

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UN SISTEMA Y EQUIPOS AUXILIARES PARA EL
MANEJO DE GAS DE PRODUCCIÓN PETROLERA PARA LA
ESTACIÓN SACHA NORTE 1**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO**

HENRY MERINO JARAMILLO

DIRECTOR: ING. MARCELO FERNANDO SALVADOR QUIÑONES M. Sc.

Quito, septiembre 2022

© Escuela Politécnica Nacional (2022)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo Henry Merino Jaramillo, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Henry Merino Jaramillo

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Henry Merino Jaramillo, bajo mi supervisión.

Ing. Marcelo Fernando Salvador Quiñones M. Sc.
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

Un agradecimiento muy especial a DIOS, por darme la oportunidad de conocerle un poco más, por colocar a todas las personas correctas en mi vida, por darme una familia maravillosa y por permitirme mantenerme en FE a pesar de las circunstancias.

A mi familia, en especial a mis hijos que me han demostrado que ser valientes no depende de la edad o género. Haddie en tus 8 años me has enseñado el verdadero valor de la vida, esa vida sencilla en la que solo desea poder vivir con alegría, con un corazón puro y junto a tu familia. Haddie te agradezco infinitamente por toda tu paciencia, por todo tu apoyo, por confiar en mí y por permitirme seguir tu ejemplo de lucha.

A mi hija Nicole, tu sonrisa me recargaba cuando sentía que ya no podía más, agradecerte mi Ángel por que aprendí a reconocer que el verdadero amor trasciende límites y a pesar de la distancia mi corazón está junto a ti.

A Harry, mi bebe arcoíris, llegaste en el momento más indicado, nos enseñaste que los tiempos de Dios son perfectos, dicen que mientras más dura es la batalla más brillante es el arcoíris, gracias por ser la promesa de Dios que todo va a estar bien y que nunca nos abandonará.

Una vez más a mi esposa Patricia "PatytaSu mi Suca", agradezco a Dios por ponerte en mi camino, eres la alegría de nuestras vidas, luchadora, decidida, valiente, fuerte, una mujer que jamás a dejado de creer en mí, gracias infinitas por ser mi compañera de vida, por todo lo que eres y todo lo que soy cuando estoy a tu lado.

A mis padres y hermana Heriberto, Consuelo y Grace, que a pesar de todas las circunstancias siempre han estado a mi lado apoyándome en todas las etapas de mi vida, sin sus consejos no hubiese alcanzado ninguna meta y demostrándome con el ejemplo que con esfuerzo y constancia todo se puede.

A mis profesores y a todas las personas que me apoyaron en este proceso, en especial al Ing. Marcelo Salvador por creer en mí y hacer esta meta posible. Dios les pague de todo corazón.

DEDICATORIA

Con todo mi Corazón a mis hijos, Haddie, Harry y en especial a Nicole Raphaella por ser mi motor, mi alegría y mi inspiración. A mi amada esposa Paty, por ser un pilar muy importante en mi vida, por que juntos somos más fuertes. A mi Padre, sé que espero este logro muy dentro de su corazón.

A toda mi familia que me ha apoyado en todo este proceso, mi madre su inmenso cariño y consejos me ha acompañado durante todo este proceso, a mi hermana, suegros y cuñados que siempre han estado ahí presentes en mi vida.

A todas las personas que lean este trabajo.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	IX
1. JUSTIFICACIÓN	1
1.1. Antecedentes y descripción del problema	1
1.2. Impacto ambiental por la quema de gas	2
1.2.1. Problemas ambientales campo sachá	3
1.3. Sistema de disposición final de gas	4
1.3.1. Descarga de vapores a la atmosfera a través de estaca de venteo	4
1.3.2. Combustión de gas por antorchas	5
1.3.3. Sistema de alivio y venteo	6
1.3.3.1. Sistemas de alivio	8
1.3.3.2. Dispositivos de alivio	9
1.3.3.3. Válvulas de seguridad	9
1.3.3.4. Discos de ruptura	10
1.3.4. Knockout drum (KOD)	10
1.3.4.1. Mallas retenedoras anti-niebla	12
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	14
2.1. Descripción del campo sachá	14
2.2. Facilidades de superficie de la estación sachá norte 1	15
2.2.1. Manifold	16
2.2.2. Separadores	17
2.2.2.1. Potenciales problemas de los separadores	18
2.2.3. Sistemas de almacenamiento	19
3. CRITERIOS DE DISEÑO	22
3.1. Criterios de diseño del separador kod	22
3.1.1. Ecuaciones de diseño del separador kod	23
3.1.1.1. Cálculo del diámetro y longitud	23
3.1.1.2. Cálculo del coeficiente de arrastre (C)	23
3.1.1.3. Velocidad del gas	24
3.1.1.4. Área interna del recipiente	25
3.1.1.5. Área del líquido	25
3.1.1.6. Área para el vapor	25
3.1.1.7. Altura del líquido y gas dentro del recipiente	26
3.1.1.8. Tiempo de colapso del líquido	26
3.1.1.9. Velocidad de gas	27

3.1.1.10. Verificación de la longitud supuesta	27
3.2. Criterios de diseño para el dimensionamiento de la antorcha (flare)	28
3.2.1. Ecuaciones de diseño de la antorcha (flare)	28
3.2.1.1. Diámetro del Flare	28
3.2.1.2. Longitud de la llama	29
3.2.1.3. Cálculo de la distorsión de la llama causada por el viento	30
3.2.1.4. Altura de la antorcha (flare)	32
3.3. Dimensionamiento de válvulas de alivio	34
3.3.1. Ecuaciones para el diseño de válvulas de alivio	34
3.3.1.1. Dimensionamiento de válvula	34
3.4. Dimensionamiento de tuberías	35
3.4.1. Ecuaciones para régimen turbulento	36
3.4.2. Cálculo del coeficiente de pérdidas para ampliación brusca de tuberías	37
3.5. Dimensionamiento de bombas	37
3.5.1. Calculo de la presión máxima de succión	38
3.5.2. Cabezal neto de succión disponible ($npsh_d$)	38
3.5.3. Factor de seguridad	39
3.5.4. Presión diferencial	39
3.5.5. Presión máxima de descarga	40
3.5.6. Requerimiento de energía	40
3.6. Dimensionamiento de la malla anti-niebla	41
3.6.1. Cálculo de la velocidad crítica	41
3.6.2. Calculo del área de la malla.	42
3.6.3. Cálculo del ancho de malla	42
3.6.4. Especificaciones de la malla	43
4. DISEÑO DEL EQUIPO	45
4.1. Diagrama de bloques (bpd) y diagrama de flujo (pfd)	45
4.1.1. Diagrama de bloques	45
4.1.2. Diagrama de flujo	45
4.2. Balance de masa	49
4.3. Balance de energía	52
4.4. Dimensionamiento y, especificaciones del equipo propuesto	54
4.4.1. Diseño del separador kod	55
4.4.1.1. Diámetro y longitud	55
4.4.1.2. Coeficiente de arrastre	56
4.4.1.3. Velocidad del gas	57
4.4.1.4. Área interna del recipiente	57
4.4.1.5. Área del líquido	57
4.4.1.6. Área para el vapor	58
4.4.1.7. Altura del líquido y gas dentro del recipiente	59

4.4.1.8. Tiempo de colapso del líquido	60
4.4.1.9. Velocidad de gas	60
4.4.1.10. Verificación de la longitud supuesta	60
4.4.2. Criterios de diseño de flare	61
4.4.2.1. Diámetro del flare o antorcha	62
4.4.2.2. Longitud de la llama	63
4.4.2.3. Cálculo de la distorsión de la llama causada por el viento	64
4.4.2.4. Altura de la antorcha (Flare)	65
4.4.3. Dimensionamiento del sistema de alivio	68
4.4.3.1. Ecuaciones para dimensionamiento de válvulas de alivio	69
4.4.3.2. Dimensionamiento de válvula	69
4.4.4. Dimensionamiento de tuberías	72
4.4.4.1. Régimen turbulento rugoso	72
4.4.4.2. Cálculo de Coeficiente de Perdida K en ampliaciones	73
4.4.5. Dimensionamiento de bombas	75
4.4.5.1. Presión máxima de succión	75
4.4.5.2. Altura neta de succión positiva disponible (NPSH _D)	76
4.4.5.3. Factor de Seguridad	76
4.4.5.4. Presión diferencial y requerimientos de cabezal	78
4.4.5.5. Presión máxima de descarga	78
4.4.5.6. Cálculo del requerimiento de energía	78
4.4.6. Diseño de la malla anti-niebla	79
4.4.6.1. Cálculo de la velocidad crítica	79
4.4.6.2. Cálculo del área de la malla.	79
4.4.6.3. Cálculo del ancho de malla	80
4.4.6.4. Especificaciones de la malla	80
4.5. Disposición en planta	81
4.6. Diagrama de tuberías e instrumentación (p&id)	84
5. EVALUACIÓN ECONÓMICA	87
5.1. Estimación de costos	87
5.1.1. Costos de equipos	87
5.1.2. Costos directos y costos indirectos	87
5.1.3. Totalización de la inversión inicial	88
5.2. Estudio económico	88
5.2.1. Costo anual uniforme equivalente	89
6. CONCLUSIONES	90
7. RECOMENDACIONES	91
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	92
ANEXOS	97

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 2.1.	Características y capacidades de los tanques de la estación Sacha Norte 1	21
Tabla 3.1.	Lista de operaciones, equipos principales y secundarios del proceso	22
Tabla 4.1.	Descripción de las características y parámetros de diseño de los equipos	48
Tabla 4.2.	Potencial estación Sacha Norte 1 producción petrolera por pozos productores	49
Tabla 4.3.	Capacidad nominal, porcentajes de cada uno de los separadores respecto a la producción del campo	52
Tabla 4.4.	Parámetros considerados en el balance de energía de los separadores	53
Tabla 4.5.	Composición del gas de producción petrolera estación Sacha Norte 1	53
Tabla 4.6.	Corrientes de entrada para el diseño de KOD	54
Tabla 4.7.	Parámetros de entrada para el diseño de KOD	55
Tabla 4.8.	Resultados para diferentes longitudes y diámetros del KOD	61
Tabla 4.9.	Resultados del cálculo del número de Match a diferentes diámetros de tubería	62
Tabla 4.10.	Resultados de la iteración entre la distancia mínima y fracción de calor transmitido τ	67
Tabla 4.11.	Resultados de área para cada equipo de separación	71
Tabla 4.12.	Resultados de las válvulas seleccionadas para cada equipo estático	72
Tabla 4.13.	Resultado del cálculo de las longitudes equivalentes	74

Tabla 4.14.	Resultados de la simulación programa INPLANT sistemas de alivio	75
Tabla 4.15.	Parámetro de diseño a partir de la simulación realizada en INPLANT V4	75
Tabla 5.1.	Costo de los equipos diseñados	87
Tabla 5.2.	Detalle de los costos directos ejecución del proyecto	88
Tabla 5.3.	Detalle de los costos indirectos para la ejecución del proyecto	88
Tabla 5.4.	Flujo de caja de inversión inicial del proyecto	89
Tabla AIV.1.	Hoja de especificaciones KOD	103
Tabla AV.1.	Especificaciones del diseño de flare	104
Tabla AVI.1.	Hoja de especificaciones del diseño de la bomba	105
Tabla AVII.1.	Memoria de cálculo, datos obtenidos para el diseño	106
Tabla AVII.2.	Resultaos obtenidos a diferentes valores de diámetro y longitud	106
Tabla AVIII.1.	Memoria de cálculo, datos requeridos para el diseño del Flare	108
Tabla AVIII.2.	Memoria de cálculo, valores obtenidos en el diseño del Flare	108
Tabla AIX.1.1.	Factor de fricción en condiciones de total turbulencia	110
Tabla AIX.1.2.	Cálculo de longitudes equivalentes	110
Tabla AIX.1.3.	Cálculo de la caída de presión	111
Tabla AIX.2.1.	Factor de fricción en condiciones de total turbulencia	111
Tabla AIX.2.2.	Cálculo de longitudes equivalentes	111

Tabla AIX.2.3.	Cálculo de la caída de presión	112
Tabla AIX.3.1.	Factor de fricción en condiciones de total turbulencia	112
Tabla AIX.3.2.	Cálculo de longitudes equivalentes	112
Tabla AIX.3.3.	Cálculo de la caída de presión	113
Tabla AIX.4.1.	Factor de fricción en condiciones de total turbulencia	113
Tabla AIX.4.2.	Cálculo de longitudes equivalentes	113
Tabla AIX.4.3.	Cálculo de la caída de presión	114
Tabla AX.1.	Parámetros de operacionales y capacidades de los separadores de la Estación Sacha Norte 1	115
Tabla AXI.1.	Tiempo de residencia de operación	116

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Magnitud de las emisiones de CO ₂ asociadas a la quema de gas	2
Figura 1.2.	Estructura básica de un sistema de quema de gas	6
Figura 1.3.	Knockout Drum horizontal	11
Figura 1.4.	Knockout Drum vertical	11
Figura 1.5.	Tipos de eliminadores de niebla	13
Figura 2.1.	Localización geográfica del campo Sacha – Bloque 60	14
Figura 2.2.	Esquema facilidades de superficie estación Sacha Norte 1	16
Figura 2.3.	Manifold estación Sacha Norte 1	17
Figura 2.4.	Configuración de un separador bifásico	17
Figura 2.5.	Configuración Separador FWKO	18
Figura 2.6.	Detalle de los sistemas de seguridad de los separadores	19
Figura 2.7.	Tanque de lavado “wash tank” estación Sacha Norte 1	20
Figura 2.8.	Diseño de la bota de gas	20
Figura 3.1.	Coeficiente de arrastre vs $C(Re)^2$	24
Figura 3.2.	Calor liberado vs longitud de la llama	30
Figura 3.3.	Valores de la variación de la altura de la llama en el eje horizontal y vertical	31
Figura 3.4.	Designaciones de válvulas de alivio	35
Figura 3.5.	Tabla de recomendaciones para el diseño de boquillas	44
Figura 4.1.	Diagrama de bloques (BPD) del proceso de producción de petróleo Campo Sacha Norte 1	46

Figura 4.2.	Diagrama de flujo (PFD) producción petrolera Campo Sacha Norte 1	47
Figura 4.3.	Recepción de petróleo (50 pozos productores)	51
Figura 4.4.	Medidas de diseño necesarias en el dimensionamiento del flare	68
Figura 4.5.	NPSHD a 0,6 m encima del suelo, impacto en la selección de bomba	78
Figura 4.6.	Rediseño del sistema de alivio para la estación Sacha Norte 1, equipos KOD, flare y líneas del sistema de alivio	83
Figura 4.7.	Diagrama de flujo de proceso PFD	85
Figura 4.8.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID)	86
Figura AI.1.	Base de diseño, caída de presión por cada 100 ft	100
Figura AII.1.	Factores de relación para estimar elementos de inversión de capital basados en el costo del equipo entregado	101
Figura AIII.1	Datos de funcionamiento de bombas centrífugas para velocidades de motor de 60 Hz	102
Figura AXII.1	Longitudes de cuerda y áreas de las secciones circulares vs alturas de la cuerda	117
Figura AXIII.1	Relación L/D para diferentes accesorios	118
Figura AXIV.1	Dimensiones de tambores horizontales con malla horizontal y vertical	119

RESUMEN

Este trabajo comprende el diseño del separador de antorcha KOD, el dimensionamiento de otros sistemas auxiliares asociados tales como: alivio, cabezales (tuberías), bomba de descarga y flare (antorcha) en la estación Sacha Norte 1. El diseño de estos elementos garantizará la seguridad del sistema de combustión y que las emisiones al aire cumplan con la normativa ambiental vigente.

