos recorrido juntos.

A mi familia adoptiva Flores Cabeza, gracias por haberme abierto las puertas de su casa y de sus corazones sin esperar recibir nada a cambio. Gracias a ustedes puedo

decir que a pesar de haberme ido sola a realizar mi tesis, jamás me sentí así, porque estuvieron conmigo a cada momento haciéndome sentir una más de la familia. Sr. Francisco, Nadiuska, Cabeza y Mamá Lisbeth, no existen palabras que puedan expresar lo agradecida que estoy con ustedes los quiero muchísimo.

A mis queridos Tesistas de La UDO Carolina, Antony, Jesús, Misnel, Nore y Geraldo, gracias por ser mi desahogo día a día cuando todo NOS salía mal, sin ustedes la oficina no hubiese sido lo mismo, gracias por los momentos de diversión con el amigo secreto, la parrillada, la perrocalentada y detective!! Jajaja.

A los mejores amigos que se puede tener en la vida simplemente GRACIAS: Ángela eres uno de esos seres maravillosos que Dios puso en mi camino, tu calidad humana y gentileza no tienen precio, gracias por comenzar esta carrera siendo mi amiga incondicional y gracias por terminarla siendo mi hermana. Ari, por ponerle diversión a mi vida con tus ocurrencias y locuras, por enseñarme que la vida es una sola y hay que vivirla al máximo Daye, por estar conmigo desde el primer semestre en las buenas y en las malas y aunque siempre te pierdes se que el cariño no cambia. Eli, por dejar siempre un recuerdo para reírnos eternamente. Frank nuevamente gracias, esta vez, por enseñarme que la distancia no es motivo de olvido y que la amistad perdura cuando es verdadera. Gabo vecino, por haberme hecho reír hasta cuando todo era tristeza, eres único.. Diciembre nos espera!! Mon hermano del alma, por ser mi guía y principal consejero por enseñarme que hay que seguir siempre adelante como lanza de guerrero. Nan, por tus tips de estudio y enseñarme a competir hasta conmigo misma para ser siempre mejor. Nela y Jonamet por ser mis compañeros de lucha en la última etapa de la carrera, en especial ustedes son los testigos de momentos de alto estrés, llantos y alegrías.

A mis eternos amigos del colegio: Laura, Natha, Nino y Franco gracias por ser mi desahogo y alegría cuando podía escaparme de la uni, gracias entender tanto abandono, son únicos y quiero tenerlos siempre en mi vida, los adoro.

A toda la familia de General Mills, por haber sido parte importante en mi formación como ingeniero: Ángela, Neomer, Kati, Marina, Rubén, Darwin y en especial a ti Angélica, gracias por brindarme tu mano amiga y a ti Franklin Guarisma por enseñarme que el cielo nunca es límite.

Gracias por su cariño y apoyo a las Sras.: Marlene, Nancy, Zuleima, Devora y Gladys, por alimentarme en sus casas y permitir que fueran mi refugio de estudio.

Finalmente, A los protagonistas de momentos que hicieron de mis estudios universitarios un recuerdo único e inolvidable GRACIAS: Mujica, Denise, Otto, José Alberto, Lipo, Luis Miguel, Nacho, Ana María, Daniel, Beto, Alis, David, Bianca, Neglin, Cyn, Andrés (cuñis), Kathy, Bambam, Julia, Andrea, Ramón, Chico.

*Cualesquiera que hayan sido nuestros logros, alguien nos ayudó siempre a alcanzarlos. **Althea Gibson***

Rondón Z., Gabriela D.

**DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SKID DE PRUEBA DE POZOS
PARA LOS CAMPOS DE PETRÓLEO EXTRAPESADO BARE Y
ARECUNA PDVSA EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN**

**Tutor académico: Prof. Alí Lara. Tutor industrial: Ing. Oswaldo Arrioja
Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
2009,156pp.**

Palabras claves: Diagramas de Proceso, Separadores, Hazop,
Análisis de Costos.

Resumen. El presente proyecto surge de la necesidad presentada por PETROLEOS DE VENEZUELA S.A. (PDVSA) de optimizar al menor costo posible el proceso de evaluación de los pozos de crudo extrapesado de la Faja Petrolífera del Orinoco pertenecientes al Distrito San Tomé de PDVSA. Por ello este Trabajo Especial de Grado tiene como objetivo desarrollar el diseño conceptual de un skid de prueba de pozos a partir del uso de recipientes desincorporados en otras áreas operacionales de PDVSA y de esta manera lograr la optimización del proceso de evaluación de los pozos. Primero, se hizo la descripción del proceso de funcionamiento de las pruebas de pozos en la industria petrolera y se seleccionó un recipiente adecuado entre varios que se encontraban desincorporados y que estaban disponibles para ser utilizados en el diseño. Posteriormente, por medio de la elaboración de una hoja de cálculo, se determinó la capacidad del recipiente en 1800 bbl/d de líquido y 3,5 MMpc/d de gas y se establecieron las bases y criterios de diseño. Esto permitió la selección de los instrumentos óptimos para la medición del flujo de crudo y gas, resultando más apropiados los medidores de flujo tipo Coriolis. De igual manera se establecieron los requisitos evaluables del resto de la instrumentación. Se fijó la configuración óptima del skid de pruebas de pozos y se elaboró el diagrama de flujo de proceso (DFP), el diagrama de instrumentación y tuberías (DTI) y el Plano Mecánico del equipo. Se describió la lógica de operación y control del sistema y se elaboró la lista de materiales del equipo, lo que permitió solicitar un estimado de costos clase V del proyecto. Con el estimado de costos se encontró que la inversión necesaria para llevar a cabo el proyecto es de BsF.1.782.425,37 representando un ahorro del 68% para la empresa. La relación Costo Beneficio del proyecto fue de 2,2 por lo cual resulta rentable. Adicionalmente a los objetivos planteados se realizó un análisis de riesgos y operabilidad del sistema (HAZOP), en el cual se fijaron cuatro nodos empleando tres palabras claves (más, menos, no) y tres parámetros (flujo, presión, nivel) para las desviaciones involucradas.

ÍNDICE DE CONTENIDO

ÍNDICE DE TABLAS.....	XIII
ÍNDICE DE FIGURAS.....	XV
LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS.....	XVII
CAPÍTULO I: FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	- 1 -
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	- 1 -
1.2 ANTECEDENTES	- 2 -
1.3 OBJETIVOS	- 4 -
1.3.1 Objetivo General	- 4 -
1.3.2 Objetivos Específicos.....	- 4 -
CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO.....	- 5 -
2.1 POZO PETROLÍFERO.....	- 5 -
2.1.1 Estaciones de Flujo	- 5 -
2.1.2 Estaciones de Descarga.....	- 6 -
2.2 VARIABLES REGISTRADAS EN LAS PRUEBAS DE POZOS.....	- 7 -
2.2.1 Presión de Cabezal de Pozo	- 8 -
2.2.2 Volumen de Petróleo.....	- 8 -
2.2.3 Volumen de Gas Producido	- 8 -
2.2.4 Volumen de Agua Producido.....	- 9 -
2.2.5 Gravedad API.....	- 10 -
2.3 MEDIDORES DE FLUJO.....	- 10 -
2.3.1 Medidores de Flujo Volumétrico por Presión Diferencial.....	- 11 -
2.3.2 Medidores de Flujo Volumétrico de Área Variable.....	- 15 -
2.3.3 Medidores de Flujo Volumétrico de Velocidad.....	- 15 -
2.3.4 Medidores de Flujo de Desplazamiento Positivo:.....	- 15 -
2.3.5 Medidores De Flujo Volumétrico Por Torbellino (Tubo Vortex).....	- 16 -

2.3.6	Medidor de Flujo Másico por Efecto Coriolis	- 16 -
2.3.7	Medición de Líquidos	- 17 -
2.4	PRINCIPIOS DE LA SEPARACIÓN	- 18 -
2.5	PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS	- 20 -
2.6	CONDICIONES MECÁNICAS DE LOS SEPARADORES	- 20 -
2.6.1	Primera Sección de Separación.....	- 21 -
2.6.2	Sección de Las Fuerzas Gravitacionales	- 22 -
2.6.3	Sección de Extracción de Neblina	- 23 -
2.6.4	Sección de Acumulación de Líquido	- 24 -
2.7	CLASIFICACIÓN DE LOS SEPARADORES	- 24 -
2.8	PARÁMETROS EN EL FUNCIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES	- 25 -
2.8.1	Tiempo de Holdup.....	- 25 -
2.8.2	Coefficiente de Arquímedes.....	- 26 -
2.8.3	Número de Reynolds.....	- 26 -
2.9	ETAPAS PARA EL DESARROLLO DE UN PROYECTO.....	- 27 -
2.9.1	Ingeniería Conceptual	- 27 -
2.9.2	Ingeniería Básica.....	- 27 -
2.9.3	Ingeniería de Detalle	- 28 -
2.10	MÉTODOS DE TOMA DE DECISIÓN	- 29 -
2.11	ANÁLISIS COSTO BENEFICIO	- 33 -
CAPÍTULO: III MARCO METODOLÓGICO		- 35 -
3.1	INGENIERÍA CONCEPTUAL	- 35 -
3.1.1	Descripción del proceso de funcionamiento de las pruebas de pozos en la industria petrolera.....	- 35 -
3.1.2	Selección del recipiente para el diseño del skid	- 36 -
3.1.3	Elaboración de una hoja cálculo con diferentes metodologías para determinar las capacidades de flujo de los Separadores Bifásicos.	- 37 -
3.2	INGENIERÍA BÁSICA	- 46 -
3.2.1	Bases y Criterios de Diseño.	- 46 -

3.2.2 Selección de los equipos e instrumentos más apropiados, factibles y económicos para la medición de los diferentes parámetros.	- 47 -
3.2.3 Determinar la configuración óptima del skid de pruebas de pozos, elaborar diagrama de flujo de proceso (DFP), diagrama de tuberías e instrumentación (DTI) y Plano Mecánico del Equipo.	- 48 -
3.2.4 Evaluación de la rentabilidad del sistema de medición y control propuesto.	- 49 -
CAPÍTULO IV: RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	50
4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE OPERACIÓN DE LAS PRUEBAS DE POZOS EN PDVSA.	50
4.2 SELECCIÓN DEL RECIPIENTE PARA EL DISEÑO DEL SKID DE PRUEBAS DE POZOS	54
4.3 HOJA DE CÁLCULO CON DIFERENTES METODOLOGÍAS PARA LA DETERMINACIÓN DE LAS CAPACIDADES DE FLUJO DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS.	- 61 -
4.4 BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO.....	- 63 -
4.4.1 Bases de Diseño	- 63 -
4.4.2 Criterios de Diseño.....	- 67 -
4.5 SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS E INSTRUMENTOS ÓPTIMOS PARA LA MEDICIÓN DEL FLUJO DE CRUDO, GAS Y AGUA, DENSIDAD, PRESIÓN Y TEMPERATURA.	- 71 -
4.6 CONFIGURACIÓN ÓPTIMA DEL SKID DE PRUEBAS DE POZOS	- 83 -
4.6.1 Diagrama de Flujo del Proceso, Diagrama de Instrumentación y Tuberías y Plano Mecánico del Equipo.	- 85 -
4.6.2 Filosofía de Operación y Control.....	- 92 -
4.7 ANÁLISIS COSTO BENEFICIO	- 97 -
4.8 ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD: HAZOP.....	- 101 -
CONCLUSIONES.....	- 115 -
RECOMENDACIONES.....	- 117 -

BIBLIOGRAFÍA..... - 118 -

APENDICES - 120 -

APÉNDICE A. Cálculos Tipos para la Determinación de los Flujos - 120 -

APÉNDICE B. Cálculo de la Relación H_g - F_g - 120 -

APÉNDICE C. Simulación del Proceso en HYSYS..... - 120 -

APÉNDICE D. Cálculo del Diámetro de las Tuberías - 120 -

ANEXOS - 129 -

ANEXOS A. Criterios de Diseño de Tuberías - 129 -

ANEXOS B. Criterios de Diseño para Tuberías de Vapor..... - 129 -

ANEXOS C. Rugosidad Promedio en Tuberías Comerciales..... - 129 -

ANEXOS D. Características de Tubería Ba4 - 129 -

ANEXOS E. Caracterización del Crudo Utilizada en la Simulación - 129 -

ANEXOS F.Reporte del Simulador HYSYS - 129 -

ANEXOS G. Matriz Cualitativa para Califica el Riesgo de la Desviación..... - 129 -

ANEXOS H. Frecuencia Potencial Anual - 129 -

ANEXOS I. Severidad Potencial..... - 129 -

GLOSARIO - 138 -

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N° 1. Clasificación del Petróleo Según la Gravedad API.	- 10 -
Tabla N° 2. Clasificación de los Medidores de Flujo Másicos y Volumétricos....	- 11 -
Tabla N° 3. Escala para la ponderación de los criterios.	- 32 -
Tabla N° 4. Escala para la ponderación de las opciones.	- 32 -
Tabla N° 5. Inventario de Recipientes Disponibles.....	- 36 -
Tabla N° 6. Tiempos de Retención.....	- 39 -
Tabla N° 7. Inventario de Recipientes Disponibles.....	55
Tabla N° 8. Porcentaje de Perdida y Presión Máxima Permisible	- 56 -
Tabla N° 9. Condiciones de Operación Máxima del Separador.....	- 64 -
Tabla N° 10. Condiciones ambientales y meteorológicas	- 65 -
Tabla N° 11. Ponderación de los Parámetros para la Selección del Medidor	- 72 -
Tabla N° 12. Evaluación de la Precisión en cada Alternativa	- 72 -
Tabla N° 13. Evaluación de las Alternativas.....	- 73 -
Tabla N° 14. Resultado final de la evaluación	- 74 -
Tabla N° 15. Características de los diferentes Medidores	- 75 -
Tabla N° 16. Costo de los Medidores de Caudal.....	- 76 -
Tabla N° 17. Requerimiento de Gas para Instrumentos	- 82 -
Tabla N° 18. Ventajas y Desventajas de las Diferentes Tecnologías.....	- 84 -
Tabla N° 19. Lista Controladores y Válvulas.....	- 95 -
Tabla N° 20. Lista de Válvulas e Instrumentos.....	- 96 -
Tabla N° 21. Estimado de Costos.....	- 97 -
Tabla N° 22. Costo por Prueba con Compañías externas.....	- 98 -
Tabla N° 23. Comparación de la Mano de Obra	- 99 -
Tabla N° 24. Diferencia del Costo de las Pruebas de Pozos	- 100 -
Tabla N° 25. Relación Costo Beneficio	- 100 -
Tabla N° 26. Definición de Nodos	- 102 -
Tabla N° 27. Definición de Palabras Claves	- 102 -

Tabla N° 28. Matriz de Riesgo, Nodo 1 - 104 -
Tabla N° 29. Matriz de Riesgo, Nodo 2 - 107 -
Tabla N° 30. Matriz de Riesgo, Nodo 3 - 111 -
Tabla N° 31. Matriz de Riesgo, Nodo 4 - 113 -

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N° 1. Estación de Flujo Típica.....	- 6 -
Figura N° 2. Estaciones de Descarga.	- 7 -
Figura N° 3. Mecanismos de Producción de un Yacimiento Petrolífero.	- 9 -
Figura N° 4. Diagrama del Tubo Pitot.	- 13 -
Figura N° 5. Esquema de un Medidor Venturi.....	- 14 -
Figura N° 6. Efecto de la Temperatura en el Volumen.....	- 17 -
Figura N° 7. Efecto de la Presión en el Volumen.	- 17 -
Figura N° 8. Secciones de Separación.	- 21 -
Figura N° 9. Deflectores Tipo Cono y Placa.....	- 22 -
Figura N° 10. Tipos de Eliminadores de Neblina	- 24 -
Figura N° 11. Evaluación de las Alternativas.	- 30 -
Figura N° 12. Puntuación final de las Alternativas.....	- 31 -
Figura N° 13. Guía para comparar los diferentes parámetros.	- 32 -
Figura N° 14. Matriz de Evaluación de Opciones.....	- 37 -
Figura N° 15. Procedimiento para Determinar las Capacidades de Flujo.....	- 38 -
Figura N° 16. Conexión Realizada desde Cabezal de Pozo.....	51
Figura N° 17. Prueba de Pozo Realizada desde Válvula Multipuerto.	52
Figura N° 18. Procedimiento a seguir para Realizar las Pruebas de Pozos.	53
Figura N° 19. Matriz de Evaluación Técnica para la Selección del Recipiente....	- 60 -
Figura N° 20. Separador E-310.....	- 60 -
Figura N° 21. Pantalla Inicial de Datos Requeridos para los Cálculos.	- 61 -
Figura N° 22. Pantalla de los Resultados Obtenidos en la Hoja de Cálculo.	- 62 -
Figura N° 23. Mercado de Medidores de Caudal.....	- 71 -
Figura N° 24. Medidores de Flujo Másico por efecto Coriolis.....	- 75 -
Figura N° 25. Funcionamiento del Medidor de Corte de Agua..	- 78 -
Figura N° 26. Medidor de Corte de Agua.	- 78 -

Figura N° 27. Transmisor Indicador de Presión..... - 79 -
Figura N° 28. Transmisor indicador de temperatura..... - 80 -
Figura N° 29. Indicador de Presión..... - 81 -
Figura N° 30. Medición Multifásica - 83 -
Figura N° 31. Separadores de Prueba Convencionales..... - 83 -

LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

A = Área transversal del separador, (pie^2).

• API = gravedad API, [$^{\circ}API$].

Ar = Número de Arquímedes, ($adim$).

C_D = Coeficiente de Arrastre, ($adim$).

D_i = Diámetro interno del separador, (pie).

d_m = Diámetro de la gota, ($micrones$).

d_p = Diámetro de la boquilla, (pie).

d_{dp-sal} = Distancia vertical entre la boquilla de entrada y la de salida, (pie).

d_v = Diámetro de la gota, (cm).

F_L = Fracción de líquido, ($adim$).

$f(Z_C)$ = Coeficiente para volúmenes parciales de líquidos en cilindros horizontales, ($adim$).

$f(Z_e)$ = Coeficiente para volúmenes parciales de líquidos en cabezales elípticos, ($adim$).

h_{LMAX} = Altura Máxima del recipiente, (pie).

$h_{L(NAL-NBL)}$ = Altura entre NAL y NBL, (pie).

K = Constante de Souders y Brown (pie/s).

L = Longitud del separador de soldadura a soldadura, (pie).

L_{eff} = Longitud efectiva, (pie).

NAL = Nivel alto de Líquido, (pie).

NBL = Nivel bajo de Líquido, (pie).

PM = Peso Molecular, (lb/mol).

Q_g = Flujo volumétrico del gas, (pie^3/s).

Q_L = Flujo volumétrico de líquido, (pie^3/s).

Q_0 =Flujo de líquido, (*bbl/d*).

R_e =Número de Reynolds, (*adim*).

ρ_c =Densidad de la fase continua, (*g/cm³*).

ρ_d =Densidad de la fase dispersa, (*g/cm³*).

ρ_L =Densidad del líquido, (*lb/pie³*).

ρ_g =Densidad del gas, (*lb/pie³*).

t_r =Tiempo de Retención, (*min*).

U_g =Velocidad del gas, (*pie/s*).

μ =Viscosidad del Petróleo, (*cp*).

μ_c =Viscosidad de la fase continua o gas, (*cp*).

V_L =Volumen máximo de líquido, (*pie³*).

V_{PL} =Volumen Parcial del líquido, (*pie³*).

Z =Factor de Compresibilidad del gas, (*adim*).

Z_C =Relación entre la altura del líquido y el diámetro, (*adim*).

Z_e =Relación entre la altura del líquido y el diámetro, (*adim*).

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

En este capítulo se presentan las bases que motivan el desarrollo del Trabajo Especial de Grado, comenzando por el planteamiento del problema, los objetivos a alcanzar y finalmente antecedentes que aportan información útil para la realización del mismo.

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

PETROLEOS DE VENEZUELA S.A. (PDVSA), representa para la economía del país una fuente importante y confiable para la generación de los recursos requeridos en el desarrollo de la nación. La fuente de exploración y producción más importante del territorio se encuentra en la Faja Petrolífera del Orinoco, la cual abarca un área de 420.000 km² y está dividida en cuatro (4) grandes bloques petrolíferos: Carabobo, Ayacucho, Junín y Boyacá. Parte de la exploración y producción del bloque Ayacucho es responsabilidad de la Unidad de Producción Extrapesado del Distrito San Tomé, abarcando tres (3) campos Petroleros de Crudo Extrapesado: Arecuna, Bare y Cariña, cubriendo una extensión de 1.168 km². Estos campos tienen unas reservas probadas de petróleo de 24.102 MMbbl netos y 2.921 MMMpc netos de gas con reservas recuperables cuantificadas en 3.610 MMbbl y 1.708 MMMpc netos de petróleo y gas respectivamente. La producción de este Distrito representa actualmente 3% de la producción nacional, ubicándose en el segundo lugar de importancia en la Faja Petrolífera del Orinoco. Para el manejo seguro, confiable y oportuno de dicha producción se cuenta con cinco (5) estaciones de flujo, ocho (8) estaciones de descarga y tres (3) estaciones multifásicas que procesan la producción en aproximadamente 550 pozos activos. Para optimizar la producción de cada pozo y maximizar la productividad de los campos petroleros se realizan pruebas de pozos mensuales, con el propósito de diagnosticar cuáles están produciendo deficientemente y así ejecutar planes para el reacondicionamiento y rehabilitación (RARC) de los mismos. Paralelamente, los resultados de las pruebas mensuales de todos los pozos de

un campo deben ser entregados al Ministerio de Energía y Petróleo, de acuerdo a la Ley de hidrocarburos, ya que estos se utilizan para el balance de las reservas de petróleo remanente en los campos. A pesar de las regulaciones existentes, en la Unidad de Producción Extrapesado solo se prueban el 20% de los pozos activos debido a la falta de sistemas de pruebas de pozos tanto en estaciones como en locaciones de pozos, situación que se torna crítica ya que PDVSA se encuentra en la necesidad de invertir grandes cantidades de dinero contratando los sistemas de pruebas de pozos de compañías externas, lo que implica no solo gastos por alquiler de los equipos sino por la capacitación o contratación del personal que los opera.

Por otro lado, actualmente en PDVSA existen una serie de equipos desincorporados a los cuales constantemente se le realizan estudios para comprobar su integridad física y de esta manera, asegurar que puedan ser reutilizados para aprovechar al máximo los recursos disponibles, sobretodo actualmente que la crisis económica mundial ha obligado a PDVSA a reducir los gastos en sus operaciones.

Por este motivo, surge la necesidad de realizar un estudio que involucre el diseño conceptual de un skid de pruebas pozos, a partir del uso de los recipientes desincorporados en otras áreas operacionales de PDVSA. Esto permitirá optimizar el proceso de medición de los fluidos en estaciones de flujo, descarga y en locaciones de pozos al menor costo posible y cumpliendo con las normativas vigentes.

1.2 ANTECEDENTES

A continuación, se mencionan algunos trabajos y publicaciones de investigadores que se tomaron en cuenta para el desarrollo del presente Trabajo Especial de Grado. Abarcando tres áreas fundamentales relacionadas con el tema en estudio: reutilización de equipos industriales, medición de la producción y lo concerniente con el diseño de separadores. En este sentido, los trabajos más resaltantes son los que se explican a continuación.

Swanborn y Rambout A. (1995) Debido al crecimiento de la producción en una plataforma al Sur del Mar del Norte, se vieron en la necesidad de buscar nuevas

alternativas para solventar el sobrecargo de producción. El problema principal que tenían era con los separadores, debido a que estos eran el cuello de botella del proceso, ante esto se plantearon dos posibles soluciones: La ampliación de la plataforma y la instalación de separadores nuevos o la adaptación y acondicionamiento de los recipientes viejos. Encontraron que, los costos asociados a la adaptación y acondicionamiento de los separadores viejos eran considerablemente más bajos, tenían un ahorro del 15% sobre la otra. Demostrando que podían generar un ahorro significativo con la reutilización de los equipos existentes.

Toledo A., Yhajaira X. (2005) Llevo a cabo la automatización de los separadores de prueba de pozos del Distrito Sur San Tomé, PDVSA, debido a que éstos no se encontraban operando correctamente, ya que la mayoría de los equipos que conforman el sistema estaban obsoletos y en malas condiciones, lo que perjudicaba la correcta medición de los parámetros operacionales más importantes para determinar la cuota de producción. Es por ello que se vio en la imperiosa necesidad de cambiar todos los equipos e instrumentos del sistema, esto mediante el estudio y análisis de la lógica y los equipos que conforman el proceso de separación. Para el nuevo proceso de pruebas de pozos hizo uso de separadores como equipo principal de separación, encontrando que para poder automatizar el proceso y tener una correcta medición de los fluidos era necesario implementar en el separador: válvulas de control, transmisor de nivel, dos manómetros, dos micromotion: Uno para la salida de gas y otro para la línea de líquido y dos switches: Uno para indicar límite alto y otro para indicar límite bajo.

Ayesterán Q., Angel A. (2008) Haciendo uso de las hojas de cálculo que dispone Excel y de la programación de algoritmos en el lenguaje Visual Basic por Aplicaciones, realizó la selección y la unificación de los procedimientos y criterios de diseño requeridos para el dimensionamiento de los separadores bifásicos y trifásicos, horizontales y verticales más utilizados a nivel industrial. Para la validación de los resultados y comprobación del funcionamiento de las hojas de cálculo, hizo uso del programa para calcular las dimensiones de dos separadores de prueba y un despojador

de gas los cuales estaban siendo diseñados por la empresa VEPICA en un proyecto de ingeniería básica desarrollado para la empresa MORIFUELS. Concluyendo que los resultados arrojados por las hojas de cálculo dan consistentes con los obtenidos mediante los programas utilizados, variando un poco en algunos casos como consecuencia de las diferencias en la metodología y los criterios de diseño empleados.

1.3 OBJETIVOS

En base a lo descrito anteriormente se plantean los siguientes objetivos a fin de llevar a cabo el diseño del skid de pruebas de pozos.

1.3.1 Objetivo General

Desarrollar el diseño conceptual de un skid de prueba de pozos a partir del uso de recipientes desincorporados, para la optimización del proceso de evaluación de los pozos.

1.3.2 Objetivos Específicos

- ✓ Describir el proceso de funcionamiento de las pruebas de pozos en la industria petrolera.
- ✓ Seleccionar el recipiente adecuado para el diseño del skid de pruebas de pozos.
- ✓ Elaborar una hoja de cálculo con diferentes metodologías para determinar las capacidades de flujo de los Separadores Bifásicos.
- ✓ Establecer las bases y criterios de diseño.
- ✓ Seleccionar los equipos e instrumentos óptimos para la medición de las diferentes variables del proceso.
- ✓ Determinar la configuración óptima del skid de pruebas de pozos, elaborar el diagrama de flujo de proceso (DFP), el diagrama de tuberías e instrumentación (DTI) y el Plano Mecánico del Equipo.
- ✓ Evaluar la rentabilidad del sistema de medición y control propuesto.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

En este capítulo se establecen las bases teóricas necesarias para alcanzar los objetivos planteados.

2.1 POZO PETROLÍFERO

Un pozo petrolífero es un hueco profundo que se hace en la tierra para extraer los hidrocarburos acumulados en los yacimientos. Éste es revestido con tuberías especiales llamadas Casing o Revestidores por donde los hidrocarburos y las aguas naturales de formación ascienden por medios naturales o por métodos de levantamiento artificial, a medida que el petróleo asciende desde el pozo, la presión va disminuyendo y ocurre la liberación del gas originalmente disuelto en el crudo, esta mezcla es recolectada mediante sistemas de líneas de flujo que van desde el cabezal de los pozos y es llevada hasta las estaciones de flujo o estaciones de descarga. (Economides, 1994).

2.1.1 Estaciones de Flujo

En las estaciones de flujo se tienen un conjunto de equipos interrelacionados que se encargan de recibir, separar, almacenar temporalmente y bombear los fluidos provenientes de los pozos ubicados en su vecindad. El resto de componentes instalados en las estaciones de flujo, son considerados sistemas accesorios. En éstas, el fluido (petróleo, agua y gas asociado), proveniente de los pozos llega a la estación de flujo a un cabezal (múltiple) o “cañón” de producción general y luego va a los separadores generales donde ocurre la separación gas-líquido. El gas sale por el tope de los separadores y va a un depurador, donde deja los residuos de crudo que pudieron haber quedado en la separación. El gas limpio es enviado por las tuberías de recolección a las plantas de compresión o mini plantas. El líquido sale de los separadores y va a los tanques de recolección, desde donde es succionado y enviado a

las estaciones de descarga. (Corona, 2008; Mariño, 2000). En la Figura N° 1 se puede observar el esquema típico de una estación de flujo.

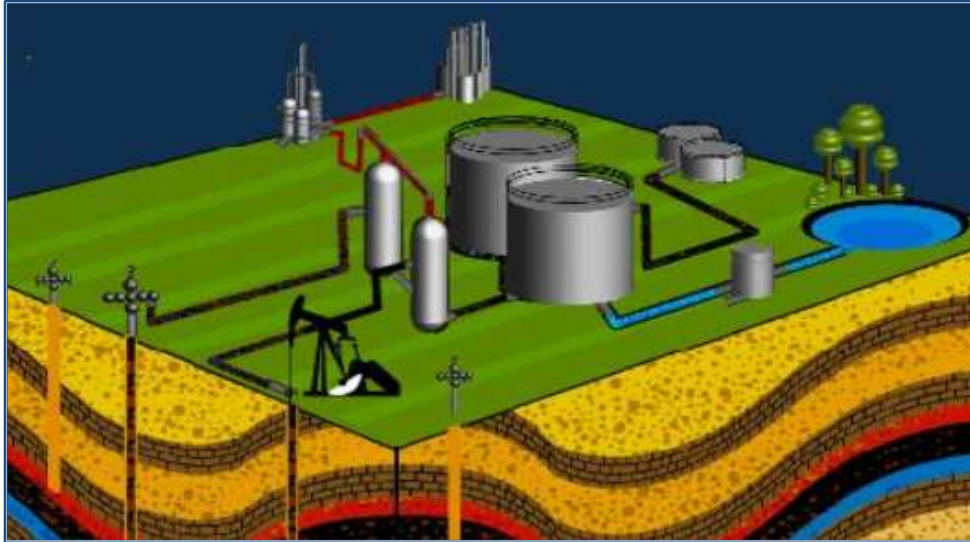


Figura N° 1. Estación de Flujo Típica. (Extraído y Modificado de PDVSA, 2005).

2.1.2 Estaciones de Descarga

La estación de descarga es el punto donde ocurre la deshidratación y fiscalización del crudo antes de ser bombeado al patio de tanques principal, estas estaciones reciben el crudo de las estaciones de flujo en el área y de los pozos cercanos a ella. Su función es el tratamiento final del crudo y el agua para llevarlos a las especificaciones aceptables y cumplir con las regulaciones ambientales. Estas estaciones cuentan con cuatro (4) áreas principales, en primer lugar un área de separación cuya función es separar el crudo del gas contenido en el fluido y llevar el gas a una planta compresora, posteriormente se tiene un área de calentamiento la cual consta de calentadores y hornos, su función es calentar el crudo para acelerar su deshidratación, el área de deshidratación la cual consta de tanques de lavado y cuya función es la de deshidratar el crudo del agua por el principio de diferencia de densidades y finalmente el área de almacenamiento en donde se poseen tanques cuya función es almacenar el crudo con las especificaciones de calidad requeridas para ser enviado a

los patios de tanque. (Corona 2008; Mariño, 2000), en la Figura N° 2 se muestran las diferentes áreas de una estación de descarga.

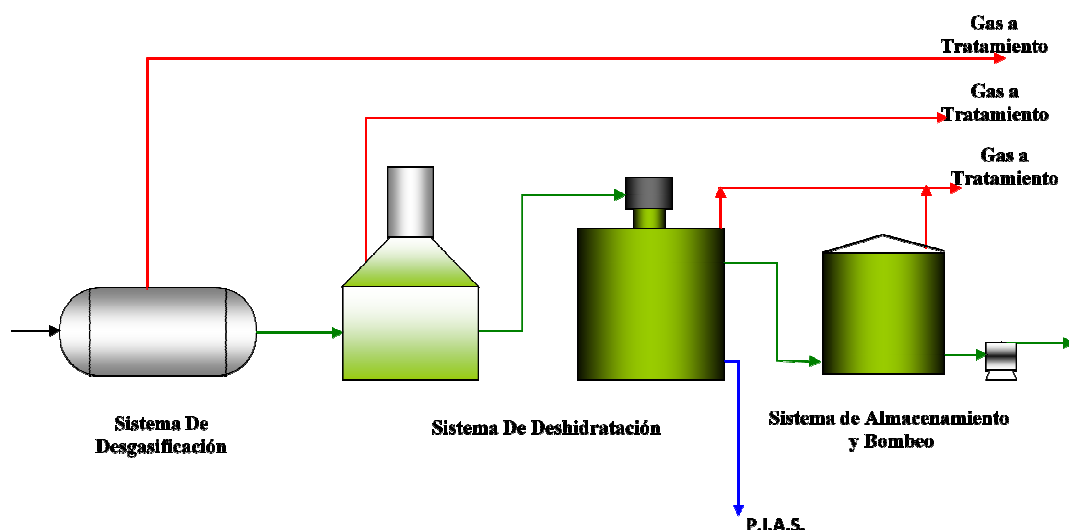


Figura N° 2. Estaciones de Descarga. (Extraído y Modificado de Barrientos, 1992).