Este proyecto presenta una solución a los problemas ambientales (y operacionales) originados por la combustión deficiente del gas de producción en la estación Sacha Norte 1. La estación ha operado por más de 42 años sin haber sufrido modificaciones en su estructura, presentando deterioro en todos sus sistemas, observándose que el proceso de separación líquido, crudo y gas es ineficiente, por lo cual la quema de los gases es altamente contaminante e inestable.

El mantenimiento de los separadores no contempla el cambio del sistema de alivio o cambio de los controladores de presión y nivel de los separadores por lo cual se ha diseñado un tanque separador KOD para mitigar posibles fallas en la separación, teniendo un tanque de 9,4 m³ que recibe un volumen aproximado de gas de 1 900 MPCSD (miles de pies cúbicos estándar por día) con la capacidad de aumento de la producción en un período de 10 años del 20 %.

El proyecto contempla una bomba de descarga de condensados o posible desbordamiento de los separadores con una capacidad de 61 barriles de crudo que representa el 6 % de la producción de la estación. Sin embargo, el diseño del sistema de alivio con el cambio de las tuberías y válvulas de alivio ayudarán a prevenir posibles desbordamientos.

Del mismo modo, se evaluó la viabilidad financiera de la propuesta comparando los costos asociados a la implantación de los equipos (costos directos e indirectos) con el excesivo gasto producto de la remediación ambiental requerida por año, obteniendo un ahorro del 77 % anual para la empresa.

El proyecto permite realizar nuevos estudios referentes a la prevención de posibles contingencias en los sistemas de alivio y venteo de la estación Sacha Norte 1, posibles tratamientos químicos para evitar posibles daños por corrosión en el caso que el gas o agua de producción sea de carácter corrosivo.

1. JUSTIFICACIÓN

1.1. ANTECEDENTES Y DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

La estación Sacha Norte 1, es una de las cuatro estaciones del Complejo Sacha ubicada en la provincia de Orellana al Nor-orienté del país, la cual se encarga de extraer el crudo y separarlo del agua y de los gases existentes en la mezcla, los cuales por disposiciones de inertización deben ser quemados a través de flares (mechurrios) para minimizar el impacto ambiental producto del proceso de extracción y explotación del yacimiento (RÍO-NAPO, 2015).

El pico de producción máxima de esta estación corresponde a 75 103 BPPD, el cual fue alcanzado por la empresa Río Napo a finales del 2014 (RÍO-NAPO, 2015).

Se ha evidenciado, que a raíz de más de 40 años de vida útil sin un adecuado reemplazo de equipos o de una reingeniería del proceso, ha surgido como principal problema operacional la inundación continua de los tanques separadores líquido-gas dispuestos para separar el gas combustible de la fracción de crudo lo cual ha traído como consecuencia la sucesión de eventos medioambientales.

Estos problemas medioambientales se traduce en: quema deficiente del gas y lluvia de fuego que se obtiene cuando las gotas de crudo no separadas suben hasta el borde del quemador “flare” y se propagan en todas direcciones ocasionando incendios, derrames y contaminación de suelos, cultivos y agua, repercutiendo en un gasto para la empresa de más de 189 053,00 USD anuales en remediación ambiental, lo cual impacta en la rentabilidad y estabilidad del proceso de la estación (Río-Napo, 2014).

En la Amazonía debido a las actividades de perforación y producción de crudo han ocasionado muchos conflictos ambientales de pequeña y gran magnitud (Bustamante, 2017), que han llevado a acciones judiciales directas y/o a conflictos abiertos entre la empresa estatal y la comunidad que en ocasiones ha generado

perdidas en la producción de crudo (Guillaume, 2009). Por tal motivo en el Ecuador han surgido movimientos y organizaciones a favor del medioambiente y de las comunidades. Sacha no es la excepción y en la misma se han presentado problemas de carácter ecológico y social por los problemas operativos que las estaciones presentan.

1.2. IMPACTO AMBIENTAL POR LA QUEMA DE GAS

Según la Asociación Mundial para Reducción de la Quema del Gas, cada año la industria petrolera quema el equivalente a un tercio del consumo del gas natural en Europa y emite a la atmósfera cerca de 400 millones de toneladas de CO₂, que corresponden al 1,5 % de las emisiones mundiales (Ramirez & Emigdio, 2014). La Figura 1.1 muestra el porcentaje de emisiones más relevantes.

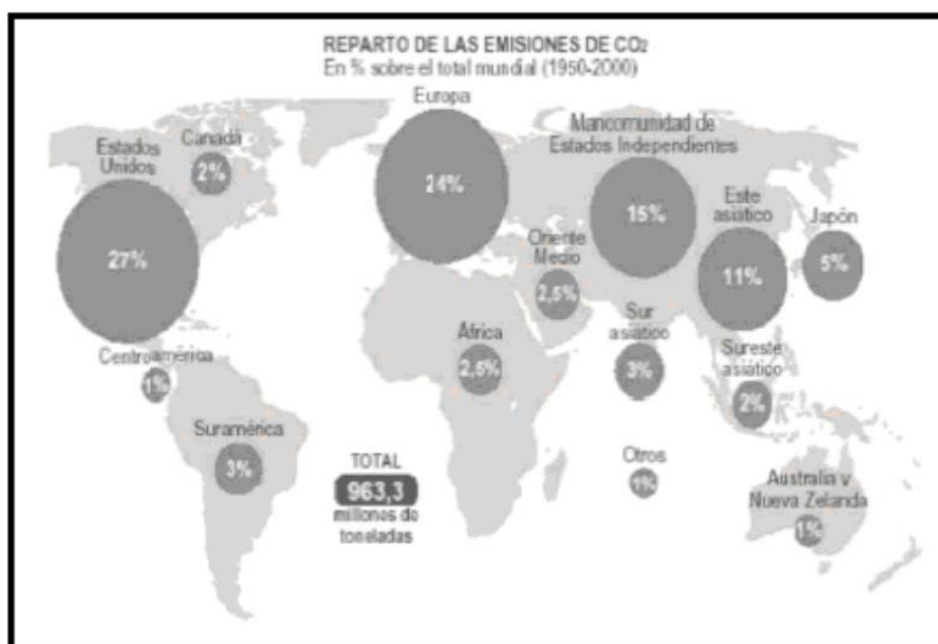


Figura 1.1. Magnitud de las emisiones de CO₂ asociadas a la quema de gas (Ramirez & Emigdio, 2014)

Actualmente, a nivel mundial existe una iniciativa para eliminar la quema regular de gas proveniente de yacimientos petroleros. Gobiernos y empresas se han comprometido con este fin, proponen buscar soluciones económicamente viables entre los cuales están: generación de energía y aprovechamiento de su poder

calórico y así mitigar más de 140,6 mil millones de metros cúbicos de gas (Banco-Mundial, 2017). Para el año 2019 (Almeida & Fajardo, 2020), la cantidad de gas bordea los 400 millones de toneladas de CO₂ en emisiones anuales.

A pesar de que la industria petrolera desea abandonar la quema del gas, asociado a la extracción de crudo, existen diversos obstáculos que dificultan los esfuerzos para aprovechar el gas como: la localización de los pozos y la carencia de infraestructura (gasoductos y equipos colectores de gas).

Incluso si se terminara la quema continua del gas por el aprovechamiento de este recurso, seguirá siendo necesario la combustión de pequeñas cantidades relacionadas con emergencia, seguridad y fallas operacionales de las instalaciones (Ramirez & Emigdio, 2014).

1.2.1. PROBLEMAS AMBIENTALES CAMPO SACHA

La actividad petrolera en la región Amazónica Ecuatoriana ha causado gran contaminación ambiental con consecuencias negativas para las personas que viven en esta zona.

Durante más de cuatro décadas la explotación petrolera ha ocasionado contaminación mediante piscinas (formadas por el crudo que sale al perforar un pozo), derrames por roturas de ductos, vertientes de aguas de formación con concentraciones de metales pesados y la quema de gases al aire libre, incrementando las consecuencias negativas ambientales del sector social, sin adoptar medidas para evitar o disminuir la contaminación por partículas tóxicas (Cuvi & Bajarano, 2015).

Según la información disponible sobre superficies afectadas, desde el año 1997, se confirma que el campo Sacha está dentro de los más contaminados del Distrito Amazónico; sus suelos, ríos y atmósfera están comprometidos por los residuos generados por la explotación petrolera (Bustamante, 2003).

La duración de vida de este campo y su importancia en la producción regional se traduce en una concentración de la infraestructura petrolera: cuatro estaciones y un total de 403 pozos de ellos 226 en producción al cierre de 2022 (Petroecuador, 2022).

1.3. SISTEMA DE DISPOSICIÓN FINAL DE GAS

En todos los campos petroleros a nivel mundial, se genera gas asociado a la explotación de crudo, y a pesar de que el mismo es utilizado como fuente de energía o procesado, en la mayoría de los casos el gas es quemado.

Por esta razón la selección de un sistema de disposición final dependerá de algunos factores propios de cada campo, lugar de explotación o lugar donde se ubique. El principal objetivo es conducir el gas hacia una zona que pueda ser procesado o descargado de forma segura. Estos sistemas generalmente se encuentran conformados por tuberías y recipientes acordes a la cantidad de gas a ser procesado (Lira, 2011). Independientemente del sistema seleccionado, su principal función es disminuir la contaminación asociada a la quema del gas, los principales contaminantes son CO₂, metano, etano, butano, propano, hidrógeno, helio, argón, hidrocarburos aromáticos volátiles, entre otros (Bravo, 2017).

1.3.1. DESCARGA DE VAPORES A LA ATMOSFERA A TRAVÉS DE ESTACA DE VENTEO

En algunos casos los gases pueden ser descargados al ambiente, dependiendo de las regulaciones ambientales que cada país lo permita. Sin embargo, este tipo de disposición depende netamente de las operaciones, que, a través de los años, demuestren ser seguras. El beneficio de este tipo de sistemas es el costo frente a los sistemas cerrados.

El venteo requiere una cuidadosa atención ya que al descargar sustancias peligrosas o inflamables puede originar otro tipo de problemas como la exposición de sustancias tóxicas o corrosivas, posible inflamación en estructuras elevadas o

cercanas al suelo, ruido y contaminación dependiendo de la presión y del caudal del gas que está siendo liberado y pueden llegar a ser peligrosas ya que no son visibles. Este tipo de disposición final es útil cuando el gas contiene altas concentraciones de gases inertes y cuando el contenido de hidrocarburo es bajo (Henderson, 2015).

1.3.2. COMBUSTIÓN DE GAS POR ANTORCHAS

La combustión en antorcha es un método en el cual los gases orgánicos volátiles generados de la explotación de yacimientos de petróleo son separados y dirigidos a los sistemas de quema de gas o proceso de combustión (Delgado, 2018). El diseño propone que, a través de una llama abierta al aire libre (tea), lograr la destrucción total de los contaminantes.

La combustión completa está determinada por la temperatura de la llama, el tiempo de residencia en la zona de combustión, el mezclado turbulento de los componentes para completar la reacción de oxidación y el oxígeno disponible. Este proceso de combustión puede producir ciertos subproductos indeseables como ruido, humo, radiación térmica, luz, óxidos de azufre, óxidos de nitrógeno, monóxido de carbono y una fuente adicional de ignición, lo cual puede ser minimizado por un diseño apropiado del sistema (Stone, Lynch, & Pandullo, 2000). Este tipo de disposición está conformado por tuberías, un recipiente knockout drum (KOD) que permiten la separación líquido gas como se muestra en la Figura 1.2.

Además de los subproductos indeseables de la combustión mencionados anteriormente, se asocian problemas comunes como lluvia de fuego, concentración de sustancias tóxicas e inflamables a nivel del piso y afectaciones cuando se apaga la llama. Todo esto expone a las comunidades vecinas y al personal operativo a problemas respiratorios, afectaciones en la piel e intoxicación (Almeida & Fajardo, 2020).

Dentro de los impactos ambientales que ocasiona la quema del gas se puede mencionar la producción de lluvias ácidas y la generación de gases de efecto invernadero como el dióxido de carbono (CO₂) (Björn & Rojas, 2018). Tanto los

sistemas de descarga a la atmosfera a través de estacas de venteo, los sistemas de combustión de gas mediante antorcha y en general la disposición de los equipos que presenta la estación Sacha Norte 1, requieren de sistemas de alivio - venteo que garanticen la seguridad, de los equipos y en especial del personal a cargo de las operaciones.

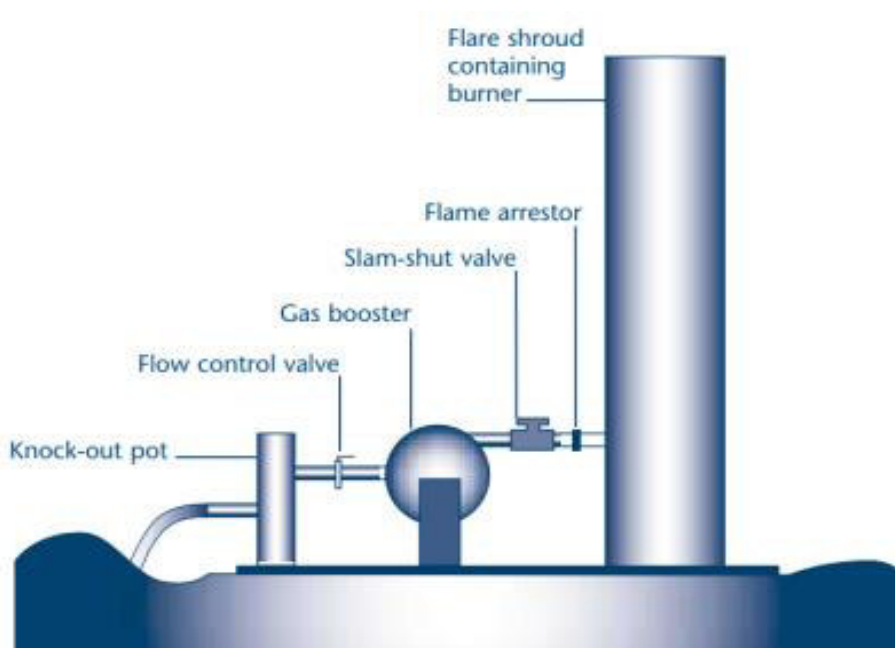


Figura 1.2. Estructura básica de un sistema de quema de gas
(Delgado, 2018)

1.3.3. SISTEMA DE ALIVIO Y VENDEO

Las plantas que manejan fluidos combustibles, como el gas natural, requieren para su operación un sistema de alivio y venteo que en caso de accidentes, sobrepresión, problemas operacionales y mantenimiento de equipos permitan ser operadas de forma segura, conduciendo los vapores hasta un punto de descarga evitando incidentes que puedan causar daños al personal o la instalación.

Este tipo de sistema, alivio y venteo, están conformados por: accesorios que minimizan la presión, sistemas de venteo, tuberías y medios de disposición final colocados en las instalaciones para la captación y movilización de los gases generados (API 521, 2014). Estos tienen la función de proteger las instalaciones de

las sobrepresiones derivadas de fallas mecánicas u operacionales del proceso, disminuyendo a valores seguros la presión del sistema en caso de contingencias, a través del desalojo de la masa acumulada manteniendo la estabilidad, la eficiencia de los procesos de separación y garantizar las operaciones de la planta (Lira, 2011).

La sobrepresión es la consecuencia de un desbalance o interrupción del flujo normal de materiales o energía en el sistema. Existen deferentes causas de sobrepresión las cuales se describen en la norma API 520 "Sizing, Selection and Installation of Pressure-relieving Devices in Refineries. Part I-Sizing and Selection" (API 520, 2008). Algunas de las causas se enumeran a continuación:

- **Salidas cerradas en los recipientes:** El cierre precipitado de las válvulas de salida de un recipiente mientras la instalación está en operación puede generar acumulación de masa y que se exceda la presión por encima de la presión de trabajo máxima permitida.
- **Apertura inadvertida de válvulas:** La apertura de válvulas en áreas de mayor presión comunicando con áreas de baja presión puede ocasionar sobrepresión.
- **Fallas de servicio:** La pérdida de cualquier servicio como electricidad, aire de instrumentos, agua de enfriamiento, entre otros debe ser considerada y evaluada cuidadosamente. Así como la cadena de eventos que pueden suceder en equipos que operan en serie, paralelo o dependen de cualquier servicio.
- **Pérdidas de ventiladores:** Si existe falla en los ventiladores o en los sistemas de enfriamiento, los equipos se vuelven inoperativos por falla mecánica o pueden generar sobrecalentamiento y generar fuego en el sistema, es decir el diseño debe contemplar otras opciones de enfriamiento.

- **Pérdida energía eléctrica y falla en equipos neumáticos:** La complejidad de automatización de los procesos requiere de un suministro confiable y constante de aire de instrumentos y energía eléctrica.
- **Falla en intercambiadores de calor:** Se pueden producir fallas en los tubos debido a: cambios bruscos de temperatura y corrosión. Cualquiera que sea el origen de esta falla ocasiona un incremento de presión. Debe analizarse la capacidad de contrarrestar el incremento de presión, no obstante, debe considerarse la instalación de un medio de alivio para operar a altas presiones.
- **Incendio en las instalaciones:** Los incendios causan sobrepresión por evaporación del líquido que se encuentra acumulado en el recipiente. En casos de incendio un mecanismo para evitar sobrepresión es iniciar una salida de operación controlada de la planta, descargando el vapor de los equipos a través de un sistema de despresurización, minimizando la sobrepresión causada por la cercanía de los equipos al fuego.

1.3.3.1. Sistemas de alivio

Los principales dispositivos para aliviar la presión del sistema son las válvulas de seguridad. Dichas válvulas disponen de un mecanismo que permite una rápida y eficaz descarga, para lo cual se requiere que el medio a aliviar no disponga de líquido y que los sistemas gaseosos sean descargados por debajo del límite de explosividad antes de alcanzar una fuente de ignición.

Los dispositivos para aliviar la presión son medios accionados por la presión estática interna del recipiente, diseñados para abrirse durante emergencias o condiciones críticas de operación para evitar el incremento de la presión interna por encima del valor especificado en el diseño. También pueden ser diseñados para proteger contra presiones de vacío. Estos dispositivos pueden ser una válvula de alivio de presión, un medio de alivio de apertura permanente o una válvula de alivio de vacío (API 520, 2008).

La norma API 520 “Sizing, Selection, and Installation of Pressure-relieving Devices in Refineries. Part I-Sizing and Selection” establece las premisas para la selección de los medios de alivio. Es aplicable a todos los dispositivos de alivio de presión usados en las refinerías e industrias relacionadas para equipamientos que operan a una presión de trabajo de 15 psi o mayor (API 520, 2008).

Los medios de alivio de presión dimensionados a través de esta norma protegen contra sobrepresión, pero no por falla estructural cuando el recipiente está sometido a altas temperaturas.

1.3.3.2. Dispositivos de alivio

Básicamente existen dos tipos de dispositivos principales para llevar a cabo la despresurización de los equipos: válvulas de seguridad y los discos de ruptura.

1.3.3.3. Válvulas de seguridad

Una válvula de despresurización está diseñada para abrir y aliviar el exceso de presión, cerrándose nuevamente para evitar la salida del fluido después de restaurarse las condiciones normales de operación (API 520, 2008). Los principales tipos de válvulas de seguridad son:

- **Válvula de alivio convencional:** Estas operan automáticamente por la acción de un resorte activándose a una presión predeterminada para proteger un recipiente o sistemas de tuberías de sobrepresiones excesivas. Los elementos básicos son una boquilla de entrada para conectarla al equipo, un disco móvil que controla el flujo a través de la boquilla y un resorte que controla la posición del disco. En condiciones normales de operación cuando la presión es inferior a la presión de ajuste el resorte mantiene el disco cerrado evitando la salida del fluido.
- **Válvula de alivio balanceada:** Esta válvula es similar a la válvula convencional también accionada por resorte, pero la diferencia radica en que

esta incorpora un fuelle para evitar que la contrapresión afecte la presión de ajuste de la válvula, manteniendo la presión constante a pesar de las variaciones de contrapresión.

- **Válvula de alivio accionada por piloto:** Este dispositivo consiste en una válvula principal que posee un pistón flotante que regula el flujo y un piloto que descarga la presión superior del pistón y es la que mantiene la válvula cerrada a la presión de ajuste.

1.3.3.4. Discos de ruptura

Estos pueden ser utilizados en servicios de líquido y gas, también están disponibles para fluidos altamente viscosos, sin embargo, su uso en fluidos líquidos debe ser analizado para la selección adecuada. Tienen como ventajas que son de bajo costo, funcionamiento simple, no producen fugas, son confiables, la presión de estallido es sensible a la temperatura y como no poseen partes en movimiento tienen un rápido accionamiento. Entre las desventajas se encuentran que están sujetos a fatiga, no pueden ser inspeccionados mientras están en servicio y al romperse el sistema debe ser despresurizado y salir de operación (API 520, 2008).

1.3.4. KNOCKOUT DRUM (KOD)

Un KOD es adecuado para una separación gas – líquido, tiene la función de almacenar y retener los líquidos arrastrados y condensados de la corriente gaseosa con el objetivo de evitar que las gotas de líquido lleguen a la antorcha y así evitar la llamada lluvia de fuego (Stewart, 2014).

Los KOD pueden ser equipos verticales u horizontales, y dependen básicamente de la capacidad de almacenamiento, el espacio disponible en las instalaciones donde se deba instalar y la factibilidad económica. Generalmente los KOD horizontales son utilizados si la cantidad de almacenamiento de líquido y el flujo de gas es alto. Su configuración consta de entrada por el extremo inferior del recipiente y la salida por la parte superior del mismo. Además, la caída de presión es

generalmente la más baja, en la Figura 1.3 podemos visualizar una configuración horizontal del KOD para un sistema de separación en plantas de generación de energía (API 520, 2008).



Figura 1.3. Knockout Drum horizontal
(API 520, 2008)

KODs verticales generalmente son usados si la carga del líquido es baja o el espacio en el que se instalará el mismo el limitado. Su diseño está delimitado por una entrada radial de gas y la boquilla de salida en la parte superior del eje vertical del recipiente como indica la Figura 1.4 (API 520, 2008).



Figura 1.4. Knockout Drum vertical
(API 520, 2008)

De acuerdo con la norma API 521, “*Pressure-relieving and Depressuring Systems*” (API 521, 2014), el dimensionamiento del KOD es un proceso de ensayo y error. El primer paso, es determinar el tamaño requerido del recipiente para la separación del líquido, el segundo paso es considerar la separación de las partículas de líquido ya que estas ocuparán un volumen dentro del recipiente y finalmente el cálculo del espacio que ocupará el gas, teniendo en cuenta la velocidad de entrada del gas y que dicha velocidad sea suficientemente pequeña para permitir que el líquido se separe (API 521, 2014).

La velocidad del gas debe ser baja para evitar que gotas grandes del líquido entren al quemador. La velocidad en el separador debe garantizar la separación de gotas en el rango de 300 a 600 μm (API 521, 2014).

1.3.4.1. Mallas retenedoras anti-niebla

De acuerdo con la norma PDVSA MDP 03-S-01 “Principios Básicos” “las mallas retienen las partículas líquidas hasta que adquieren un tamaño suficientemente grande como para que el peso supere tanto la tensión superficial como la acción de arrastre producida por el gas” (PDVSA-MDP-03-S-01, 2004).

Conocidas también como “*malla de alambre*” ó “*demister*”, su diseño consta en un filtro semejante a una esponja cilíndrica, generalmente tejido con hilos de acero inoxidable. Su espesor varía entre 3 y 7 in (8-18 cm) y densidad entre 10 y 12 lb/ft³ (0,12 y 0,15 kg/m³).

La caída de presión disminuye cuando se utilizan dentro del diseño mallas anti-niebla. Una desventaja de estos eliminadores radica en que el fluido del gas pasa por los mismos canales en los cuales el agua cae por efectos de la gravedad, es decir en el área libre del KOD existen flujos en dos sentidos. El diseño debe considerar que:

- El líquido no se separe del gas.
- El flujo de gas se restrinja por la obstrucción de los canales de la malla.

- Evite la caída de presión corriente abajo del separador KOD, y genere arrastre de líquido en las tuberías.

En la Figura 1.5 se muestran diferentes tipos de eliminadores de niebla que son usados en el diseño de separadores KOD.

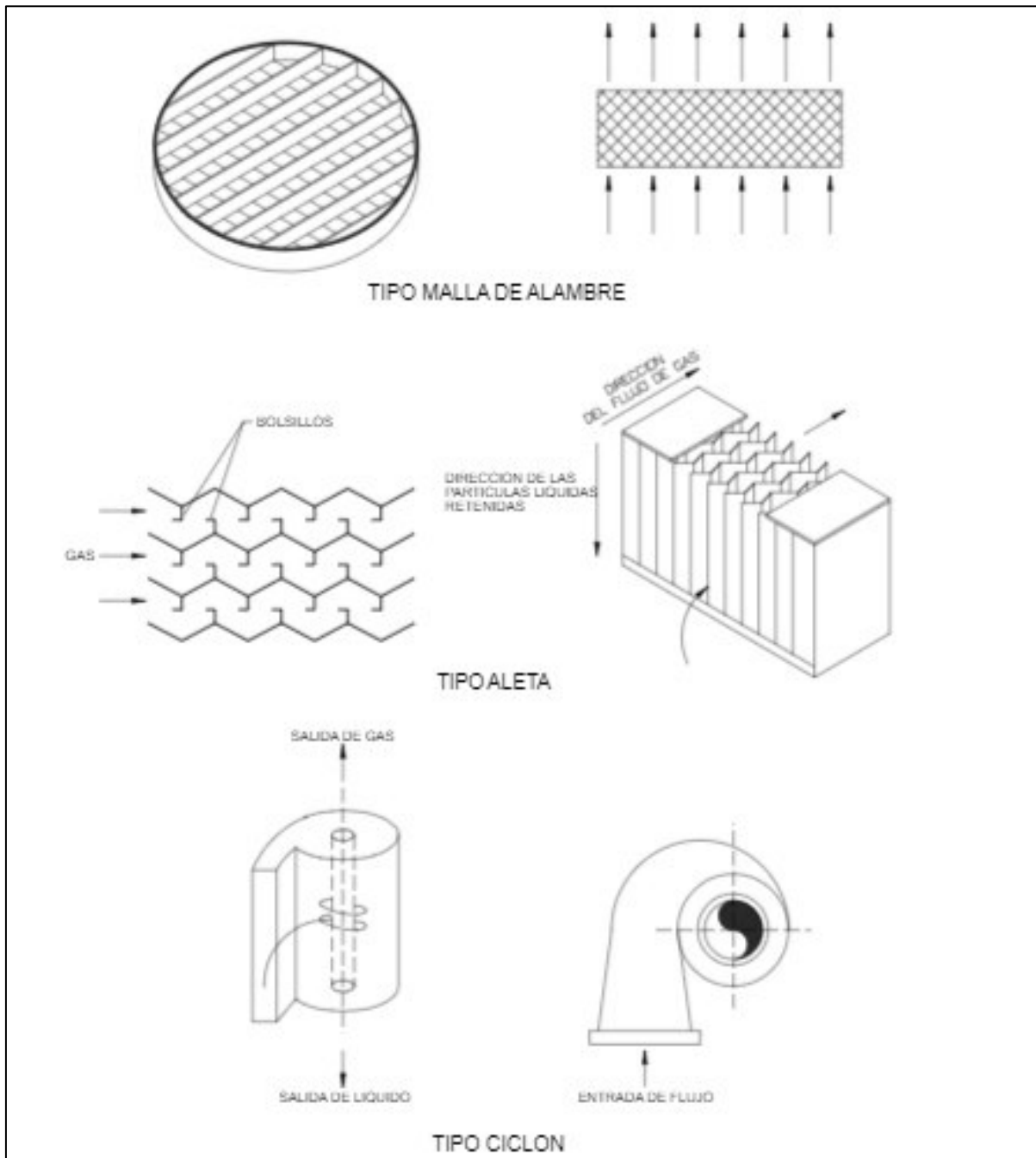


Figura 1.5. Tipos de eliminadores de niebla
(PDVSA-MDP-03-S-01, 2004)

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

2.1. DESCRIPCIÓN DEL CAMPO SACHA

El área Sacha, operada por la empresa Estatal Petroecuador desde el 2021, es una de las áreas petrolíferas más importante de Ecuador en cuanto a producción de hidrocarburos se refiere. Fue descubierta por el Consorcio Texaco-Gulf, el 21 de enero de 1969, mediante la perforación del pozo exploratorio SAC-01 que alcanzó una profundidad de 3 100 m produciendo 1 328 BPPD de 29,9 API provenientes del yacimiento Hollín (Obando, 2015).

El campo Sacha está ubicado en la provincia de Orellana en la región Amazónica Ecuatoriana en las cercanías del cantón “La Joya de los Sachas”. El área está limitada al norte por los campos Palo Rojo, Ron, Eno y Vista; al sur por el campo Culebra-Yulebra; al este por los campos Mauro Dávalos Corderos (MDC), Limoncocha, Pacay y Shushufindi-Aguarico y al oeste por los campos Paraíso, Pucuna y Huachito, como se muestra en la Figura 2.1. (Obando, 2015).