En los patios de tanques, toda la producción de petróleo es finalmente recolectada y almacenada para ser enviada a través de oleoductos a las refinerías del país y a los terminales de embarque en donde es cargada a la flota tanquera para su envío a los distintos mercados del mundo.

Una de las maneras de llevar el control de lo que se produce es por medio de pruebas de pozos que se realizan en estaciones de flujo y de descarga, por ellos es de vital importancia conocer cuáles son las diferentes variables que se registran en dichas pruebas, las cuales sirven para predecir el comportamiento de la producción.

2.2 VARIABLES REGISTRADAS EN LAS PRUEBAS DE POZOS

Además de conocer la producción individual de un pozo y/o la producción general de una estación, con las pruebas de pozos se determinan otros parámetros de interés como los que se explican a continuación, que complementan el estudio de los pozos y permiten generar los planes de mantenimiento o estimulación requeridos durante la

vida productiva de los mismos, ya que sirven para administrar la explotación óptima de un yacimiento.

2.2.1 Presión de Cabezal de Pozo

Se pueden medir los cambios de presión del pozo por medio de los manómetros, transmisores, sensores y registradores de presión colocados en el cabezal del mismo, un aumento o disminución en la presión del pozo se entiende en un comportamiento inestable en las tasas de producción de éste, lo cual es importante debido a que se asegura el movimiento del petróleo desde el yacimiento hacia el fondo del pozo y desde allí a la superficie. De la magnitud de la presión depende si el petróleo fluye naturalmente o si por el contrario, es necesario recurrir a la extracción de petróleo por un método de levantamiento artificial o en algunos casos inyectando gas o agua para aumentar de esta manera la presión del yacimiento. (Barberii, 1998; Dino, 1990).

2.2.2 Volumen de Petróleo

Es esencial conocer el número de barriles que se han producido en cada uno de los pozos separadamente, ya que con estos datos es posible determinar cuáles están optimizados y cuáles de ellos se encuentran deficientes, y de esta manera preparar planes para el acondicionamiento de los pozos que lo necesiten. La presión del pozo y el volumen que se produce están directamente relacionados, debido a que con la extracción del petróleo, el yacimiento es afectado por una consecuente declinación de presión, por lo que se requiere de métodos de recuperación secundaria que mantengan o restauren la energía del mismo. La evaluación de la efectividad de estos métodos se realiza a través de las pruebas de pozos rutinarias. (Barberii, 1998; Dino, 1990).

2.2.3 Volumen de Gas Producido

Es necesario determinar el volumen de gas libre o asociado al petróleo, ya que un aumento en los volúmenes de la fase gaseosa puede significar una reducción significativa en los volúmenes de petróleo. En conjunto con el volumen de gas, también se estima la relación gas-petróleo “RGP” o la relación gas-líquido “RGL”.

Dichos términos se expresan en el número de pies cúbicos (o metros cúbicos) de gas que se producen por barril (metro cúbico o tonelada métrica) del petróleo o líquidos a las mismas condiciones de presión y temperatura. (Dino, 1990).

El comportamiento de la RGP o RGL versus el volumen de petróleo producido, indica una posible canalización del gas desde el yacimiento hacia el pozo (debido a la presencia geológica de canales de flujo preferenciales al gas), originando mermas en la producción de crudo, en la Figura N° 3 se puede observar el movimiento del gas en la búsqueda de los canales preferenciales antes mencionados.

2.2.4 Volumen de Agua Producido

El volumen de agua producido por pozo dependerá de la existencia de un acuífero asociado a éste, el cual por empuje natural, como se puede observar en la Figura N° 3 puede ocasionar el adedamiento o la conificación del agua en el pozo, lo cual se traducirá en un incremento del volumen de agua producido y una disminución en el volumen de petróleo. (Dino, 1990).

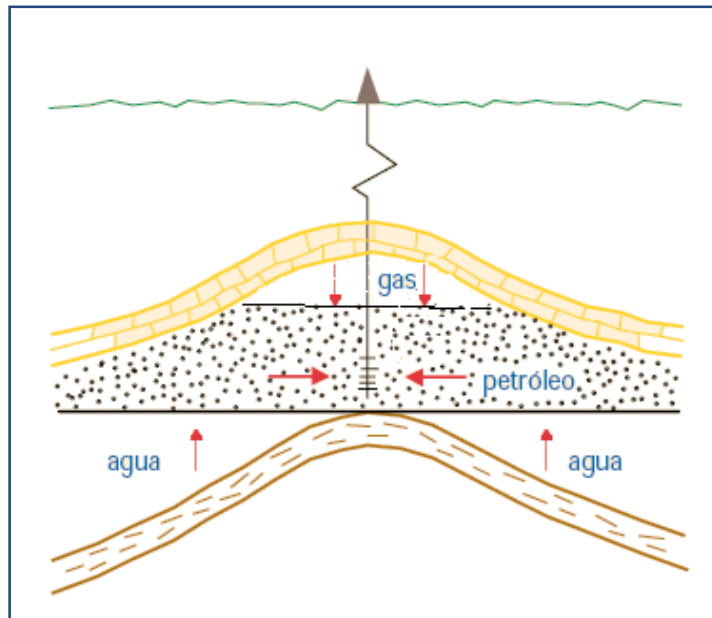


Figura N° 3. Mecanismos de Producción de un Yacimiento Petrolífero. (Extraído y Modificado de Barberii, 1998).

2.2.5 Gravedad API

La prueba que se emplea para distinguir entre las varias clases de petróleo (liviano, pesado o extrapesado) que se están produciendo es la determinación de la gravedad °API. En los campos de petróleo donde se encuentran varias formaciones productivas a distintas profundidades y todas penetradas por un pozo, el petróleo que produce en una de estas se puede distinguir del que se produce en las demás por medio de la diferencia de gravedad. (Dino, 1990). La clasificación de los crudos por rangos de gravedad °API utilizada en la industria venezolana es la que se muestra en la Tabla N° 1.

Tabla N° 1. Clasificación del Petróleo Según la Gravedad API. (Dino, 1990).

°API	TIPO DE PETRÓLEO
≥ 30	Liviano
22-29	Mediano
17-21	Pesado
< 16	Extrapesado

Luego de conocer las diferentes variables que son registradas por las pruebas de pozos es necesario conocer los diferentes instrumentos que existen para medirlas, haciendo énfasis en los instrumentos utilizados para la medición de los flujos.

2.3 MEDIDORES DE FLUJO

Existen diferentes instrumentos y técnicas para hacer la medición tanto de líquidos como de gases. En el campo la medición se hace con dos tipos fundamentales de medidores: Los medidores de flujo másico y los medidores de flujo volumétrico, tomando en cuenta que ambos pueden servir para la misma aplicación. En la Tabla N° 2 se muestra la clasificación de estos medidores, y posteriormente se explica el funcionamiento de algunos de ellos a manera de conocerlos y seleccionar el adecuado para la medición del flujo de gas y petróleo en el skid de pruebas de pozos.

Tabla N° 2. Clasificación de los Medidores de Flujo Másicos y Volumétricos. (Barrientos, 1992).

Tipo	Sistema	Medidor	Flujo Recomendado
MEDIDOR DE FLUJO VOLUMÉTRICO	Presión Diferencial	Placa Orificio Tobera Tubo Venturi Tubo Pitot	Gases y Líquidos Gases y Líquidos Gases y Líquidos Líquidos
	Área Variable	Rotámetros	Gases y Líquidos
	Velocidad	Turbina	Gases y Líquidos
		Ultrasonido	Gases y Líquidos
	Tensión Inducida	Magnético	Gases y Líquidos
	Desplazamiento Positivo	Rueda Oval, Helicoidal	Líquidos Viscosos
Torbellino (vortex)	Medidor de Frecuencia	Gases y Líquidos	
MEDIDOR DE FLUJO MÁSICO	Coriolis	Tubo de Vibración	Gases y Líquidos

2.3.1 Medidores de Flujo Volumétrico por Presión Diferencial.

El principio de operación del método por presión diferencial, se basa en la reducción de la sección en un punto de la tubería para producir una disminución de presión después que el flujo haya pasado a través del elemento primario, creando de esta manera una diferencia de presiones.

La medición de los fluidos es una aplicación importante del balance de energía, la mayoría de los medidores de flujo están diseñados para causar una pérdida o caída de presión que puede ser medida y relacionada con la proporción de flujo. Esta pérdida de presión puede producirse con cambios de la energía cinética, por fricción de la superficie o por fricción de la forma. En cualquiera de los casos se puede derivar una ecuación general mediante un balance de energía para relacionar el flujo y la pérdida de presión. (Foust, 1984; Barrientos, 1992).

Dicha ecuación se conoce como la ecuación de Bernoulli si se denomina como uno (1) al punto de la tubería antes de la reducción y como dos (2) al punto de la tubería después de la reducción, la ecuación de Bernoulli sería la siguiente:

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + Z_1 + \frac{\alpha \cdot U_1^2}{2 \cdot g} = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + Z_2 + \frac{\alpha \cdot U_2^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ec. 1}$$

Donde P_1 y P_2 son las presiones estáticas en los puntos 1 y 2 de la tubería (Pa), Z_1 y Z_2 son las alturas de los puntos 1 y 2 respectivamente, (m), U_1 y U_2 son las velocidades medias del fluido (m/s), g es la aceleración de la gravedad (m/s^2) y α el factor de corrección de la energía cinética.

A partir de esta ecuación se toman diferentes consideraciones dependiendo del medidor, para determinar su ecuación específica, siempre y cuando éste dependa de la diferencia de presiones.

✓ Placa de Orificio:

Un medidor de orificio consiste en una placa plana con un orificio perforado en el centro. La placa perforada se inserta perpendicularmente a la dirección del flujo y el fluido pasa a través del orificio. Por consiguiente hay una pérdida de presión debido a la fricción de la forma. La aplicación del medidor de orificio está basado en el principio físico de que la caída de presión de un fluido fluyendo a través de una restricción en la línea es proporcional al cuadrado de la velocidad del fluido. Basado en este hecho es evidente que mediante una restricción se puede conocer el flujo de fluido. Puede ser de tres tipos de orificio: concéntrico, excéntrico y segmentado. (Barrientos, 1992; Moino, 1981; Foust, 1984). Para este tipo de medidor el flujo se determina mediante la siguiente ecuación.

$$Q = C + \sqrt{h_w \cdot P_f} \quad \text{Ec. 2}$$

Donde Q es el caudal que pasa por el medidor, C es la constante del medidor, h_w es la presión diferencial medida en pulgadas de columna de agua y P_f es la presión estática es decir la presión medida por el manómetro más la presión atmosférica medida en libras/plg².

✓ Tubo Pitot:

El tubo Pitot consiste en dos tubos concéntricos colocados paralelamente al flujo. El tubo exterior está perforado con pequeños orificios que comunican con el espacio anular y son perpendiculares a la dirección del flujo (observe el punto (2) en la Figura N° 4). El espacio anular se encuentra sellado en todas sus partes excepto en su conexión con la rama de un manómetro.

El tubo interior tiene una pequeña abertura frente a la dirección del flujo. Este tubo está conectado con la otra rama del manómetro (observe el punto (1) en la Figura N° 4). No existe un movimiento de fluido dentro del tubo Pitot; ese espacio anular sirve para transmitir la presión estática. El fluido que fluye queda en reposo a la entrada del tubo interior y ese tubo transmite una presión de impacto equivalente a la energía cinética del mismo. (Barrientos, 1992; Foust, 1984).

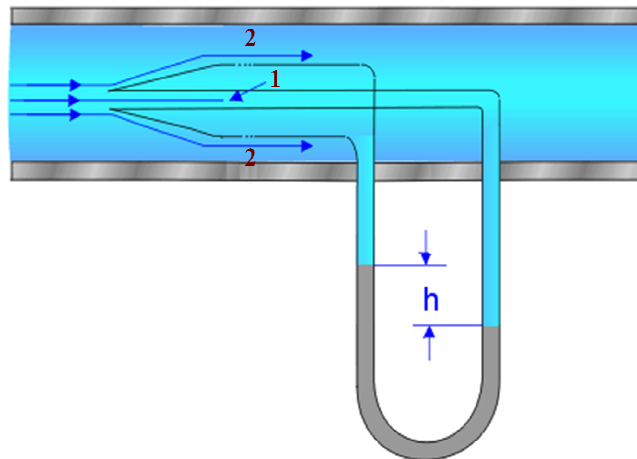


Figura N° 4. Diagrama del Tubo Pitot. (Extraído y Modificado de Franzini, J., 1999).

Para el tubo Pitot se considera que la velocidad en el área del orificio es nula por lo que la ecuación para determinar el flujo se puede escribir de la siguiente manera:

$$U_1 = \sqrt{\frac{2 \cdot g}{\alpha} \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} \right)} \quad \text{Ec. 3}$$

✓ Toberas:

Este tipo de equipo, al igual que los orificios, basa su medición en la caída de presión de un fluido fluyendo a través de una restricción en la línea de flujo. Las boquillas vienen en varias formas. En todos los casos la conexión aguas-arriba está localizada a una distancia equivalente a un diámetro de la tubería. (Barrientos, 1992).

✓ Tubo Venturi:

Un tubo Venturi apropiadamente diseñado, es aquel en el cual la fricción de la forma es llevada a un mínimo. El cono convergente tiene aproximadamente de 25° a 30°, y el cono divergente no deberá exceder 7°. La forma aerodinámica del medidor elimina prácticamente la separación de la capa fronteriza, en tal forma que la resistencia por la configuración geométrica del medidor es casi despreciable. Los medidores Venturi son de difícil fabricación, de alto costo y para flujos grandes resultan demasiado voluminosos. (Foust, 1984; Mataix, 1982). En la Figura N° 5 se puede observar un esquema del tubo Venturi.

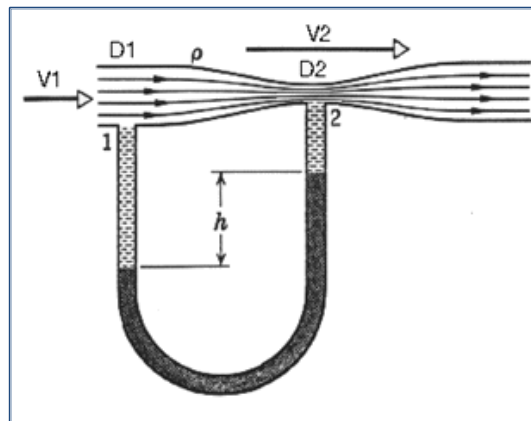


Figura N° 5. Esquema de un Medidor Venturi. (Extraído de Mataix, 1982).

Para este instrumento la ecuación deducida del balance de energía para la medición del flujo es la siguiente:

$$U_2 = \frac{C_v}{\sqrt{1-\beta^4}} \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad \text{Ec. 4}$$

Donde C_v es el coeficiente de Venturi y β es la relación del diámetro en el punto 2 de la tubería sobre el diámetro en el punto 1. Posteriormente para calcular el flujo volumétrico del gas se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q = U_2 \frac{\pi \cdot D_2^4}{4} \quad \text{Ec. 5}$$

2.3.2 Medidores de Flujo Volumétrico de Área Variable

Un medidor de área, es aquel en el cual la pérdida de presión es constante y la lectura depende de la variación del área de flujo, el más importante dentro de este tipo de medidores es el rotámetro. El rotámetro consiste en un flotador con libertad para moverse dentro de un tubo de vidrio vertical cerrado. El fluido entra por el fondo del tubo y lo empuja hacia arriba, cuando la fuerza hacia arriba sobre el flotador es igual a la fuerza gravitacional que actúa hacia abajo sobre el mismo, éste se detiene en algún punto dentro del tubo y permite hacer una lectura visual del flujo. (Foust, 1984; Mataix, 1982).

2.3.3 Medidores de Flujo Volumétrico de Velocidad

Entre los medidores de velocidad se tienen los medidores de turbina y los medidores por ultrasonido, el medidor de velocidad más utilizado a nivel industrial es el medidor por turbina este consiste en un carrito que se instala en la tubería, en el cual va montado un rotor que es movido por el flujo a una velocidad proporcional a éste, intercepta el campo magnético ejercido por el "pick-up" (un magneto permanente rodeado por una bobina eléctrica); los impulsos producidos de esta manera se amplifican y se transmiten a un indicador calibrado en unidades de flujo o aun integrador que nos dará la cantidad total de flujo. (Barrientos, 1992).

2.3.4 Medidores de Flujo de Desplazamiento Positivo

El medidor por desplazamiento positivo consiste en un rotor que gira sobre rodamientos, incluye alabes distribuidos en forma de parejas, al fluir el líquido a través del medidor, el rotor y los alabes (paletas) giran alrededor de una leva fija,

haciendo que estos se desplacen hacia fuera. El movimiento sucesivo de los alabes forman una cámara de medición de volumen exacto entre dos de los alabes, el rotor, la carcasa y las tapas inferior y superior. Cada rotación del rotor produce una serie continua de estas cámaras cerradas. Ni los alabes ni el rotor, hacen contacto con las paredes estacionarias de la cámara de medición. (Barrientos, 1992).

2.3.5 Medidores De Flujo Volumétrico Por Torbellino (Tubo Vortex)

Este tipo de medidor se basa en el fenómeno de formación de vértices o remolinos, conocidos como el efecto Von Karman, cuando un fluido encuentra en su trayectoria una obstrucción que lo separa en dos partes, las cuales empiezan a girar en sentido contrario produciendo oscilaciones cuya frecuencia es proporcional a la velocidad del fluido. Este medidor puede ser utilizado en aplicaciones con alta variabilidad del flujo. (Barrientos, 1992; Toledo, 2005).

2.3.6 Medidor de Flujo Másico por Efecto Coriolis

La medición de caudal por el efecto Coriolis, también conocido como medición directa o dinámica, da una señal directamente proporcional al caudal másico y casi independiente de las propiedades del producto como conductividad, presión, viscosidad o temperatura. En la Figura N° 6 se puede observar el efecto que tiene un aumento en la temperatura del fluido sobre la medición del volumen, generando un error del 3% aproximadamente sobre la medición del volumen, mientras que la masa permanece constante. Y en la Figura N° 7 se puede observar el efecto de la presión, encontrando que al disminuir la presión hay un aumento en el volumen, sin embargo la masa sigue siendo la misma.

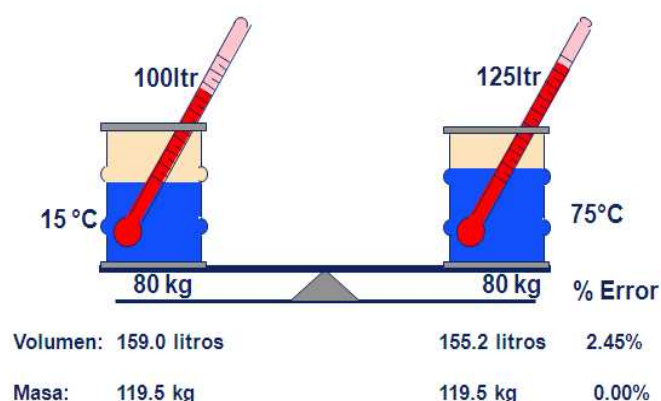


Figura N° 6. Efecto de la Temperatura en el Volumen.
(Franzini, 1999).

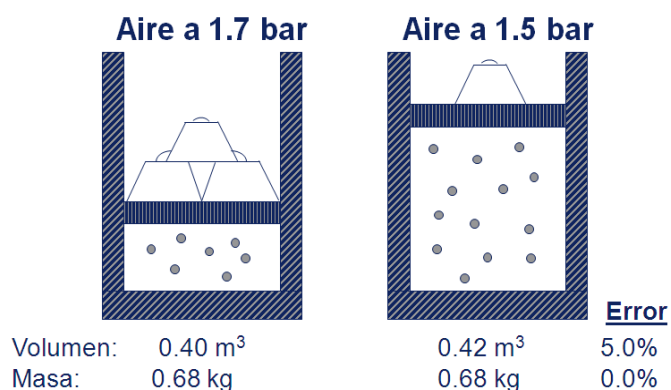


Figura N° 7. Efecto de la Presión en el Volumen.
(Franzini, 1999).

Los medidores de caudal másico basados en teorema de Coriolis más utilizados, constan de un tubo en forma de U, el cual se hace vibrar perpendicularmente al sentido del desplazamiento del flujo. Esta vibración controlada crea una fuerza de aceleración en la tubería de entrada del fluido y una fuerza de desaceleración en la de salida, con lo que se genera una fuerza que provoca la torsión del tubo, que es proporcional a la masa instantánea del fluido circulante.

2.3.7 Medición de Líquidos con el Método del Aforo.

Además de los instrumentos mencionados anteriormente existen varios métodos para hacer la medición de líquidos utilizando un tanque.

✓ **Medición por Aforo Directo o al lleno**

Consiste en bajar una cinta con una plomada hasta tocar ligeramente el fondo del tanque o la placa de nivel cero (0) fijado en el fondo. El nivel de líquido en el tanque se determina por la longitud de la cinta mojada. Este método debe ser usado para medir tanques de techo flotante, para medir residuos en los tanques de los bloques antes y después de descargarlo. También se usa para medir el agua libre en el fondo en cualquier tipo de tanque y residuos de petróleo siempre y cuando los residuos sean lo bastante fluidos para permitir el paso de la pomada hasta el fondo del tanque o hasta la placa de nivel cero. (Barrientos, 1992; Toledo, 2005).

✓ **Medición por Aforo Indirecto o al Vacío**

Este método consiste en bajar una cinta con su plomada hasta cierta profundidad del líquido contenido en el tanque. El nivel del líquido contenido en el tanque se determina restándole a la altura de referencia la lectura de la cinta (longitud total introducida en el tanque) y sumándole al resultado obtenido, la lectura de la cinta mojada. Esto equivale a restarle a la altura total del tanque la parte del mismo que ha quedado vacía. (Barrientos, 1992; Toledo, 2005).

En general para realizar las mediciones tanto del flujo de gas como de líquido en las pruebas de pozos, se instala en los separadores los diferentes medidores antes descritos. Los separadores son el equipo principal de dichas pruebas, éste es un recipiente que cumple con ciertas características específicas para que ocurra la separación de una corriente multifásica, en una corriente de gas y las corrientes de líquido deseadas. A continuación se explican los principios por los cuales ocurre la separación de la corriente multifásica.

2.4 PRINCIPIOS DE LA SEPARACIÓN

La mayoría de las unidades utilizadas en los campos petrolíferos son las torres de separación, construidas en configuraciones horizontales o verticales dependiendo de las necesidades del proceso. Para el diseño de estos equipos existen diferentes

metodologías que proporcionan las ecuaciones necesarias para el cálculo de los parámetros que describen el proceso de separación de fases.

Los separadores normalmente se encuentran en la etapa inicial de procesamiento en cualquier instalación, y el diseño inapropiado de este componente puede embotellar y reducir la capacidad de la instalación completa. (PDVSA, 2005).

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos los cuales a su vez pueden estar conformados por dos o más fases que deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación física de éstas. En toda separación se puede emplear uno o más principios, siempre y cuando se cumpla lo descrito anteriormente.

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. (PDVSA, 2005).

✓ Momentum o Cantidad de Movimiento.

Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación. (GPSA, 2004; Martínez, 2002; PDVSA, 2005).

✓ Fuerza de Gravedad.

La fuerza de gravedad es la que domina el proceso de separación, ya que las gotas de líquido están sometidas a diferentes fuerzas, siendo estas la fuerza de gravedad y las fuerzas originadas por el movimiento del gas. Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota. (GPSA, 2004; Martínez, 2002; PDVSA, 2005).

✓ Coalescencia.

Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficientemente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder de esta forma separarse por gravedad. (PDVSA, 2005).

2.5 PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Cuando se diseña un separador existen diferentes factores y propiedades en relación con los fluidos que es necesario tomar en cuenta: Las tasas de flujo mínima y máxima del líquido y del gas y su respectivo promedio, la temperatura y la presión de operación del separador, la presión de diseño del separador, el número de fases que debe manejar la unidad, por ejemplo: líquido-gas (separador bifásico) o crudo-agua-gas (separador trifásico), las impurezas que pueden estar presentes en los fluidos, como arena, parafina y otras, la tendencia de los fluidos a formar espuma y su impacto en la corriente aguas abajo, el efecto de la velocidad de erosión y las variables transitorias de la tasa de alimentación del separador. (Martínez, 2002).

2.6 CONDICIONES MECÁNICAS DE LOS SEPARADORES

En el caso de alimentación parcialmente vaporizada la mezcla de fases entra al separador y, si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo pueden operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, liberar el líquido de las burbujas de gas atrapadas. En el caso de separaciones que incluyan dos fases líquidas, se necesita tener un tiempo de residencia adicional, dentro del tambor, lo suficientemente alto para la decantación de

una fase líquida pesada, y la “flotación” de una fase líquida liviana. (PDVSA, 2005). Normalmente, pueden identificarse cuatro zonas principales en los separadores como se muestra en la Figura N° 8.

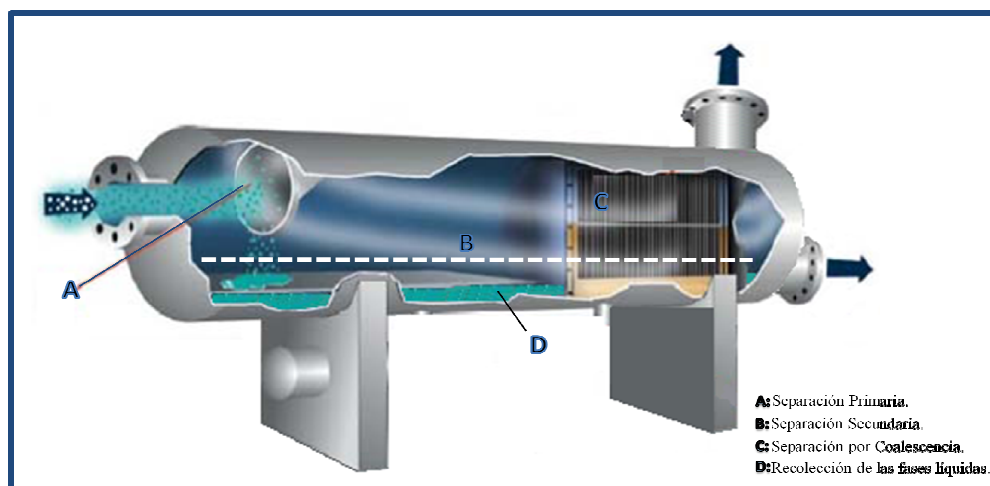


Figura N° 8. Secciones de Separación. (Martínez, 2002).

2.6.1 Primera Sección de Separación

Comprende la entrada de los fluidos al separador como se puede observar en la Figura N° 8 (Zona A). Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de la alimentación. En ella también se controla el cambio abrupto de la corriente originado por el choque de la mezcla con un aditamento ubicado en la entrada, lo que produce una separación inicial por un cambio en el momentum de la mezcla. Generalmente, la fuerza centrífuga originada por su entrada tangencial en el envase remueve volúmenes apreciables de líquidos y reorienta la distribución de los fluidos con una separación gruesa de las fases. (GPSA, 2004; Martínez, M.; 2002, PDVSA, 2005).

Los aditamentos, antes mencionados, pueden clasificarse en dos grupos: los deflectores y los de tipo ciclón. Los primeros trabajan por agitación mecánica y se diseñan de diferentes maneras como se puede observar en la Figura N° 9 a) del tipo semiesfera, como en la Figura N° 9 b) tipo placa o en forma de ángulo o cono.

El objetivo de los deflectores es lograr un cambio rápido en la dirección y en la velocidad de la corriente de entrada, siendo ésta la razón predominante para que se produzca la separación vapor-líquido en la primera sección, el diseño de los deflectores se basa fundamentalmente en que deben resistir la carga que origina el impacto de los fluidos a la entrada del separador.

Los conos y las semiesferas son los dispositivos más ventajosos, ya que con ellos se produce una menor cantidad de perturbaciones y en consecuencia, se reducen los problemas de emulsiones, los cuales se generan por la recombinación de los fluidos. (Martínez, 2002).

El segundo grupo lo integran los de tipo ciclón. Estos funcionan mediante fuerzas centrífugas, en lugar de la agitación mecánica que caracteriza a los del primer grupo. La entrada de los fluidos al separador con esta clase de mecanismo se hace mediante una chimenea ciclónica. (Martínez, 2002).

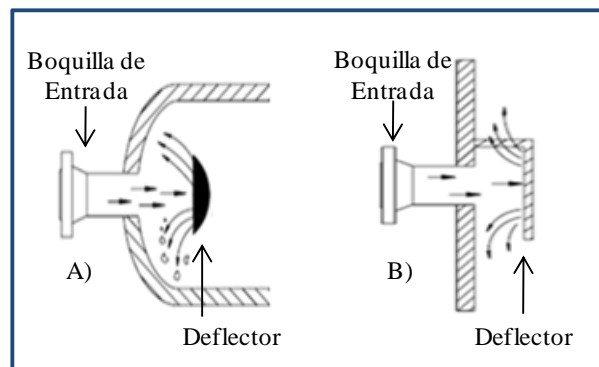


Figura N° 9. Deflectores Tipo Cono y Placa. (Extraído y Modificado de Martínez, 2002).

2.6.2 Sección de Las Fuerzas Gravitacionales

Conocida también como zona de separación secundaria Figura N° 8 (Zona B), en esta parte, las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas del líquido que contienen el gas son separadas al máximo. Este proceso se realiza mediante el principio de asentamiento por gravedad. En este caso, la velocidad del gas se reduce apreciablemente. En consecuencia, la corriente de gas sube a una velocidad reducida. Existe la llamada velocidad crítica del gas, cuando se trabaja por

debajo de ella, las fuerzas de gravedad controlan en movimiento del gas. Por consiguiente, al diseñar esta sección es necesario tratar de obtener una velocidad menor a la crítica, con el fin de lograr que las fuerzas de gravedad hagan caer las gotas del líquido y que estas no sean arrastradas por el gas. (Martínez, 2002).

La velocidad crítica se puede predecir mediante las relaciones que se derivan de la ley de caída de Newton, la cual se expresa de la siguiente forma:

$$U_g = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \quad \text{Ec. 6}$$

En donde:

U_g = Velocidad del gas, (pie/seg).

ρ_L = Densidad del líquido, (Lb/pie³).

ρ_g = Densidad del gas, (Lb/pie³).

K =Constante de Souders y Brown (pie/seg).

El valor de la contante K en la Ecuación 2, es uno de los parámetros que mayor relevancia tienen en el momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente, siendo este el valor que acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema y cada fabricante tiene sus propias consideraciones al respecto.

2.6.3 Sección de Extracción de Neblina

Conocida también como sección de separación por coalescencia (Zona C en la Figura N° 8), En esta sección se separan las minúsculas partículas de líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las dos secciones anteriores. La mayoría de los separadores emplean, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas del líquido se separan de la corriente de gas en forma de grandes gotas, que luego caen a la zona de recepción de líquidos. Entre los diferentes tipos eliminadores de niebla, destacan las mallas de alambre o plástico conocidos como desmistifiers. Las mallas (Figura N° 10 A) están hechas en su mayoría de acero inoxidable de 6 plg de espesor en donde se separa el 99% de las gotas con tamaños superiores a los 10 micrones y

los extractores de niebla tipo aleta (Figura N° 10 B) consiste en un conjunto de platos corrugados ubicados en forma paralela con una estrecha separación entre ellos promoviendo la separación entre las finas gotas de líquido y el gas por medio del cambio de dirección, ocasionando la coalescencia de las gotas con las paredes corrugadas de los platos (Abdel-Aal, 2003; Bradley, 1987; Martínez, 2002).

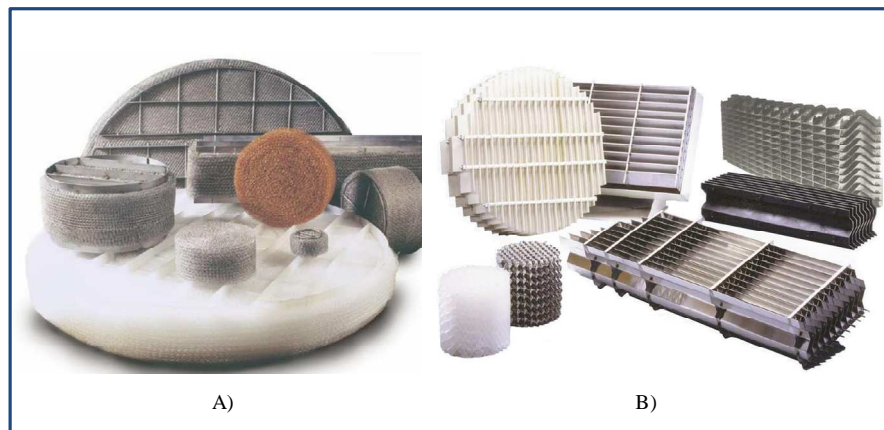


Figura N° 10. Tipos de Eliminadores de Niebla. A) Tipo malla, B) Tipo Aleta. (Abdel-Aal, 2003).

2.6.4 Sección de Acumulación de Líquido

Los líquidos separados en las secciones anteriores se acumulan en la parte inferior del separador Figura N°8 (Zona D), por lo tanto, se requiere de un tiempo mínimo de retención que permita llevar a cabo el proceso de separación. También se necesita un volumen mínimo de alimentación, en especial cuando el flujo es intermitente. Esta sección posee controles de nivel para manejar los volúmenes de líquido obtenidos durante la operación. (Martínez, 2002).

2.7 CLASIFICACIÓN DE LOS SEPARADORES

Los separadores pueden ser clasificados según la fase a ser separada como separadores bifásicos líquido-vapor y líquido-líquido y separadores trifásicos líquido-líquido-vapor. (Bradley, 1987). Según su presión de operación se clasifican en separadores de baja presión 20 y 250 libras/plg², separadores de presión media con

un rango entre 250 y 750 libras/plg²; y separadores de alta presión con un rango entre 750 y 1500 libras/plg² (Bradley, 1987).

Según el mecanismo utilizado para inducir la separación pueden clasificarse en separadores por gravedad, separadores por impacto y separadores por fuerza centrífuga.

Según su función se clasifican en: Tambores “knockout” (KO), encargados de eliminar el agua de una corriente vapor-crudo-agua, o eliminar todo el líquido de una corriente líquido-vapor; Separadores de Producción y Separadores de Prueba, que son separadores líquido-vapor comúnmente utilizados en las cercanías de un cabezal de pozo o posterior a un manifold, para separar las fases extraídas de la producción de un pozo; Tambor de evaporación instantánea, separador líquido-vapor el cual comúnmente trabaja a bajas presiones y es alimentado por el líquido proveniente de un separador de alta presión; Despojador o Gas Scrubber, similar a un separador líquido-vapor, el cual maneja bajos contenidos de líquido a caudales estables; entre otros (Bradley, 1987).

2.8 PARÁMETROS INVOLUCRADOS EN EL FUNCIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES

2.8.1 Tiempo de Holdup

Es el tiempo que tarda en vaciarse el separador desde el nivel normal de líquido (NNL) hasta el nivel bajo de líquido (NBL), mientras se mantiene una descarga normal del líquido y se elimina la entrada de alimentación, a partir de este parámetro se determina el volumen de líquido existente entre NAL y NBL, conocido como volumen retenido de líquido “surge volume” o “liquid Holdup” y puede ser determinado mediante la siguiente expresión:

$$V_L = Q_L \cdot t_r \quad \text{Ec. 7}$$

Donde:

V_L = Volumen máximo de líquido, (pie³).

Q_L = Flujo volumétrico de líquido, (pie³/min).

t_r = Tiempo de Retención, (*min*).

2.8.2 Coeficiente de Arquímedes

Es un número adimensional, definido como la relación entre la fuerza gravitacional y la fuerza viscosa con la cual se caracteriza el movimiento de fluidos con diferentes densidades. (Ayesterdan, 2008; Lake, 2007). Este parámetro puede ser determinado mediante la siguiente ecuación:

$$C_D Re^2 = \frac{4 d_v^3 |\rho_c - \rho_d| \cdot \rho_c \cdot g}{3 \mu_c^2} = \frac{4}{3} \cdot Ar \quad \text{Ec. 8}$$

Donde:

C_D = Coeficiente de Arrastre, (*adim*).

Re = Número de Reynolds, (*adim*).

d_v = Diámetro de la gota, (*cm*).

ρ_c = Densidad de la fase continua, (g/cm^3).

ρ_d = Densidad de la fase dispersa, (g/cm^3).

μ_c = Viscosidad de la fase continua, (*cp*).

2.8.3 Número de Reynolds

Número de Reynolds está definido como la relación existente entre las fuerzas inerciales y las fuerzas viscosas. Este número es adimensional y puede utilizarse para definir las características de un fluido, ya que este proporciona una indicación de la pérdida de energía causada por efectos viscosos. Cuando las fuerzas viscosas tienen un efecto dominante en la pérdida de energía, el número de Reynolds es pequeño y el flujo se encuentra en el régimen laminar. Si el Número de Reynolds es 2100 o menor el flujo será laminar y número de Reynolds mayor de 10 000 indica que las fuerzas viscosas influyen poco en la pérdida de energía y el flujo es turbulento. Una de las maneras de calcular el valor del Reynolds es por la siguiente Ecuación:

$$Re = 0,0049 \frac{\rho_g \cdot d_m \cdot U_g}{\mu_c} \quad \text{Ec. 9}$$

Donde:

d_m = Diámetro de la gota, (*micrones*).

Sin embargo el Reynolds se puede relacionar con el número de Arquímedes con la siguiente expresión.

$$R_E = \left(\sqrt{19,075 + 2,129\sqrt{A_r}} - 4,3675 \right)^2 \quad \text{Ec. 10}$$

2.9 ETAPAS PARA EL DESARROLLO DE UN PROYECTO

El desarrollo de un proyecto de diseño siempre comienza con una idea o plan inicial, esta idea debe estar establecida tan clara y concisa como sea posible de manera de definir el alcance del proyecto. Los métodos para desarrollar un proyecto de diseño pueden dividirse de acuerdo con el grado de precisión y de detalle requerido, en la siguiente clasificación: Ingeniería Conceptual, Ingeniería Básica e Ingeniería de Detalles. La razón para clasificar la ingeniería de un proyecto en estas fases es que al finalizar cada una de ellas pueden tomarse decisiones técnicas y económicas. (Blanco, 1999).

2.9.1 Ingeniería Conceptual

El objetivo principal de la ingeniería conceptual es seleccionar la alternativa técnica más conveniente, dimensionar el proyecto, establecer las bases y el alcance de la ingeniería básica y elaborar el estimado de costos preliminar, en otras palabras, es determinar la factibilidad técnica del proyecto ya que el estimado económico sólo tendrá una precisión entre 40-50%. (Blanco, 1999).

En este caso en particular para cumplir con la ingeniería conceptual será necesario caracterizar los flujos másicos y volumétricos de los fluidos a ser manejados, los rangos de temperatura y presión y la capacidad del recipiente.

2.9.2 Ingeniería Básica

En esta etapa se generan un conjunto de documentos que permiten garantizar que se generen los productos finales dentro de la especificación deseada y que las instalaciones operen de forma segura para el personal que labore en ellas, los equipos y la comunidad circundante, se determina el potencial costo-beneficio a partir de

análisis y cálculos detallados. La ingeniería básica está constituida, como mínimo, por los siguientes documentos: Bases de diseño, criterios de diseño, descripción del proceso, diagramas de flujo del proceso (DFP), diagramas de tuberías e instrumentación (DTI), filosofía de control y protección, lista de equipos, lista de tuberías, puntos de conexión, estudio de riesgo y operabilidad (HAZOP), especificaciones de: equipos y sistemas de proceso, de instrumentos, de tuberías y de ingeniería, etc.

2.9.3 Ingeniería de Detalle

Una vez que la ingeniería básica demuestra que el proyecto podría ser un éxito comercial, se prepara la Ingeniería de Detalles en la cual se determinan las especificaciones completas de todos los componentes de la planta y se obtiene un estimado de costos en el orden de 10% de precisión. Entre las actividades más importantes de la ingeniería de detalles cabe destacar: actualización de los documentos de la ingeniería básica, elaboración del Manual de operaciones, elaboración de isométricos y de diagramas de planta y secciones, diseño de fundaciones, diseño de estructuras civiles y edificaciones, cómputos métricos, requisición de equipos y materiales, evaluación de propuestas de los suplidores, compra, seguimiento y habilitación de la fabricación y de la entrega. (Blanco, 1999).

Adicionalmente, en todo proyecto de diseño se deben tener en cuenta los estándares o normas internacionales involucradas en el proceso, de manera que garantice confiabilidad, seguridad y productos de calidad. Para el diseño del skid de pruebas de pozos se tomarán en cuenta las estandarizaciones siguientes:

ASME - Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos, Organización fundada en 1880 encargada de promover el arte, la ciencia y la práctica de ingeniería mecánica a través del mundo. Es autora del Código ASME sobre calderas y recipientes a presión, que involucra un cuerpo de normas técnicas que abarcan entre otros aspectos las fases de diseño, materiales, procesos de fabricación y pruebas sobre estos equipos.

API - Instituto Americano del Petróleo, Es la principal asociación para la industria petrolera mundial, con más de cuatrocientas (400) compañías asociadas alrededor de este organismo. Las principales funciones de la asociación a nombre de la industria petrolera incluyen la defensa y negociación con organismos reguladores; investigaciones científicas y certificación de los estándares de la industria.

Normas de la Sociedad de Instrumentación, Sistemas y Automatización (ISA), Se refiere a un conjunto de normativas asociadas a la representación y uso de dispositivos en los sistemas de control e instrumentación.

Normas de Ingeniería y Diseño de Petróleos de Venezuela S.A., Normas conformadas por un grupo de manuales, coordinadas por PDVSA INTEVEP S.A., donde se establecen las normas y reglamentos que se deben cumplir en el diseño, fabricación, inspección, pruebas, transporte, embarque, procedimientos de reparación, mantenimiento y seguridad de los diferentes equipos relacionados con la industria petrolera y petroquímica en Venezuela. Estas normas se fundamentan en leyes, normas y códigos venezolanos, como también se basan en códigos y normas a nivel internacional.

2.10 MÉTODOS DE TOMA DE DECISIÓN

Existen diferentes variables a tener en cuenta al momento de tomar decisiones. Cuando el número de alternativas es no acotado se llama Decisión Multiobjetivo, por el contrario se denomina Decisión Multicriterio Discreta. Estos métodos se utilizan para realizar una evaluación y decisión respecto a problemas que por naturaleza o diseño, admiten diferentes soluciones. Entre los métodos más conocidos tenemos: Diagrama Causa efecto (Ishikawa), método de decisión múltiple binario o la elaboración de matrices para hacer evaluaciones técnicas.

Diagrama Causa-Efecto (Ishikawa): En donde por medio de una lluvia de ideas se seleccionan las posibles causas que puedan estar ocasionando el problema de estudio, posteriormente estas variables son clasificadas según la regla de las seis (6) M (materiales, medio ambiente, mano de obra, maquinaria, medición y método) y

finalmente por conocimiento del proceso en estudio se identifican las variables de mayor impacto sobre el problema a resolver.

Método de Decisión Múltiple Binario: Es una herramienta para la evaluación y selección de alternativas en la cual cada parámetro o alternativa se compara con los demás (uno a uno) y se determina cual de los dos es más importante. Asignando 1 para el más importante y 0 para el menos importante. La aplicación del método consta de cinco pasos:

- ✓ Selección de Parámetros
- ✓ Comparación uno a uno
- ✓ Asignación de pesos
- ✓ Evaluación de Alternativas
- ✓ Puntuación Final

Por ejemplo, para seleccionar entre tres alternativas (I, II, y III). En primer lugar sería necesario seleccionar los parámetros a evaluar en cada una de ellas y asignarle una ponderación a cada uno. Posteriormente, se evalúa el comportamiento de las alternativas respecto a cada parámetro, véase la Figura N° 11.

PARÁMETRO A						PARÁMETRO C					
	I	II	III	SP	Peso		I	II	III	SP	Peso
I	-	0	1	1	33.3%	I	-	1	1	2	66.7%
II	1	-	1	2	66.7%	II	0	-	0	0	00.0%
III	0	0	-	0	00.0%	III	0	1	-	1	33.3%
ST= 3						ST= 3					
PARÁMETRO B						PARÁMETRO D					
	I	II	III	SP	Peso		I	II	III	SP	Peso
I	-	0	1	1	33.3%	I	-	1	1	2	66.7%
II	1	-	1	2	66.7%	II	0	-	0	0	00.0%
III	0	0	-	0	00.0%	III	0	1	-	1	33.3%
ST= 3						ST= 3					

Figura N° 11. Evaluación de las Alternativas. (Blanco, 1999).

En donde SP es la sumatoria de puntos obtenida por cada alternativa y ST es la sumatoria total de puntos, esto permite calcular el peso porcentual, dividiendo el SP

que le corresponde a cada alternativa entre la sumatoria de puntos total (ST). En la Figura N° 11 se puede observar que al evaluar el comportamiento del parámetro A, la alternativa II obtuvo la mayor ponderación (66%), mientras que la alternativa III obtuvo 0%.

Para finalizar la selección es necesario calcular la puntuación final de cada alternativa, esto se realiza mediante el empleo de la siguiente ecuación:

$$\%Evaluado = \left(\frac{\%ALT}{100\%} \right) \cdot \%PRT \quad \text{Ec. 11}$$

Donde %ALT es el valor obtenido en la comparación de las alternativas (Figura N° 11) y el %PRT es la ponderación obtenida por cada parámetro al ser comparados entre sí.

Una vez calculado los diferentes porcentajes se calcula la puntuación final de cada alternativa y se selecciona la que obtenga la mayor puntuación. En la Figura N° 12 observa el peso porcentual de cada parámetro, la ponderación obtenida por cada alternativa y finalmente la puntuación final.

	Peso	ALTI	ALTII	ALTIII
PARAMETROA	33.3	11.1	22.2	0
PARAMETROB	16.6	5.5	11.1	0
PARAMETROC	16.6	11.1	0	5.5
PARAMETROD	33.3	22.2	0	11.1
PUNTUACIÓN	100.0	49.9	33.3	16.6

Figura N° 12. Puntuación final de las Alternativas. (Blanco, 1999).

En este ejemplo la mejor es la Alternativa I, debido a que obtuvo la mayor puntuación, mientras que la alternativa III es la menos conveniente.

Matriz de evaluación técnica: Por exigencias de la empresa este es el método principal utilizado para realizar las evaluaciones y al igual que en el método anterior se hace una selección de los parámetros, se comparan uno a uno y se determina la puntuación final de cada uno.

La ponderación de los criterios, se logra comparando cada criterio con el resto, en grado de importancia, con la siguiente escala:

Tabla N° 3 Escala para la ponderación de los criterios.

Muy Importante	Importante	Importancia Relativa	Poca Importancia
4	3	2	1

Basados en lo anterior, si se desea comparar el parámetro A y B, y se considera que el parámetro A es mucho más importante que el B, se califica el primero como “4A”, donde cuatro (4) indica el grado de importancia, y “A” indica el parámetro favorecido. De esta manera, se comparan todos los factores. En la Figura N° 13 se muestra una guía a seguir para hacer la comparación entre dos parámetros.

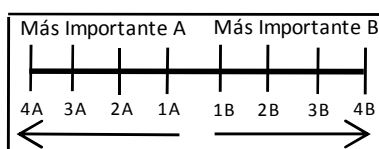


Figura N° 13. Guía para comparar los diferentes parámetros.

Una vez logrado esto, se suman los puntajes obtenidos por cada factor. Finalmente se calcula el peso porcentual, de cada parámetro, dividiendo el puntaje obtenido por el parámetro (en la ponderación), entre la sumatoria de los puntajes obtenidos por todos los parámetros (en base 100).

Ya ponderados los factores, se evalúa el comportamiento de las opciones frente a los mismos. Es decir, se estudia y da peso a las ventajas y desventajas que presentan las opciones al ser comparadas con cada uno de los factores de estudio. El peso dado a cada opción según los factores, se determina según el cumplimiento o no del mismo, según la siguiente tabla:

Tabla N° 4 Escala para la ponderación de las opciones.

Excelente	Muy Bueno	Bueno	Regular	No Satisface
5	4	3	2	1

De esta manera, si se evalúa el cumplimiento del factor “A” en la “Opción X”, y se considera que el cumplimiento es muy bueno se califica con cuatro (4), de forma análoga, se procede con el resto de las opciones y factores.

Además de los métodos antes expuestos existe el llamado método ingenieril el cual es una estrategia para causar con los recursos disponibles, el mejor cambio posible, por medio del uso de heurísticas ingenieriles. (Koen, 1984), entendiendo por heurísticas como reglas simples de la práctica profesional de la Ingeniería comúnmente aceptadas y que constituyen el estado del arte (EDA) vigente. Estas reglas identifican caminos y facilitan el avance hacia soluciones practicables de los problemas. Su uso reiterado tiene como fin lograr el balance óptimo de recursos y resultados. El EDA se refina y se le añaden nuevos conceptos heurísticos que eventualmente son substituidos por otros (Oropeza, 2005), por lo que de ser necesario de hará uso de heurísticas ingenieriles para obtener un diseño optimo del skid de pruebas de pozos.

En los proyectos de ingeniería no es suficiente con seleccionar la opción correcta, es necesario evaluar la rentabilidad de la misma, para esto se cuentan con diferentes herramientas, la metodología universalmente aceptada para la evaluación económica de proyectos se conoce como Flujo de Caja Descontado, y consiste en un modelo matemático financiero en el cual se simulan variables económicas y financieras asociadas al proyecto durante su operación futura, a fin de obtener como resultado unos indicadores del negocio, bajo un entorno de riesgo determinado. Sin embargo existe otro método conocido como Análisis Costo Beneficio el cual será el utilizado para evaluar el diseño propuesto.

2.11 ANÁLISIS COSTO BENEFICIO

La técnica de Análisis de Costo Beneficio, tiene como objetivo fundamental proporcionar una medida de la rentabilidad de un proyecto, mediante la comparación de los costos previstos con los beneficios esperados en la realización del mismo. Esta técnica sirve para valorar la necesidad y oportunidad de la realización de un proyecto,

seleccionar la alternativa más beneficiosa o estimar adecuadamente los recursos económicos necesarios, en el plazo de realización de un proyecto.

Para realizar el Análisis Costo Beneficio es necesario llevar a cabo una lluvia de ideas o reunir datos provenientes de factores importantes relacionados con el proyecto a evaluar. De esta lluvia de ideas se elaboran dos listas, la primera con los requerimientos para implantar el proyecto y la segunda con los beneficios que traerá el nuevo sistema, tomando en cuenta que los costos son tangibles, mientras que los beneficios pueden ser tangibles y no tangibles.

Posteriormente, se determinan los costos relacionados con cada factor, se hace la sumatoria de los costos totales asociados al proyecto y se determinan los beneficios en alguna unidad económica para cada decisión. Finalmente, se hace la relación de los beneficios sobre los costos y si la relación es mayor a uno quiere decir que la propuesta es rentable. En caso de tener varias propuestas, la mejor en términos financieros, es aquella con la relación más alta.

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

A continuación se presenta la metodología que se utilizó para cumplir los objetivos propuestos en este Trabajo Especial de Grado. Para ello se describen las etapas involucradas en el diseño del skid de pruebas de pozos.

3.1 INGENIERÍA CONCEPTUAL

Los tres primeros objetivos se desarrollaron en la etapa de ingeniería conceptual del proyecto, en esta se realizó una descripción del proceso de funcionamiento de las pruebas de pozos en la industria petrolera, se seleccionó el recipiente apropiado para el diseño y se elaboró una hoja de cálculo para definir la capacidad del separador.

3.1.1 Descripción del proceso de funcionamiento de las pruebas de pozos en la industria petrolera.

Para dar cumplimiento a este objetivo se realizó la documentación de toda la información referente al proceso de producción en la industria petrolera, esta etapa comprendió la búsqueda, selección y consulta de material bibliográfico del tema en estudio: textos científicos y técnicos, documentos, revistas, publicaciones periódicas, trabajos de grado, web en Internet y proyectos, que ayudaron al entendimiento del proceso.

Bajo la supervisión del personal que labora en el campo, se realizó una inducción de las diferentes opciones para la realización de las pruebas de pozos, es decir, la conexión del skid a válvulas multipuerto y al cabezal de los pozos, esto permitió conocer y posteriormente describir el proceso de funcionamiento asociado a los mismos.

Adicionalmente a estudiar las diferentes conexiones existentes se observó la realización de las pruebas de pozos con las compañías externas que actualmente tienen el contrato con la empresa, lo que permitió la mejor comprensión del proceso.

3.1.2 Selección del recipiente para el diseño del skid de pruebas de pozos.

Por medio de la Gerencia de Mantenimiento de PDVSA se obtuvieron los informes de inspección visual externa y con ultrasonido realizada a diferentes recipientes disponibles en el campo para realizar el diseño del skid de pruebas de pozos.

Por medio de dichos informes se pudo conocer la integridad mecánica, las condiciones externas de cada equipo y realizar un listado a fin de tener un inventario de los recipientes disponibles. En la Tabla N° 5 se muestra la información recopilada para realizar el inventario de los recipientes.

Tabla N° 5 Inventario de Recipientes Disponibles.

Serial	Ubicación	Tipo	Dimensiones	Presión de Diseño (libras/plg ²)	Temperatura de Diseño (°F)	Temperatura Operación (°F)

Partiendo de dicho inventario, se describió el proceso que es seguido para evaluar la integridad mecánica de los recipientes, según lo establecido en el código ASME Sección VIII - División 1 (Parágrafo UG-27 y UG-32).

Dicha descripción permitió identificar entre los recipientes disponibles, los que tenían la integridad mecánica requerida para ser utilizados en el diseño.

Para seleccionar entre los recipientes que sí cumplan con el requerimiento para operar de manera segura y confiable se realizó una matriz de evaluación técnica.

Los parámetros a evaluar en los separadores fueron seleccionados en su totalidad de los informes de inspección antes mencionados y la ponderación de los criterios final fue evaluada por un conjunto de expertos.

En la Figura N° 14 se muestra un esquema de la matriz utilizada para la evaluación, que permitió la selección del separador más adecuado.

A	Parámetro A							
B	Parámetro B							
C	Parámetro C							
D	Parámetro D							
E	Parámetro E							
F	Parámetro F							
G	Parámetro G							
FACTORES EVALUADOS		G	F	E	D	C	B	A
MATRIZ DE OPCIONES	RESULTADOS DE LA PONDERACIÓN							
	PESO (0 A 100)							
Opción A								
Opción B								
Opción C								
								TOTAL

Figura N° 14. Matriz de Evaluación de Opciones para la Selección del Separador.

3.1.3 Elaboración de una hoja cálculo con diferentes metodologías para determinar las capacidades de flujo de los Separadores Bifásicos.

Para determinar las capacidades de flujo de los separadores, se realizó un compendio de hojas cálculo utilizando Microsoft Office Excel 2007®. La hoja de cálculo se realizó con tres (3) metodologías diferentes previamente fijadas por la empresa: Normas PDVSA, el método establecido por Ken Arnold en el Manual de la sociedad de Ingenieros de Petróleo (Handbook) y en la GPSA y el método utilizado por la EXXON. A partir de los resultados obtenidos se calculó el porcentaje de desviación del método de Ken Arnold y de la EXXON con respecto a lo obtenido con las Normas PDVSA, lo que permitió finalmente establecer la capacidad del recipiente a utilizar para el diseño. En la Figura N° 15, se puede observar un esquema del procedimiento general que se utilizó para determinar las capacidades de flujo de los separadores.

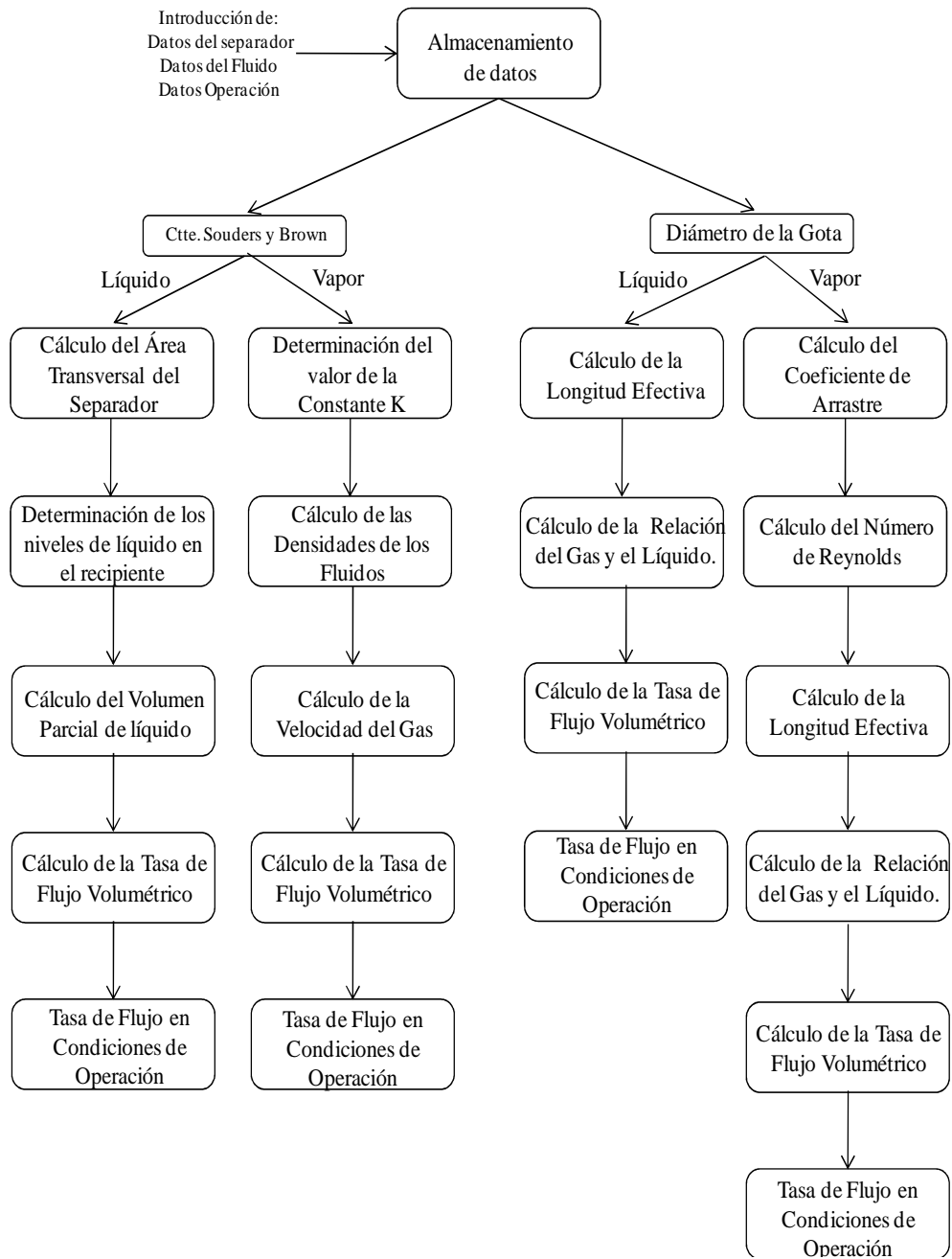


Figura N° 15. Diagrama de Flujo del Procedimiento para Determinar las Capacidades de los Separadores.

El procedimiento detallado utilizado para el diseño de la hoja de cálculo es el que se muestra a continuación:

Introducción de los datos mínimos requeridos para llevar a cabo los cálculos de la evaluación de los separadores.

Para los cálculos fue necesario conocer: Datos del separador, datos de operación y datos del fluido.

Datos del Separador:

- ✓ Longitud del separador: Obtenida del informe de inspección del separador en *pie* y posteriormente es llevada a *pulgadas*.
- ✓ Diámetro del separador: Obtenida del informe de inspección del separador en *pie* y posteriormente es llevada a *pulgadas*.
- ✓ Distancia Vertical entre la boquilla de Entrada y la salida: Obtenida del informe de inspección y es proporcionada en *pie*.

Datos de Operación:

- ✓ Temperatura de Operación: Obtenida del informe de inspección en °F y llevada posteriormente a °R.
- ✓ Presión de Operación: Obtenida del informe de inspección en *libras/plg²*.
- ✓ Tiempo de retención: Se consideró lo establecido en el CIED-33.129

Tabla N° 6 Tiempos de Retención. (Martínez, 2002)

Gravedades del Petróleo	Minutos Típicos
Por encima de 35 ° API	1
20 - 30 ° API	1 a 2
10-20 ° API	2 a 4

Para petróleos espumosos se agregan de 3 a 5 minutos.

- ✓ La presión estándar: 14, 7 libras/plg²
- ✓ La temperatura estándar: 60 °F

Datos del Fluido: Los datos del fluido se obtuvieron del análisis Cromatográfico realizado a un pozo perteneciente al campo de crudo extrapesado del Distrito

- ✓ Diámetro de la gota: Se tomará como condición de diseño 100 micrones.
- a) Separador Horizontal NORMAS PDVSA.

Cálculos para el líquido

Paso 1.- Cálculo del Área transversal del separador.

$$A = \frac{D_i^2 \cdot \pi}{4} \tag{Ec. 12}$$

Donde:

A = Área transversal del separador, (pie²).

D_i = Diámetro interno del separador, (pie).

Paso 2.- Se determinó la altura máxima de los líquidos.

Altura máxima de los líquidos según PDVSA es el diámetro interno del separador menos 9 pulgadas que equivale a la distancia mínima a la boquilla de salida.

$$h_{LMAX} = D_i - 0,75 \tag{Ec. 13}$$

Donde:

h_{LMAX} = Altura Máxima del recipiente, (pie).

Paso 3.- Se calculó la relación de altura y diámetro.

$$Z_e = Z_c = \frac{h_{LMAX}}{D_i} \tag{Ec. 14}$$

Donde:

Z_c =Relación entre la altura del líquido y el diámetro, (*adim*).

Z_e =Relación entre la altura del líquido y el diámetro, (*adim*).

Paso 4.- Haciendo uso de la tabla del CIED-33.117 Y 33.118 se determinó los coeficientes $f(Z_e) = f(Z_c)$

Donde:

Z_c =Relación entre la altura del líquido y el diámetro, (*adim*).

Z_e =Relación entre la altura del líquido y el diámetro, (*adim*).

Con los parámetros calculados en el paso 3 se determinaron los coeficientes $f(Z_c)$ y $f(Z_e)$, los cuales corresponden a los factores de corrección de los volúmenes de los cabezales y el cilindro respectivamente.

Paso 5.- Cálculo del Volumen Máximo de Líquido.

Utilizando la ecuación de volumen parcial del manual de Ingeniería de producción Nivel IV se obtiene el volumen de líquidos para una altura (hL) o distancia vertical entre el nivel alto de líquidos (NAL) y nivel bajo de líquidos (NBL). El volumen parcial de líquido es igual a la suma de los volúmenes de los cabezales y del cilindro, multiplicados por sus respectivos coeficientes y se determina mediante la siguiente ecuación:

$$V_{PL} = \frac{1}{12} \cdot \pi \cdot D_i^3 \cdot f(Z_E) + \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot L \cdot f(Z_C) \quad \text{Ec. 15}$$

Donde:

V_{PL} = Volumen Parcial del líquido, (*pie*³).

L =Longitud del separador de soldadura a soldadura, (*pie*).

Paso 6.- Determinación del Volumen Máximo de Líquido.

El volumen máximo del líquido se considera como la longitud total del separador por la mitad del área transversal del separador.

$$V_L = \frac{A}{2} \cdot L \quad \text{Ec. 16}$$

Paso 7.- Determinación la tasa de flujo volumétrico del líquido. (Ec. 7)**Cálculos para el Vapor****Paso 1.- Determinación del valor de la constante K.**

Según las Normas PDVSA se consideraron los siguientes valores de K.

$$2,5 < \frac{L}{D} < 4,0 \rightarrow K = 0,4 \quad \text{Ec. 17}$$

$$4,0 < \frac{L}{D} < 6,0 \rightarrow K = 0,5 \quad \text{Ec. 18}$$

$$\frac{L}{D} > 6,0 \rightarrow K = 0,5 \left(\frac{L}{L_{BASE}} \right)^{0,5} \quad \text{Ec. 19}$$

Paso 2.- Se cálculo la densidad del gas en condición de operación.

La densidad de la fase gas puede ser determinada a través de la ecuación de los gases reales tal como se muestra mediante la ecuación

$$\rho_g = \frac{(P_{Operación} + P_{estandar}) \cdot PM}{(Z \cdot 10,73) \cdot (T_{operación} + 460)} \quad \text{Ec. 20}$$

Donde:

PM = Peso Molecular, (lb/mol).

Z = Factor de Compresibilidad del gas, ($adim$).

Paso 3.- Se calculó la densidad del líquido a partir de los °API.

$$\rho_L = \left(\frac{141,5}{131,5 + ^\circ API} \right) \cdot 62,36 \quad \text{Ec. 21}$$

Paso 4.- Se calculó la velocidad de diseño del gas. (Ec. 6)

Paso 5.- Se calculó el flujo volumétrico del gas.

$$Q_g = U_g \cdot A \quad \text{Ec. 22}$$

Paso 6.- Se determinó el flujo volumétrico del gas en condiciones estándar.

$$Q_{es\ tan\ dar} = \frac{Q_g}{Z} \cdot \left(\frac{P_{operación}}{P_{es\ tan\ dar}} \right) \left(\frac{T_{es\ tan\ dar}}{T_{operación}} \right) \quad \text{Ec. 23}$$

b) Separador Vertical NORMAS PDVSA.

Paso 1.- Se determinó el área transversal del separador. (Ec. 12)

Paso 2.- Se determinó la altura máxima del líquido en el recipiente.

$$h_{LMAX} = d_{(dp-sal)} - (d_p + 0,75) \quad \text{Ec. 24}$$

Paso 3.- Se determinó la altura entre NAL y NBL.

$$h_{L(NAL-NBL)} = \left(\frac{t_r}{t_r + 10\ min} \right) \cdot h_{L(MAX)} \quad \text{Ec. 25}$$

Paso 4.- Se determinó el volumen máximo de líquido.

$$V_L = h_L \cdot A \quad \text{Ec. 26}$$

Paso 5.- Se determinó la tasa de flujo volumétrica del líquido. (Ec. 7)

Cálculos para el Vapor.