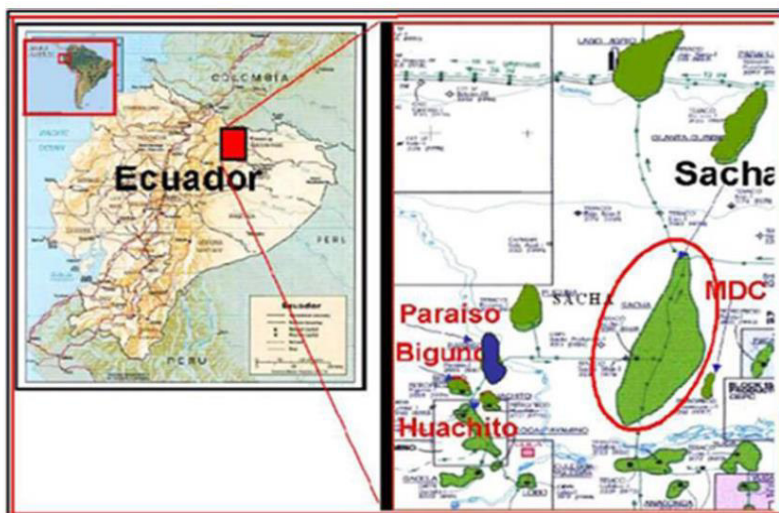


Figura 2.1. Localización geográfica del campo Sacha – Bloque 60
(Obando, 2015)

El bloque 60 está conformado por las siguientes estaciones de producción: Sacha Norte 1, Sacha Norte 2, Sacha Central y Sacha. A partir de 1972 inicia la producción

por la empresa TEXACO, alcanzando importantes valores de producción en los primeros años, alrededor de 80 000 BPPD, posteriormente se redujo a menos de 50 000 BPPD.

En una segunda etapa el campo fue operado por el consorcio CEPE-TEXACO, el promedio de producción estuvo sobre 60 000 BPPD. En la tercera etapa el campo pasó a ser operado por PETRO PRODUCCIÓN período en que hubo un importante descenso de la producción llegando a valores de 40 000 BPPD.

En la cuarta etapa, Operaciones Río Napo CEM tomó la operación del Campo Sacha con una producción diaria de 50 843 BPPD a partir de noviembre de 2009. A partir de los trabajos realizados durante 5 años se logró alcanzar una producción de 60 103 BPPD hasta diciembre de 2014, superando todas las producciones documentadas (RÍO-NAPO, 2015).

Por decisión de la Superintendencia de Compañías, la empresa Rio Napo entró en liquidación, asumiendo la operación del campo la empresa Estatal Petroamazonas a partir del año 2015, manteniendo la producción 67 915 BPPD (Torrez, 2021).

Actualmente, desde el año 2021, Sacha es operado por la Empresa Estatal Petroecuador con una producción aproximada de 86 794 BPPD (Petroecuador, 2022).

2.2. FACILIDADES DE SUPERFICIE DE LA ESTACIÓN SACHA NORTE 1

La estación de producción Sacha Norte 1 cuenta con las facilidades de superficie necesarias para captar la producción de 93 pozos productores (producción nominal de 150 000 BFPD), sin embargo, al momento la estación recibe una producción aproximada de 57 000 BFPD (provenientes de 50 pozos) (Petroecuador, 2022). Su capacidad de separación instalada es de 161 500 BFPD, distribuidos en 4 separadores de producción, dos separadores de prueba y un free water know out (FWKO), configuración situada al sur este de los tanques de almacenamiento.

Adicional, la estación está conformada por un sistema primario de captación o “*manifold*”, tanques de almacenamiento, botas de gas, intercambiador de calor, sistemas de alivio y venteo como se presenta en la Figura 2.2.

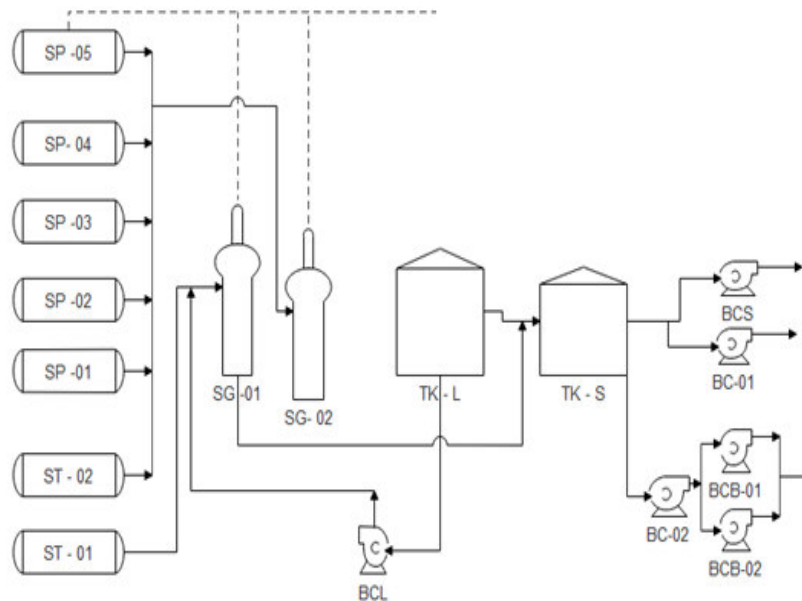


Figura 2.2. Esquema facilidades de superficie estación Sacha Norte 1

2.2.1. MANIFOLD

Conocido como colector o múltiples de producción, consta de un sistema de tuberías y válvulas como se observa en la Figura 2.3. Estas válvulas permiten direccionar el flujo de los pozos productores hacia los separadores de acuerdo con las características de los fluidos como: contenido de agua, densidad del crudo, contenido de gas, entre otros, lo cual permite una mejor separación del agua, gas y petróleo en los separadores de producción.

Sin embargo, si se requiere evaluar un pozo, es decir cuantificar la cantidad de agua, gas y principalmente la cantidad de crudo que este produce, se direcciona el fluido hacia el separador de prueba (Petroecuador, 2022).



Figura 2.3. Manifold estación Sacha Norte 1
(Petroecuador, 2022)

2.2.2. SEPARADORES

Son equipos diseñados para deshidratar el crudo y separar la fase gaseosa del fluido proveniente del manifold a través de un proceso mecánico. Se clasifican dependiendo del número de fases a separar: equipos bifásicos como se observa en la Figura 2.4 y separadores trifásicos; por su forma en esféricos, verticales y horizontales. Los campos de producción usan separadores horizontales y han sido estandarizados en tamaño y capacidad (5 000 BFPD para separadores de prueba) (Petroecuador, 2022).

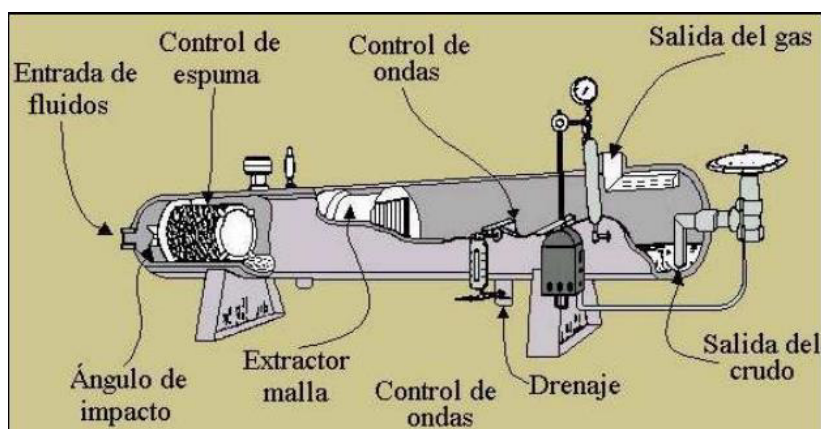


Figura 2.4. Configuración de un separador bifásico
(Fernández & Gaibor, 2009)

Generalmente los separadores de producción son de mayor tamaño que los separadores de prueba, ya que albergan mayor cantidad de fluido por la mezcla de fluidos de diversos pozos controlado por el manifold.

Los separadores de prueba son utilizados para cuantificar la cantidad de gas y líquido que tiene un pozo. En el caso de los FWKO como se observa en la Figura 2.5, son utilizados para manejar flujos con altos contenido de agua, también conocidos como trifásicos, pero de mayor tamaño (Fernández & Gaibor, 2009).

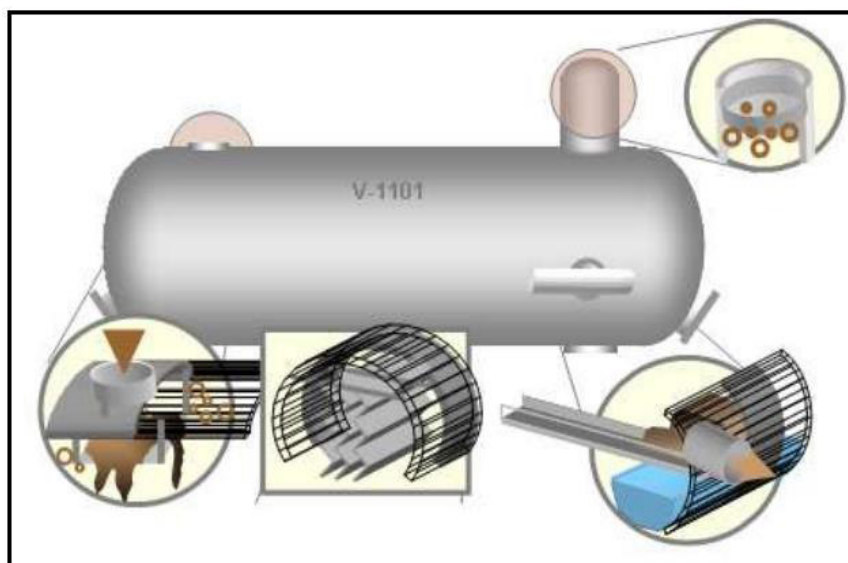


Figura 2.5. Configuración Separador FWKO
(Fernández & Gaibor, 2009)

2.2.2.1. Potenciales problemas de los separadores

Existen varios factores que afectan a la eficiencia de los separadores relacionados con las características de los fluidos a ser tratados, tales como: presencia de espuma en el crudo, parafinas, arenas, emulsiones entre otros.

Para mejorar su rendimiento se debe controlar tres parámetros fundamentales:

- Presión dentro del recipiente (separador)
- Que la interfaz líquido – gas mantenga un nivel adecuado
- Temperatura de los fluidos

Dichos parámetros son controlados y monitoreados mediante:

- Propiedades físicas de los fluidos: Estas pueden ser controladas por medios físico y medios químicos
- Equipos auxiliares como controladores de presión, temperatura, de nivel de aceite y agua, y válvulas de seguridad como se observa en la Figura 2.6.

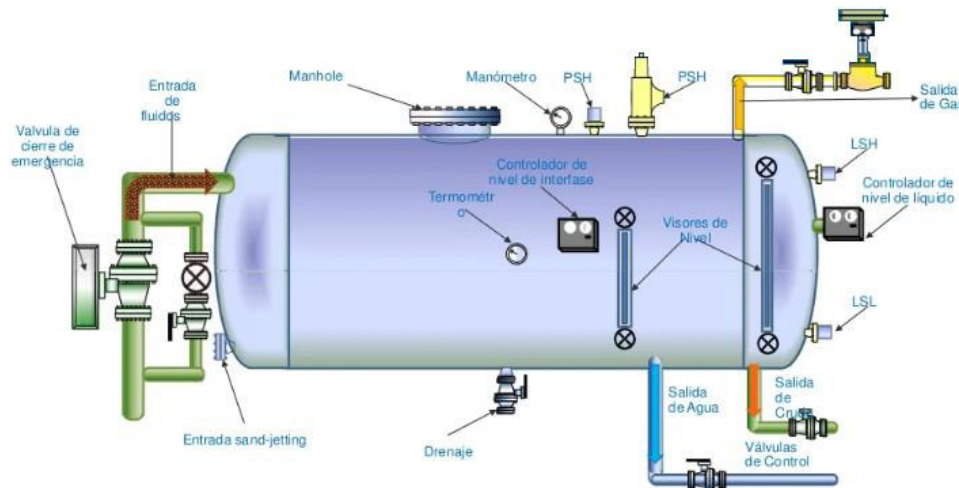


Figura 2.6. Detalle de los sistemas de seguridad de los separadores.
(Peña, Hernández, Quiroga, & Parrado, 2015)

En la Anexo X se describe los parámetros de operación de cada uno de los separadores de la Estación Sacha Norte 1.

2.2.3. SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO

Son sistemas conformados por tanques que desempeñan diferentes funciones, normalmente cada estación de producción posee, un tanque de lavado conocido como “*wash tank*” como se detalla en la Figura 2.7.

La estación Sacha Norte 1 cuenta con una capacidad nominal de 105 880 barriles. Estos tanques de lavado permiten la separación de la fase aceite (petróleo) y agua, ya que, posee un colchón de agua que permite atrapar el agua emulsionada en la fase aceite, en ciertos casos poseen sistemas de venteo con descarga directa a la atmósfera.



Figura 2.7. Tanque de lavado “*wash tank*” estación Sacha Norte 1
(Petroecuador, 2022)

Generalmente estos sistemas cuentan con una bota de gas previo al ingreso del tanque, permitiendo la separación del gas remanente que contiene el fluido que proviene de los separadores. Su diseño es un cilindro vertical el cual cuenta en la parte superior con un sombrero chino como se señala en la Figura 2.8.

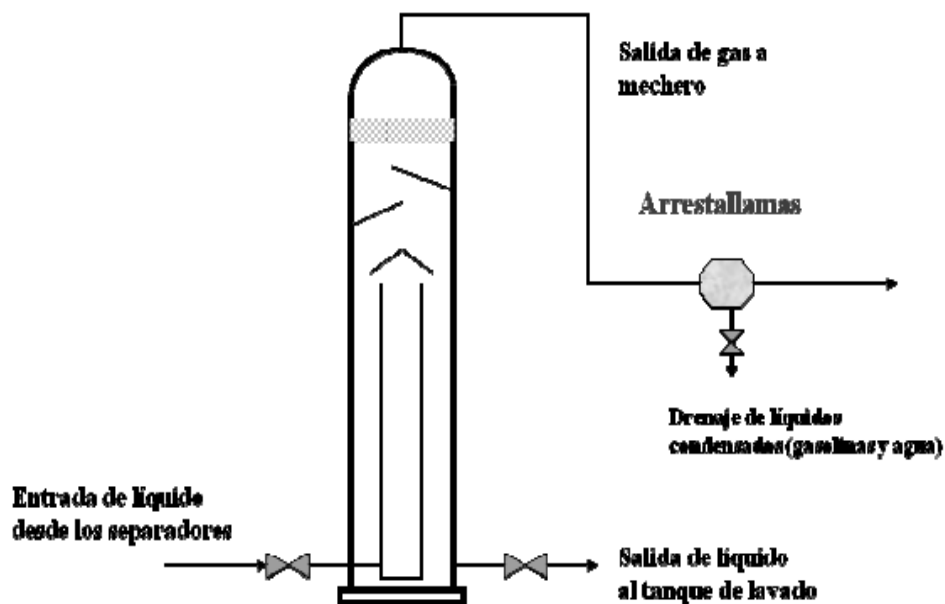


Figura 2.8. Diseño de la bota de gas
(Petroecuador, 2022)

Adicional, se encuentra el tanque de reposo el cual recibe el crudo con un porcentaje de agua y sedimentos (BSW) menor al 1 %. Este tanque almacena el crudo proveniente del tanque de lavado y posee un sistema de bombas de transferencia que envía la producción hacia los tanques de oleoducto. De igual forma posee una bota de gas que recibe el flujo de los separadores que trabajan con pozos que tienen porcentajes de BSW menor al 1 %.