Paso 1.- Se comenzó por buscar el valor de k.

Para conocer el valor de K, se buscó en la tabla N°4 del CIED-33.28.

A partir de este parámetro se realizaron los cálculos siguiendo la metodología empleada para Separadores Horizontales a partir de **Paso 5**.

a) Separador Horizontal HANDBOOK-Kenneth Arnold.

Cálculos para el líquido

Paso 1.- Se determinó la longitud efectiva.

El cálculo de la longitud efectiva se realizó a partir de la longitud de costura a costura (L).

$$L = \frac{4}{3} \cdot L_{eff} \quad \text{Ec. 27}$$

Paso 2.- Se calculó el flujo volumétrico de líquido.

$$d^2 \cdot L_{eff} = \frac{t_r \cdot Q_0}{2,8 \cdot F_L} \quad \text{Ec. 28}$$

Donde 2,8 es el factor de conversión a las unidades requeridas

Para determinar la F_L se utilizan relaciones trigonométricas asociadas a la altura del líquido en el recipiente.

Cálculos para el Vapor

Paso 1.- Se calculó el coeficiente de Arquímedes. (Ec. 8)

Paso 2.- Se calculó el número de Reynolds. (Ec. 9)

Paso 3.- Se calculó el coeficiente de Arrastre.

A partir del Número de Reynolds se calculó el coeficiente de Arrastre según la siguiente expresión

$$C_D = \left(0,5423 + \frac{4,737}{R_e^{1/2}} \right)^2 \quad \text{Ec. 29}$$

En caso de que el número de Reynolds hubiese sido menor que 1 ($R_e < 1$), el Coeficiente de Arrastre se obtendría por la siguiente ecuación:

$$C_D = \frac{24}{R_e} \quad \text{Ec. 30}$$

Paso 4.- Se calculó la longitud equivalente.

$$L = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad \text{Ec. 31}$$

En donde el 12 de la ecuación representa la conversión de las pulgadas a pies. Luego de calcular la longitud equivalente, fue necesario buscar por relaciones trigonométricas la relación entre la altura de líquido y la de gas en el recipiente.

Paso 5.- Cálculo del flujo de gas.

Una vez determinado los parámetros anteriores se calculó el flujo de gas.

$$\frac{L_{eff} \cdot d^2 \cdot F_g}{h_s} = 421 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad \text{Ec. 32}$$

b) Separador Vertical HANDBOOK- Kenneth Arnold.

Cálculos para el líquido

Paso 1.- Se calculó el flujo volumétrico de líquido.

$$d^2 \cdot (h_o) = \frac{t_{ro} \cdot Q_0}{0,12} \quad \text{Ec. 33}$$

Cálculos para el Vapor

Para calcular el flujo de vapor se realizan los mismos pasos que con el separador horizontal para determinar los diferentes parámetros, y se calculó el flujo de gas por medio de la siguiente expresión.

$$d^2 = 5,054 \frac{TZQ_g}{p} \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right) \cdot \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad \text{Ec. 34}$$

a) Cálculo de las Capacidades según EXXON.

Lo que diferencia el cálculo de las capacidades según la EXXON es para el cálculo de la velocidad del gas.

Cálculo para separadores Horizontales.

$$U_g = 0,4 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}} \sqrt{\frac{L}{20}} \quad \text{Ec. 35}$$

Mientras que para Separadores Verticales se toma K como un valor fijo $\rightarrow K=0,167$

3.2 INGENIERÍA BÁSICA

Luego de definir la capacidad del recipiente se comenzó con el desarrollo de la ingeniería básica del proyecto. En esta se detalló el alcance y los planes de ejecución, preparando la documentación necesaria para dar base a la ingeniería de detalle. Los objetivos cumplidos en la fase básica fueron los siguientes: bases y criterios de diseño, descripción de equipos a utilizar, diagrama de flujo de proceso (DFP), diagramas de tuberías e instrumentación (DTI), filosofía de operación y control, lista de equipos y estimado de costos.

3.2.1 Bases y Criterios de Diseño.

Según los requerimientos de la empresa para el desarrollo de proyectos las bases de diseño que se definieron fueron: límite de batería del proyecto, capacidad del sistema, características y condiciones de operación, presión y temperatura de operación, condiciones ambientales y meteorológicas del lugar y normas utilizadas. Y se establecieron los criterios para el diseño de tuberías, selección de válvulas, sistema de unidades utilizado, sistemas de seguridad o aislamientos, servicios requeridos y los criterios para la selección de la instrumentación general.

3.2.2 Selección de los equipos e instrumentos más apropiados, factibles y económicos para la medición de los diferentes parámetros.

Para seleccionar los equipos e instrumentos más apropiados fue necesario en primer lugar, definir cuáles eran las variables de importancia a ser medidas por el skid. Se llevo a cabo una investigación de cómo se realizan dichas mediciones en la empresa y se determinó si existía una opción más beneficiosa. Para esto, fue necesario en algunos casos conocer cuáles eran los diferentes proveedores de los equipos y las características de cada uno.

En el caso de los medidores de flujo, debido a la amplia gama de alternativas, la selección del más apropiado se realizó mediante un análisis múltiple binario, garantizando de esta manera la utilización del equipo correcto. Para realizar dicho análisis se comenzó por obtener la ponderación de los parámetros a evaluar en cada medidor, se compararon los diferentes medidores entre sí con respecto a su comportamiento frente a cada parámetro y se obtuvo el resultado final al comparar el comportamiento anterior con la ponderación que se realizó inicialmente.

Para la instrumentación menor, como en el caso de los manómetros, termómetros, etc.; se especificó las características fundamentales tomando en cuenta las condiciones y exigencias del proceso. Debido, a que la selección detallada de cada instrumento se hará en la etapa de ingeniería de detalles del proyecto, la cual no es alcance de este Trabajo Especial de Grado.

Para realizar la selección de cada instrumento, la empresa debe regirse según las normas y procedimientos de licitación, partiendo del los requisitos evaluables previamente establecidos en este Trabajo Especial de Grado y definiendo los Requisitos Mandatorios.

Es importante conocer que la selección de los diferentes instrumentos se ve reflejada en las especificaciones técnicas, es decir en los Requisitos Mandatorios y Evaluables. Los Requisitos Mandatorios son los que deberían cumplir los proveedores como por ejemplo la tolerancia a las características del fluido, referencias, características

específicas y costos, entre otros. Y los requisitos evaluables son los establecidos según las condiciones y requerimientos del proceso es decir aquellos que se deben cumplir para su posible selección, como por ejemplo la operabilidad, rangos de operación, precisión, etc. Y como se dijo anteriormente son los establecidos en este Trabajo.

3.2.3 Determinar la configuración óptima del skid de pruebas de pozos, elaborar diagrama de flujo de proceso (DFP), diagrama de tuberías e instrumentación (DTI) y Plano Mecánico del Equipo.

Para determinar la configuración del skid de pruebas de pozos se utilizaron los atributos y restricciones de las mejores prácticas utilizadas en la industria petrolera, y se elaboró un modelo lógico con nuevas especificaciones. En esta etapa se desarrolló la ingeniería básica del proyecto por lo que se especificó en detalle el dimensionamiento del equipo para que éste pudiera trabajar de manera óptima. Para esto, se realizó la representación gráfica del skid de pruebas de pozos, utilizando como herramienta el programa Microsoft Visio® y siguiendo las normas ISA y PDVSA. El diagrama de flujo de proceso (DFP) muestra esquemáticamente todo lo referente al sistema, sus condiciones de operación normal y su control básico, además sirvió de guía para desarrollar el Diagrama de Tuberías e Instrumentación (DTI). El DTI muestra el proceso principal con detalles de equipos, tuberías y válvulas, así como también los lazos de control y su lógica para garantizar una operación segura.

Teniendo como guía el DTI se elaboró el plano mecánico del equipo, utilizando para esto el programa Autocad®. En este, se muestran todos los detalles mecánicos del sistema desde diferentes vistas: vista de planta, elevación lateral derecha, elevación lateral izquierda y la vista del separador de prueba portátil en el camión

3.2.4 Evaluación de la rentabilidad del sistema de medición y control propuesto.

La evaluación de la rentabilidad del sistema se realizó por medio de un Análisis Costo Beneficio. Para determinar la inversión del equipo se elaboró una lista básica de los materiales requeridos para la construcción del skid y en conjunto con los diferentes planos de proceso, se solicitó ante la Gerencia Administrativa un Estimado de Costos Clase V, en la cual se tomó en cuenta los costos de procura de equipos mayores, costos de construcción y costos por el complemento de las diferentes ingenierías.

Posteriormente se determinó lo que invierte la empresa en realizar las pruebas de pozos con las compañías externas y se estimó el costo de utilizar el equipo propuesto.

Para estimar el costo de utilizar el equipo propuesto fue necesario comparar lo que invierte en la mano las compañías externas con el costo de la mano de obra en PDVSA.

Finalmente, para determinar la relación se tomó como costo la cantidad de dinero que se invierte en realizar las pruebas de pozos con el skid propuesto y como beneficio el ahorro que se obtiene al realizar dichas pruebas con este equipo comparado con realizarlas con compañías externas.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En esta sección se presenta el desarrollo de cada uno de los objetivos planteados que permitieron llevar a cabo el diseño conceptual del skid de pruebas de pozos, comenzando por la descripción del proceso de operación actual de las pruebas en PDVSA y finalizando con una propuesta optimizada del mismo

4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE OPERACIÓN DE LAS PRUEBAS DE POZOS EN PDVSA.

Debido a que se va a diseñar un skid de pruebas de pozos, es necesario conocer como se realizan en PDVSA dichas pruebas con este tipo de sistemas de medición. A continuación se presenta la descripción del proceso, por medio de figuras y esquemas que faciliten la comprensión del mismo.

En general, para realizar estas pruebas se selecciona un pozo que se encuentre activo dentro del campo petrolífero y la mezcla multifásica (petróleo, agua y gas) procedente del múltiple de prueba o de la válvula multipuerto, es enviada al skid de prueba. Éste consta de un separador en donde se separa el líquido (petróleo+agua) del gas y un tanque en donde se realiza la medición del volumen por medio del método del aforo.

El gas proveniente de los separadores es contabilizado a través de registradores de flujo y es venteado a la atmósfera. Sin embargo, existe una manera mejor de tratarlo, esta consiste en enviar el gas nuevamente por la línea de producción hasta las estaciones de flujo o de descarga en donde es dirigido hacia los depuradores. Estos son utilizados para la eliminación de los líquidos y partículas de sólidos en suspensión que normalmente son arrastradas durante la salida del gas de los separadores. Posteriormente, este gas es enviado a plantas compresoras (PC), donde parte de él será utilizado para el método de producción por levantamiento artificial.

El medidor que se usa puede estar instalado de forma permanente o provisional en el lugar donde se realizará la prueba (como es el caso de estudio de este Trabajo Especial de Grado). Adicionalmente, las pruebas se pueden realizar en el cabezal del pozo o en válvulas multipuerto, en cualquiera de los casos el proceso de funcionamiento es el mismo, lo que varía es la conexión del equipo.

Para dar inicio a la medición hay que seguir ciertos pasos para poner en marcha la operación, como por ejemplo, revisar el separador de prueba, el tanque que va a ser utilizado y todos los instrumentos del sistema, para comprobar que estén en buenas condiciones para recibir el crudo y el gas proveniente del pozo. En la Figura N° 16 se muestra la conexión del skid de pruebas al cabezal del pozo para llevar a cabo la medición de los flujos.

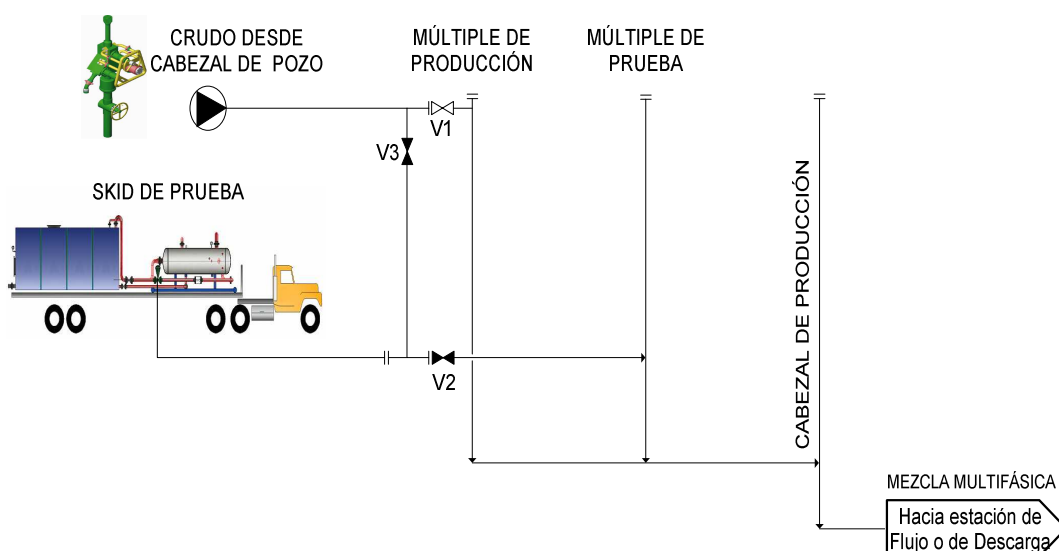


Figura N° 16. Conexión Realizada desde Cabezal de Pozo.

En operación normal la mezcla multifásica es enviada a través del múltiple de producción a las estaciones de flujo o de descarga, para esto la válvula V1 debe estar abierta y las válvulas V2 y V3 cerradas. Cuando se realizan las pruebas de pozos, se cierran las válvulas V1 y V2 que conducen el flujo hacia el múltiple de producción y al múltiple de prueba respectivamente y abre la válvula V3 con lo cual se desvía el flujo al skid de prueba por un periodo de 4 horas generalmente. Posteriormente el volumen de crudo medido que se encuentra en el tanque del skid es llevado a las

estaciones por medio de un vacum, mientras que el flujo de gas en venteado a la atmósfera. En caso de que se cuente con la facilidad en el equipo de medición, la mezcla multifásica previamente medida es dirigida directamente a las estaciones de flujo o de descarga por medio del múltiple de prueba asociado al pozo. Para esto las válvulas V2 y V3 se deben mantener abierta y la válvula V1 igualmente cerrada.

Otra manera de realizar las pruebas de pozos es conectando el skid en válvulas multipuerto, en la Figura N° 17 se muestra como se realiza este tipo de conexión.

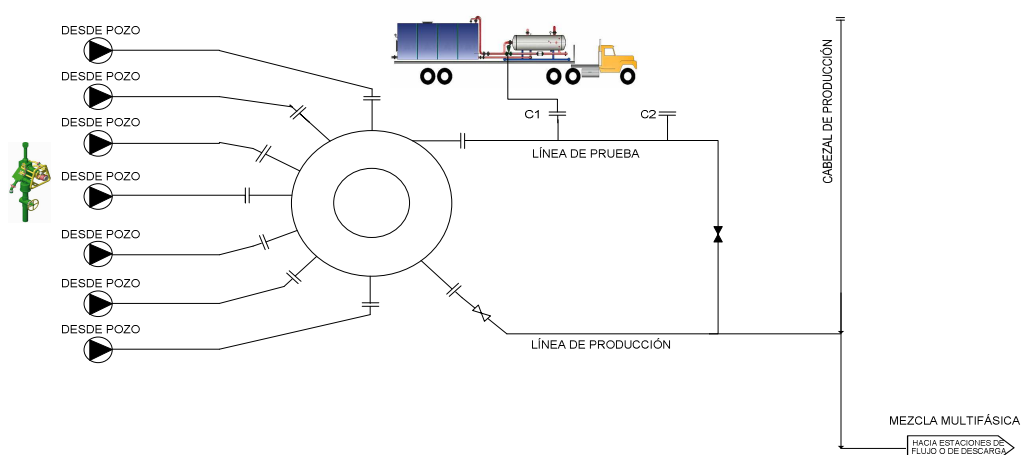


Figura N° 17. Prueba de Pozo Realizada desde Válvula Multipuerto.

La configuración de la válvula multipuerto es de ocho entradas y dos salidas; una de las salidas es común para la producción y la otra salida es para las pruebas. Por lo tanto, cuando se va a evaluar un pozo, se conecta el skid en la línea de prueba por medio de la conexión C1 (Ver Figura N°17) se alinea individualmente en la válvula multipuerto la salida del pozo que se desea evaluar con la línea de prueba; en forma automática en caso de contar con un actuador o manual en caso contrario. De igual manera, se puede dirigir la mezcla multifásica nuevamente a las estaciones de flujo o de descarga por medio la conexión en C2.

Luego de conocer las diferentes conexiones a través de las cuales se pueden realizar las pruebas es necesario comprender el protocolo general que sigue la empresa en la evaluación de cada pozo, desde que se elabora el permiso de trabajo, hasta que se

realiza la desconexión del equipo. En la Figura N° 18 se muestran los diferentes pasos de dicho procedimiento.

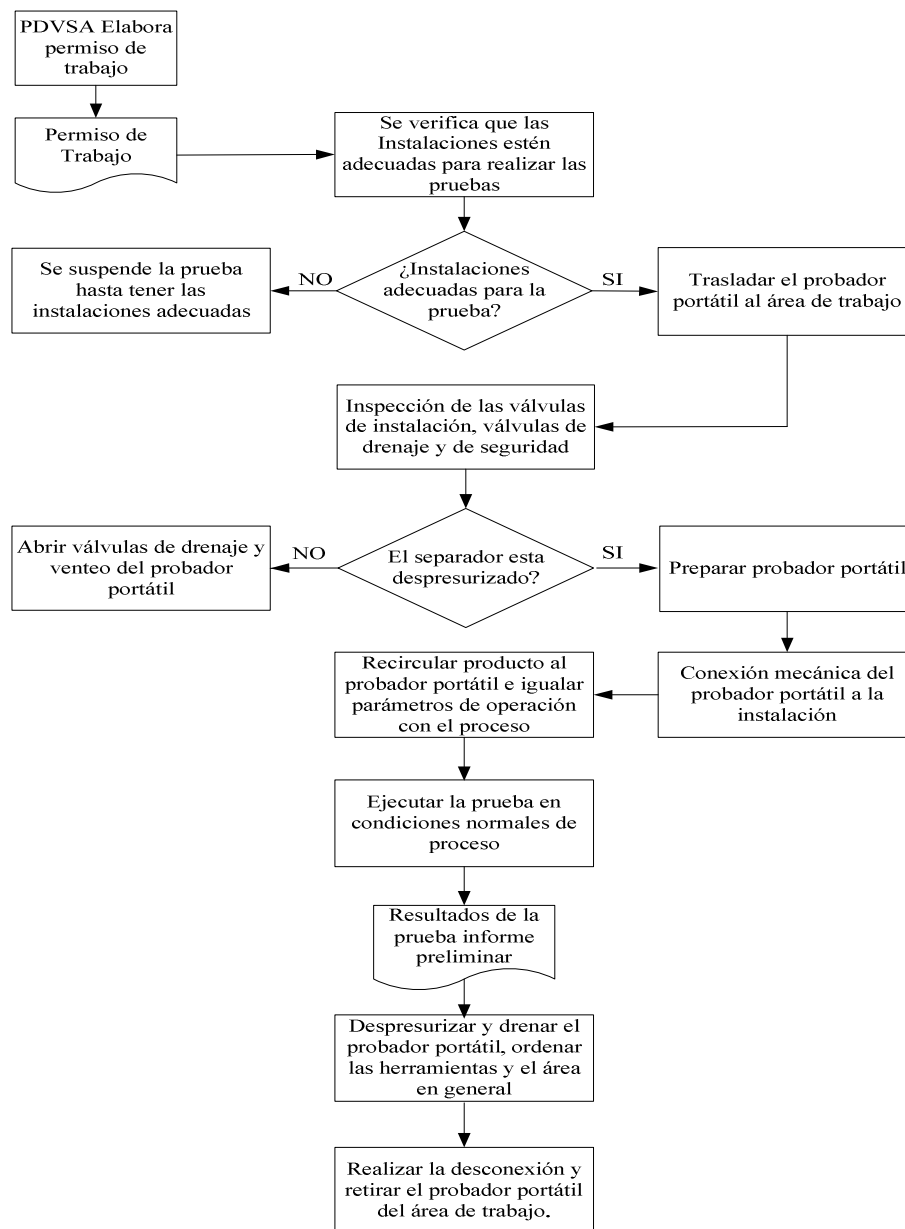


Figura N° 18. Esquema General del Procedimiento a seguir para Realizar las Pruebas de Pozos.

Adicionalmente al procedimiento antes descrito de separación y medición de los flujos se realiza la caracterización del crudo con la finalidad de conocer sus propiedades y condiciones, las cuales son la base para el estudio y tratamiento del

petróleo. La característica principal para la utilización de equipos de deshidratación del crudo, es la heterogeneidad del contenido de agua y la cantidad de emulsión, por ello, se determina el porcentaje de agua y sedimento mediante la Norma ASTM D-4007-81. (Agua y Sedimento por Centrifugación). Dicho porcentaje sirve además para determinar la cantidad de crudo neto producido.

La gravedad API del petróleo se determina mediante el método del termómetro-hidrómetro (ASTM D 287). Esta norma está basada en el principio de que la densidad de un líquido varía directamente con la profundidad de inmersión de un cuerpo que flote en él. De esta manera, se registra la gravedad del hidrómetro a la temperatura indicada en el termómetro. En la mayoría de los casos, en el skid de pruebas de pozos se cuenta con un laboratorio portátil que permite analizar la muestra justo antes de comenzar la medición de los fluidos, y dicha información se va anexando al informe preliminar, de esta manera se logra llevar registros mensuales del comportamiento de los pozos de crudo extrapesado pertenecientes al campo.

4.2 SELECCIÓN DEL RECIPIENTE PARA EL DISEÑO DEL SKID DE PRUEBAS DE POZOS

Se presentan a continuación los resultados obtenidos en la selección del recipiente para el diseño del skid de pruebas de pozos. En la Tabla N° 7, se puede observar el inventario realizado con los diferentes recipientes que inspeccionó el Departamento de Mantenimiento de PDVSA, la cual contiene información sobre las características principales de cada separador; como las dimensiones, la configuración y las condiciones de diseño. En la inspección realizada se evaluó la integridad mecánica y las condiciones externas de los separadores aplicando técnicas visuales y medición de espesores por ultrasonido. Una vez recopilada toda la información, se pudo discriminar cuáles estaban aptos para ser reutilizados y adaptados a los requerimientos del nuevo uso y cuáles no podrían operar de manera segura y confiable.

Tabla N° 7 Inventario de Recipientes Disponibles

Serial	Ubicación	Tipo	Dimensiones (pulgadas x pies)	Espesores Nominales (pulgadas)	Presión de Diseño (libras/plg ²)	Temperatura de Diseño (°F)
2BC-506	Estación de Flujo 7	Vertical	Ø 60" x 19' h	Cuerpo: 0,406" Cap Head: 0,750"	135	100
3144	Estación de Flujo 7	Vertical	Ø 36" x 12' h	Cuerpo: 0,250" Cap Head: 0,250"	125	250
E-532	Estación de Flujo 7	Horizontal	Ø 48" x 15' h	Cuerpo:0,562" Cap Head: 0,625"	250	100
E-589	SEF-03 Campo Amo	Vertical	Ø 48" x 15' h	Cuerpo: 0,250" Cap Head: 0,625"	106	100
E-633	ZED-05 Campo Mata	Vertical	Ø 48" x 12' h	Cuerpo:0,250" Cap Head: 0,375"	125	100
E-342	Dación ED- 6	Horizontal	Ø 36" x 10' h	Cuerpo: 0,187" Cap Head: 0,312"	125	100
E-326	Dación ED- 6	Horizontal	Ø 36" x 10' h	Cuerpo:0,187" Cap Head: 0,312"	200	100
E-368	Dación ED- 6	Horizontal	Ø 36" x 10' h	Cuerpo: 0,187" Cap Head: 0,312"	125	100
E-310	MEF-7	Horizontal	Ø 36" x 10' h	Cuerpo:0,500" Cap Head: 0,625"	250	100
M-805052	Almacén Depe	Horizontal	Ø 36" x 10' h	Cuerpo:1,00" Cap Head: 1,00"	900	212

Para llevar de °F a °C utilice: $^{\circ}C = (^{\circ}F - 32) \cdot 5 / 9$

Para llevar de pulgadas a metros multiplique por: 0,0254

Para llevar de pies a metros multiplique por: 0,3048

Para asegurar la integridad mecánica de los separadores fue necesario calcular la máxima presión permisible, esto se realizó según lo establecido en el código ASME Sección VIII - División 1 (Parágrafo UG-27 y UG-32).

$$P = \frac{S \cdot E \cdot t}{R - 0,4t} \quad \text{Ec. 36}$$

Donde P es la máxima presión permisible (*libras/plg²*), S es el esfuerzo permitido por el cuerpo (*libras/plg²*), E es la eficiencia de la junta (*adim*), R es el radio del separador (*pulgadas*), y t es la lectura del espesor mínimo (*pulgadas*).

La eficiencia de la junta y el esfuerzo permitido son datos de fabricación, en caso de desconocerse se asumen los datos de fabricación de menor resistencia (Según la Norma API 510). El radio depende de las dimensiones físicas del separador y el espesor mínimo es el obtenido por medio de la medición con ultrasonido.

En la Tabla N° 8 se muestran: El espesor mínimo medido en cada separador, el porcentaje de pérdida que representa dicho espesor y la presión de operación máxima permitida. Estos parámetros sirven para definir la integridad mecánica del recipiente considerándose como adecuados aquellos cuyo porcentaje de pérdida sea menor al 15%

Tabla N° 8 Porcentaje de Perdida y Presión Máxima Permisible

Serial	Espesores Nominales (pulgadas)	Espesor Mínimo (pulgadas)	% de Pérdida	Presión Máxima (libras/plg ²)
2BC-506	Cuerpo: 0,406" Cap Head: 0,750"	Cuerpo 0,346"	10,34%	132,4
3144	Cuerpo: 0,250" Cap Head: 0,250"	Cuerpo 0,247"	1,2%	118,6
E-532	Cuerpo:0,562" Cap Head: 0,625"	Cap Head 0,416"	33,44%	217,3
E-589	Cuerpo: 0,250" Cap Head: 0,625"	Cuerpo 0,247"	1,2%	101,9
E-633	Cuerpo:0,250" Cap Head: 0,375"	Cuerpo 0,249"	0,40%	113
E-326	Cuerpo:0,187" Cap Head: 0,312"	Cuerpo 0,168"	10,61	108,8
E-368	Cuerpo: 0,187" Cap Head: 0,312"	Cuerpo 0,170"	9,09	110

Tabla N° 8 Porcentaje de Perdida y Presión Máxima Permisible (Continuación)

Serial	Espesores Nominales (pulgadas)	Espesor Mínimo (pulgadas)	Porcentaje de Pérdida (%)	Presión Máxima (libras/plg ²)
E-342	Cuerpo: 0,187" Cap Head: 0,312"	Cuerpo 0,066"	64,71	42,7
E-310	Cuerpo: 0,500" Cap Head: 0,625"	Cuerpo 0,499"	0,2	250
M-805052	Cuerpo: 1,00" Cap Head: 1,00"	Cuerpo 0,870"	13	740

Es necesario destacar que la presión de diseño del recipiente debería ser la máxima permitida por el recipiente y ésta fue obtenida de la información reportada en la placa de identificación de cada separador y se refiere a presión máxima a la obtenida por medio del cálculo y la misma no debería exceder a la presión de diseño.

Para comprender cuando un separador está en condiciones de operar en forma segura, se analizarán los resultados de espesor mínimo, porcentaje de pérdida y presión máxima obtenidos en la evaluación al separador E-342. (Ver Tabla N° 8).

Para dicho separador el espesor mínimo fue de 0,066 pulgadas (0,00168 m), valor que se utilizó en la Ec.35 para calcular la máxima presión permisible de trabajo resultando de 42,7 libras/plg².

El porcentaje de pérdida se obtiene a partir del espesor mínimo medido, obteniendo que el separador tiene un porcentaje de pérdida de espesor del 64,71% con respecto al espesor nominal del recipiente que es de 0,187 pulgadas (0,00475 m).

Según estos resultados se puede determinar que el separador E-342 no está en condiciones para operar de manera segura y confiable, ya que se detectaron pérdidas de espesores en la pared del recipiente por encima del 60% respecto al espesor nominal de diseño, originando además que la máxima presión de trabajo este muy por debajo de la máxima presión de diseño del equipo.

Adicionalmente el separadores E-532, tampoco posee la integridad física necesaria para ser reutilizado o adaptado a los requerimientos del nuevo uso debido a que la pérdida de espesor es mayor al 15%.

Además de analizar los resultados obtenidos por medio de la medición de espesores y verificar la integridad mecánica de los separadores; cada recipiente debe contar con características apropiadas para ser adaptados como separador de pruebas de pozos y ser utilizados en el skid. A continuación se presenta una explicación de los diferentes parámetros seleccionados de los informes de inspección para la evaluación de los separadores por medio de la matriz de evaluación técnica.

A.- Área Requerida.

Se consideró el área requerida para la instalación de la opción en estudio. Tomando en cuenta que el equipo a diseñar debe ser trasladado en un tráiler, este es uno de los factores más importantes para la selección del separador, siendo el tamaño más apropiado de 10 pies (3,048 m) de largo y 36 pulgadas (0,9144 m) de diámetro o recipientes de menor dimensión.

B.- Presión Máxima Permisible.

Se refiere a la presión máxima a la que puede trabajar el separador. La importancia de este factor radica, en que ésta va a limitar los pozos del campo que pueden ser probados ya que el separador debe trabajar a una presión muy similar a las condiciones del pozo para poder obtener un valor representativo en la medida. En general, mientras mayor es la presión máxima permisible del separador es más apropiado para ser utilizado en el diseño.

C.- Temperatura Máxima Permisible

Al igual que la presión la temperatura es un factor importante para definir las condiciones a las cuales se va a realizar la prueba. Se consideró como adecuados los recipientes cuya temperatura máxima permisible se encuentre por el orden de los 100°F (37,78 °C).

D.- Condición de Boquillas y Accesorios.

Este parámetro está relacionado con la condición de las boquillas de las corrientes de entrada y salida del separador, así como también de los diferentes accesorios como

visores para el nivel de líquido, manómetros, etc. Los cuales son importantes para el funcionamiento óptimo del equipo y pueden significar un ahorro significativo para la construcción del separador.

E.- Soporte del Separador.

Por medio de la inspección visual de los recipientes se puede apreciar el estado de la estructura física sobre la cual reposa el separador, se desea encontrar en buen estado el soporte del mismo, para que este pueda resistir ser transportado en un tráiler con toda la instrumentación que se colocará en el separador.

F.- Sistemas de Seguridad.

En este ítem, se comparan los diferentes sistemas de seguridad con los que cuenta el separador para garantizar la operación segura del mismo. Ya que en el diseño se debe tener un nivel adecuado de protección para las personas que laboran en él, a instalaciones existentes, propiedades de terceros, y el medio ambiente. Para esto, se evaluará las condiciones de las válvulas de seguridad, y los sistemas de control del separador.

G.- Sistemas de Medición.

Por tratarse de un skid de prueba uno de los elementos a tomar en cuenta son los sistemas de medición del separador, ya que son utilizados para contabilizar los flujos. De contar con los equipos óptimos para la medición se obtendría un ahorro significativo en la inversión del skid.

En la Figura N° 19 se muestra el valor porcentual obtenido por cada parámetro y la evaluación de cada uno de los separadores, en donde; los parámetros están representados por las letras y la evaluación por los números.

En resumen, en la matriz se obtiene la sumatoria total del número de veces que aparece cada letra y posteriormente su valor en peso (0-100) %. Esta ponderación permitió evaluar cada separador, calificando con 5 si el comportamiento del parámetro es excelente en la opción de estudio y con 1 si la opción no satisface.

A.- Área Requerida		2B							TOTAL
B.- Presión Máxima Permissible		2B 3A							
C.- Temperatura Máxima Permissible		2B 4B 4A 3A							
D.-Condición de boquillas y Accesorios		2C 3C 3B 2B 1A 2A							
E.- Soporte del Separador		3D 3C 1C 2B 2B							
F.- Sistemas de Seguridad		4F 2F 2G 3G							
G.- Sistema de Medición		4G 2G							
FACTORES EVALUADOS		A	B	C	D	E	F	G	
MATRIZ DE OPCIONES	Resultados de La Ponderación	13	15	6	3	0	6	11	
	Peso (0-100)%:	24	28	11	6	0	11	20	
Separador E-326		5	3	3	3	-	1	1	286
Separador E-368		5	3	3	1	-	1	1	274
Separador E-310		5	5	3	4	-	3	1	370
Separador M-805052		5	5	3	3	-	1	1	342

Figura N° 19. Matriz de Evaluación Técnica para la Selección del Recipiente.

Según la información obtenida por medio de la matriz de evaluación las variables de mayor peso para la selección del separador son el área requerida y la presión máxima permisible obteniendo ponderaciones entre 24% y 28% respectivamente. Y los separadores más apropiados para el diseño son el M-805052 y el E-310, este último será el utilizado para el diseño debido a que obtuvo la mejor evaluación (370%). En la Figura N° 17 se puede apreciar el separador seleccionado.

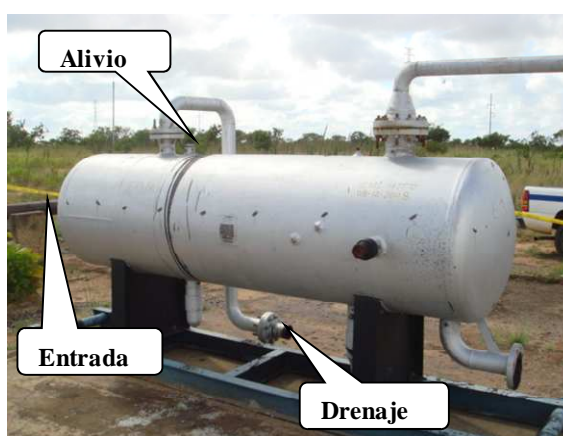


Figura N° 20. Separador E-310.

4.3 HOJA DE CÁLCULO CON DIFERENTES METODOLOGÍAS PARA LA DETERMINACIÓN DE LAS CAPACIDADES DE FLUJO DE LOS SEPARADORES BIFÁSICOS.

A continuación se presentan los resultados obtenidos en la determinación de las capacidades de flujo de gas y líquido para el separador seleccionado y los aspectos más importantes relacionados con la hoja de cálculo.

Para realizar los cálculos de la capacidad de flujo del separador se requiere de cierta información previa. La misma está compuesta por: Dimensiones, condiciones de operación, y propiedades físicas del fluido que será tratado.

En la Figura N° 21 se muestra la pantalla de introducción de los datos iniciales para llevar a cabo los cálculos por medio del compendio de hojas realizadas en Microsoft Office Excel 2007®, en las cuales se describen y calculan las capacidades de los separadores según los diferentes procedimientos expuestos en la metodología.

DATOS DEL SEPARADOR	Serial:	E-310	
	Ubicación:	MEF-7	
	Longitud del Separador (Pies)/ (in) =	10	120
	Diámetro del Separador (Pies)/ (in) =	3	36
	Diámetro de la boquilla de entrada (Pies) =	0,5	
	Distancia Vertical entre la boquilla de Entrada y la salida (Pies) =	-	
DATOS DE OPERACIÓN	Temperatura de Operación (*F) / (*R)=	100	560
	Presión de Operación (Psi):	250	
	Tiempo de Retención (min):	5	
	Temperatura Estandar (*F):	100	
	Presión Estandar (Psi):	14,7	
DATOS DEL FLUIDO	* API :	16	
	Factor Z del Gas:	0,99	
	Diámetro de la gota (micrones):	100	0,01
	Peso Molecular (Lb/mol):	23,312	
	Viscosidad del gas (Cp)	0,012	
	Viscosidad del crudo (Cp)	500	

Figura N° 21. Pantalla Inicial para la Introducción de los Datos Requeridos para el Cálculo de las Capacidades de los Separadores Horizontales.

Los diferentes datos utilizados para el cálculo de las capacidades de flujo corresponden al separador seleccionado anteriormente E-310, y los datos del fluido corresponden a los de un pozo perteneciente al campo del Distrito Sur de San Tomé.

En el Apéndice A se muestra el cálculo seguido para obtener los resultados que se muestran en la Figura N° 22 a continuación.

Separador	E-310		
Método	Normas Pdvsa	Handbook	Exxon
LÍQUIDO			
Altura Máxima (Pies)	1,25	1,25	1,25
Altura Mínima (Pies)	0,2	0,2	0,2
Volumen Máximo (bbl)	6,36	6,36	6,36
Tasa de Flujo Volumétrico (bbl/h)	76,34	-	76,34
Tasa de Flujo Volumétrico (bbl/d)	1832,18	-	1832,18
Tasa de Flujo Volumétrico Condiciones Estandar (bbl/d)	1785,32	1734,88	1785,32
VAPOR			
Tasa de Flujo Volumétrico (Pies ³ /seg)	10,64	-	10,54
Tasa de Flujo Volumétrico Condiciones Estandar (MMpc/d)	15,53	15,44	14,08

Figura N° 22. Pantalla de los Resultados Obtenidos en la Hoja de Cálculo.

Como se puede observar en la Figura N° 22; los resultados de las capacidades de flujo de los separadores pueden variar dependiendo del procedimiento de cálculo y los criterios de diseño utilizados, ya que cada empresa petrolera o fabricante de separadores tiene una metodología y un conjunto de criterios particulares.

En la Figura N° 22 se encuentran destacados los resultados obtenidos de las tasas de flujo volumétrico en condiciones estándar tanto para el líquido como para el vapor con los diferentes métodos.

Tomando como referencia lo obtenido con las Normas PDVSA, el porcentaje de desviación para la fase líquida con respecto al método de Ken Arnold es de 2,83 % y para la fase vapor es de 0,57%. Haciendo la misma comparación con el método de la EXXON, el porcentaje de desviación con respecto a las Normas PDVSA para la fase vapor es de 9,40%, mientras que los resultados obtenidos para la fase líquida no pueden ser comparados debido que se rigen por los mismos criterios. Por lo tanto a pesar de que las capacidades de flujo según los diferentes métodos, no son idénticos se aproximan considerablemente

Estos porcentajes de desviación se deben a la diferencia entre las metodologías, según las normas PDVSA y el método establecido por Ken Arnold; en la primera se toma en cuenta la ecuación de Sauders-Brown para la separación de las fases líquido-vapor, mientras que en la segunda se toma en cuenta la ley de Stokes, en la cual, se considera el coeficiente de arrastre en función del tamaño de la partícula de líquido. Mientras que método de la EXXON, se rige por los mismos criterios de las Normas PDVSA para la fase líquida, y para los cálculos de la fase vapor solo difiere en la forma de calcular la velocidad del gas. Obteniendo una menor velocidad de gas y en consecuencia una disminución en la tasa de flujo.

4.4 BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO

Seleccionar el recipiente a utilizar y determinar las capacidades de flujo del separador, permitió establecer las bases y criterios para el desarrollo del diseño.

4.4.1 Bases de Diseño

En las bases de diseño se presentan los diferentes parámetros a tomar en cuenta en el desarrollo del proyecto, en esta sección se especifica la capacidad del equipo, las condiciones del proceso, las condiciones del sitio, las normas aplicables, entre otros.

Límite de Batería del Proyecto

El límite de batería de este proyecto alcanza la línea de alimentación hacia el separador de prueba, los equipos a instalar, el separador, las tuberías de salida del

separador y la instrumentación requerida.

Capacidad del Separador

La capacidad del separador fue determinada a partir de los resultados presentados en la Figura N° 22. De esta manera, el separador debe tener una configuración y dimensiones de forma tal que pueda manejar una mezcla multifásica proveniente de los pozos petroleros pertenecientes al Distrito San Tomé, que cumplan con la condición de que la tasa de producción no sea mayor a 1800 bbl/d y una tasa de gas de 3,5MMpc/d.

Presión y Temperatura de Operación

A continuación se indican las condiciones de presión y temperatura máxima de operación, valores fijados a partir de las condiciones de operación permisible del separador seleccionado E-310.

Tabla N° 9. Condiciones de Operación Máxima del Separador

Descripción	Datos
Presión (libras/plg ²)	250
Temperatura (°F)	100

La temperatura y presión de operación dependerán de las condiciones de cada pozo, teniendo como máximas condiciones las especificadas anteriormente.

Características y Condiciones de Operación

Se hizo uso del simulador HYSYS Versión 3.2, de Hyprotech® para verificar la separación y realizar la simulación del funcionamiento básico del separador. En el Apéndice C se muestran los detalles de dicha simulación, donde los criterios utilizados fueron los siguientes:

- ✓ Presión de entrada al separador 250 libras/plg² y 100 °F como la temperatura del fluido a la entrada del separador. Según las condiciones de máxima operación del separador. (Véase Tabla N° 9).

- ✓ Se considera la máxima volumetría de crudo a manejar en el separador de acuerdo a la máxima capacidad del mismo 1800 bbl/d, 3,5 MMpc/d de gas y un porcentaje de 5% de agua de la corriente total. Gravedad API del Crudo 16 °API.
- ✓ Dimensiones del separador: Diámetro 36 pulgadas y altura 10 pies, valores tomados del separador seleccionado para el diseño.
- ✓ La caracterización a utilizar para realizar la simulación del separador se muestra en el ANEXO E.

Para dichas condiciones se obtiene con el simulador un flujo en el tope del separador de $1,36 \cdot 10^4$ kg/h y por el fondo $1,165 \cdot 10^4$ kg/h, a 240 libras/plg² y 99,15 °F. En el ANEXO F se puede apreciar el reporte obtenido en la simulación, en donde se detallan los resultados obtenidos.

Condiciones Ambientales y Meteorológicas

Debido a que el sistema a diseñar es un equipo portátil, se pueden establecer las condiciones ambientales de los campos de petróleo extrapesado pertenecientes al Distrito San Tomé, en donde se mantendrá operando el skid de pruebas de pozos, en la Tabla N° 10 se muestran dichas condiciones, proporcionadas por el Departamento de Ambiente de PDVSA

Tabla N° 10 Condiciones ambientales y meteorológicas.

Descripción	Unidades	Datos
Temperatura Promedio	(°F)	80
Temperatura Máxima	(°F)	89,2
Temperatura Mínima	(°F)	70
Humedad Relativa (Promedio)	(%)	66.6
Presión Barométrica	(libras/plg ²)	14,3
Temporada Lluviosa	---	Junio – Septiembre
Velocidad viento promedio (Mín. /Máx.)	(km/h)	4,8 / 7

Tabla N° 10. Condiciones Ambientales y Meteorológicas. (Continuación).

Descripción	Unidades	Datos
Pluviosidad Media	(mm/año)	1024,5
Dirección Dominante del viento	---	Este-Noreste (ENE)
Altura promedio sobre el nivel del mar	(m)	190
Zona Sísmica (Según Covenin – Funvisis, 1982)	---	2

Por lo general, dicha información es utilizada en la elaboración de los planes de respuesta y control de emergencia realizados en la ingeniería de detalles a fin de disminuir los peligros y riesgos de operación. Por ejemplo, para ubicar el skid se debe tomar en cuenta la dirección dominante del viento para evitar lesiones al operador en caso de presentarse fugas de gas en el equipo.

Normas específicas para Equipos de Proceso y Tuberías

Además de todas las normas mencionadas a lo largo del desarrollo del proyecto, a continuación se indican algunas de las normas específicas, tomadas en cuenta para el diseño del equipo.

Tuberías

PDVSA L-TP-1.5: Cálculo Hidráulico de Tuberías.

PDVSA –90616.1.024: Dimensionamiento de Tuberías de Proceso.

ASME B31.4-2002: “Pipeline Transportation Systems for Liquid Hydrocarbons and Other Liquids”.

ASME B31.3-2002: “Process Piping”.

Diagramas de procesos

PDVSA L-TP 1-1: Procedimiento de Ingeniería – Preparación de Diagramas de Proceso.

PDVSA L-TP 1-3: Procedimiento de Ingeniería – Identificación y Numeración de Tuberías.

Separadores

PDVSA MDP-03-S-01: Separación Física. Tambores Separadores. Principios Básicos.

PDVSA MDP-03-S-03: Separación Física. Tambores Separadores Líquido – Vapor.

Criterio de Temperatura y Presión de diseño

PDVSA MDP-01-DP-01, “Temperatura y Presión de Diseño”

Identificación de Equipos e Instrumentos

PDVSA MP10-05-01. “Estandarización de Nomenclatura para Puntos de Bases de Datos”

Electricidad

PDVSA N-253 VOL 4-1 “Electricidad”

4.4.2 Criterios de Diseño

En general existen requerimientos básicos para el diseño óptimo del equipo, éstos deberán aplicarse en la medida que sea posible, entre los criterios más importantes se destacan los siguientes:

- ✓ El diseño debe simplificar la operación y mantenimiento del sistema y debe llevar implícita la ergonomía del mismo.
- ✓ La conservación del ambiente es prioritaria. Donde sea posible, los alivios de corrientes que contengan hidrocarburos deben ser descargados a sistemas cerrados. En caso de que el alivio a la atmósfera sea inevitable, se debe garantizar la ubicación segura de tal alivio.
- ✓ La disposición de equipos debe resultar funcional y lógica, además de cumplir con las distancias y separaciones señaladas por las normas de seguridad.

- ✓ Diseño compatible con las tecnologías usadas y aprobadas por PDVSA.
- ✓ La filosofía de operación y control del separador conjuntamente con el diagrama de instrumentación y tuberías.

Diseño de Tuberías

- ✓ Las presiones y temperatura de diseño fueron especificadas tal como se indica a continuación: La temperatura de diseño será la máxima temperatura de operación más 50 °F (10°C) y la presión de diseño para tuberías debe ser consistente con la presión de diseño para los recipientes y equipos a los cuales se conectan. En ningún caso la presión de diseño será menor de 50 libras/plg².
- ✓ El flujo en las tuberías será obtenido por medio del simulador HYSYS Versión 3.2, de Hyprotech al simular el funcionamiento básico del separador.
- ✓ Para el establecimiento de las velocidades en líneas que transportan fluidos, según las dimensiones de las tuberías y del fluido a manejar, se tomaron en consideración los criterios establecidos en el ANEXO A y el ANEXO B.
- ✓ El material de la tubería fue seleccionado según el flujo de servicio de acuerdo a la Norma PDVSA N° H221/ANSI B31.3. La cual establece para hidrocarburos en general tuberías de acero al carbono, identificadas como BA4. En el ANEXO D se encuentran las características específicas según este tipo de tubería.

Sistema de Unidades

El sistema de unidades a ser empleado debe ser parte del Sistema Internacional de Unidades (SI). No obstante se utilizaron Unidades Inglesas dado su uso frecuente en PDVSA para los siguientes parámetros: presión (libras/plg²), temperatura (°F), caudal volumétrico de gas (MMpc/d), caudal volumétrico de líquido (bbl/d), diámetros nominales de tuberías (pulgadas), altura del separador (pie), haciendo referencia al valor correspondiente en el SI para facilitar el entendimiento de la información.

Seguridad o Aislamiento

Se aplicará aislamiento para protección del personal a las superficies en caso de que cumplan con las siguientes condiciones:

- ✓ Cuando la temperatura de la superficie sea mayor de 150 °F (65,55 °C).
- ✓ Cuando la superficie debe estar confinada dentro de áreas de trabajo normal y situado donde el personal podría inadvertidamente hacer contacto con ella.

Servicios

Se requiere de energía eléctrica para la operación del sistema, el cual debe poseer suficiente capacidad para manejar los equipos y la instrumentación.

La alimentación de potencia eléctrica para los sistemas de control e instrumentos de control que así lo requieran, deberá ser suministrada a través de rectificadores con banco de baterías. Estas fuentes deberán tener un tablero de distribución con la cantidad de circuitos requeridos para alimentación. Cada circuito deberá estar dedicado a alimentar uno y solo un equipo y deberá poseer las protecciones contra sobre corriente requeridas. Se debe considerar un 20% de reserva para los circuitos del tablero de distribución.

Los sistemas de respaldo de energía deberán tener como mínimo una autonomía de 4 horas a plena carga.

Selección de Válvulas

Las válvulas son los elementos que controlan los fluidos, en cualquier línea de conducción, debido a esto la adecuada selección es muy importante para obtener el mejor servicio a bajo costo. Por lo tanto se establecieron los siguientes criterios a considerar para la selección de las válvulas.

Válvulas de Compuerta: Cuando se requiera una mínima caída de presión, son válvulas de operación On-Off (Completamente abierta o completamente cerrada) y contienen alivios de presión automáticos en el cuerpo.

Válvula de Retención: Se utilizarán para evitar retroflujo, ya que estas válvulas permiten el flujo del fluido en una dirección solamente y evitan que éste retroceda.

Válvula de Tapón: Este tipo de válvula trabaja totalmente abierta o cerrada y con una mínima caída de presión, provee sellos herméticos requiriendo ¼ de vuelta para abrir o cerrar.

Válvulas de Bola: Al igual que las válvulas de tapón operan con ¼ de vuelta para abrir o cerrar, utilizadas normalmente en toma de muestras. Estas válvulas son de acción más rápida y de cierre más hermético que las válvulas de globo o de compuerta del tipo convencional.

Válvulas globo: son unidireccionales, comúnmente son utilizadas como válvulas de regulación, es de vueltas múltiples, y el cierre se logra por medio de un disco o tapón que corta el paso del fluido.

Válvula de Aguja: Se utilizará para instrumentos, ya que se logran estrangulamientos muy precisos, usándose también en aplicaciones con grandes presiones y/o grandes temperaturas.

El criterio utilizado para la selección del ANSI según la presión de trabajo es el siguiente: Presión Baja ANSI 150/300, Presión Media ANSI 600 y Presión Alta ANSI 900/1500/2500.

Otros Instrumentos

- ✓ Se especificará a detalle los instrumentos utilizados para la medición del flujo de crudo y gas, abarcando costo, dimensiones, proveedores, precisión, etc.
- ✓ Se determinarán las características generales de toda la instrumentación secundaria requerida para el óptimo funcionamiento del separador.
- ✓ Los criterios o consideraciones de los instrumentos serán expuestos en las especificaciones de cada uno.

4.5 SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS E INSTRUMENTOS ÓPTIMOS PARA LA MEDICIÓN DEL FLUJO DE CRUDO, GAS Y AGUA, DENSIDAD, PRESIÓN Y TEMPERATURA.

El skid de pruebas de pozos cuenta con diferentes instrumentos que en armonía harán posible el óptimo funcionamiento del equipo. Por tratarse de un separador destinado a la medición de los flujos, es de suma importancia los instrumentos seleccionados para tal fin, a continuación se muestra la comparación realizada con los diferentes medidores y posteriormente el seleccionado para el diseño.

En la Figura N° 23 se puede apreciar el mercado de medidores de caudal para el año 2004, y sirve de referencia para ver modo claro la interrelación entre la precisión de los distintos tipos de medidores y su costo.

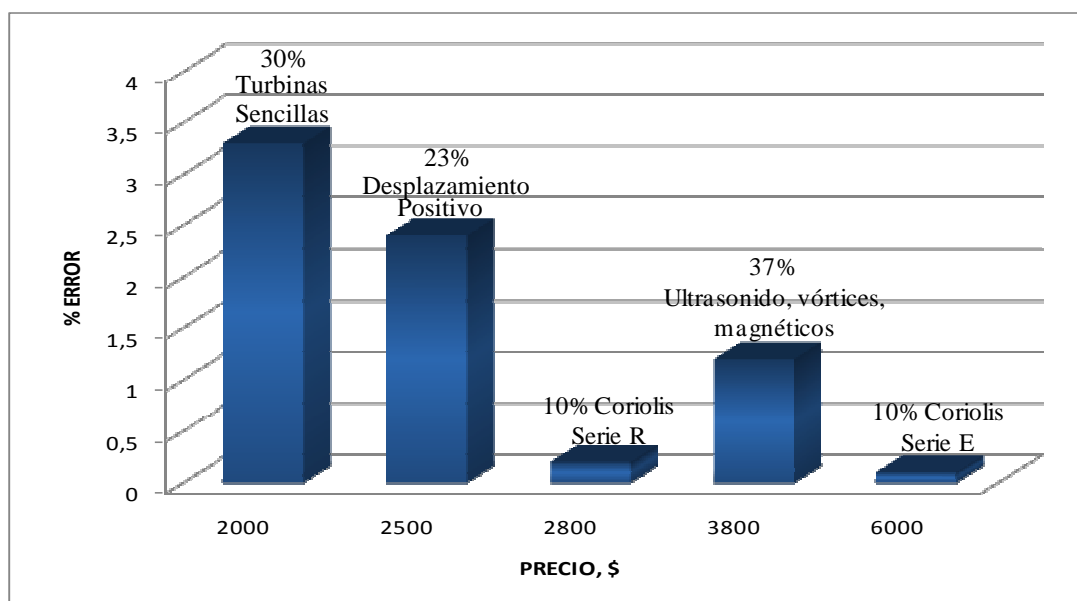


Figura N° 23. Mercado de medidores de Caudal. (Fernández, 2004).

En la gama de bajo costo pero baja precisión se encuentran los medidores de tipo turbina, con un costo de 2000 \$ y una precisión de 3,3 %, abarcando el 30% del mercado. En el otro extremo se encuentran los medidores tipo Coriolis Serie E, con una precisión del 0,1% y un costo comparativamente alto, del orden de 6000\$, sin embargo se ha desarrollado la serie R, el cual es un medidor que conserva gran parte

de las características de la serie E, ya que es de alta precisión pero con un precio inferior al orden de los 2800\$.

Debido a la gran variedad de medidores, para la selección del apropiado existen diferentes parámetros a ser evaluados en cada una de las opciones. En este caso, se tomaron en cuenta los tres de mayor importancia establecidos por la empresa y partir de éstos se realizó la selección del medidor por medio del método de decisión múltiple binario. Dichos parámetros son: A) Precisión, B) Costo del equipo y C) La experiencia de la empresa.

En la Tabla N°11 se muestra la ponderación obtenida, al comparar cada parámetro con los demás, asignando uno (1) al más importante y cero (0) al menos importante

Tabla N°11 Ponderación de los Parámetros para la Selección del Medidor

	A	B	C	SP	Peso (%)
A	-	1	1	2	40
B	0	-	1	1	20
C	1	1	-	2	40
			ST	5	100

En la Tabla N°11 se muestra la sumatoria de puntos que obtuvo cada parámetro (SP) y el peso en porcentaje de cada uno; se observa que los más influyentes son la precisión y la experiencia de la empresa. En la Tabla N° 12 se muestra el procedimiento seguido para la evaluación del parámetro Precisión en cada una de las alternativas, luego de conocer que éste tiene un peso porcentual de 40% entre los 3 parámetros evaluables.

Tabla N° 12. Evaluación de la Precisión en cada Alternativa

	A _C	B _P	C _D	D _T	E _V	SP	%
A _C	-	1	1	1	1	4	40
B _P	0	-	1	1	0	2	20
C _D	0	0	-	1	0	1	10
D _T	0	0	0	-	0	0	0
E _V	0	1	1	1	-	3	30
					Total	10	100

Donde A_C =Medidor Coriolis, B_p =Medidores por presión Diferencial, C_D = Medidores por desplazamiento Positivo, D_T =Medidores tipo Turbinas y E_v = Vortex.

De igual manera, se evalúan los otros dos parámetros (Costo y Experiencia de la empresa) en cada Alternativa; en la Tabla N°13 se muestra los resultados del comportamiento de los diferentes medidores disponibles en el mercado.

Tabla N°13 Evaluación de las Alternativas

	Coriolis		Presión Diferencial		Desplazamiento Positivo		Turbinas		Vortex	
	A	0,1-0,5%	40	1-3%	20	2,5-3%	10	3,5-4%	0	1-2%
B	2795\$	20	2570\$	30	4325\$	0	3500\$	10	2490\$	40
C	Alta	40	Media	20	Media Alta	30	Media	20	Baja	0

De la Tabla N°13 se puede observar que el medidor que obtuvo mayor ponderación sobre el parámetro A (Precisión) fue el Coriolis, siendo ésta de 40 %, mientras que el Vortex fue el más atractivo en cuanto a costo se refiere.

Finalmente se determina la puntuación obtenida por cada medidor frente a la ponderación de cada parámetro. Dicha evaluación se realiza por medio de la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Evaluado} = \left(\frac{\% \text{ ALT}}{100\%} \right) \cdot \% \text{ PRT} \tag{Ec. 37}$$

Donde % *ALT* es el valor obtenido en la comparación de las alternativa (Tabla N°13) y el % *PRT* es la ponderación obtenida por cada parámetro al ser comparados entre sí (Tabla N°12).

Por ejemplo, para la evaluación final del medidor Coriolis con respecto a la precisión se tiene que % *ALT* A_C es de 40% y el % *PRT* A es de 40% por lo tanto el % *Evaluado* es de 16%.

De igual manera se realiza con el resto de los medidores y parámetros. En la Tabla N° 14 se muestra el resultado obtenido de dicha evaluación.

Tabla N° 14 Resultado final de la evaluación

	Coriolis	Presión Diferencial	Desplazamiento o Positivo	Turbinas	Vortex	%
A	16	8	4	0	12	40
B	4	6	0	2	8	20
C	16	8	12	4	0	40
Total	36	22	16	6	20	100

De acuerdo con la información presentada, el método de decisión múltiple binario indica que el Coriolis es el medidor que mejor se ajusta a las necesidades del sistema, resultado que era de esperarse ya que desde el año 2000 este tipo de medidor es uno de los que está en la vanguardia en lo que a medición se refiere, según lo establece Reese Borel en la revista española Ingeniería Química y actualmente en la empresa estos son los medidores que se están adoptando para el desarrollo de la mayoría de las ingenierías, como lo refiere en su publicación sobre Requerimientos Industriales en PDVSA (Harris, F. 2008).

Sin embargo, se requiere afinar la selección ya que en el mercado existen diferentes medidores de flujo másico que podrían ser utilizados en el skid de pruebas de pozos. La compañía que actualmente lleva los contratos con PDVSA de los medidores de flujo por efecto Coriolis, es Process Management EMERSON, la cual ofrece un amplio catálogo de sus productos con información detallada de ingeniería, por lo cual la tarea se limita a seleccionar del portafolio de esta compañía, el medidor que mejor se ajuste a las necesidades del skid de pruebas de pozos; es decir que sea compacto, de alta precisión, baja repetibilidad, de operación conocida, etc. En la Figura N° 24 se muestran los diferentes diseños del catálogo de la empresa.

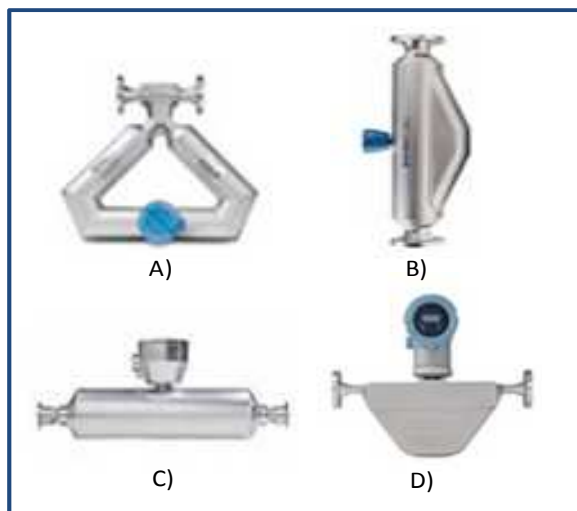


Figura N° 24. Medidores de Flujo Másico por efecto Coriolis: A) Elite, B) Serie F, C) Serie T, y D) Serie R. (Extraído de Emerson, 2009)

En la Tabla N° 15, se muestran las especificaciones de estos medidores, encontrando características como las variables que miden, la precisión y la Repetibilidad de cada uno.

Tabla N° 15 Características de los diferentes Medidores (Emerson, 2009)

Medidor	Variable Medida	Precisión	Repetibilidad
ELITE	Flujo:		
	Líquido	± 0,10%	± 0,05%
	Gas	± 0,35%	± 0,20%
	Densidad (Líquido)	± 0,5 kg/m ³	± 2,0 kg/m ³
	Temperatura	± 0,5 °C	± 0,2 °C
SERIE T	Flujo:		
	Líquido	± 0,15%	± 0,05%
	Densidad (Líquido)	± 2 kg/m ³	± 1,0 kg/m ³
	Temperatura	± 0,5 °C	± 0,2 °C
SERIE F	Flujo:		
	Líquido	± 0,20%	± 0,10%
	Gas	± 0,70%	± 0,35%
	Densidad (Líquido)	± 2,0 kg/m ³	± 1,0 kg/m ³
	Temperatura	± 0,5 °C	± 0,2 °C
SERIE R	Flujo:		
	Líquido	± 0,5%	± 0,25%
	Gas	± 0,5%	± 0,50%
	Temperatura	± 0,5 °C	± 0,2 °C

En la búsqueda de la factibilidad económica del proyecto, se solicitó a Process Management EMERSON, un estimado de costo, a fin de facilitar la selección de la instrumentación para la medición de los flujos de gas y líquido.

En la Tabla N° 16 se encuentran los diferentes medidores que se adaptan a las condiciones del proceso y el costo asociado a cada uno.

Tabla N° 16 Costo de los Medidores de Caudal. (Emerson, 2009).

Medidor	Variable Medida	Serial	Capacidad	Costo (BsF)
ELITE	Flujo: Líquido	CMF100	13600 l/h	186.933,51
	Gas	CMF200	15239 kg/h	218.224,52
SERIE T	Flujo: Líquido	T075	14000 l/h	168.786,64
SERIE F	Flujo: Líquido	F100S	32650 l/h	142.211,59
	Gas	F200S	14900 kg/h	169.200,87
SERIE R	Flujo: Líquido	R100S	32650 l/h	108.323,61
	Gas	R200S	14500 kg/h	129.402,03

Debido a que la medición del flujo de líquido es una de las variables de mayor importancia en el proceso de evaluación de los pozos, el instrumento seleccionado para el diseño es el CMF100, por ser el de mayor precisión y baja repetibilidad para la medición tanto del flujo de líquido como de la densidad, el cual tiene un costo de BsF 186.933,51 y para balancear el costo de la inversión, para la medición de la tasa de gas se utilizará el R200S cuyo costo es de BsF 129.402,03 debido a que ofrece los mismos beneficios que distinguen a otras gamas de este tipo de instrumentos, pero a un precio que lo convierte en la mejor alternativa.

Analizador de Corte de Agua

Antes de conocer las especificaciones requeridas para el medidor de corte de agua, es necesario conocer y entender el funcionamiento del mismo. Los analizadores de corte de agua, utilizan la técnica de medición basada en un principio conocido como oscilador de tracción de carga. En donde, la carga de un oscilador es una guía de ondas rígida compuesta por un tubo exterior y un conductor central.

El espacio entre el tubo y el conductor central es por donde circula el fluido a medir. Con esta configuración, el medidor se asemeja a un cable coaxial. La única diferencia es que el cable coaxial tiene un material dieléctrico invariable que llena el espacio entre el conductor central y la malla exterior. Mientras que en los medidores de corte de agua, el dieléctrico es la emulsión de agua y petróleo a medir.

La onda electromagnética generada por el oscilador, se propaga a una velocidad que depende pura y exclusivamente del material dieléctrico que llena el espacio entre el conductor central y el conductor exterior (malla del cable o el tubo del analizador). Así por ejemplo para altos contenidos de agua implica baja velocidad de microondas (baja frecuencia) y viceversa para altos contenidos de Petróleo, como se puede observar en la Figura N° 25.

Debido a que el petróleo tiene una constante dieléctrica de aproximadamente 2 y el agua de aproximadamente 80. Cuando la emulsión cambia de 0 a 100% de agua, la constante dieléctrica cambia en la misma medida. Esta variación es vista por el oscilador como una variación de carga muy grande que cambia su frecuencia de operación en forma proporcional al porcentaje de agua o petróleo

El equipo requerido para la medición del porcentaje de agua en crudo a la salida del separador (Figura N° 26), debe tener como mínimo, las siguientes características:

- ✓ Rango de Medición 0-100% de agua en crudo
- ✓ Montaje en línea de 4" y de fácil mantenimiento
- ✓ El equipo debe ser diseñado para un rango de densidad de crudo de 10 a 20 grados API

- ✓ Alimentación eléctrica de 24VDC
- ✓ Repetibilidad no mayor al 0,01% para todo el rango de operación
- ✓ El equipo debe tener la capacidad de mostrar los resultados a través de un display local.
- ✓ La precisión de la medición no se debe ver afectada por la salinidad, temperatura o viscosidad del crudo.

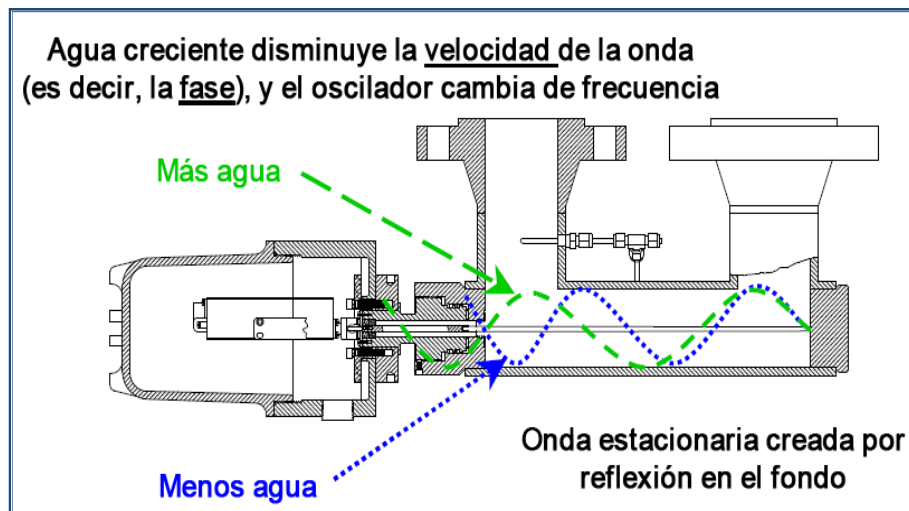


Figura N° 25. Funcionamiento del Medidor de Corte de Agua. (Extraído Phase Dynamics).