En la Tabla 2.1 se describen los parámetros de cada equipo de superficie de la estación Sacha Norte 1.

Tabla 2.1. Características y capacidades de los tanques de la estación Sacha Norte 1

DESCRIPCIÓN	ALTURA		DIÁMETRO		CAPACIDAD (BLS)	
	(m)	(ft)	(m)	(ft)	NOMINAL	OPERATIVA
Tanque de lavado	10,972	36,00	44,19	145,00	105 880,00	97 053,00
Tanque de reposo	7,31	24,00	44,19	145,00	70 580,00	52 939,00

Fuente: (Petroecuador, 2022)

3. CRITERIOS DE DISEÑO

En el presente capítulo se muestra toda la información recopilada de manuales, normas, reglamentos, e investigaciones que detallan los criterios tomados en cuenta para el diseño de los equipos principales y el dimensionamiento de los equipos secundarios.

En la Tabla 3.1 se detalla las operaciones consideradas para el diseño del sistema de separación líquido – gas y equipos auxiliares.

Tabla 3.1. Lista de operaciones, equipos principales y secundarios del proceso

PROCESO	OPERACIONES	EQUIPOS PRINCIPALES	EQUIPOS SECUNDARIOS
Remoción de líquido y quema del gas de producción de la estación Sacha Norte 1	Separación líquido (crudo)/ gas Combustión de Gases	Tambor separador KOD (V-1001)	Válvulas de alivio de presión
		Flare de quema (FLA-1001)	Bomba de crudo (P-1001A/B)
			Sistema de Tuberías

3.1. CRITERIOS DE DISEÑO DEL SEPARADOR KOD

Para dimensionar el separador KOD se emplearán los siguientes criterios:

- a. De acuerdo con las consideraciones mencionadas en la sección 1.3.4, se considerará una orientación horizontal para el KOD ya que la estación produce un alto flujo de líquido y gas (API 520, 2008).
- b. En los últimos 10 años la producción a tenido un incremento promedio del 21 % por lo cual se considerará un 20 % de sobredimensionamiento por seguridad para el diseño del equipo.
- c. Se contemplará el uso de una malla como accesorio para garantizar un arrastre de líquido por debajo de 1 Kg de líquido por cada 100 Kg de gas. Se escogió una malla antiniebla de 80 Kg/m³ y un espesor de 150 mm ya que este tipo de mallas asegura la retención de líquidos con residuos de crudo (PDVSA, 2015).

- d. En caso de un desbordamiento se considerará el 6 % de arrastre de fluido del total del crudo producido en la estación, como capacidad de la fase líquida, valor tomado del porcentaje de producción que representa al separador de prueba.
- e. Se considerará el tiempo de retención del líquido 20 minutos, (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004) en el Anexo XI se detallan las consideraciones para varios tipos de diseño.

3.1.1. ECUACIONES DE DISEÑO DEL SEPARADOR KOD

El procedimiento de cálculo para el dimensionamiento del separador se describe a continuación (Mofrad, 2014):

3.1.1.1. Cálculo del diámetro y longitud

El proceso se inicia con la suposición de un diámetro y longitud para el equipo (API 520, 2008).

3.1.1.2. Cálculo del coeficiente de arrastre (C)

Para calcular el coeficiente C, se determinará: El valor del coeficiente de arrastre por Reynolds al cuadrado ($C(\text{Re})^2$) y mediante la Figura 3.1 se determinará el valor de (C). Se calculará empleando la Ecuación 3.1 (API 520, 2008).

$$C(\text{Re})^2 = \frac{0,13 \times 10^8 \times \rho_g \times D^3 \times (\rho_l - \rho_g)}{\mu_g^2} \quad [3.1]$$

Donde:

$C(\text{Re})^2$:	Coeficiente de arrastre por Reynolds ²
μ_g :	Viscosidad del gas [MPa/s]
D:	Diámetro de la gota [m]
ρ_l :	Densidad del líquido [kg/m ³]
ρ_g :	Densidad del gas [kg/m ³]

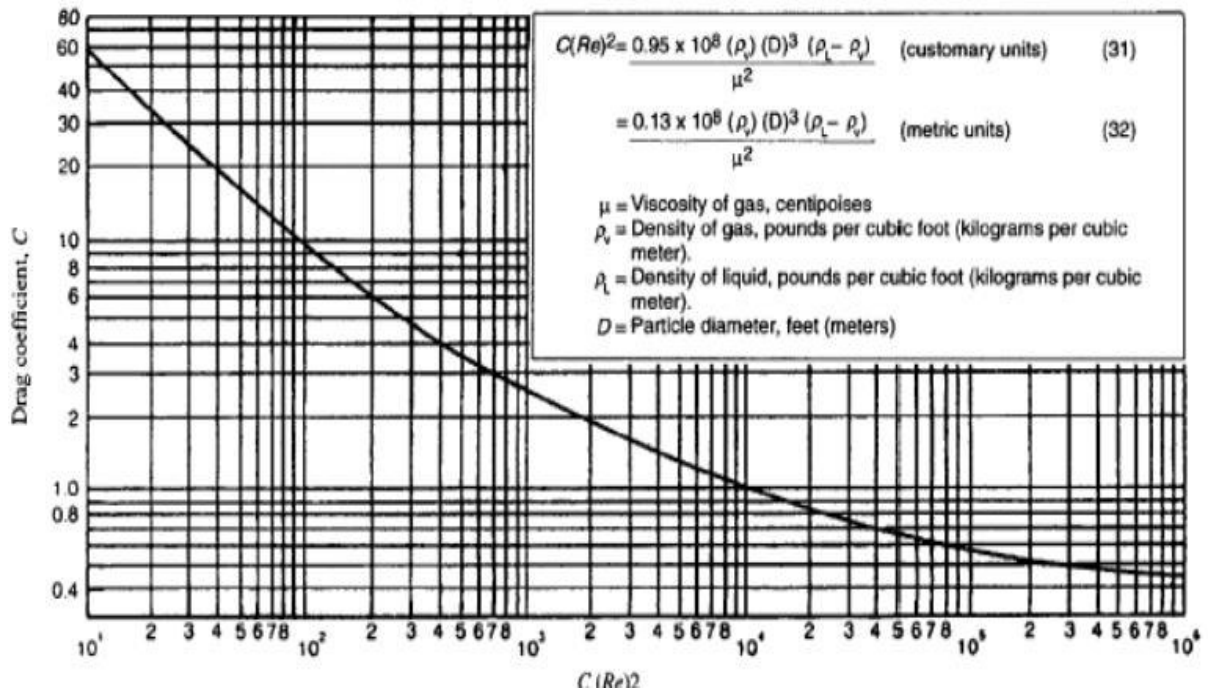


Figura 3.1. Coeficiente de arrastre vs $C(Re)^2$
(GPSA, 2004)

3.1.1.3. Velocidad del gas

La velocidad del gas permite evaluar la velocidad de colapso de las gotas de líquido en la interfase vapor-líquido dentro de recipiente, mediante la Ecuación 3.2 (API 520, 2008).

$$u_c = 1,15 \sqrt{\frac{g \times D \times (\rho_l - \rho_v)}{\rho_g \times C}} \quad [3.2]$$

Donde:

- g: Aceleración de la gravedad [9,8 m/s²]
- D: Diámetro de la gota [m]
- C: Coeficiente de arrastre adimensional
- ρ_l : Densidad del líquido [kg/m³]
- ρ_v : Densidad del vapor [kg/m³]

3.1.1.4. Área interna del recipiente

Para su cálculo del área del recipiente, se empleará la Ecuación 3.3.

$$A_t = \frac{\pi}{4} \times (D_i)^2 \quad [3.3]$$

Donde:

D_i : Diámetro interno supuesto [m]

3.1.1.5. Área del líquido

El KOD sólo almacenará líquido producto de la separación del gas que se envía al sistema de quema. En caso de alguna conexión de descarga de líquido anexada en el recipiente, se debe considerar como un volumen adicional con su respectiva área transversal la misma que se calculará mediante la Ecuación 3.4

$$A_l = \frac{Q_l \times t}{L} \quad [3.4]$$

Donde:

Q_l : Caudal de líquido en [m³/s]

t : Tiempo de retención de líquido [s]

L : Nivel de líquido en el tambor en [m]

3.1.1.6. Área para el vapor

Área requerida del vapor dentro de la cámara del KOD; ésta área debe ser lo suficientemente grande para que tiempo de traslado del gas alcance a condensar los líquidos, la misma se calculará por medio de la Ecuación 3.5.

$$A_{\text{gas}} = A_t - A_l \quad [3.5]$$

Donde:

A_{gas} : Área disponible para el vapor [m²]

A_t : Área transversal del tambor [m²]

A_l : Área requerida para el líquido [m²]

3.1.1.7. Altura del líquido y gas dentro del recipiente

La relación del área del líquido y el área total del recipiente permite calcular las alturas del líquido y del gas mediante la Ecuación 3.6.

$$R = \frac{A_l}{A_t} \quad [3.6]$$

Donde:

A_l : Área requerida para el líquido [m²]

A_t : Área total [m²]

Con el valor obtenido de R y el gráfico del Anexo XII se determinará el valor del factor para el cálculo de las alturas del líquido y el gas (R').

3.1.1.8. Tiempo de colapso del líquido

Se refiere al tiempo requerido para la condensación del líquido, se calculará mediante la Ecuación 3.7 que relaciona la altura del gas y la velocidad crítica.

Este tiempo debe ser menor al tiempo de residencia del gas o el tiempo en que demora en pasar por el KOD por lo cual mantiene una relación al área o porcentaje de espacio que ocupará el gas dentro del KOD.

$$\theta = \frac{h_{gas}}{U_c} \quad [3.7]$$

Donde:

H_{gas} : Altura del gas en el tambor en [m]

U_c : Velocidad crítica del gas en [m/s]

3.1.1.9. Velocidad de gas

Parámetro requerido para verificar el valor de la longitud sugerida. Se calculará mediante la Ecuación 3.8.

$$U_g = \frac{Q_g}{A_g} \quad [3.8]$$

Donde:

Q_g : Caudal de gas en [m³/s]

A_g : Área del gas en [m²]

3.1.1.10. Verificación de la longitud supuesta

Se determinará la longitud mínima mediante la Ecuación 3.9 y el resultado obtenido se comparará con la longitud supuesta.

$$L_{\text{min}} = U_v \times \theta \quad [3.9]$$

Donde:

U_v : Velocidad del vapor en [m/s]

θ : Tiempo de colapso del líquido [s]

La longitud mínima será menor o igual a la longitud supuesta, si no se cumple esta condición se repiten los cálculos con una nueva longitud y diámetro propuestos, tomando en cuenta los criterios de diseño. Los cálculos deben ser tabulados y se escogerá las dimensiones óptimas para el diseño dependiendo del espacio de instalación y presupuesto para el proyecto.

3.2. CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE LA ANTORCHA (FLARE)

Se establecen algunas consideraciones para el diseño de la antorcha:

- a. La norma PDVSA establece la velocidad del viento de 10 m/s (30 ft/s), sobre este valor la llama tendría una posición horizontal, adicional, por encima de esta, la radiación se reduce y la calidad de la llama aumenta, pero su duración es mínima (PDVSA-90616.021, 2000).
- b. Se establecerá una velocidad del gas equivalente a 0,34 Mach, valor considerando para el diseño de separadores en el manejo de líquido gas (API 520, 2008).
- c. Se considerará que la humedad relativa del aire a las condiciones de diseño es de 90 %, se considera el valor más alto determinado en el estudio de agro-climatología en el Ecuador (Portilla, 2018).

3.2.1. ECUACIONES DE DISEÑO DE LA ANTORCHA (FLARE)

El procedimiento de cálculo para el dimensionamiento del flare se realizará de acuerdo con la norma API 521 "Pressure-relieving and Depressuring Systems" (API 521, 2014).

3.2.1.1. Diámetro del Flare

Para el dimensionamiento se usa el número de Mach de salida desde 0,2 hasta 0,5; con esta condición y la Ecuación 3.10 se determinará el diámetro.

$$Ma_2 = 1,702 \times 10^{-5} \times \left(\frac{q_m}{p_2 \cdot d^2} \right) \times \left(\frac{z \cdot T}{k \cdot M} \right)^{0,5} \quad [3.10]$$

Donde:

Ma: Número de mach (rango de 0,2 a 0,5)

- d: Diámetro interno del flare [cm]
 q_m : Razón de flujo másico en [gr/s]
 Z: Factor de compresibilidad, adimensional
 T: Temperatura del gas en [°C]
 M: Peso molecular relativo del gas [g/mol]
 P_2 : Presión en el extremo de la chimenea [atm]
 K: Relación de calores específicos

3.2.1.2. Longitud de la llama

La longitud de la llama es una función del calor liberado. El calor liberado se determinará a partir del flujo másico y el poder calórico, Ecuación 3.11.

$$Q = q \times q_m \quad [3.11]$$

Donde:

- q: Poder calórico (J/m³)
 q_m : Razón de flujo másico en [kg/h]

A partir del calor liberado (Q) se puede evaluar la longitud de la llama empleando la Figura 3.2.

Otra forma de determinar la longitud de la llama, basados en la Norma PDVSA 906010.021 “*Sistemas de Mercurrios*” (PDVSA-90616.021, 2000), es a través de la Ecuación 3.12.

$$L = e^{((1,0917 \times \log_{10}(Q)) - 5)} \quad [3.12]$$

Donde:

- L: Longitud de llama [m]
 Q: Calor liberado [j/kg]

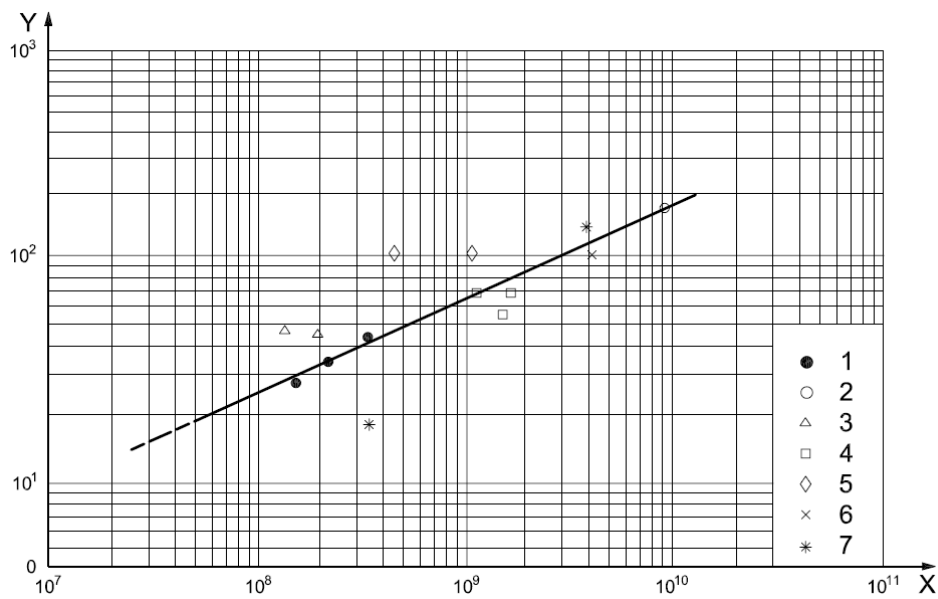


Figura 3.2. Calor liberado vs longitud de la llama
(API 521, 2014)

Donde:

Eje de las abscisas: calor liberado (Q)

Eje de las ordenadas: longitud de la llama [m]

3.2.1.3. Cálculo de la distorsión de la llama causada por el viento

La distorsión de la llama causada por el viento se determinará en función de la velocidad del viento y la velocidad del fluido a la salida del quemador según la Ecuación 3.13.

De acuerdo con la norma PDVSA 90616.021 “Sistemas de Mechurrios” (PDVSA-90616.021, 2000), recomienda la velocidad del viento en 10 m/s (30ft/s), por encima de esta, la radiación se reduce y la calidad de la llama aumenta, pero su duración es mínima; por lo cual el gas no se quema y genera contaminación a nivel de suelos por la densidad de este.

$$k = \frac{U_{\infty}}{U_c} \quad [3.13]$$

Donde:

U_{∞} : velocidad del viento [m/s]

U_c : velocidad del fluido a la salida del quemador [m/s]

Considerando el valor obtenido de la relación velocidad del viento, velocidad del fluido y la Figura 3.3 se determinará los valores de distorsión de llama debido al viento:

- $\sum \frac{\Delta x}{L}$: Relación de la distancia distorsionada en el eje de las abscisas y la longitud
- $\sum \frac{\Delta y}{L}$: Relación de la distancia distorsionada en el eje de las ordenadas y la longitud

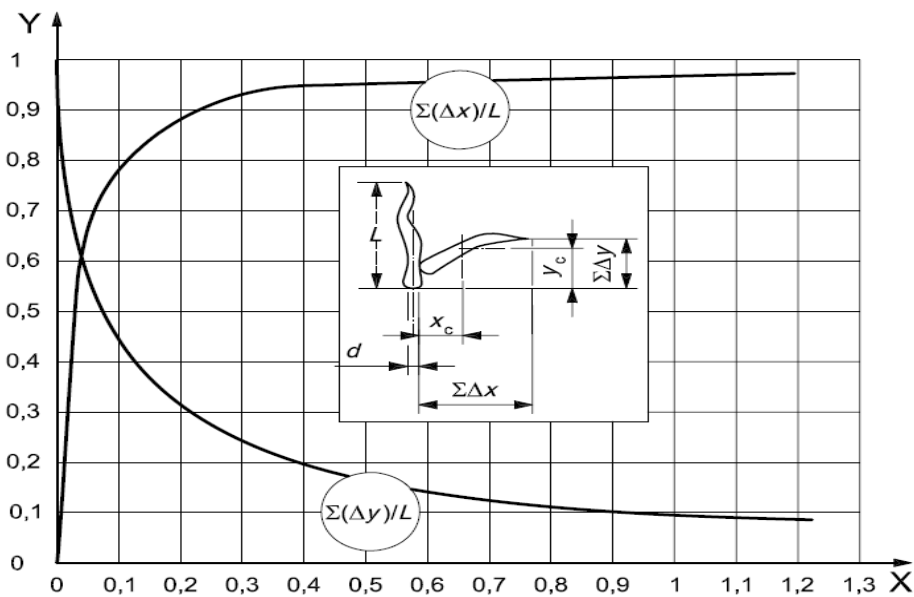


Figura 3.3. Valores de la variación de la altura de la llama en el eje horizontal y vertical (PDVSA-90616.021, 2000)

Donde:

Eje de las abscisas: Relación velocidad del viento – velocidad del fluido, adimensional

Eje de las ordenadas: Valores de distorsión: $\sum \frac{\Delta x}{L}$, $\sum \frac{\Delta y}{L}$

3.2.1.4. Altura de la antorcha (flare)

La determinación de la altura de la antorcha se calculará a través de varios cálculos como se detalla:

- a. Primero se calculará la distancia mínima o diámetro del centro de la llama hasta un objeto expuesto a la radiación como personal de trabajo, tanques, cuartos de control, etc., mediante la Ecuación 3.14.

$$DM = \sqrt{\frac{\tau \times F \times Q}{4 \times \pi \times K}} \quad [3.14]$$

Donde:

DM: Distancia mínima [m]

F: Fracción de calor radiado, depende del tipo de gas.

Q: Flujo de calor liberado [kW]

K: Intensidad de la radiación [kW/m²]

τ : Fracción de la intensidad de calor transmitida a la atmósfera, calculada mediante la Ecuación 3.15.

$$\tau = 0,79 \left(\frac{100}{\text{Humedad relativa}} \right)^{\frac{1}{16}} \times \left(\frac{100}{DM} \right)^{\frac{1}{16}} \quad [3.15]$$

El cálculo de la distancia mínima es un proceso iterativo por lo cual τ es asumido y se determina DM, y se recalcula. Con el valor DM obtenido se recalcula τ y se recalcula DM hasta que los valores de τ sean similares.

- b. La distancia horizontal del centro geométrico de la llama al punto de referencia se calculará a partir de la Ecuación 3.16.

$$r' = r - (0,5 \times (\sum \Delta x)) \quad [3.16]$$

Donde:

r' : Corrección del valor de fracción de intensidad de calor
 $\sum \Delta x$: Variación de la altura de la llama en el eje de las abscisas

- c. Con estos datos se determinará la distancia vertical (h') del centro de la llama al punto de referencia mediante la Ecuación 3.17

$$h' = \sqrt{DM^2 - r'^2} \quad [3.17]$$

Donde:

h' : Corrección altura de llama [m]
 DM: Distancia mínima [m]
 r' : Corrección del valor de fracción de intensidad de calor

- d. Finalmente, conocida la distancia vertical del centro de la llama al punto de referencia h' y la componente vertical de la llama se procederá a calcular la altura de la antorcha por medio de la Ecuación 3.18.

$$h = h' - (0,5 \times (\sum \Delta y)) \quad [3.18]$$

Donde:

h : Altura de llama [m]
 h' : Corrección altura de llama [m]
 $\sum \Delta y$: Variación de la altura de la llama en el eje de las ordenadas

Con el cálculo de las dimensiones se puede establecer las distancias mínimas requeridas para ubicar dentro del espacio que se dispone en la estación.

3.3. DIMENSIONAMIENTO DE VÁLVULAS DE ALIVIO

Las válvulas de alivio se especifican con base en tamaños de orificios de flujo estándar, indicados en la norma API STD 526 “*Flanged Steel Pressure-relief Valves*”, luego de calcular el orificio de flujo, se seleccionará el mayor diámetro estándar inmediatamente superior, especificando si serán diseñadas para régimen de flujo crítico o subcrítico (API-STD-526, 2017). Algunos criterios son considerados de la norma PDVSA MDP-08-SA-04 “Procedimientos para Especificar y Dimensionar Válvulas de Alivio de Presión” que se adaptan a las condiciones de operación de la estación Sacha Norte 1. (PDVSA-MDP-08-SA-04, 2014).

3.3.1. ECUACIONES PARA EL DISEÑO DE VÁLVULAS DE ALIVIO

Para el dimensionamiento del sistema de alivio se considerarán algunos criterios establecidos en la norma PDVSA “Procedimiento para Edificar y Dimensionar Válvulas de Alivio” (PDVSA-MDP-08-SA-04, 2014), donde establece que este sistema es óptimo cuando existe bloqueo en la salida del sistema (sobrepresiones) y en casos de incendio.

3.3.1.1. Dimensionamiento de válvula

Para el dimensionamiento de la válvula del separador se asumirá un flujo crítico (ASME, 2007), y se calculará mediante la Ecuación 3.19.

$$A = \frac{W}{C \times K_d \times P_1 \times K_b \times K_c} \sqrt{\frac{T_1 \times Z}{M}} \quad [3.19]$$

Donde:

- A: Área de flujo de la válvula de alivio [m²]
 C: Coeficiente calculado por la relación capacidad calórica cp/cv mediante la Ecuación 3.20.

$$C = \sqrt{K \times \left(\frac{2}{K+1}\right)^{\frac{K+1}{K-1}}} \quad [3.20]$$

- K: cp/cv
- W: Flujo másico de alivio en kg/h (lb/h)
- Kb, Kc: Constantes de la ecuación adimensionales, equivalentes a 0,98 y 1 respectivamente (PDVSA-MDP-08-SA-04, 2014)
- P₁: Presión de descarga de la válvula en [Pa]
- T₁: Temperatura del vapor [°C]
- Z: Factor de compresibilidad del gas
- M: Masa molar del gas [kg/mol]

La selección de válvulas corresponderá al tamaño del orificio que tiene una categoría estándar desde D hasta T.

La Figura 3.4. detalla las válvulas adecuadas para el sistema de alivio, basados en las recomendaciones de diseño del manual Engineering Data Book (GPSA, 2004).

Standard Orifice Designation	Orifice Area		Valve Body Size (Inlet Diameter × Outlet Diameter)											
	cm ²	(in. ²)	1 × 2	1.5 × 2	1.5 × 2.5	1.5 × 3	2 × 3	2.5 × 4	3 × 4	4 × 6	6 × 8	6 × 10	8 × 10	
D	0.710	0.110	•	•	•									
E	1.265	0.196	•	•	•									
F	1.981	0.307	•	•	•									
G	3.245	0.503			•	•	•							
H	5.065	0.785				•	•							
J	8.303	1.287					•	•	•					
K	11.858	1.838						•						
L	18.406	2.853							•	•				
M	23.226	3.60								•				
N	28.000	4.34								•				
P	41.161	6.38								•				
Q	71.290	11.05									•			
R	103.226	16.0									•	•		
T	167.742	26.0											•	
			in.	1 × 2	1.5 × 2	1.5 × 2.5	1.5 × 3	2 × 3	2.5 × 4	3 × 4	4 × 6	6 × 8	6 × 10	8 × 10
			mm	25 × 50	38 × 50	38 × 62	38 × 75	50 × 75	38 × 100	75 × 100	100 × 150	150 × 200	150 × 250	200 × 250

Figura 3.4. Designaciones de válvulas de alivio
(GPSA, 2004)

3.4. DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS

Para el cálculo de las líneas, se tomarán en cuenta los siguientes criterios, según lo establecido en la norma PDVSA L-TP-1.5 “Cálculo Hidráulico de Tuberías” (PDVSA-L-TP-1.5, 2014):

- a. Para las líneas de succión de bombas, el diámetro óptimo mínimo corresponderá al resultado que corresponda a una caída de presión total de 0,4 psi/100 ft.
- b. Para líneas de descarga de bombas, el diámetro óptimo mínimo corresponderá al resultado de caída de presión total de 4 psi/100 ft.
- c. Para líneas de gases, el diámetro óptimo mínimo corresponderá al resultado de una caída de presión total de 0,5 psi/100 ft.
- d. Para la línea de fluido bifásico, se considerará el diámetro que permitiera descargar la mezcla al tambor KOD a una presión de al menos 20 % superior a la atmosférica para evitar el uso de dispositivos de aumento de presión.

Adicional, la empresa estatal Petroecuador, propone el uso del software INPLANT v4.3 para la realización de los cálculos hidráulicos.

3.4.1. ECUACIONES PARA RÉGIMEN TURBULENTO

Los sistemas que manejan producción a partir de la extracción petrolera son considerados como régimen turbulento, por las presiones altas de los yacimientos y las caídas de presión que registran a lo largo de las tuberías que las transportan. Especialmente en tuberías que en ellas fluyen mezclas con altas cantidades de gas. Por lo cual se considerará al fluido en régimen turbulento para el cálculo de tuberías. La ecuación de Kármán-Prandtl define al factor de fricción mediante la Ecuación 3.21.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \times \log \left(\frac{\text{Rugosidad Relativa}}{3,7} \right) \quad [3.21]$$

El factor de fricción se basa en la rugosidad relativa, definida a través de la Ecuación 3.22.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\epsilon}{D} \quad [3.22]$$

Donde:

ϵ: Rugosidad interna de la tubería [m]

D: Diámetro interno de la tubería [m]

3.4.2. CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE PÉRDIDAS PARA AMPLIACIÓN BRUSCA DE TUBERÍAS

Este cálculo se basa en la relación de diámetro menor y mayor de la tubería, en el caso de flujos turbulentos los diámetros tienen un rango entre 2 y 4 in (PDVSA-L-TP-1.5, 2014), el cálculo se determinará mediante la Ecuación 3.23.

$$k = \left(1 - \left(\frac{D_{\text{menor}}}{D_{\text{mayor}}} \right)^2 \right)^2 \quad [3.23]$$

Donde:

D_{menor} : Diámetro interno menor de la tubería [cm]

D_{mayor} : Diámetro interno mayor de la tubería [cm]

El cálculo de las longitudes equivalentes para los accesorios se determina a partir del Anexo XIII.

3.5. DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

Para el dimensionamiento de bombas, se tomaron en cuenta los criterios, según lo establecido en la norma PDVSA MDP-02-P-02 “Principios Básicos” (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004).

- a. Para caudales por debajo de 2 500 gpm, se recomienda un NPSHd mínimo de 12 ft.

- b. Se considerará una eficiencia para cálculo de la potencia al freno de 33 % determinado para flujos de 2 500 gpm .
- c. Se establecerá inicialmente que la bomba se encuentra 2 ft por debajo del tambor separador KOD, altura mínima requerida por la norma PDVSA MDP-02-P-02.

3.5.1. CALCULO DE LA PRESIÓN MÁXIMA DE SUCCIÓN

Mediante la Ecuación 3.24 se podrá calcular la presión máxima de succión.

$$P_{1 \max} = P_{0 \max}(\text{recipiente}) + \rho_c \times g \times \frac{\Delta H_s}{F_3 \times g_c} \quad [3.24]$$

Donde:

- $P_{1 \max}$: Presión de succión máxima [kPa]
- $P_{0 \max}$: Presión de operación máxima (presión calculada para el dimensionamiento de las válvulas de seguridad) [kPa]
- H_s : Diferencia del nivel del líquido de la parte alta del recipiente y nivel de referencia de la bomba. Según criterios del diseño de la bomba 2 ft (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004).
- g : Aceleración de la gravedad [9,8 m/s²]
- g_c : Constante de dimensionamiento [10³ kg/(kPa.m.s²)]
- ρ_c : Densidad del líquido bombeado a condiciones de operación [kg/m³]
- F_3 : Factor adimensional igual a 1 (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004)

3.5.2. CABEZAL NETO DE SUCCIÓN DISPONIBLE (NPSH_D)

Se calculará en la línea de succión tomando en consideración la caída de presión en el líquido donde la presión de vapor del líquido - gas es la misma del recipiente que lo contiene. Si se mantiene la temperatura en la succión, el cálculo no podrá simplificarse en restar las pérdidas en la altura neta de succión positiva de elevación y la altura del líquido (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004).