Figura N° 26. Medidor de Corte de Agua (Extraído Phase Dynamics).

Luego de conocer en detalle los equipos seleccionados para el análisis de los fluidos, se presentan las especificaciones requeridas para el resto de la instrumentación. Seleccionada a partir de las características y condiciones de operación del separador y rangos típicos de estos tipos de instrumentos

Transmisor Indicador de Presión

Para el correcto funcionamiento del skid de pruebas de pozos, los transmisores indicadores de presión deberán cumplir con las siguientes características:

- ✓ El fluido del transmisor indicador de presión debe ser capaz de soportar la máxima temperatura del proceso.
- ✓ El transmisor deberá estar diseñado para soportar una sobrepresión igual a dos (2) veces la presión de operación.
- ✓ Para montaje en soporte de 2" sobre el separador.
- ✓ Tensión de alimentación de 24 VDC.
- ✓ Salida de datos de 4-20 mA debido a que es la recomendable en aplicaciones industriales.
- ✓ Precisión $\pm 0,05$ %
- ✓ Repetibilidad mejor a $\pm 0,02$ % para todo el rango de medición.

En la Figura N° 27 se puede observar el modelo típico de un transmisor de presión diferencial.



Figura N° 27. Transmisor Indicador de Presión. (IDP PDVSA, 2009).

Transmisor Indicador de Temperatura

Todos los sensores transmisores indicadores de temperatura, deberán cumplir con las siguientes características:

- ✓ Rango de temperatura de 0 a 200 °F
- ✓ Para montaje en soporte de 2"
- ✓ Tensión de alimentación de 24 VDC.
- ✓ Salida de datos de 4-20 mA debido a que es la recomendable en aplicaciones industriales.
- ✓ Precisión $\pm 0,05$ %
- ✓ Repetibilidad mejor a $\pm 0,04$ % para todo el rango de medición.

En la Figura N° 28 se puede observar el modelo típico de un transmisor de indicador de temperatura



Figura N° 28. Transmisor indicador de temperatura. (IDP PDVSA, 2009).

Indicador de Presión

Los indicadores de presión (Figura N° 29) deberán cumplir con las siguientes especificaciones:

- ✓ Rango de trabajo de 1-300 libras/plg² con el objetivo de que la presión normal de operación se encuentre entre el 50% de la escala y la máxima presión de operación no exceda el fondo de la escala
- ✓ Precisión $\pm 0,05$ %

- ✓ Repetibilidad mejor a $\pm 0,04\%$ para todo el rango de medición.



Figura N° 29. Indicador de Presión. (IDP PDVSA, 2009)

La selección de estos instrumentos será definida en la etapa de Ingeniería de detalles, donde, los instrumentos a utilizar deberán ser similares o superiores en calidad a los utilizados actualmente por la empresa. Dando preferencia a los existentes en los Almacenes, y los que no se tengan en inventario, deberán ser adquiridos en lo posible en el mercado venezolano, con el fin de agilizar las compras y reposiciones.

Depurador de Gas Instrumento

El depurador de Gas instrumento funciona bajo los mismos principios de los separadores gas líquido, su función principal es separar las gotas de líquido que arrastra el gas, por lo que debe ser capaz de manejar grandes cantidades de vapor y pequeñas cantidades de líquido, siendo este flujo poco variable, ya que el mismo es previamente controlado aguas arriba al depurador. Debido a lo antes mencionado, la configuración del separador debe ser vertical.

El objetivo de utilizar un depurador es de aprovechar al máximo los recursos disponibles ya que el gas, puede ser recuperado y utilizado para el funcionamiento de los instrumentos.

El gas será utilizado en las válvulas de control principalmente, debido a que el resto de la instrumentación es eléctrica, en Tabla N° 17 se muestra el requerimiento típico de gas para válvulas de control, de esta manera se puede definir el requerimiento de gas para el funcionamiento óptimo del equipo.

Tabla N° 17 Requerimiento de Gas para Instrumentos (Harris, 2008)

Equipo		Instrumento		Requerimiento de Gas (pies ³ /min)	
Tipo	Cantidad	Válvula	Cantidad	Por instrumento	Subtotal
Separador de Prueba	1	Válvula de control	2	0.78 (*)	1.56
Total de Gas Requerido					11.2
Factor de Diseño					25 %
Consumo de Gas para Instrumentos (Total)					14

Para cumplir con los requerimientos anteriores se recomienda utilizar un depurador de gas instrumento de 6" de diámetro y 2' de altura, que manejan una capacidad aproximada de 1,09 MMpc/d de gas y 2,5 bbl/d de líquido respectivamente, y como máximo un depurador de 8" de diámetro y 4' de altura con capacidades de 1,8 MMpc/d y 4,8 bbl/d. Dichas valores fueron tomados como referencia del los equipos empleados por la empresa de pruebas de pozos CONSERMAGA Los mismos deberán ser corroborados en la etapa de ingeniería de detalles del proyecto

4.6 CONFIGURACIÓN ÓPTIMA DEL SKID DE PRUEBAS DE POZOS

Para determinar la configuración óptima del skid de pruebas de pozos, se tomaron los atributos y restricciones de los sistemas utilizados actualmente por PDVSA, con el fin de diseñar con los recursos disponibles, un equipo que reúna las características que satisfaga las necesidades de la empresa.

A continuación se presenta una breve descripción de los dos equipos utilizados, para realizar las pruebas de pozos y lo seleccionado de cada uno de ellos.

Actualmente las pruebas de pozos se realizan por medio de medidores multifásicos Figura N° 30 o por medio de separadores de prueba convencionales Figura N° 31.

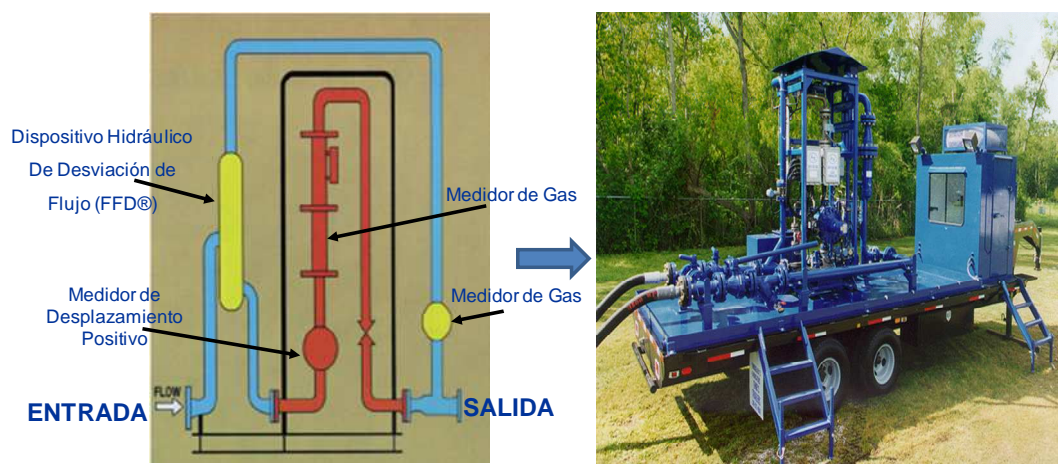


Figura N° 30. Medición Multifásica. (AGAR, 2009).



Figura N° 31. Separadores de Prueba Convencionales. (CONSERMAGA, 2009).

En la tabla a continuación se puede apreciar las ventajas y desventajas de los sistemas anteriores.

Tabla N° 18 Ventajas y Desventajas de las Diferentes Tecnologías

SEPARADORES DE PRUEBA CON TANQUE	
VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> ✓ Esta técnica es ampliamente conocida y probada ✓ Se asegura una medición real para cada nivel de presión ✓ Facilidad para toma de muestras cuando se requiera. ✓ Son más económicos que los medidores multifásicos ✓ Fácil de construir 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Requieren mayor espacio físico por el tamaño y número de equipos que involucra. ✓ Se ventea el gas a la atmósfera ✓ Mayor mantenimiento ✓ Requiere tanque para hacer la medición del crudo por el método del aforo ✓ Se requiere de un procedimiento adicional para regresar el crudo que se encuentra en el tanque a las estaciones de flujo o de descarga, implicando un costo adicional
MEDIDORES MULTIFÁSICOS	
VENTAJAS	DESVENTAJAS
<ul style="list-style-type: none"> ✓ Medición altamente precisa, en tiempo real ✓ Requiere poco Mantenimiento ✓ Menor incertidumbre que el sistema convencional ya que la medición es continua. ✓ Requiere espacio físico reducido ✓ No se ventea gas a la atmósfera ya que se unen las corrientes ✓ Medición del corte de agua de la mezcla y densidad del crudo en línea 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Tecnología no suficientemente probada para altas relaciones gas-líquido ✓ Estos medidores son bastante costosos, y en su sistema de medición, utilizan un elemento radioactivo, y no se tiene experiencia sobre la posible contaminación al personal que lo opera ✓ A pesar de que los suplidores de estos tipos de medidores, ofrecen una alta precisión en la medición de los diferentes fluidos, la experiencia operacional indica lo contrario.

En base a la información presentada, se desea que el skid de pruebas de pozos cuente con las siguientes características:

- ✓ Medición del corte de agua de la mezcla y densidad del crudo en línea.

- ✓ Medición del crudo en línea con la instrumentación apropiada es decir sin necesidad de utilizar tanque y contabilizar el crudo por el método del aforo, eliminando de esta manera el procedimiento adicional para regresar el crudo a las estaciones de flujo o de descarga respectivamente.
- ✓ Sin ventear gas a la atmósfera.
- ✓ Con tecnología fácil de entender y usar por el operador.
- ✓ De bajo costo.

Partiendo de lo establecido, se elaboraron los diferentes diagramas del proceso que permitieron definir la configuración final del skid pruebas de pozos.

4.6.1 Diagrama de Flujo del Proceso, Diagrama de Instrumentación y Tuberías y Plano Mecánico del Equipo.

Se presentan varios diagramas que permitirán llevar a cabo las diferentes actividades de ingeniería y construcción del skid de pruebas de pozos. Y los cuales forman parte importante para el cumplimiento de la ingeniería básica en el desarrollo de proyectos.

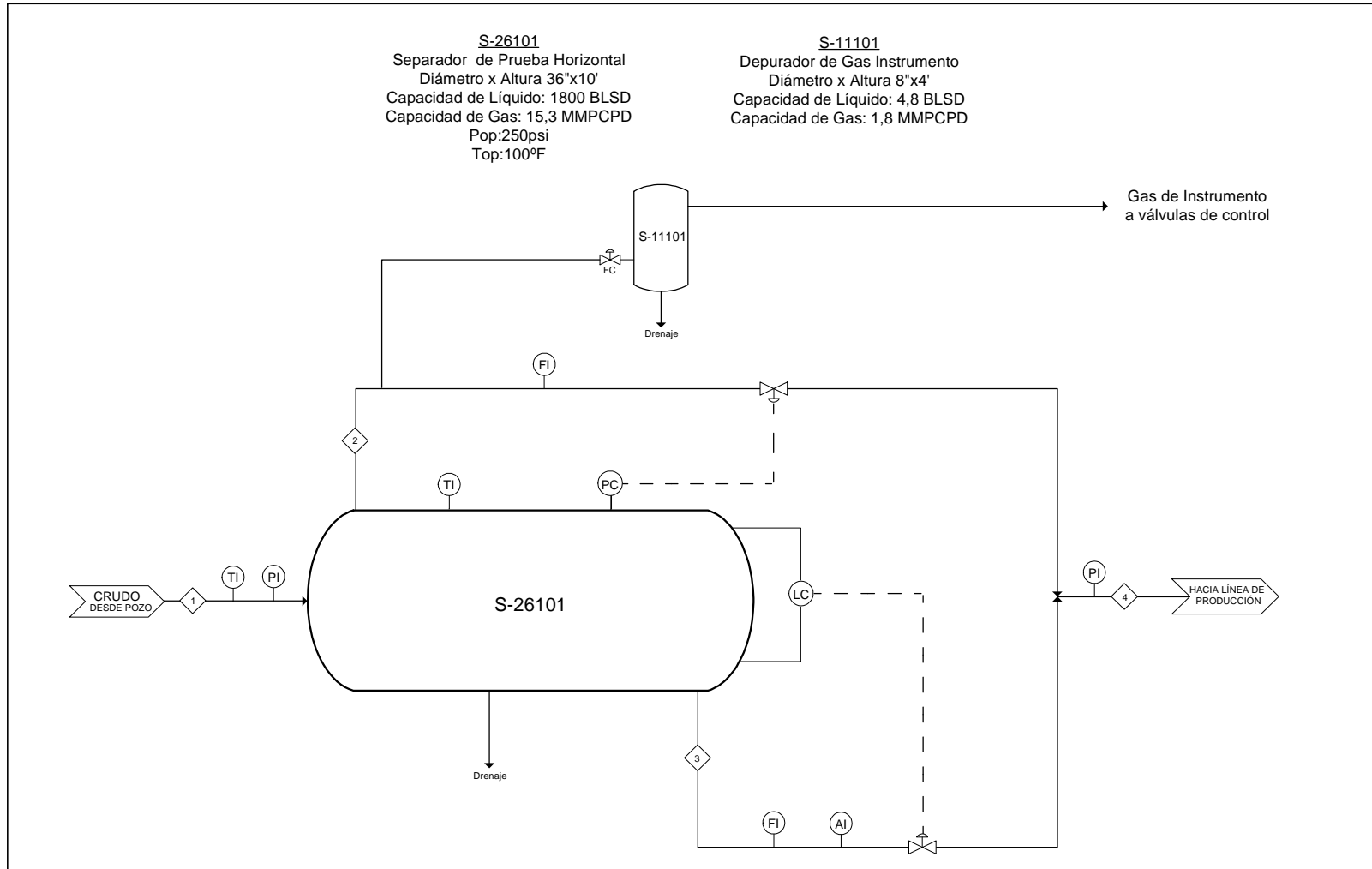
El diagrama de flujo del proceso (Plano N°1), en el cual se representan los equipos principales del proceso y sus características, los procedimientos de control básico, y el cual sirvió de guía para la elaboración del diagrama de tuberías e instrumentación.


El diagrama de tuberías e instrumentación (Plano N°2), en el cual se representa un esquema explícito de los equipos del proceso y sus características, así como también de las tuberías y diferentes válvulas utilizadas para el diseño, además se muestran los procedimientos de control detallados aplicados al sistema.

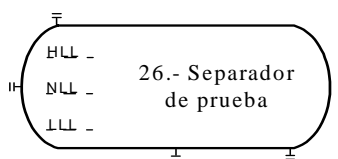
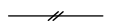










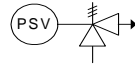
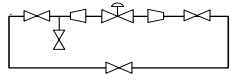
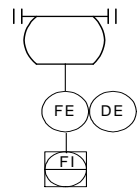
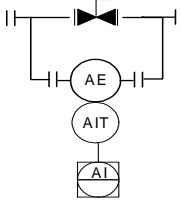
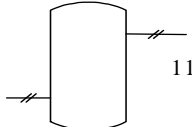


Para un mejor entendimiento de los diferentes diagramas se elaboró un plano con toda la simbología y leyenda utilizada (Plano N°3). Nomenclatura extraída del procedimiento para la preparación de diagramas de proceso de PDVSA y lo establecido en las Normas ISA, en donde se especifica la correcta numeración de los equipos, tuberías, válvulas y la identificación de los diferentes instrumentos.

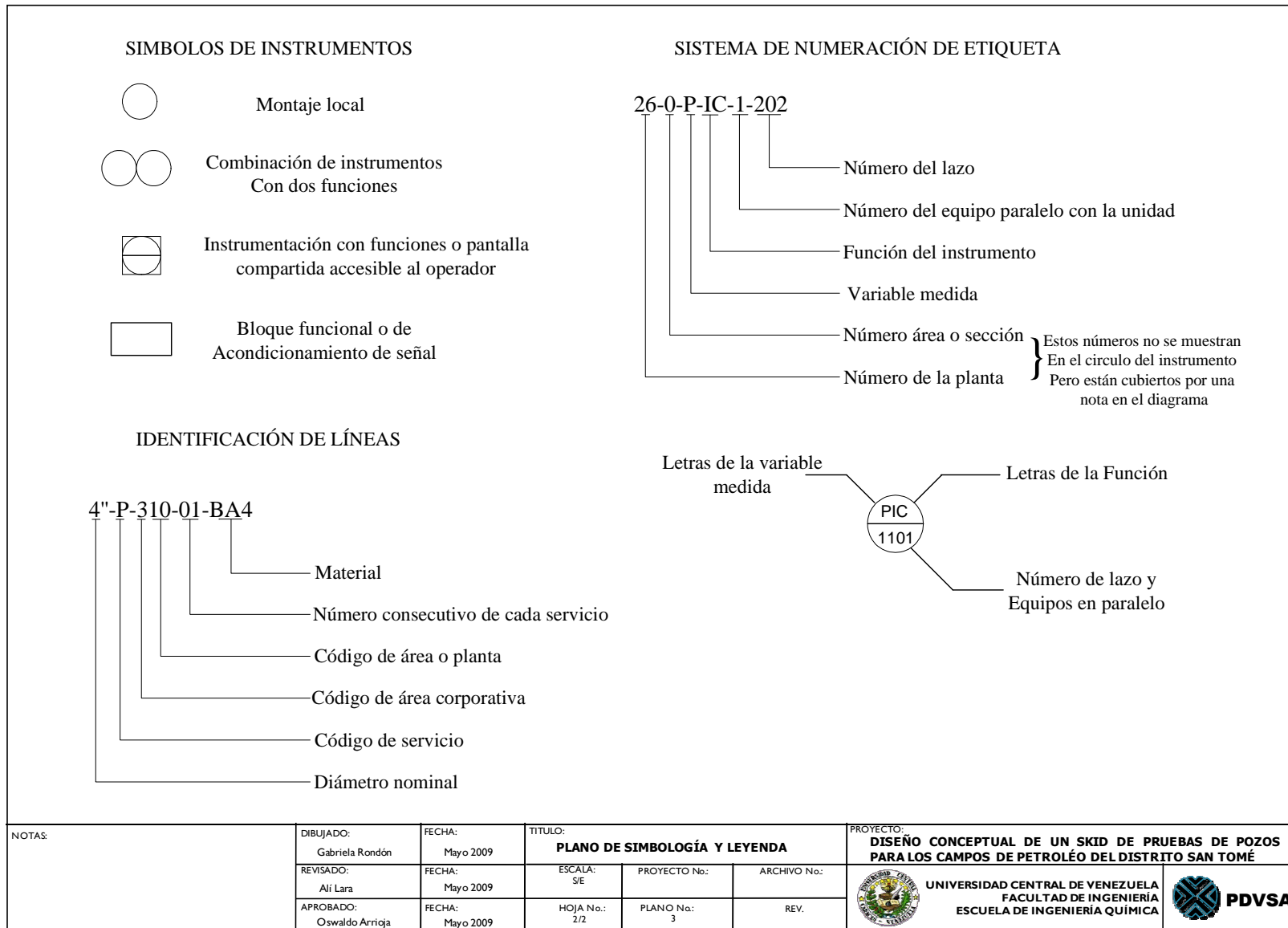
Finalmente se presenta el plano mecánico (Plano N°4), en donde se puede apreciar la configuración final con medidas exactas del skid de medición en el patín portátil y la disposición de los equipos que conforman el diseño final del medidor.

Para una mejor comprensión de los diferentes diagramas se recomienda leer la filosofía de control y operación. En ésta, se narra detalladamente la operación del equipo en condiciones normales de operación y el funcionamiento de los diferentes lazos de control que mantendrán las operaciones de la unidad en un ambiente seguro, tanto para el personal operativo como para el sistema en general.



NOTAS:	DIBUJADO: Gabriela Rondón	FECHA: Mayo 2009	TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP)			PROYECTO: DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SKID DE PRUEBAS DE POZOS PARA LOS CAMPOS DE PETROLÉO DEL DISTRITO SAN TOMÉ
	REVISADO: Alí Lara	FECHA: Mayo 2009	ESCALA: S/E	PROYECTO No.:	ARCHIVO No.:	 UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
	APROBADO: Oswaldo Arrieja	FECHA: Mayo 2009	HOJA No.:	PLANO No.:	REV.:	

SIMBOLOS DE EQUIPOS		SIMBOLOS DE LÍNEAS		IDENTIFICACIÓN DE INSTRUMENTOS	
		 Señal neumática  Señal eléctrica  Línea de proceso  Tubería flexible  Filtro		AE Instrumento de análisis AIT Transmisor Indicador de análisis DE Elemento de densidad FE Elemento de caudal FI Indicador de caudal FCV Válvula de control de caudal PC Controlador de presión PCV Válvula de control de presión PI Indicador de presión PIT Transmisor indicador de presión PSV Válvula de seguridad y alivio PY Rele de presión LAH Alarma de alto nivel LAL Alarma de bajo nivel LC Controlador de nivel LCV Válvula de control de nivel LG Nivel de cristal LIT Transmisor indicador de nivel LG Nivel de cristal LSH Interruptor de nivel alto LSL Interruptor de nivel bajo TI Indicador de temperatura TD Drenaje Portátil	
SIMBOLOS DE VÁLVULAS		INSTRUMENTOS			
 Válvula de tapón  Válvula de globo  Válvula de compuerta  Válvula de Retención (VR)  Válvula de aguja  Válvula de Control  Válvula de alivio de presión  Múltiple típico de válvulas de control		 Medidor de Flujo Coriolis  Medidor de Corte De Agua  11.- Depurador de gas instrumento			
NOTAS:		DIBUJADO: Gabriela Rondón	FECHA: Mayo 2009	TITULO: PLANO DE SIMBOLOGÍA Y LEYENDA	
		REVISADO: Alí Lara	FECHA: Mayo 2009	PROYECTO No.:	ARCHIVO No.:
		APROBADO: Oswaldo Arrija	FECHA: Mayo 2009	HOJA No.: 1/2	PLANO No.: 3
				REV.	
				PROYECTO: DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SKID DE PRUEBAS DE POZOS PARA LOS CAMPOS DE PETROLÉO DEL DISTRITO SAN TOMÉ	
				 UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA	
					



4.6.2 Filosofía de Operación y Control

Por medio de la conexión del skid de pruebas, se hace fluir una corriente multifásica desde el pozo, hasta el separador S-26101, a través de la tubería 4"-P-310-01-BA4.

En dicha tubería se encuentra un indicador de presión PI-2601001 y un indicador de temperatura TI-2601001, con el objetivo de monitorear constantemente las condiciones de entrada al separador. De igual manera se cuenta con dos (2) válvulas; una de tapón 4"-VT-300#-01 la cual da el acceso del flujo al separador, por lo tanto dicha válvula se mantiene normalmente abierta y se cierra solo al terminar la prueba para impedir el paso del flujo al skid. Y una válvula de retención 4"-VR-300#-01 la cual asegura que el flujo entre al separador y evita flujo inverso a la entrada del mismo.

Para que ocurra la correcta separación de las fases y la medición de los fluidos, es necesario tener bajo control dos (2) parámetros operacionales; la presión del separador y el nivel.

El control de nivel de crudo del separador es a través del transmisor LIT-2601001, el cual envía la señal al controlador LIC-2601001 y actúa sobre la válvula LCV-2601001, garantizando de esta manera que el nivel de crudo en el recipiente se mantenga en el rango deseado y asegurando que se cumpla el tiempo de retención mínimo para que ocurra la separación.

El llenado y vaciado del separador ocurre entre el rango permitido por el LIT-2601001, el cual se encuentra por encima del LLL y del NLL sin llegar al HLL.

Adicionalmente, el Separador Mecánico tiene un interruptor de nivel alto HLL-2601001 que envía la señal al sistema de control en caso de que el nivel del separador sobrepase este punto, generando además una alarma LAH-2601001. Y un interruptor de nivel bajo LLL-2601001, el cual enviará la señal al sistema de control, generando además una alarma LAL-2601001.

La falla de la válvula es cerrada o aire para abrir, a modo de garantizar que los instrumentos instalados en la línea de líquido del separador se mantengan empacados y no se obstruyan, y se mantenga un tapón de líquido en el separador. Por lo tanto, en caso de disminuir el nivel del separador por debajo del punto de control la válvula debe cerrar es decir debe disminuir la señal, por lo que la acción del controlador es directa.

La presión de operación del separador, es controlada mediante la manipulación de la corriente de salida del gas. En este caso el transmisor PIT-2601001, colocado en el tope del separador, es el encargado de enviar la señal al controlador PIC-2601001, siendo el elemento final de control la válvula PCV-2601001. De esta manera se garantiza que la presión del separador este en el punto de operación deseado.

La falla de la válvula es abierta o aire para cerrar, a fin de evitar sobrepresión en el separador, en este caso si ocurre un aumento en la presión, la válvula de control PCV-2601001 debe abrir, para esto se debe disminuir la señal por lo que la acción del controlador es inversa.

En la línea de salida del crudo se tienen dos instrumentos que diferencia al skid convencional de pruebas de pozos del sistema propuesto, este es uno de los atributos tomado del sistema de medición multifásico, por lo tanto su importancia ya que permiten que se cumpla con el objetivo principal del skid de pruebas de pozos, dichos instrumentos son: el indicador de análisis AI-2601001 y el indicador de caudal FI-2601001, los cuales permiten tener en campo una medida del porcentaje de agua y sedimento o corte de agua y del flujo producido durante la prueba, respectivamente.

En la línea de salida de gas se tiene de igual manera un medidor de caudal por efecto coriolis FI-2601002 y la conexión de la corriente que va al depurador de gas.

Adicionalmente, el separador tiene los siguientes instrumentos:

- ✓ Un indicador de temperatura local TI-2601002, para monitoreo del operador en campo.
- ✓ Una válvula de alivio de presión, PSV-2601001

Sistema de Suministro de Aire de Instrumentos.

El depurador S-1101 proporciona el aire requerido por la instrumentación asociada al separador. El cabezal de alimentación de este sistema tiene los siguientes dispositivos de instrumentación y control.

- ✓ Válvula autoreguladora de presión PCV-111001, la cual regula el flujo de entrada al depurador y de esta manera la presión.
- ✓ Indicador de presión PI-111001, para monitoreo en campo de la presión del depurador de aire de instrumentos.
- ✓ Una válvula de alivio de presión, PSV-1110001

Para evitar el venteo de gas a la atmósfera, el cual es otro de los atributos del diseño, luego de la medición de los fluidos las corrientes se unen en un punto de mezcla. El punto de mezcla de las dos corrientes es la tubería 4"-P-310-04-BA4, esta tubería tiene un arreglo en forma de "Y", el cual permite una distribución uniforme del flujo hacia la línea de producción. Adicionalmente se colocaron dos (2) válvulas de retención 4"-VR-300#-02 y 4"-VR-300#-03 a fin de asegurar la unión de las corrientes.

El diseño tiene como ventaja que la conexión del medidor se efectúa entre los cabezales de prueba de cada múltiple de prueba o válvula multipuerto y los trenes de producción de cada instalación; de modo que el flujo medido se incorpora a producción general por el tren de producción correspondiente al mismo nivel de presión al cual se realizó la prueba.

Una vez realizados los diferentes diagramas del proceso se puede elaborar una lista resumen con los materiales básicos requeridos para el diseño del skid de pruebas de pozos la cual, en conjunto con los diferentes planos del proceso, son necesarios para solicitar ante la Gerencia Administrativa del Distrito San Tomé el estimado de costos clase V del proyecto. En la Tabla N° 19 se muestra los materiales básicos requeridos para el diseño del skid de pruebas de pozos.

Tabla N° 19. Lista de Controladores de Válvulas.

Controladores					
Identificación	Variable Controlada	Variable Manipulada	Elemento Final	Tipo de Controlador	Acción del Controlador
LC-2601001	Nivel del Separador	Flujo de Fondo	4"-300#-01	P	Directa
PC-2601001	Presión del Separador	Flujo de Tope	4"-300#-02	PI	Inversa
Válvulas de Control					
Identificación	Tipo		Variable Manipulada	Falla	
LCV-260100	Válvula de Globo		Flujo de salida de líquido del Separador	Cerrada	
PCV-2601001	Válvula de Globo		Flujo de salida de gas del Separador	Abierta	
PCV-1101001	Válvula de Globo		Flujo de entrada de gas al Depurados	Cerrada	
Válvulas de Proceso					
Identificación	Ubicación	Tipo		Operación	
4"-VT-300#-01	Línea de Entrada al Separador	Válvula de Tapón		Abierta	
4"-VT-300#-02	Línea de salida de líquido del separador	Válvula de Tapón		Abierta	
4"-VT-300#-03	Línea paralela de instrumento de medición AI-2601001	Válvula de Tapón		Cerrada	
3"-VT-300#-01	Línea de salida de purga del separador	Válvula de Tapón		Cerrada	
1/2"-VT-300#-01	Línea de Entrada al Depurador	Válvula de Tapón		Abierta	
3/4"-VT-300#-01	Línea de Purga del Depurador	Válvula de Tapón		Cerrada	
4"-VR-300#-01	Línea de Entrada al Separador	Válvula de Retención		Abierta	

Tabla N° 20. Lista de Válvulas e Instrumentos.

Válvulas de Proceso			
Identificación	Ubicación	Tipo	Operación
4"-VR-300#-02	Línea de salida de líquido del separador	Válvula de Retención	Abierta
4"-VR-300#-03	Línea de salida de gas del separador	Válvula de Retención	Abierta
PSV-2601001	Válvula de seguridad del separador	Válvula de Seguridad	-
PSV-2601001	Válvula de seguridad del separador	Válvula de Seguridad	-
PSV-1101001	Válvula de seguridad del depurador	Válvula de Seguridad	-
Instrumentos			
Identificación	Ubicación	Servicio	Rango
TI-2601001	Línea 4"-P-310-01-BA4	Indicador de temperatura a la entrada del separador	(0-200)°F
TI-2601001	Separador de prueba por medio de sockolet de ½" de diámetro	Indicador de temperatura del separador	(0-200)°F
PI-2601001	Línea 4"-P-310-01-BA4	Manómetro indicador de presión a la entrada del separador	(0 – 300)libras/plg ²
PI-1101001	Tope del depurador por medio de sockolet de ½" de diámetro	Manómetro indicador de presión del depurador.	(0 – 100)libras/plg ²
LG-2601001	Nivel separador de prueba	Visor de nivel	-
A1-2601001	Salida de líquido del separador Línea 4"-P-310-02-BA4	Analizador de Corte de Agua: Registrador de % de agua en el crudo	0-100%
FI-2601001	Salida de líquido del separador Línea 4"-P-310-02-BA4	Medidor de flujo y densidad de líquido	Hasta 13600 l/h
FI-2601002	Salida de gas del separador Línea 4"-GG-310-01-BA4	Medidor de flujo de gas	Hasta 14500 kg/h
LC-2601001	control de nivel del separador	Controlador de nivel	(3 a 14) "
PC-2601001	control de presión del separador	Controlador de presión	Hasta 300 libras/plg ²

4.7 ANÁLISIS COSTO BENEFICIO

Para cumplir con el último objetivo de este Trabajo Especial de Grado, se presenta el análisis del estudio económico, el cual es de vital importancia para definir la rentabilidad del proyecto. Para realizar el Análisis Costo Beneficio, se solicitó ante la Gerencia Administrativa de San Tomé un estimado de costos clase V. Debido a que la información es confidencial no puede ser anexada a este trabajo. Sin embargo, la Tabla N° 21 se compila la información necesaria para realizar el estudio.

Tabla N° 21 Estimado de Costos.

Descripción	Unidad	Cantidad	Costo BsF	%
INGENIERÍA				
Ingeniería Básica	H-H	337	28.657,90	40,00
Ingeniería de Detalles	H-H	506	42.986,86	60,00
Costo Total Ingeniería			71644,76	100,00
PROCURA DE EQUIPOS MAYORES				
Accesorios Mecánicos	Unid	15	207.200,10	13,90
Procura de Instrumentación	Unid	22	750.000,00	50,32
Acondicionamiento al Separador de Prueba 36" X 10'	Unid	1	400.000,00	26,84
Procura de la Plataforma	Unid	1	133.169,00	8,00
Sub Total			1.490.369,10	100
Contingencia (10%)			149.036,91	
Costo Total Procura			1.639.406,01	
CONSTRUCCIÓN				
Obras de Instrumentación	-	-	15.000,00	23,12
Obras Mecánicas	-	-	32.000,00	49,32
Obras Eléctricas	-	-	2.886,00	4,45
Prueba Hidrostática	-	-	15.000,00	23,12
Sub Total			64.886,00	100
Contingencia (10%)			6.488,00	
Costo Total de Construcción			71.473,60	
Costo Total del Proyecto			1.782.425,37	

Como se pudo observar en la tabla anterior, la inversión para llevar a cabo el proyecto es de BsF 1.782.425,37. Esta se obtuvo tomando en cuenta el costo de las horas-hombre necesarias para culminar el diseño, el costo por la procura de los equipos mayores y los costos por la construcción del skid.