El valor de NPSHD también se calculará como se indica en la Ecuación 3.25.

$$\text{NPSH}_D = \frac{F_3 \times (P_1 - P_V) \times g_c}{\rho_c \times g} \quad [3.25]$$

Donde:

NPSH _D :	Altura neta de succión positiva disponible [m]
g:	Gravedad [9,8 m/s ²]
g _c :	Constante dimensional [10 ³ kg/(kPa m s ²)]
ρ _c :	Densidad del líquido bombeado en [kg/m ³]
P ₁ :	Presión de succión de la bomba [kPa]
P _V :	Presión de vapor del líquido a las condiciones del proceso [kPa]
F ₃ :	Factor igual a 1 (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004)

3.5.3. FACTOR DE SEGURIDAD

La norma recomienda que se considere un valor de seguridad en el cálculo del NPSHP (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004). Se debe tener presente que el cálculo de este factor puede incrementar el costo de la bomba.

La Ecuación 3.26 define el cálculo como:

$$\text{S.F.}_{\text{CNPS}} = \frac{\text{NPSHP}_D \text{ calculado}}{\text{NPSHP}_D \text{ especificado}} \quad [3.26]$$

La norma PDVSA MDP-02-P-06 “*Cálculos en Servicio de Bombeo*” recomienda usar los siguientes valores:

S.F.NPSH: 1,00 en condiciones de instalación definidas o existentes

S.F.NPSH: 1,10 en la mayoría de sistemas nuevos

3.5.4. PRESIÓN DIFERENCIAL

Se calculará mediante la Ecuación 3.27 en la cual convierte el aumento de presión de la succión a la altura del líquido bombeado, en condiciones operacionales.

$$H = \frac{(F_3) \times \Delta P}{\rho_c} \times \frac{g_c}{g} \quad [3.27]$$

Donde:

- H: Cabezal de presión desarrollado por la bomba [m]
 ΔP : Aumento de la presión entre la succión y la descarga [kPa]
 g: Aceleración de la gravedad [9,8 m/s²]
 g_c : Constante dimensional [10³ kg/(kPa m s²)]
 ρ_c : Densidad del líquido bombeado en [kg/m³]
 F_3 : Factor 1 (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004)

3.5.5. PRESIÓN MÁXIMA DE DESCARGA

Esta presión considera como la suma de un porcentaje a la presión de operación (20 %) y se relaciona con un estado de flujo cero, parámetro recomendado por norma PDVSA MDO-02-P-06 "Manual de Diseño de Proceso. Bombas" (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004) para flujos mayores a 2 500 gpm; se calculará mediante la Ecuación 3.28.

$$P_{2\text{ MAX}} = P_{1\text{ MAX}} + 1,2 \times (P_2 - P_1) \quad [3.28]$$

Donde:

- $P_{1\text{ MAX}}$: Presión máxima de succión [kPa]
 $P_{2\text{ MAX}}$: Presión máxima de descarga [kPa]
 P_1 : Presión de succión [kPa]
 P_2 : Presión de descarga [kPa]

3.5.6. REQUERIMIENTO DE ENERGÍA

Para el requerimiento de energía de una bomba se calculará con base al caudal del flujo másico, potencia hidráulica, y energía entregada al líquido como se muestra en la Ecuación 3.29.

$$PF = \frac{Q \times (\rho_c) \times H}{E_0 \times F_5} \times \left(\frac{g}{g_c}\right) \quad [3.29]$$

Donde:

Q: Caudal de flujo volumétrico a condiciones de operación [m^3/s]

ρ_c : Densidad del líquido bombeado en [kg/m^3]

H: Cabezal de presión desarrollado por la bomba [m]

E_0 : Eficiencia global

g: Aceleración de la gravedad [$9,8 m/s^2$]

g_c : Constante dimensional [$10^3 kg/(kPa.m.s^2)$]

F5: Factor adimensional 1×10^3 (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004)

3.6. DIMENSIONAMIENTO DE LA MALLA ANTI-NIEBLA

Para el diseño de la malla anti-niebla, se determinará a través de la norma PDVSA MPD-03-S-03 “Separadores Líquido Vapor” (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004). Normalmente en el proceso de refinación del crudo se establece el diseño de equipos complementarios entre ellos KOD, el mismo que en su diseño puede contemplar el uso de malla anti-niebla.

3.6.1. CÁLCULO DE LA VELOCIDAD CRÍTICA

La velocidad crítica se define como el cálculo empírico de la velocidad del gas, su propósito es garantizar que la velocidad del gas a nivel superficial sea baja en el espacio vacío del separador y no exista arrastre de líquido. Esta se calcula mediante la Ecuación 3.30.

$$V_c = F_2 \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad [3.30]$$

Donde:

ρ_l : Densidad del líquido a condiciones operacionales [kg/m³]

ρ_g : Densidad del gas a condiciones operacionales [kg/m³]

F_2 : Factor igual a 0,048 [kg/m³] (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004)

3.6.2. CALCULO DEL ÁREA DE LA MALLA.

Al emplear la Ecuación 3.31 se podrá calcular el área de la malla basada en la relación caudal del gas y velocidad permisible.

Para el caso de estudio se considerará el 100 % de la velocidad del gas, considerando que no existiese perdidas de velocidad por el paso del gas en el espacio del recipiente, calculada en el diseño del KOD Ecuación 3.2.

$$A_{\text{malla}} = \frac{Q_v}{V_v} \quad [3.31]$$

Donde:

Q_v : Caudal del gas [m³/s]

V_v : Velocidad de gas permisible [m/s]

3.6.3. CÁLCULO DEL ANCHO DE MALLA

Partiendo del valor calculado del área de la malla, se determinará el ancho de la malla mediante la Ecuación 3.32.

$$a_{\text{malla}} = F_{25} \times \sqrt{A_{\text{malla}}} \quad [3.32]$$

Donde:

F25: Factor igual a 1 000 (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004)

3.6.4. ESPECIFICACIONES DE LA MALLA

Se determinará el espesor de la malla, el espacio entre: la malla y la descarga del gas del KOD, además, de la altura entre la malla y el líquido condensado.

Para este tipo de sistemas se debe contemplar el uso de una malla de 150 mm de espesor (6 in) (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004).

La altura entre la malla y la descarga del KOD se calculará mediante la Ecuación 3.33.

$$h_0 = \frac{a_{\text{malla}} - d_0}{2} \quad [3.33]$$

Donde:

h_0 : Altura de malla a la descarga de salida del gas [m]

d_0 : Diámetro de la boquilla de salida [m] calculado por la Ecuación 3.36 a partir de las Ecuaciones 3.34 y 3.35.

$$A_0 = \frac{\pi}{4} \times d_0^2 \quad [3.34]$$

$$V_0 = \frac{Q_v}{A_0} = \frac{Q_v}{\frac{\pi}{4} \times d_0^2} \quad [3.35]$$

De acuerdo con la norma PDVSA MDP-03-S-03 “*Separadores Líquido Vapor*” (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004) establece parámetros de diseño preliminares del tamaño de la boquilla donde especifica V_0 para el diseño como se muestra en la Figura 3.5.

$$d_0 = \sqrt{\frac{(Q_v) \times (\rho_g)^{1/2}}{\frac{\pi}{4} \times (73,2)}} \quad [3.36]$$

Descripción del Caso	En unidades SI	En unidades inglesas
<i>Alimentación líquida:</i> Velocidad menor o igual que:	3.0 m/s	10 pie/s
<i>Salida de líquido:</i> Seguir los criterios indicados en PDVSA-MDP (Pendiente) (Consultar MDP versión 1986, secciones 10D – Cabezal Neto de Succión Positiva –, y 14B – Flujo en fase líquida), para succión de bombas, drenajes por gravedad, etc	(Pendiente)	(Pendiente)
<i>Salida de vapor:</i> Velocidad menor que:	$73.2/(\rho_G)^{1/2}$, m/s	$60/(\rho_G)^{1/2}$, pie/s

Figura 3.5. Tabla de recomendaciones para el diseño de boquillas (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004)

La altura de fondo a nivel del líquido será determinada mediante la Ecuación 3.37 valores tomados para el diseño de un separador (Mofrad, 2014).

$$h_{\text{fondo-NAAL}} = \text{Fondo-LLL} + \text{LLL-LLLL} \quad [3.37]$$

Donde:

Fondo – LLL: 150 mm valor de diseño (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004)

LLL-LLLL: 100 mm valor de diseño (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004)

La distancia vertical desde el nivel-alto-alto-del líquido (NAAL) hasta la malla se calculará mediante la Ecuación 3.38. En el Anexo XIII encontramos la descripción de las alturas para mallas en configuración vertical y horizontal.

$$h_{\text{malla-NAAL}} = D - (h_{\text{fondo-NAAL}}) - h_0 - e_{\text{malla}} \quad [3.38]$$

Donde:

D: Diámetro del tambor KOD [m]

e: Espesor de la malla en [mm]

4. DISEÑO DEL EQUIPO

En el presente capítulo se realizarán los cálculos del diseño del sistema de manejo de gas de producción petrolera y equipos auxiliares de la estación Sacha Norte 1, basado en las ecuaciones citadas en el Capítulo 3 Criterios de diseño o evaluación.

4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES (BPD) Y DIAGRAMA DE FLUJO (PFD)

4.1.1. DIAGRAMA DE BLOQUES

En la Figura 3.1, se presenta el diagrama de bloques correspondiente al proceso de producción de petróleo de la estación Sacha Norte 1, capacidad promedio de producción diaria de 40 307 BFPD provenientes de 50 pozos productores de 93 pozos perforados a través de los años, algunos se encuentran fuera de operación por diversos factores como: reacondicionamientos, trabajos de tratamiento químico para mejorar el yacimiento, cambio en la configuración de extracción: sistema power oil al sistema electro-sumergible; los mismos que son direccionados a través del manifold de producción hacia los separadores de producción y de prueba, dos botas de gas, tanques de lavado y de reposo, un sistema de alivio y venteo que lleva el gas de producción directamente hacia el flare.

4.1.2. DIAGRAMA DE FLUJO

En el diagrama de flujo de la planta de producción petrolera Sacha Norte 1, se muestra el esquema de los equipos principales para la producción petrolera (separadores, manifold, tanques de almacenamiento entre otros) y el sistema de bombas de transferencia como se muestra en la Figura 4.2. Adicional, capacidades y condiciones tanto de diseño como de operación descritas en la Tala 4.1 información suministrada por la empresa estatal Petroecuador (Petroecuador, 2022).

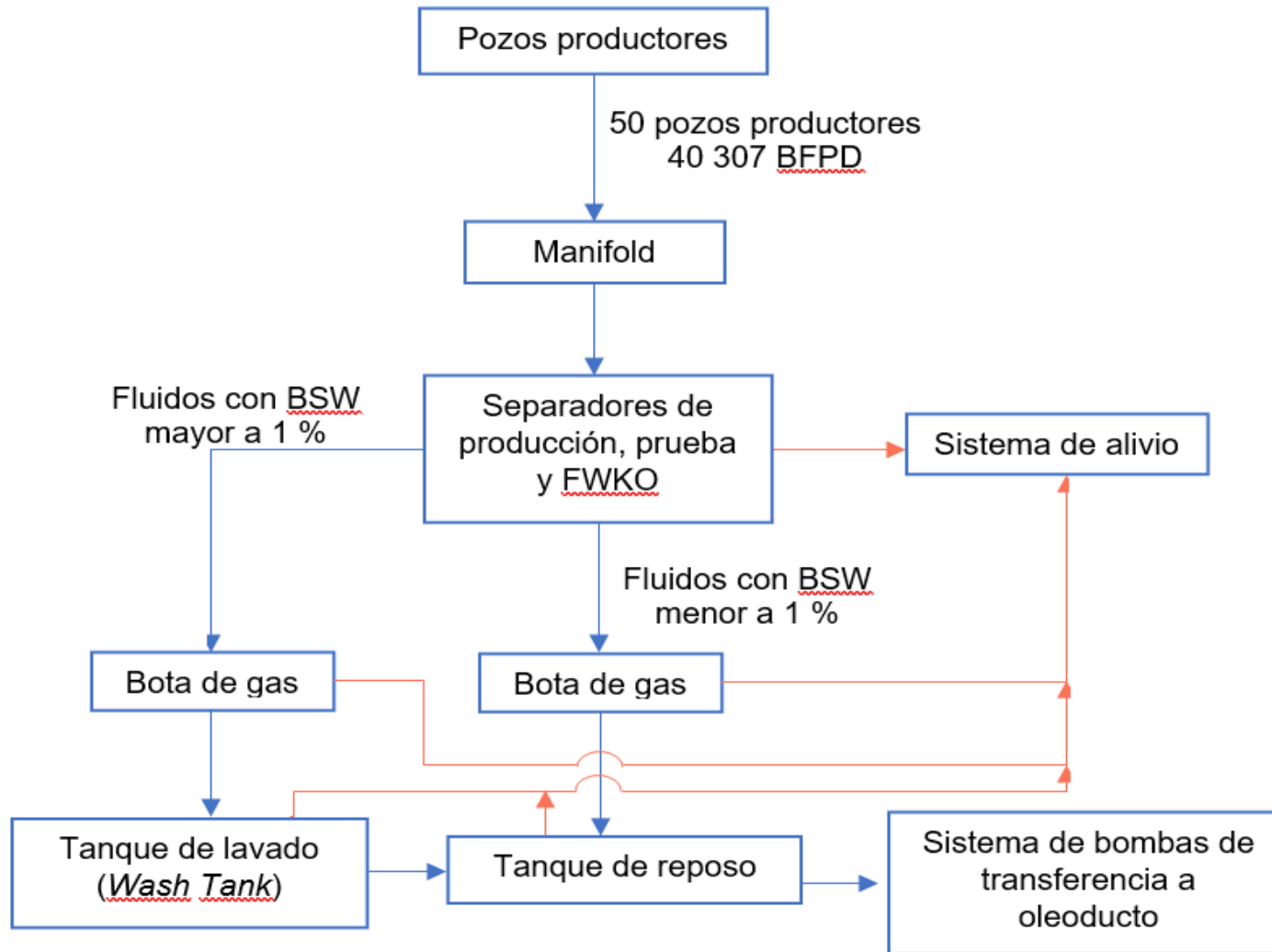


Figura 4.1. Diagrama de bloques (BPD) del proceso de producción de petróleo Campo Sacha Norte 1