Luego de conocer la inversión total, es necesario saber cuánto invierte actualmente PDVSA en realizar las pruebas de pozos con compañías externas. En la Tabla N° 22 se muestra dicho costo.

Tabla N° 22 Costo por Prueba con Compañías externas.

N°	Posición/Partida	Unidad	Precio Unitario	Cantidad por Prueba	Total por Prueba
1	Prueba de Pozos	Horas	888,90 (BsF/h)	4	3.555,60
2	Tiempo de Traslado en Campo operacional	Horas	618,75 (BsF/h)	1	618,75
3	Conexión de facilidades mecánicas	Horas	505,85 (BsF/h)	1	505,85
4	Desconexión de facilidades mecánicas	Horas	505,85 (BsF/h)	1	505,85
5	Tiempo de espera y estabilización	Horas	888,90 (BsF/h)	1	888,90
6	Camión Vacum	Prueba	1000,00	1	1000,00
7	Mano de obra	Día laboral	1958,64	1	1958,64
Costo por Prueba					9033,59
IVA (12%)					1.084,03
Costo Total por Prueba					10.117,62

En la Tabla N° 22 se puede observar el costo total de realizar las pruebas de pozos con compañías externas. Destacando que diariamente se realizan tres pruebas, los 30 días del mes, es decir se realizan en total 90 pruebas mensuales.

A continuación se estima cuánto costaría realizar las pruebas de pozos con el equipo propio, para ello en primer lugar; en la Tabla N° 23 se establece una breve

comparación de los costos de la fuerza laboral de la compañía externa con respecto a los de PDVSA.

Tabla N° 23 Comparación de la Mano de Obra de PDVSA y la Compañía Externa

Descripción	Cant.	Propio PDVSA			Externo		
		BsF/Mes	BsF/Día	Bs/Hr	BsF/Mes	BsF/Día	Bs/Hr
Chofer	1	4.410,00	147,00	18,38	7.790,10	259,67	32,46
Obrero	1	4.200,00	140,00	17,50	7.770,90	259,03	32,38
Ingeniero en Campo	1	10.150,00	338,33	42,29	18.402,90	613,43	76,68
Técnico de Ensayo	1	8.050,00	268,33	33,54	14.886,00	496,20	62,03
Inspector SHA	1	8.225,00	247,17	34,27	9.909,30	330,31	41,29
TOTAL		35.035,00	1.167,83	145,98	58.759,20	1.958,64	244,83

En base a la información presentada, se puede estimar cuánto costaría realizar las pruebas de pozos con el equipo propio, para esto se tomará como horizonte económico un año, tiempo que establece PDVSA para el estudio de este tipo de proyectos.

Al realizar las pruebas de pozos con el skid propuesto, se eliminan los costos por el traslado del equipo, la conexión y desconexión del sistema, y el tiempo de estabilización, debido a que estos costos son considerados dentro de las actividades propias que debe realizar el equipo que opera el skid, es decir están incluidos en los costos por la mano de obra.

De igual manera se suprimen los costos relacionados al alquiler del vacum debido a que el diseño del skid tiene la facilidad de regresar la mezcla multifásica, nuevamente a la línea de producción.

Por lo tanto, el costo de la prueba se limita a la inversión y a la mano de obra. Para esto, se divide la inversión total entre la cantidad de pruebas que se pueden realizar dentro del periodo en estudio considerando 2 meses de parada por mantenimiento del equipo. Resultando el costo por prueba de BsF 1980,47, añadiéndole la mano de obra de BsF 1.167, 83 y el impuesto al valor agregado el costo total de la prueba sería de

BsF 3.526,10. En la Tabla N° 24 se puede observar la comparación entre dichos costos.

Tabla N° 24 Diferencia del Costo de las Pruebas de Pozos

Empresa	Costo Prueba	Pruebas por día	Pruebas por mes	Costo por mes BsF	Costo Anual BsF/Año
Externa	10.117,62	3	90	910.585,87	10.970.030,46
PDVSA	3.526,10	3	90	284.076,97	3.408.923,58
Diferencia	6.591,21			626.508,90	7.518.106,88

Al observar la diferencia de los costos entre realizar la prueba de pozos con la compañía externa y el equipo propuesto se encuentra que hay un ahorro del 65 % si se construye el skid de pruebas de pozos.

Para calcular la relación costo beneficio, se considera como costo, el valor de realizar las pruebas de pozos con el equipo propio y el beneficio se ve representado con la diferencia que implica, utilizar el equipo de la compañía externa en comparación con el equipo propio. En la Tabla N° 25 se puede observar la relación Costo Beneficio del proyecto.

Tabla N° 25 Relación Costo Beneficio

Costo	Beneficio	Relación (B/C)
3.526,10	6.591,21	1,86

Como el resultado de la relación Costo Beneficio es mayor a 1, significa que los ingresos son superiores a los egresos, es decir el beneficio es mayor al gasto, por lo que el proyecto es rentable.

4.8 ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD: HAZOP

El análisis de riesgo del sistema se realizó con el objetivo de identificar las desviaciones en el proceso o sistemas de diseño, y conocer los problemas de riesgo y operación. Se consideró el método de análisis de riesgo y operabilidad, HAZOP, debido a que este método ayuda a la resolución de problemas no detectados inicialmente en la fase de diseño. Además, las modificaciones que pudieron surgir se agregaron fácilmente al diseño.

Este estudio se realizó aplicando la técnica de análisis de desviaciones en la operación normal de la instalación y sus posibles eventos, sistemas de protección existentes, aplicación de la matriz de jerarquización riesgos y emisión de las recomendaciones.

Para la realización del HAZOP, se recopiló en su última revisión y estaban disponibles para su consulta durante el estudio la información básica siguiente:

- ✓ Filosofía de Operación y Control.
- ✓ Diagramas de Instrumentación y Tuberías.

El procedimiento para analizar el sistema involucró los pasos siguientes:

1. Definición del área de estudio.
2. Definición de nodos (subsistemas del proceso).
3. Definición de las palabras clave.
4. Definición de las desviaciones a estudiar (combinación de las palabras clave y las variables involucradas en los nodos)
5. Sesiones HAZOP (aplicación sistemática del método).

Las causas analizadas durante el HAZOP debían estar dentro de las condiciones de borde del subsistema o Nodo analizado. Sin embargo, las consecuencias de una determinada causa podían ocurrir en cualquier lugar (por ejemplo las consecuencias podrían estar fuera de los bordes del subsistema o Nodo analizado). En los casos donde los sistemas o medidas de seguridad se consideraron inadecuados, se propusieron otros elementos para mitigar o prevenir el peligro o problema.

En el skid de pruebas de pozos se definieron 4 nodos para garantizar un mejor análisis. En la Tabla N° 26 se describen cada uno de los nodos seleccionados

Tabla N° 26 Definición de Nodos

Nodo	Sección	Parámetro
1	Tubería de entrada al separador 4"-P-310-01-BA4	Corriente de flujo multifásica
2	Separador S -26101 (Salida de Crudo) (Salida de Gas)	Fluido Líquido (Crudo)
3	Depurador S-11101	Gas de Instrumentos
4	Tubería de salida del separador desde las válvulas 4"-VR-300#-01/02 hasta la tubería 4"-P-310-04-BA4	Corriente de flujo multifásica

Luego de seleccionar los nodos de estudio, se definieron las siguientes palabras guías para la estructuración de las sesiones del HAZOP.

Tabla N° 27 Definición de Palabras Claves

Variable	Palabra guía	Desviación
Flujo	Mas	Alto Flujo
	Menos	Bajo Flujo
	No Flujo	Cero Flujo
Presión	Mas	Alta Presión
	Menos	Baja Presión
	No Presión	Cero Presión
Nivel	Mas	Alto Flujo
	Menos	Bajo Flujo
	No Nivel	Cero Nivel

Definición de las desviaciones a estudiar y sesiones HAZOP

Para cada nodo se planteó de forma sistemática todas las desviaciones que implicaba cada palabra clave para una determinada variable. Luego, en las sesiones HAZOP se determinaron las posibles causas, consecuencias, protección (acciones de respuesta a las desviaciones ya establecidas en la fase de diseño del sistema). Se aplicó la matriz de riesgo, se fijaron las acciones requeridas y finalmente se emitieron recomendaciones.

Para la aplicación de la matriz de riesgo ANEXO G, fue necesario definir el grado de severidad y frecuencia ANEXO H y ANEXO I respectivamente; en la primera se evalúa la afectación de la desviación en diferentes categorías (Personas, Activos, Ambiente e Imagen) prevaleciendo la calificación más alta del riesgo. Y en la segunda se definen y describen los diferentes grados de frecuencia: Posible, Poco Probable, Probable, Muy Probable y Cierto.

Toda esta información y aplicación de la matriz de riesgo, se presenta en forma esquemática en las siguientes tablas, que sistematiza la entrada de datos y el análisis posterior.

Tabla N° 28. Matriz de Riesgo, Nodo 1

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
FLUJO								
Más	No aplica							
Menos	Cierre parcial de válvulas en la línea de alimentación del separador 4"-VT-300#-01	Paralización temporal de la prueba / disminución de flujo en separador	PI-2601001	1	C	Bajo		Elaborar Plan de mantenimiento preventivo e inspección de válvulas, Tuberías y Equipos.
	Falla mecánica de la válvula de retención 4"-VR-300#-01		PI-2601001	1	C	Bajo		
	Obstrucción de tubería (objetos externos: guantes, trapos, etc)		PI-2601001	1	C	Bajo		
	Rotura parcial de tubería por defectos asociados a la fabricación del material	Perdida de Producción	No hay	1	C	Bajo	Realizar prueba hidrostática de tubería	Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte del operador)
Paralización temporal de pruebas de pozos								
Afectación al ambiente								
No Flujo	Cierre total de válvulas en la línea de alimentación del separador 4"-VT-300#-01	Explosión de línea / Posible Incendio	No hay	6	B	Medio		Elaborar procedimientos de Inspección rutinaria, Seguridad Prearranque, Plan de Control de emergencia

Tabla N° 28 Matriz de Riesgo, Nodo 1 (Continuación)

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
		Afectación al ambiente Paralización temporal de la pruebas y no hay entrada de flujo al separador	No hay	1	C	Bajo		Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte del operador) / Realizar Revisión Seguridad Pre arranque / Elaborar Plan de Respuesta y Control de emergencia
			No hay	1	C	Bajo		
		Sobrepresión aguas arriba de la línea (cabezal del pozo)	PI-2601001	6	B	Medio		
PRESIÓN								
Más	Cierre total de válvulas en la línea de alimentación del separador 4"-VT-300#-01	Explosión de línea / Posible Incendio	No hay	6	B	Medio		Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte del operador) / realizar Revisión Seguridad Pre arranque / Elaborar Plan de Respuesta y Control de emergencia
		Afectación al ambiente / Pérdida de producción	No hay	1	C	Bajo		

Tabla N° 28 Matriz de Riesgo, Nodo 1 (Continuación)

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
		Sobrepresión aguas arriba de la línea (cabezal del pozo)	PI-2601001	6	B	Medio		Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte del operador) / Realizar Revisión Seguridad Pre arranque / Elaborar Plan de Respuesta y Control de emergencia
Menos	Fuga en la línea (Accesorios: Bridas)	Afectación al ambiente	PI 2601001 / Monitoreo permanente del proceso por parte del operador	1	C	Bajo		Elaborar Plan de mantenimiento preventivo e inspección de válvulas, Tuberías y Equipos.
		Perdida de producción		1	C	Bajo		
		Lesión al personal por exposición a sustancias químicas		3	D	Medio		Elaborar Plan de Formación y Concienciación al operar el equipo
No	No aplica							

Tabla N° 29 Matriz de Riesgo, Nodo 2

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
FLUJO EN EL RECIPIENTE								
Más	No aplica							
Menos	Considerado en Nodo 1							
No Flujo	Considerado en Nodo 1							
FLUJO EN CORRIENTE DE LÍQUIDO								
Más	No aplica							
Menos	Cierre parcial de la válvula 4"-VT-300#-01	Posible rebose del nivel normal de operación del separador	LG-2601001 LC-2601001	1	C	Bajo	Elaborar Plan de Trabajo	Asegurar el cumplimiento de los programas de calibración de válvulas e instrumentación asociada al nodo.
	Apertura de válvula de drenaje del separador 3"-VT-300#-01	Cuantificación errónea del flujo	LG-2601001 LC-2601001	1	C	Bajo		Elaborar Plan de Trabajo
		Afectación al ambiente	LG-2601001 TD	2	C	Bajo		
	Falla mecánica interna en instrumentos de análisis FI-2601001 AI-2601001	Posible rebose del nivel normal de operación del separador	LG-2601001 LC-2601001	1	C	Bajo		

Tabla N° 29 Matriz de Riesgo, Nodo 2 (Continuación)

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
No Flujo	Cierre total de la válvula 4"-VT-300#-01	Posible rebose del separador, salida de líquido por la línea de gas	LG-2601001	3	C	Medio		Asegurar el cumplimiento de los programas de calibración de válvulas e instrumentación asociada al nodo
FLUJO DE CORRIENTE DE GAS								
Menos	Fuga de gas en la línea 4"-GG-310-03-B4A	Afectación ambiental	No hay	2	C	Bajo		Elaborar Plan de mantenimiento preventivo e inspección de válvulas, Tuberías y Equipos.
		Medición errónea cuantificación del flujo de gas	FI-2601001	1	C	Bajo		
		Disminución de presión en el separador.	PIT-2601001	1	C	Bajo		
		Posible daños al personal por inhalación de gases (Tóxicos CO ₂ y H ₂ S)	No hay	6	C	Alto	Asegurar el análisis del gas (PPM)	Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte de operador) / realizar Revisión Seguridad Pre arranque/ Plan de formación del personal
	Falla abierta de Válvula LCV-2601001	Disminución de presión en el separador.	PIT-2601001	1	C	Bajo	Asegurar la calibración y chequeo del lazo de control de nivel	
		Posible arrastre de gas por corriente de líquido	LG-2601001	1	C	Bajo		
Paralización temporal de la prueba		No hay	2	C	Bajo			

Tabla N° 29 Matriz de Riesgo, Nodo 2 (Continuación)

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
PRESIÓN								
Más	Falla en lazo de control de presión PC-2601001	Presión de operación fuera de especificación	PIT-2601001 PSV-2601001	2	C	Bajo	Asegurar la calibración y chequeo del lazo de control de presión	Elaborar Plan de mantenimiento preventivo e inspección de válvulas, Tuberías y Equipos.
Menos	Falla en lazo de control de presión PC-2601001	Presión de operación fuera de especificación	PIT-2601001	2	C	Bajo		
	Apertura válvula de drenaje. 3"-VT-300#-01	No hay consecuencias significativas	LG-2601001 PIT-2601001	2	C	Bajo	calibración y chequeo del lazo de control de nivel	Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte de operador) / realizar Revisión Seguridad Pre arranque/ Plan de formación del personal
	Falla en lazo de control de nivel LC-2601001	Posible arrastre de gas por corriente de líquido	LG-2601001 PIT-2601001	2	C	Bajo		
	Filtración por bridas	Afectación ambiental	No hay	2	B	Bajo		
NIVEL								
Más	Falla en lazo de control de nivel LC-2601001	Posible rebose del nivel normal de operación del separador	LIT-2601001 LG-2601001 LAH-2601001	2	C	Bajo	Asegurar la calibración y chequeo del lazo de control de nivel	Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte de operador) / realizar Revisión Seguridad Pre arranque/ Plan de formación del personal
		Posible arrastre de líquido por la línea de gas	LIT-2601001 LG-2601001 LAH-2601001	2	C	Bajo		

Tabla N° 29 Matriz de Riesgo, Nodo 2 (Continuación)

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
	Cierre de válvula en la línea salida del separador 4"-VT-300#-02	Sobrepresión aguas arriba	PIT-2061001 LIT-2601001 LG-2601001	2	C	Bajo		
		Rebose del nivel normal de operación	LIT-2601001 LG-2601001 LAH-2601001	2	C	Bajo		
Menos	Fuga en la línea (Accesorios: Bridas)	Afectación al ambiente	LIT-2601001 LG-2601001	1	C	Bajo	Asegurar la calibración y chequeo del lazo de control de Nivel	Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte del operador) / realizar Revisión Seguridad Pre arranque/ Plan de formación del personal
		Perdida de producción	LG-2601001 Monitoreo permanente del proceso por parte del operador	2	C	Bajo		
	Falla en lazo de control de nivel LC-2601001	Daño mecánico de instrumentos	LIT-2601001 LG-2601001 LAL-2601001	3	C	Medio		
		Posible arrastre de gas por la línea de líquido	LIT-2601001 LG-2601001 LAL-2601001	1	C	Bajo		

Tabla N° 30 Matriz de Riesgo, Nodo 3

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
FLUJO								
Más	No aplica							
Menos	Cierre parcial de válvulas en la línea de alimentación	No hay consecuencias significativas.	No hay	1	C	Bajo	Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte de operador) / realizar Revisión Seguridad Pre arranque/ Plan de formación del personal	
	Obstrucción de tubería.	Paralización temporal de la prueba	PI-1101001	1	C	Bajo		
	Apertura del drenaje del recipiente.	Perdida de presión en el recipiente.	Monitoreo permanente del proceso por parte del operador	1	B	Bajo		
No Flujo	Cierre total de la válvula manual a la entrada del depurador S-11101.	Falla en la instrumentación de los equipos	PI-1101001	1	B	Bajo		
		Paralización temporal de pruebas de pozos	PI-1101001	1	B	Bajo		
PRESIÓN								
Más	Falla en la válvula reguladora de presión a la entrada del depurador	Activación de la válvula de seguridad PSV 1101001	PSV-1101001	1	C	Bajo	Asegurar la calibración y chequeo del lazo de control de nivel	Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte de operador) / realizar Revisión Seguridad Pre arranque/ Plan de formación del personal

Tabla N° 30 Matriz de Riesgo, Nodo 3 (Continuación)

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
Menos	Fuga en conectores, bridas y accesorios	No hay consecuencias significativas.	No hay	1	BC	Bajo	Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte de operador) / realizar Revisión Seguridad Pre arranque/ Plan de formación del personal	
	Rotura de equipo (Fisura).	Paralización temporal de la prueba	No hay	1	B	Bajo		
No	Cierre total de la válvula manual a la entrada del depurador S-11101.	Falla en la instrumentación de los equipos	PI-1101001	1	B	Bajo		
		Paralización temporal de pruebas de pozos	PI-1101001	1	B	Bajo		
NIVEL								
Más	No Aplica							
Menos	No Aplica							

Tabla N° 31 Matriz de Riesgo, Nodo 4

Desviación	Causas	Consecuencia	Protección	Matriz de Riesgo			Acción Requerida	Recomendaciones
				Severidad	Probabilidad	Tipo de Riesgo		
FLUJO								
Más	Inversión del flujo	Paralización temporal de la prueba	Válvulas de Retención 4"-VR-300#02/03	1	C	Bajo	Colocar PI aguas bajo a las válvulas de retención	Elaborar Plan de mantenimiento preventivo e inspección de válvulas, Tuberías y Equipos. Y procedimientos de trabajo.
		Aumento de la Presión en la tubería	No hay	1	C	Bajo		
Menos	Rotura parcial de tubería por defectos asociados a la fabricación del material	Perdida de Producción	No hay	1	C	Bajo	Realizar prueba hidrostática de tubería	
		Paralización temporal de la pruebas de pozos						
		Afectación al ambiente						
No	Fuga en válvulas de retención por falla mecánica 4"-VR-300#02/03	Paralización temporal de la pruebas de pozos	No hay	1	C	Bajo		
No	No aplica							
PRESIÓN								
Más	Considerado en Más flujo							
Menos	Fuga en la Línea	Afectación al ambiente	Monitoreo permanente del proceso por parte del operador	2	C	Bajo		Plan de mantenimiento preventivo. Y procedimientos de trabajo.
		Perdida de producción						
No	No aplica							

En este análisis se estudiaron 34 Causas de desviaciones en parámetros operacionales como Flujo, Presión y Nivel; obteniendo 15 recomendaciones y 20 acciones requeridas que se jerarquizaron de la siguiente manera:

Cantidad de Acciones	Cantidad de Recomendaciones	Jerarquización del Riesgo
1	5	(Riesgo Alto) El trabajo o actividad no debe comenzar o continuar hasta tanto la desviación no sea corregida.
1	5	(Riesgo Medio) Es necesario corregir la desviación en un tiempo perentorio. Existe la obligación de buscar las formas posibles de llevar el riesgo potencial a un nivel bajo. Puede ser necesaria una evaluación adicional para establecer con mayor precisión que no se trata de un “riesgo alto”.
18	5	(Riesgo Bajo) La desviación debe ser corregida mediante un plan de acción, según las prioridades y disponibilidad de recursos de la instalación. Señalizando la desviación encontrada.

Recomendaciones Generales del Hazop.

1. Elaborar Plan de mantenimiento preventivo e inspección de válvulas, Tuberías y Equipos.
2. Elaborar Procedimientos de Trabajo (Inspección rutinaria por parte del operador).
3. Realizar Revisión Seguridad Pre arranque
4. Elaborar Plan de Respuesta y Control de emergencia.
5. Elaborar Plan de Formación y Concienciación al operar el equipo.
6. Asegurar el cumplimiento de los programas de calibración de válvulas e instrumentación asociada al nodo.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

En este capítulo se presentan las conclusiones del Trabajo Especial de Grado, en base a los resultados obtenidos.

- ✓ La presión de operación máxima de los recipientes depende del espesor mínimo medido.
- ✓ Para considerar la integridad mecánica de los recipientes el porcentaje de pérdida del espesor no debe ser mayor al 15%.
- ✓ Las variables de mayor peso para la selección del separador son la máxima presión permisible y el área requerida con un 24% y 28% respectivamente.
- ✓ Los recipientes aptos para ser reutilizados y adaptados a los requerimientos del nuevo uso asegurando su operabilidad de manera segura y confiable son los separadores M-805052 y el E-310
- ✓ El recipiente seleccionado para el diseño es el E-310 debido a que obtuvo la mayor ponderación (370%) en la matriz de evaluación técnica.
- ✓ Los resultados de las capacidades de los separadores varían dependiendo de la metodología de cálculo y los criterios de diseño utilizados aproximándose considerablemente con porcentajes de desviaciones menores al 10%.
- ✓ La capacidad del sistema se determinó en 1800 bbl/d de crudo, y 3,5 MMpc/d la cual permite evaluar pozos que no sobrepasen dicha capacidad de producción.
- ✓ La precisión y la experiencia de la empresa fueron los parámetros más importantes para la selección del medidor de flujo apropiado, obteniendo una ponderación de 40% con el método de decisión múltiple binario.
- ✓ El instrumento seleccionado para la cuantificación de los flujos son los medidores por efecto coriolis, por ser los que más satisfacen las necesidades del proceso.

- ✓ El diseño reúne los atributos y restricciones de las mejores prácticas utilizadas en la industria petrolera, mitigando el impacto al medio ambiente por la emisión de gas a la atmósfera y obteniendo una medición precisa de la tasa de producción del pozo.
- ✓ El diseño permite que las actividades de retorno del fluido sean llevadas a cabo de una manera más confiable, aumentando la seguridad, reduciendo la intervención manual, y proporcionando operaciones sin interrupción.
- ✓ Los métodos actuales de evaluación de los pozos representan un alto costo anual a la empresa (BsF 10.970.030,46) y un impacto al medio ambiente por el venteo del gas a la atmósfera.
- ✓ La inversión inicial del sistema es de BsF 1.782.425,37
- ✓ La evaluación económica resultó en un ahorro de 7.518.106,88 BsF/año, siendo un beneficio en cuanto a la reducción de un 65% del gasto por las pruebas de pozos.
- ✓ Se realizó un análisis de riesgo y operabilidad, HAZOP, determinándose cuatro nodos y sus respectivas desviaciones y recomendaciones.

CAPÍTULO VI

RECOMENDACIONES

A continuación se presentan las recomendaciones sugeridas, con el objeto de producir mejoras referidas en la continuación del proyecto en la etapa de Ingeniería de Detalles.

- ✓ Realizar una inspección interna al recipiente para verificar el estado de los internos del separador y garantizar el correcto funcionamiento del equipo.
- ✓ Realizar una hoja de cálculo para verificar las dimensiones del depurador requerido para el sistema de aire de instrumentos.
- ✓ Seleccionar instrumentos de calidad similar o superior a los utilizados actualmente por la empresa. dando preferencia a los existentes en los almacenes, y los que no se tengan en inventario, adquirirlos en lo posible en el mercado venezolano, con el fin de agilizar las compras y reposiciones.
- ✓ Elaborar un Estimado de Costos Clase II según lo establecido en los Lineamientos para la Evaluación Económica de Proyectos de Inversión Capital (LEEPIC) para garantizar la sustentabilidad económica del sistema y determinar el tiempo de recuperación de la inversión.
- ✓ Elaborar plan de mantenimiento preventivo e inspección de válvulas, tuberías y equipos.
- ✓ Elaborar procedimientos de trabajo (inspección rutinaria por parte del operador).
- ✓ Elaborar plan de respuesta y control de emergencia.
- ✓ Elaborar plan de formación y concienciación al operar el equipo.
- ✓ Asegurar el cumplimiento de los programas de calibración de válvulas e instrumentación asociada al nodo.

BIBLIOGRAFÍA

Abdel-Aal, H., Aggour, M. y M. Fahim. (2003). *Petroleum and gas field processing*. New York, E.U.,

Arnold, K. y M. Stewart. *Surface Production Operations: Two-phase Oil and Gas Separation*, (105-117) pp.

Ayesterdan, A. (2008). *Desarrollo De Un Software Para El Diseño De Separadores Bifásicos Y Trifásicos, Horizontales Y Verticales. Trabajo Especial de Grado. Escuela de Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela.*

Barberii, E. (1998). *El Pozo Ilustrado*. (4ª Edición). 671 pp.

Barrientos J. 1992). *Ingeniería de Manejo y Procesamiento de Crudo*.

Blanco, B. (1999). *Ingeniería Conceptual, Básica y de Detalles. Escuela de Ingeniería Química – Universidad Central de Venezuela.*

Koen, B. (1984). *El método de Ingeniería: Algunas Reflexiones sobre la ingeniería*. Disponible en: http://siona.udea.edu.co/~semis/reflexiones_sobre_ingenieria.html [Consulta: 2009, marzo 13].

Bradley H., et al. (1987). *Petroleum Engineering Handbook*. Society of Petroleum Engineers. E.U., (3ª Edición). 1992. (12-1, 12-44) pp.

Corona E., (2008). *Facilidades de Producción: Métodos de producción*. pp 1-5

Dino, M. (1990). *Pruebas de Pozos y Equipos Utilizados*. Meneven. pp 14

Econimides, M. (1994). *Petroleum Production System*. Estados Unidos. Prentice Hall. 311 pp.

Foust A. (1984). *Principios de Operaciones Unitarias: Balance de energía y sus aplicaciones*. (501-521) pp.

Harris (2008). **Requerimientos Industriales en PDVSA: Ampliación y Mejora de Capacidad Estaciones U.P. Extrapesado: Separador de Producción.**

Larry W. Lake. (2007). *Petroleum Engineering Handbook. Facilities and Construction Engineering: Chapter 2-Oil and Gas Separators*. (III-39, III-59)pp.

Manual GPSA. (2004). *Engineering Data Book. Section 7: Separators and Filters. Gas Processors Suppliers Association*. Versión FPS., (7-1, 7-15) pp.

Marcías J. Martínez. (2002) *Diseño Conceptual de Separadores: Capítulo 1. Consideraciones teóricas sobre el diseño de separadores.*(22- 57) pp.

Mariño E., (2000). *Ingeniería de Producción: Capítulo II Estaciones Recolectoras de Flujo y de Descarga.* (8-26)pp.

Mataix, C. (1982). *Mecánica de Fluidos y Máquinas Hidráulicas* (2ª Edición). Editorial el castillo. 345pp

Oropeza L., (2008) *Guía de Análisis de Procesos Químicos.* Escuela de Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela. pp 15

Oropeza L. y Martín R, (2008) *Seminario de la Cátedra de Diseño: Método Ingenieril.* Escuela de Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela.

Petróleos de Venezuela S.A. PDVSA. (1995) *Manual de Diseño de Proceso No. MDP-03-S-01*, Tambores Separadores: Principios Básicos.

Reyes, J. (2007) *Estudio de Las Capacidades de los Separadores de la Estación De Descarga Ared-03. PDVSA.*

Shames, I. (1995) *Mecánica de Fluidos.* (3ª Edición). Editorial McGraw Hill. pp 850

Silvia, W. (2005) *Manual de Práctica de Laboratorio I: Calibración de un Medidor de Flujo.* Escuela de Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela. pp 13

Swanborn, R. (2005). *New Separator Internal Cut Revamping Costos. Journal of Petroleum Technology.* (4ª Edición). pp 325

Toledo, Y. (2005). *Automatización de los Separadores de Prueba de Pozos del Distrito sur San Tomé de PDVSA. Trabajo de Grado, Ingeniería Electrónica.* UNEXPO. pp 42.

Yenni J Mendoza R. (2002). *Optimización del proceso de prueba de pozos en las principales Estaciones de La U.E.Y. Mediano del Distrito San Tomé. Trabajo de Grado,* Escuela de Ingeniería Petróleo- Universidad de Oriente.

Páginas de Internet:

- ✓ Sociedad Latinoamericana Para La Calidad. **Análisis Costo Beneficio.:** http://www.gestionescolar.cl/UserFiles/P0001%5CFile%5Carticles101189_recurso1.pdf [Consulta: 2009, febrero 17].

APÉNDICES

APÉNDICE A. Cálculos Tipos para la Determinación de los Flujos.

A continuación se presentan los cálculos realizados para determinar las tasas de flujo de vapor y líquido del separador horizontal seleccionado. Los datos utilizados para dichos cálculos son los mostrados en la Figura N° 21.

a) Separador Horizontal NORMAS PDVSA.

Cálculos para el líquido

Paso 1.- Cálculo del Área transversal del separador. (Ec.11)

$$A = \frac{(3\text{pies})^2 \cdot \pi}{4} = 7,02\text{pies}^2$$

Paso 2.- Altura máxima de los líquidos. (Ec.12)

$$h_{LMAX} = 3\text{pies} - 0,75\text{pies} = 1,25\text{pies}$$

Paso 3.- Cálculo de la relación de altura y diámetro. (Ec.13)

$$Z_e = Z_c = \frac{h_{LMAX}}{D_i} = \frac{1,25\text{pies}}{3\text{pies}} = 0,417$$

Paso 4.- Se busca en la tabla del CIED-33.117 Y 33.118 Anexo X Los coeficientes

$$f(Z_e) = f(Z_c)$$

Resultando:

$$f(Z_c) = 0,394808$$

$$f(Z_e) = 0,376644$$

Paso 5.- Cálculo del Volumen Máximo de Líquido. (Ec.14)

$$V_{PL} = \frac{1}{12} \cdot \pi \cdot (3\text{pies})^3 \cdot 0,376644 + \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (3\text{pies})^2 \cdot 10\text{pies} \cdot 0,394808 = 30,57\text{pies}^3$$

Paso 6.- Cálculo del Volumen Máximo de Líquido. (Ec.15)

$$V_L = \frac{7,02\text{pies}}{2} \cdot 10\text{pies} = 35,34\text{pies}$$

Paso 7.- Cálculo de la tasa de flujo volumétrico del líquido. (Ec.2)

$$Q_L = \frac{35,34\text{pies}}{5\text{min}} = 7,07\text{pies} / \text{min}$$

$$Q_L = 7,07 \frac{\text{pies}^3}{\text{mín}} \cdot 0,18 \frac{\text{BLS}}{\text{pies}^3} \cdot \frac{60 \text{mín}}{1 \text{hora}} \cdot \frac{24 \text{horas}}{1 \text{día}} = 183218 \text{BLD}$$

Cálculos para el Vapor

Paso 1.- Selección de la constante K. (Ec. 16)

$$\frac{L}{D} = \frac{10}{3} = 3,33 < 4,0 \rightarrow K = 0,4$$

Paso 2.- Cálculo de la densidad del gas (Ec.19)

$$\rho_g = \frac{(250 + 60) \text{psi} \cdot 23,312 \frac{\text{lb}}{\text{mól}}}{\left(0,99 \cdot 10,73 \frac{\text{pie}^3 \cdot \text{psi}}{\text{mól} \cdot ^\circ \text{R}}\right) \cdot (100 + 460)^\circ \text{R}} = 1,04 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

Paso 3.- Cálculo la densidad del líquido a partir de los °API. (Ec.20)

$$\rho_L = \left(\frac{141,5}{131,5 + 16^\circ \text{API}}\right) \cdot 62,36 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} = 59,82 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

Paso 4.- Cálculo de la velocidad del gas. (Ec.2)

$$U_g = 0,4 \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \sqrt{\frac{(62,36 - 1,04) \text{lb} / \text{pie}^3}{1,04 \text{lb} / \text{pie}^3}} = 3,01 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

Paso 5.- Cálculo del flujo volumétrico del gas. (Ec.21)

$$Q_g = U_g \cdot A/2 = 3,01 \frac{\text{pie}}{\text{seg}} \cdot \frac{7,02 \text{pie}^2}{2} = 10,64 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

Paso 6.- Cálculo del flujo volumétrico del gas en condiciones estándar. (Ec.22)

$$Q_{es \text{ tan dar}} = \frac{10,64 \text{pie}^3 / \text{seg}}{0,99} \cdot \left(\frac{(250 + 14,7) \text{psi}}{14,7 \text{psi}}\right) \left(\frac{520^\circ \text{R}}{560^\circ \text{R}}\right) = 179,75 \text{pie}^3 / \text{seg}$$

$$Q_{es \text{ tan dar}} = 179,75 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}} \cdot \frac{3600 \text{s}}{1 \text{hora}} \cdot \frac{24 \text{horas}}{1 \text{día}} \cdot \frac{1 \text{MMPC}}{1000000 \text{pie}^3} = 15,50 \text{MMPCD}$$

c) Separador Horizontal HANDBOOK-Kenneth Arnold.

Cálculos para el líquido

Paso 1.- Cálculo de la longitud efectiva. (Ec.26)

$$L = \frac{4}{3} \cdot 10 \text{pies} = 7,5 \text{pies}$$

Paso 2.- Se calcula el flujo volumétrico de líquido. (Ec.27)

$$Q_0 = \frac{(36plg)^2 \cdot 7,5pies \cdot 1,73 \cdot 0,289}{5 \text{ min}} = 1542,12BLD$$

Cálculos para el Vapor

Paso 1.- Cálculo del coeficiente de Arquímedes. (Ec.3)

$$Ar = \frac{(0,01cm)^3 \left| 0,02 \frac{g}{cm^3} - 0,96 \frac{g}{cm^3} \right| \cdot 0,02 \frac{g}{cm^3} \cdot 981 \frac{cm}{s^2}}{\left(0,00012 \frac{g}{cm \cdot s} \right)^2} = 1065,94$$

Paso 2.- Cálculo del número de Reynolds. (Ec.5)

$$R_E = \left(\sqrt{19,075 + 2,129 \sqrt{1065,94}} - 4,3675 \right)^2 = 25,44$$

Paso 3.- Cálculo del coeficiente de Arrastre. (Ec.28)

$$C_D = \left(0,5423 + \frac{4,737}{25,44^{1/2}} \right)^2 = 2,19$$

Paso 4.- Cálculo de la longitud equivalente. (Ec.30)

$$L_{eff} = 10pies - \frac{36plg}{12} = 9,75pies$$

Luego de calcular la longitud equivalente, fue necesario buscar por medio de relaciones trigonométricas la relación entre la altura de líquido y la de gas en el recipiente. En el APENDICE B se puede apreciar la relación entre dichas variables.

Paso 5.- Cálculo del flujo volumétrico de líquido. (Ec.17)

$$\frac{7pies \cdot (36plg)^2 \cdot 0,714}{24,156} = 421 \left[\frac{560^\circ R \cdot 0,99 \cdot Q_g}{264,7psia} \right] \left[\left(\frac{1,04lb / pie^3}{59,82lb / pie^3 - 1,04lb / pie^3} \right) \frac{0,4957}{100\mu} \right]^{1/2}$$

$$Q_g = 15,44MMPCD$$

b) Cálculo de las Capacidades según EXXON.

Lo que diferencia el cálculo de las capacidades según la EXXON es en el cálculo de la velocidad del gas.

Cálculo para separadores Horizontales.

Paso 1.- Cálculo de la Velocidad de Gas. (Ec.34)

$$U_g = 0,4 \frac{pie}{s} \sqrt{\frac{59,82lb / pie^3 - 1,04lb / pie^3}{1,04lb / pie^3}} \sqrt{\frac{10pies}{20}} = 2,13 \frac{pie}{s}$$

APÉNDICE B. Cálculo de la Relación H_g-F_g .

En este apéndice se muestran las relaciones trigonométricas utilizadas para calcular la relación de la altura de gas y de líquido en el separador. En la Figura B1 se encuentra la identificación de las diferentes variables utilizadas para calcular dicha relación.

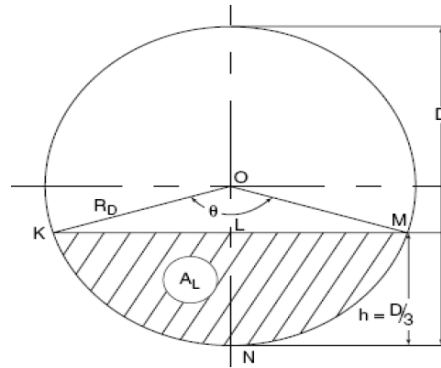


Figura B1. Relación H_g-F_g en el Separador

De la figura B1, por Pitágoras se obtiene:

$$\cos \frac{\theta}{2} = \frac{R_D - h}{R_D}$$

Reordenando la ecuación anterior y sustituyendo $R_D = \frac{D}{2}$ se obtiene:

$$\cos \frac{\theta}{2} = 1 - 2 \frac{h}{D}$$

Aplicando el ángulo inverso a la ecuación se obtiene:

$$\theta = 2 \cos^{-1} \left(1 - 2 \frac{h}{D} \right) \tag{Ec. B1}$$

Superficie de Líquido

La superficie que corresponde al líquido está definida como:

$$s_l = R_D \theta$$

Sustituyendo θ por la ecuación B1 se obtiene:

$$s_l = D \cos^{-1} \left(1 - 2 \frac{h}{D} \right) \tag{Ec. B2}$$

Superficie de Gas:

La superficie de gas se puede definir como la superficie del círculo menos la superficie de líquido resultando la siguiente expresión:

$$s_g = \pi D - s_l \tag{Ec. B3}$$

Además de conocer la superficie de líquido y la superficie de gas es necesario conocer la superficie de interfase la cual está definida como:

$$s_i = 2R_D \text{sen} \frac{\theta}{2}$$

Despejando y sustituyendo la identidad trigonométrica $1 = \text{sen}^2 x + \text{cos}^2 x$, y sustituyendo $\text{cos} \frac{\theta}{2}$ por la Ec. B1 se obtiene:

$$s_i = D \left[1 - \left(1 - 2 \frac{h}{D} \right)^2 \right]^{1/2}$$

Conociendo que el área de una sección circular está determinado por θ es $A = \frac{1}{2} r^2 \theta$ entonces el área del líquido es:

$$A_l = \frac{1}{2} R_D^2 \theta - 2 \left[\frac{1}{2} \left(R_D \text{sen} \frac{\theta}{2} R_D \text{cos} \frac{\theta}{2} \right) \right] = \frac{1}{2} R_D^2 \theta - \frac{1}{2} R_D^2 \text{sen} \theta = \frac{1}{2} R_D^2 (\theta - \text{sen} \theta) \quad \text{Ec. B4}$$

Finalmente, el área del gas viene dada por:

$$A_g = \frac{\pi D^2}{4} - A_l \quad \text{Ec. B5}$$

Según las normas PDVSA el ángulo de investigación es de 140 grados $\theta = 140^\circ$ relacionando el área de líquido y el área de gas se determina la fracción de líquido y la fracción de gas respectivamente, resultando:

$$F_L = 0,2866$$

$$F_g = 0,7134$$

Igualmente, por medio de la superficie de líquido se puede relacionar, la altura de líquido y la altura de gas en función del diámetro, obteniendo:

$$h_L = 0,3289 \cdot D$$

$$h_g = 0,6710 \cdot D$$

Finalmente para el diámetro del separador seleccionado cuyo diámetro son 36 pulgadas se encuentran las siguientes relaciones,

$$h_g = 0,6710 \cdot 36 \text{ plg} = 24,16 \text{ plg}$$

Valor que es utilizado para calcular el flujo de gas siguiente la metodología del Handbook.

APENDICE C. Simulación del Proceso.

Este Apéndice tiene el propósito presentar los resultados de la simulación de procesos realizada para determinar las propiedades físicas y condiciones de operación de las corrientes del separador, afín de poder dimensionar las tuberías y conocer las condiciones generales de los fluidos manejados en el separador, como parte del desarrollo del diseño conceptual del skid de pruebas de pozos.

PREMISAS PARA LA SIMULACIÓN

Para el desarrollo de la simulación de procesos se tomaron en consideración las siguientes premisas:

- ✓ Presión de entrada al separador 250 libras/plg².
- ✓ Se considera (100 °F) como la temperatura del fluido a la entrada del separador.
- ✓ Se considera la máxima volumetría de crudo a manejar en el separador de acuerdo a la máxima capacidad del mismo 1800 bbl/d, y 3,5 MMpc/d de gas y un porcentaje de agua igual al 5% de agua de corriente total. Gravedad API del Crudo 16 °API.
- ✓ Se utilizó el simulador HYSYS, versión 3.1 y el paquete termodinámico de Peng-Robinson para determinar las propiedades físicas y termodinámicas de los fluidos.
- ✓ El sistema se supone estacionario y adiabático (no existe intercambio de calor entre la tubería y el medio ambiente).
- ✓ Se desprecia la acción de los accesorios

METODOLOGIA PARA LA SIMULACIÓN

Para determinar las propiedades físicas y las condiciones de operación del fluido se estableció la siguiente metodología:

- ✓ Se utiliza como herramienta el simulador HYSYS, versión 3.1.
- ✓ Se realizar el esquemático de simulación con la representación del separador y líneas que integran el diseño sin tomar en cuenta los accesorios. (Figura C.1).

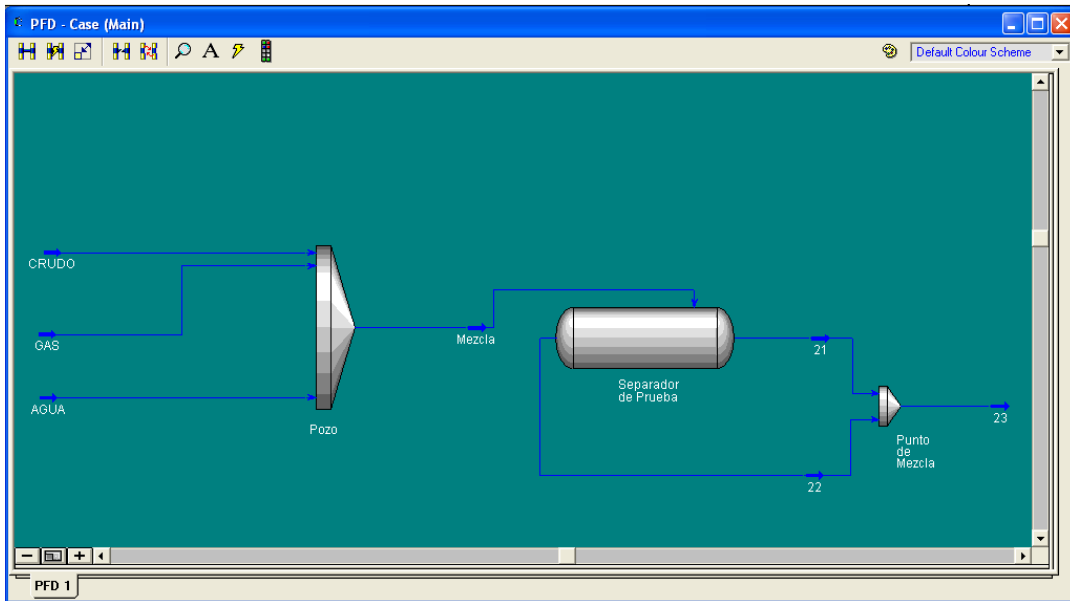


Figura C1. Esquemático de la Simulación.

- ✓ Se cargan en el simulador cada una de las corrientes de alimentación y las composiciones y propiedades de los fluidos.
- ✓ Se realiza la simulación del separador y se determinan las propiedades físicas y condiciones de operación de fluidos en diferentes puntos del sistema, en el Anexo A, se muestran el Diagrama de Flujo de Procesos y en el Anexo B, el reporte de la simulación.

APENDICE D. Cálculo del Diámetro de las Tuberías.

El dimensionamiento de las tuberías se realiza por medio de proceso iterativo en el que se supone un diámetro con el cual se calcula la velocidad del fluido y la caída de presión por cada 100 pies hasta que se cumplan los criterios seleccionados.

En este caso el diámetro interno seleccionado es $D_i = 0,333$ pie el cual corresponde a una tubería de 4" cédula 40.

1. Área de flujo en la tubería

$$A_T = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \quad \text{Ec. C 1}$$

$$A_T = \frac{\pi \cdot (0,333 \text{ pie})^2}{4} = 0,0871 \text{ pie}^2$$

Donde:

A_T = Área de flujo de la tubería, (pie^2).

2. Velocidad media en la tubería

$$U_m = \frac{Q}{A} \quad \text{Ec. C 2}$$

$$U_m = \frac{0,5239 \text{ pie}^3}{0,0871 \text{ pie}^2} = 6,015 \text{ pie/s}$$

Donde

Q = Caudal de líquido a través de la tubería, (pie^3/s).

U_m = Velocidad media del fluido en la tubería, (pie/s).

3. Número de Reynolds

$$\text{Re} = \frac{U_m \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Ec. C 3}$$

$$\text{Re} = \frac{6,015 \frac{\text{pie}}{\text{s}} \cdot 0,333 \text{ ft} \cdot 58,29 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{0,0484 \frac{\text{lb}}{\text{s} \cdot \text{pie}}} = 2409$$

Donde

Re: Número de Reynolds, *adim.*

ρ =: Densidad del líquido que circula a través de la tubería. (lb/pie^3)

μ =: Viscosidad del fluido en la tubería. ($\text{lb}/\text{s pie}$)

4. Factor de fricción de Darcy

En este caso, el fluido se encuentra en la zona de transición por lo que el factor de fricción de Darcy se encuentra definida según la ecuación de Colebrook White como:

$$\frac{1}{\sqrt{F_D}} = -2 \cdot \log \left(\frac{\varepsilon / D}{3,7} + \frac{2,51}{\text{Re} \cdot \sqrt{F_D}} \right) \quad \text{Ec. C 4}$$

$$\frac{1}{\sqrt{F_D}} = -2 \cdot \log \left(\frac{0,00015/0,333}{3,7} + \frac{2,51}{2409 \cdot \sqrt{F_D}} \right)$$

$$F_D = 0,0470$$

Donde

F_D = Factor de fricción de Darcy en la tubería.

ε = Rugosidad de la tubería, *pie*

5. Caída de Presión por cada 100 pie de tubería

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ pie}} = f_D \cdot \left(\frac{100}{D_i} \right) \cdot \frac{(u_m)^2}{9273,6} \cdot \rho_m \quad \text{Ec. C 5}$$

Donde:

$\frac{\Delta P}{100 \text{ pies}}$: Caída de presión por cada 100 pies de tubería (libras/plg².pies)

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ pie}} = 0,0470 \cdot \left(\frac{100}{0,333 \text{ pie}} \right) \cdot \frac{(6,015 \text{ pie/s})^2}{9273,6} \cdot 58,29 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3} = 3,21 \text{ psi}$$

Para régimen turbulento se recomienda una caída de presión por cada 100 pies de tuberías menor a 4 libras/plg² y la velocidad debe estar en un rango entre 6 y 10 pie/s cumpliéndose ambos criterios en este caso.

Dimensionamiento de tuberías que transportan fluidos en fase gas

El siguiente cálculo se realiza para la tubería identificada con el código 4"-GG-310-01-BA4, por la cual fluye vapor proveniente del separador. En general el procedimiento de cálculo es igual al anterior diferenciándose en el cálculo de la caída de presión de la Ec. C6.

1. Caída de presión por cada 100 pies de tubería

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ pie}} = \frac{F \cdot C_2 \cdot w^2}{\rho_g} \quad \text{Ec. C 6}$$

Donde:

F : Factor dependiente del sistema de unidades empleado. ($1 \cdot 10^{-9}$)

C_2 : Factor dependiente del diámetro nominal de la tubería. (adim)

w : Flujo másico. (30.005 lb/h)

ρ_g : densidad del gas. (0,7434 lb/pie³)

Suponiendo un diámetro nominal de 4", se tiene un factor $C_2=0,133$.

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ pie}} = 0,51 \text{ libra / pie}$$

Como la caída de presión obtenida cumple con los criterios establecidos en el ANEXO B, el diámetro seleccionado para la tubería de gas es correcto.

ANEXOS

ANEXO A. Criterios de Diseño de Tuberías.

VELOCIDADES RECOMENDADAS Y MÁXIMA ΔP PARA TUBERÍAS DE ACERO AL CARBÓN		
TUBERÍA DE LÍQUIDOS PARA PROCESOS Y EQUIPOS		
Tipo de Servicio	Velocidad (pie/seg)	Máximo ΔP , psi/100 pie
1. Recomendación General	5-15	4
2. Flujo Laminar	4-5	
3. Flujo turbulento		
Densidad del líquido, lb/pie ³		
100	5-8	
50	6-10	
20	10-15	
4. Succión de bomba		
Líquido saturado	2-6	0.5
Líquido no saturado	4-8	1
5. Descarga de bomba		
0-250 GPM	6-8	6
250-700 GPM	8-10	4
>700 GPM	10-15	2
6. Salida de fondo	4-6	0.6
7. Salida de rehervidor	1-4	0.15
8. Líquido desde condensador	3-6	0.5
9. Líquido hacia enfriadores	4-6	
10. Tuberías para refrigeración	2-4	0.4
11. Descarga por gravedad	3-8	0.4
12. Alimentación de columnas	4-6	
TUBERÍAS DE AGUA		
1. Servicio General	2-6	2
Diámetro, pulgadas		
1	2-3	
2	3-4,5	
4	5-7	
6	7-9	
8	8-10	
10	10-12	
12	10-14	
16	10-15	
20 y superior	10-16	
2. Succión de bombas y drenaje	4-7	
3. Descarga de bombas	5-10	
4. Alimentación de calderas	8-15	
5. Agua de refinería	2-5	2.5
6. Agua de enfriamiento	12-16	2
7. De condensador	3-5	

ANEXO B. Criterios de Diseño para Tuberías de Vapor.

Tipo de Servicio	Velocidad Pie/seg.	ΔP Máximo Lppc/100 Pies
1. Recomendación General		
Nivel de Presión, Lppcm		
P > 500		2,0
200 < P ≤ 500		1,5
150 < P ≤ 200		0,6
50 < P ≤ 150		0,3
0 < P ≤ 50		0,15
Subatmosférica		0,1
2. Tuberías de Gas dentro de los Límites de Baterías		0,5
3. * Tubería de Succión del Compresor		0,3
4. * Tubería de Descarga del Compresor		0,5
5. Tuberías de Succión de Refrigerante	15 – 35	
6. Tuberías de Descargas de Refrigerantes	35 – 60	
7. Sobrecabeza de Torre		
Presión (P > 50 psia)	40 – 50	0,2 – 0,5
Atmosférica	60 – 100	0,2 – 0,5
Vacío (P < 10 psia)	125 – 200	0,05 – 0,1

ANEXO C. Rugosidad Promedio en Tuberías Comerciales.

Materiales	Pies	Metros
Bronce, Plomo, Estaño, Vidrio, Tubería Fundida, Cemento Torneado Centrifugante y Revestimiento Bituminoso	0,000005	0,00000152
Acero Comercial y Hierro Forjado	0,00015	0,000046
Hierro Colado – Bañado en Asfalto	0,00040	0,000122
Hierro Galvanizado	0,00050	0,000152
Hierro Colado – No Revestido	0,00085	0,00026
Vara de Madera	0,0006–0,003	0,000183–0,00091
Concreto	0,001–0,01	0,00030–0,0030
Acero Remachado	0,003–0,03	0,00091–0,0091

ANEXO D. Características de Tubería BA4.

CLASE 300 RF – ACERO AL CARBONO


SERVICIO (NOTA 2)	Hidrocarburos en general	
LIMITES DE PRESION/TEMPERATURA	35,5 kg/cm ² a 399° C; 19 kg/cm ² a 454° C	
CORROSION PERMITIDA	0,0625"	
TUBERIA	1/2" a 2"	Sch. 80 Extremo plano A106 Gr.B, sin costura
	3" a 10"	Sch. 40 Extremo Biselado A106 Gr.B, sin costura
	12"	Estándar Extremo Biselado A106 Gr. B, sin costura
	14" a 18"	Sch. XS Extremo Biselado A106 Gr.B, sin costura
	20" a 24"	Sch. 40 Extremo Biselado A106 Gr. B, sin costura
NIPLES	1/2" a 2"	Sch. 80, A106 Gr.B, sin costura
BRIDAS	Clase 300 RF, A105, Acabado 125 – 200 AARH	
	1/2" a 2"	Enchufe Soldado (Maquinado para ajustarse al D.I. del tubo)
	3" a 24"	Cuello Soldado (Maquinado para ajustarse al D.I. del tubo)
BRIDAS DE ORIFICIOS	Clase 300 RF, A105, Acabado 125 – 200 AARH	
	1-1/2" a 12"	Cuello Soldado (Maquinado para ajustarse al D.I. del tubo)
	14" a 24"	Bridas de cuello soldado con tomas de radio en tubería
ACCESORIOS	A105	
	1/2" a 2"	Enchufe soldado 3000#
	A234 Gr. WPB	
	3" a 24"	Sin costura o soldada a tope, Sch. para calzar el tubo
EMPACADURAS	Devanado en espiral, Asbesto Comprimido, 304 SS, Flexitallic CG o equivalente	
PERNOS	Acero de Aleación, espárragos A193 Gr. B7, tuercas hexagonales pesadas A194 Gr. 2H	

ANEXO E. Caracterización del Crudo Utilizada en la Simulación.

Tabla Puntos Ebullición (%Off)
 ASTM D7169
 Canal de Carbono(0)

<u>%Off</u>	<u>PE(C)</u>	<u>%Off</u>	<u>PE(C)</u>	<u>%Off</u>	<u>PE(C)</u>	<u>%Off</u>	<u>PE(C)</u>
IBP	74.8	23.00	329.2	46.00	461.9	69.00	613.3
1.00	97.5	24.00	335.2	47.00	468.0	70.00	618.9
2.00	122.4	25.00	341.3	48.00	474.1	71.00	624.2
3.00	147.1	26.00	347.2	49.00	480.3	72.00	629.1
4.00	167.5	27.00	353.1	50.00	486.8	73.00	633.6
5.00	183.5	28.00	358.7	51.00	493.5	74.00	638.1
6.00	200.1	29.00	364.7	52.00	499.8	75.00	642.5
7.00	212.2	30.00	370.4	53.00	506.0	76.00	647.1
8.00	221.9	31.00	376.4	54.00	512.4	77.00	651.8
9.00	231.5	32.00	382.4	55.00	519.0	78.00	656.2
10.00	240.6	33.00	388.6	56.00	526.0	79.00	661.5
11.00	249.5	34.00	394.6	57.00	533.2	80.00	667.7
12.00	256.8	35.00	400.6	58.00	540.1	81.00	673.7
13.00	264.4	36.00	406.6	59.00	547.2	82.00	680.3
14.00	271.8	37.00	412.3	60.00	554.6	83.00	686.5
15.00	279.5	38.00	417.7	61.00	561.8	84.00	692.4
16.00	286.9	39.00	422.8	62.00	568.7	85.00	698.5
17.00	293.3	40.00	428.0	63.00	575.4	86.00	704.5
18.00	299.5	41.00	433.3	64.00	582.3	87.00	710.6
19.00	305.0	42.00	438.8	65.00	589.0	88.00	717.3
20.00	311.3	43.00	444.4	66.00	595.4		
21.00	316.9	44.00	450.4	67.00	601.5		
22.00	323.1	45.00	456.1	68.00	607.6		

ANEXO F. Reporte del Simulador.

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\ADMINISTRADOR\ESCRITORIO\SIMULACION			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Wed Jun 24 14:22:24 2009			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main)					
7						
8						
9	Material Streams					
10					Fluid Pkg:	All
11	Name	GAS	AGUA	CRUDO	Mezcla	21
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.9616	1.0000
13	Temperature (C)	37.78 *	37.78 *	37.78 *	37.49	37.31
14	Pressure (kPa)	1724 *	1724 *	1724 *	1724	1655
15	Molar Flow (kgmole/h)	762.0 *	1.468	26.52 *	790.0	759.8
16	Mass Flow (kg/h)	1.377e+004	26.44	1.148e+004	2.528e+004	1.363e+004
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	41.37	2.650e-002 *	12.01	53.41	41.09
18	Heat Flow (kJ/h)	-6.978e+007	-4.175e+005	-2.416e+007	-9.436e+007	-6.963e+007
19	Name	22	23			
20	Vapour Fraction	0.0000	0.9618			
21	Temperature (C)	37.31	37.31			
22	Pressure (kPa)	1655	1655			
23	Molar Flow (kgmole/h)	30.20	790.0			
24	Mass Flow (kg/h)	1.165e+004	2.528e+004			
25	Liquid Volume Flow (m3/h)	12.32	53.41			
26	Heat Flow (kJ/h)	-2.473e+007	-9.436e+007			

ANEXO G. Matriz Cualitativa Para Calificar el Riesgo de la Desviación.

SEVERIDAD POTENCIAL					FRECUENCIA POTENCIAL ANUAL				
					A	B	C	D	E
	Personas	Activos Costo total en USD	Ambiente	Imagen	Posible 1/100 años -1/1000 años	Poco probable 1/10 años -1/100 años	Probable 1/1 año -1/10 años	Muy probable > 1/ año	Cierto > 10/ año
1	Sin lesión o efecto a la salud	Sin interrupción a la operación. ≤ \$10M	Sin afectación	Público no llega a conocerlo					
2	Primeros Auxilios o tratamiento médico puntual	Breve interrupción a la operación. ≤ \$500 M	Afectación Leve sin amenaza ambiental	Cobertura mediática local		Riesgo			
3	Lesión o efecto a la salud serio, hospitalización o discapacidad temporal	Parada parcial operación \$500 M ≤ \$1MM	Afectación Leve con amenaza ambiental	Campaña mediática regional adversa		Bajo		E4	
4	Múltiples lesiones serias, discapacidad temporal o parcial permanente	Parada de planta hasta 2 semanas \$1 MM ≤ \$5 MM	Afectación fuera de los límites de planta	Campaña mediática nacional adversa			E1 Riesgo	E2	
5	Al menos 1 (una) fatalidad, discapacidad total permanente o absoluta permanente	Parada total operación \$5 MM ≤ \$50 MM	Fuga o derrame masivo, daño a largo plazo	Campaña mediática internacional adversa			Medio	Riesgo	
6	Múltiples fatalidades o gran discapacidad	Cierre definitivo instalación ≥ \$50 MM	Daño ambiental a gran escala, irreversible	Privación libertad, demandas múltiples de terceros			E3	Alto	

ANEXO H. Frecuencia Potencial Anual.

Categoría		Frecuencia Anual
Valor	Descripción	
A	Posible	<ul style="list-style-type: none"> - Baja probabilidad de que el escenario de riesgos ocurra. - Secuencia de eventos ha ocurrido pero los efectos han sido controlados sin consecuencias. Guía: frecuencia esperada entre 0,001 y 0,01/año, ejemplo 1/100 años a 1/1000 años.
B	Poco Probable	<ul style="list-style-type: none"> - Se tiene conocimiento de su ocurrencia en la industria con alguna consecuencia asociada (puede ocurrir una vez en los próximos 10 años). - No sorprendería si ocurriera. Guía: frecuencia esperada entre 0,01 y 0,1 /año, ejemplo 1/10 años a 1/100 años.
C	Probable	<ul style="list-style-type: none"> - Probablemente puede ocurrir (más de una vez en los próximos 10 años). - Probabilidad de ocurrencia afectada por factores externos sobre los que se tiene un control limitado. - Se cuenta con una historia de ocurrencia en la industria y con consecuencias asociadas. Guía: frecuencia esperada entre 0,1 y 1 /año, ejemplo 1/10 años.
D	Muy Probable	<ul style="list-style-type: none"> - Alta probabilidad de que el escenario de riesgos ocurra (más de una vez en el próximo año). - Ha ocurrido durante los últimos 2 años. Alta probabilidad que ocurra en operaciones de esta naturaleza Guía: frecuencia esperada > 1/año.
E	Cierto	<ul style="list-style-type: none"> - Muy alta probabilidad de que el escenario de riesgos ocurra (más de una vez por mes). - Ha ocurrido al menos tres veces durante los últimos 12 meses. - Muy alta probabilidad que ocurra en operaciones de esta naturaleza. Guía: frecuencia esperada > 10/año.

ANEXO I. Severidad Potencial.

Valor	Personas	Activos	Ambiente	Imagen
1	Sin lesión o efecto a la salud	Sin interrupción a la operación \leq \$10 M	Contaminación confinada a la instalación que no implique impacto ambiental adverso y manejada con procedimientos operacionales de rutina	<ul style="list-style-type: none"> - Demanda de un tercero por < \$ 10 M - Público no llega a conocer el evento
2	Primeros Auxilios o tratamiento médico puntual	Interrupción breve de la operación \leq \$ 500 M	Contaminación dentro del límite de batería que no constituye amenaza ambiental	<ul style="list-style-type: none"> - Demanda de un tercero por < \$ 10M – \$100M - Cobertura mediática local, quejas telefónicas de la comunidad
3	Lesión seria, tratamiento médico extendido, hospitalización o discapacidad temporal	Parada parcial de la operación con posibilidad de arranque inmediato $\$500\text{ M} \leq \$ 1\text{ MM}$	Contaminación dentro del límite de batería que puede causar daño ambiental – contaminación menor fuera del límite de batería	<ul style="list-style-type: none"> - Multa corporativa < \$100 M - Demanda de un tercero por \$ 100 M – \$500 M - Campaña mediática adversa extensiva en ámbito regional
4	Múltiples lesiones serias, discapacidad temporal o parcial permanente	Parada de planta por dos semanas $\$1\text{ MM} \leq \$ 5\text{MM}$	Contaminación inmediata fuera del límite de batería, la cual está mas allá de los recursos de combate disponibles en la instalación. Escape de contaminantes hacia áreas sensibles	<ul style="list-style-type: none"> - Multa corporativa \$100 M – \$1 MM - Demanda de un tercero por \$ 500 M – \$5 MM - Campaña mediática adversa extensiva en ámbito nacional
5	Al menos una fatalidad, discapacidad total permanente o absoluta permanente	Parada total o substancial de la operación $\$ 5\text{ MM} \leq \$ 50\text{MM}$	Fuga masiva de contaminantes, Daño ambiental significativo, a largo plazo. Escape de contaminantes hacia un área extremadamente sensible	<ul style="list-style-type: none"> - Multa corporativa \$1MM – \$10 MM - Personal multado - Demandas múltiples de terceros que totalizan \$5 MM – \$50 MM - Campaña mediática adversa extensiva en ámbito nacional e internacional. - Investigación gubernamental
6	Múltiples fatalidades o gran discapacidad	Cierre definitivo del proceso o instalación \geq \$50 MM	Daño ambiental a gran escala, irreversible	<ul style="list-style-type: none"> - Gerente o Supervisor privado de libertad - Multa corporativa > \$10 MM - Demandas múltiples de terceros que totalizan > \$ 50 MM

GLOSARIO

Álabe: Se denomina álabe a cada una de las paletas curvas de una rueda hidráulica o de una turbina.

Fuente: <http://es.wikipedia.org/wiki/Alabes>

Cable Coaxial: Es un cable utilizado para transportar señales eléctricas de alta frecuencia que posee dos conductores concéntricos, uno central, llamado positivo o vivo, encargado de llevar la información, y uno exterior, de aspecto tubular, llamado malla o blindaje, que sirve como referencia de tierra y retorno de las corrientes

Fuente: http://es.wikipedia.org/wiki/Cable_coaxial

Dieléctrico: Sustancia que no es conductora de la electricidad y que amortiguará la fuerza de un campo eléctrico que la atraviese. Las sustancias conductoras carecen de esta propiedad de amortiguación.

Fuente: http://es.encarta.msn.com/encyclopedia_761560465/Diel%C3%A9ctrico.html

Junta: Es un acoplamiento mecánico de tuberías o recipientes en general.

Fuente: <http://www.patentesonline.com.ve/junta-mecanica-42754.html>.

Onda Electromagnética: Son aquellas ondas que no necesitan un medio material para propagarse. Las ondas electromagnéticas se propagan mediante una oscilación de campos eléctricos y magnéticos.

Fuente: http://teleformacion.edu.aytolacoruna.es/FISICA/document/fisicaInteractiva/Ondasbachillerato/ondasEM/ondasEleMag_indice.htm

Repetibilidad: Diferencia entre varias medidas realizadas en las mismas condiciones de material y de medio ambiente por el mismo operador en un periodo de tiempo corto.

Fuente: <http://w3.solartronmetrology.com/lang/es/technical/repeatability.php>

Reproducibilidad: Se refiere a la variación observada entre los promedio de varios operadores, cuando cada operador realiza lecturas sobre la misma parte y usando el mismo instrumento.

Fuente: <http://www.toolingu.com/definicion-351300-30424-reproducibilidad.html>

Skid: Es un aparato que sirve para deslizar o mover algún objeto sobre un pavimento; Mercancía que es transportada por medio de una tarima de madera o lamina metálica.

Fuente: <http://forum.wordreference.com/showthread.php?t=1179448>

Vacuum: Procedimiento mediante el cual se conecta un camión cisterna al drenaje del tanque con el objetivo de extraer el crudo contenido en este, dicho crudo es llevado posteriormente a las estaciones para su procesamiento.