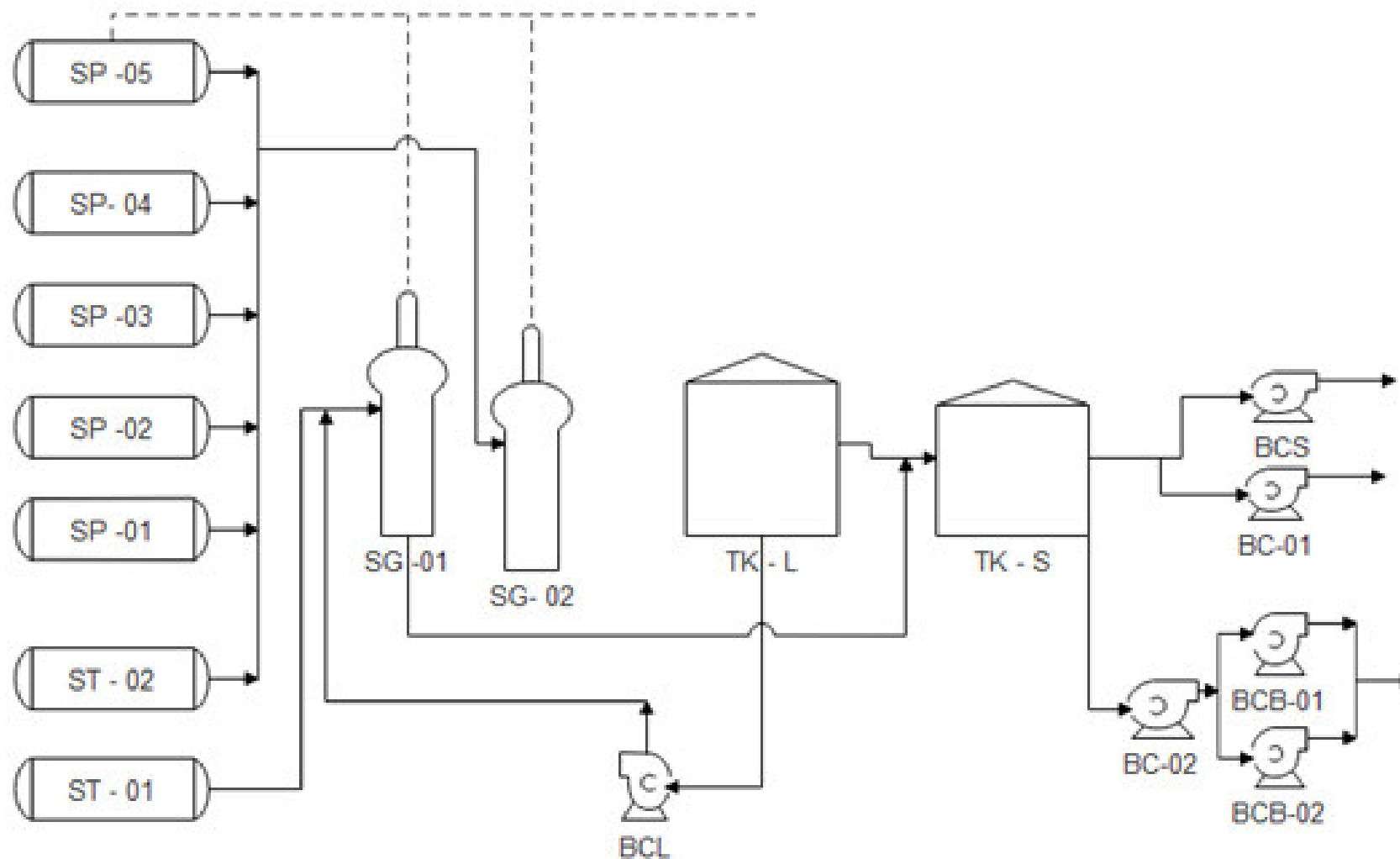


Figura 4.2. Diagrama de flujo (PFD) producción petrolera Campo Sacha Norte 1.
(Petroecuador, 2022)

Tabla 4.1. Descripción de las características y parámetros de diseño de los equipos

EQUIPO	CÓDIGO	CAPACIDAD (BFPD)	PRESIÓN DE OPERACIÓN (psi)	TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	LONGITUD (m)	DIÁMETRO (m)
Separador de prueba 1	ST-01	10 000	24,00 - 28,00	82,22	6,71	
Separador de prueba 2	ST-02	10 000	24,00 - 28,00	82,22	6,71	
Separador de producción 1	SP-01	25 000	24,00 - 28,00	48,89	6,71	2,13
Separador de producción 2	SP-02	25 000	24,00 - 28,00	51,67	6,71	2,13
Separador de producción 3	SP-03	25 000	24,00 - 28,00	48,89	6,71	2,13
Separador de producción 4	SP-04	35 000	25,00 - 28,00	82,22	8,23	2,29
FWKO	SP-05	31 500	24,00 - 28,00	65,56	8,23	2,13
Bota de gas 1	BG-01	75 000	10,70 – 14,70	48,89		
Bota de gas 2	BG-02	75 000	10,70 – 14,70	48,89		
Tanque de lavado	TK-L	105 880			11,00	44,00
Tanque de surgencia	TK-S	70 580			7,30	44,00

4.2. BALANCE DE MASA

En el proceso de extracción de petróleo de la estación Sacha Norte 1, se reciben aproximadamente una producción de 40 307 barriles de fluidos por día (BFPD) de los cuales: 14 920 barriles de petróleo por día (BPPD) son separados o deshidratados de 25 067 barriles de agua por día (BAPD) y 1 900 miles pies cúbicos estándar por día de gas (MPCSD) (Petroecuador, 2022).

En la Tabla 4.2 se detallan los valores de producción antes mencionados de petróleo, agua y gas de cada uno de los pozos que recibe la estación Sacha Norte 1 (Petroecuador, 2022), los mismo que se han obtenido de las pruebas de producción realizadas en los separadores. Este seguimiento se conoce como potencial del campo.

Tabla 4.2. Potencial estación Sacha Norte 1 producción petrolera por pozos productores

POZO	ARENA	CAMPO	BFPD	BPPD	BSW	MPCS/D	DÍAS RUN LIFE
SAC-126	BT	N1	151,00	30,00	80,00	1,00	1 479,00
SAC-031	Hs	N1	173,00	156,00	10,00	31,00	1 466,00
SAC-180D	Ti	N1	196,00	188,00	4,00	0,00	762,00
SAC-232D	Ti	N1	211,00	167,00	21,00	0,00	211,00
SAC-102	U	N1	232,00	139,00	40,00	0,00	374,00
SAC-014	Hi	N1	240,00	194,00	19,00	11,00	718,00
SAC-250D	Hi	N1	241,00	159,00	34,00	11,00	620,00
SAC-161	H	N1	246,00	231,00	6,00	38,00	1 721,00
SAC-051	Ti	N1	247,00	203,00	18,00	178,00	926,00
SAC-150D	Ui	N1	250,00	213,00	15,00	0,00	129,00
SAC-003	Hs	N1	252,00	239,00	5,00	95,00	204,00
SAC-053	Ui	N1	256,00	248,00	3,00	27,00	1 313,00
SAC-096	BT	N1	266,00	186,00	30.10	0,00	317,00
SAC-470D	Ti	N1	310,00	211,00	32,00	0,00	220,00
SAC-249D	HS	N1	350,00	347,00	1,00	17,00	659,00
SAC-476D	Ui	N1	357,00	355,00	0.50	0,00	572,00
SAC-472D	Ui	N1	359,00	215,00	40,00	0,00	720,00
SAC-461D	Ui	N1	378,00	376,00	0.50	0,00	0,00

Tabla 4.2. Potencial estación Sacha Norte 1 producción petrolera por pozos productores (continuación...)

POZO	ARENA	CAMPO	BFPD	BPPD	BSW	MPCSD	DÍAS RUN LIFE
SAC-229D	Ui	N1	403,00	81,00	80,00	53,00	2 499,00
SAC-007	Ui+Ti	N1	409,00	127,00	69,00	0,00	0,00
SAC-152D	Ui	N1	464,00	288,00	38,00	0,00	1 225,00
SAC-246D	Hi	N1	496,00	298,00	40,00	0,00	372,00
SAC-460V	Ui	N1	514,00	509,00	1,00	0,00	221,00
SAC-230D	Ti	N1	539,00	65,00	88,00	0,00	541,00
SAC-462D	Ui	N1	543,00	538,00	1,00	0,00	0,00
SAC-248D	Ui	N1	557,00	89,00	84,00	68,00	854,00
SAC-059	Ui	N1	593,00	380,00	36,00	60,00	2 066,00
SAC-163D	Ti	N1	593,00	101,00	83,00	3,00	1 946,00
SAC-115	BT	N1	625,00	75,00	88,00	3,00	399,00
SAC-020	Ui+Ti	N1	651,00	365,00	44,00	63,00	175,00
SAC-008	Ui	N1	669,00	60,00	91,00	301,00	2 369,00
SAC-127	Hs	N1	730,00	190,00	74,00	71,00	1 268,00
SAC-147D	Hi	N1	739,00	266,00	64,00	3,00	954,00
SAC-106	Hs	N1	830,00	332,00	60,00	4,00	714,00
SAC-070	UI	N1	965,00	145,00	85,00	0,00	0,00
SAC-475H	Ui	N1	1 000,00	880,00	12,00	28,00	669,00
SAC-256D	Hs	N1	1 044,00	167,00	84,00	0,00	893,00
SAC-114	Hi	N1	1 134,00	190,00	83.30	7,00	566,00
SAC-253D	Hi	N1	1 150,00	253,00	78,00	0,00	979,00
SAC-169D	Ui	N1	1 154,00	415,00	64,00	578,00	1 536,00
SAC-478H	Ui	N1	1 156,00	717,00	38,00	0,00	496,00
SAC-471D	Ti	N1	1 250,00	1 150,00	8,00	0,00	296,00
SAC-251D	Hi	N1	1 497,00	299,00	80,00	20,00	132,00
SAC-033	Hi	N1	1 508,00	181,00	88,00	56,00	1 374,00
SAC-477H	Ui	N1	1 630,00	717,00	56,00	0,00	537,00
SAC-050	Ui	N1	1 741,00	348,00	80,00	59,00	1 264,00
SAC-473H	Ui	N1	1 770,00	1 097,00	38,00	103,00	669,00
SAC-206D	Hi	N1	1 980,00	159,00	92,00	4,00	2 183,00
SAC-164D	Hi	N1	3 352,00	269,00	92,00	0,00	1 030,00
SAC-140D	Hi	N1	3 906,00	312,00	92,00	7,00	1 455,00
Total			40 307,00	14 920,00		1 900,00	

Fuente: (Petroecuador, 2022)

La Figura 4.3 detalla el proceso de recepción de petróleo en la estación Sacha Norte 1.

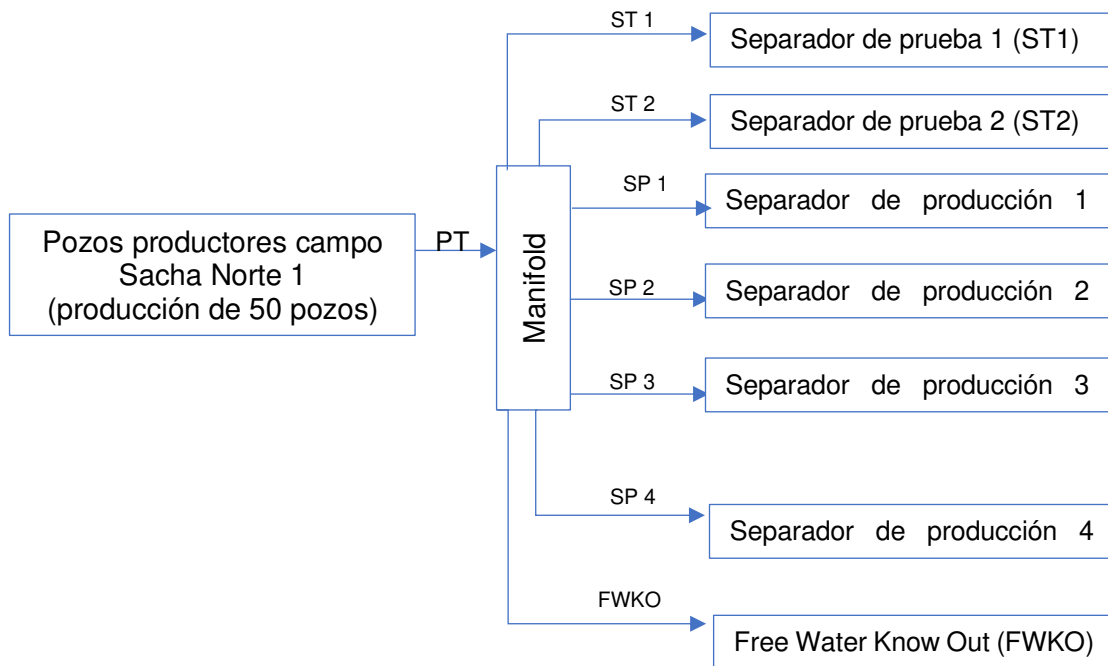


Figura 4.3. Recepción de petróleo (50 pozos productores)

A partir de la Tabla 4.2. y Anexo X se realizaron los cálculos del balance de masa, en los cuales se detalla las capacidades nominales de los separadores, el porcentaje que cada uno representa de la producción total nominal mediante la Ecuación 4.1 y las capacidades de separación de acuerdo con los valores de producción, valores tomados de la sumatoria de cada flujo del total de pozos productores como se detalla en la Tabla 4.3. Cabe mencionar que los valores no consideran el 20 % factor de seguridad para el diseño de los equipos.

$$\text{Total capacidad de separación} = \sum(\text{ST1} + \text{ST2} + \text{SP1} + \text{SP2} + \text{SP3} + \text{SP4} + \text{FWKO})$$

$$\text{SCS} = 161\,500 \text{ BFPD}$$

$$\% \text{ Producción ST1} = \frac{10\,000 \times 100}{161\,500} \quad [4.1]$$

$$\% \text{ Producción ST1} = 6,19 \%$$

Para el separador de prueba ST1 se calculó los valores de producción nominales a partir del porcentaje de producción y el total de producción de cada flujo producido en la estación.

$$\text{BFPD} = \text{Total BFPD} \times 0,0619$$

$$\text{BFPD} = 40\,307,00 \times 0,0619 = 2\,495,79 \text{ BFPD}$$

$$\text{BPPD} = \text{Total BPPD} \times 0,0619$$

$$\text{BPPD} = 14\,920,00 \times 0,0619 = 923,84 \text{ BPPD}$$

$$\text{MPCSD} = \text{Total MPCSD} \times 0,0619$$

$$\text{MPCSD} = 1\,900,00 \times 0,0619 = 117,65$$

Tabla 4.3. Capacidad nominal, porcentajes de cada uno de los separadores respecto a la producción del campo

DESCRIPCIÓN	CAPACIDAD (BFPD)	% PRODUCCIÓN	BFPD	BPPD	MPCSD
Separador de Prueba 1 (ST1)	10 000	6,19	2 495,79	923,84	117,65
Separador de Prueba 2 (ST2)	10 000	6,19	2 495,79	923,84	117,65
Separador de Producción 1 (SP1)	25 000	15,48	6 239,47	2 309,60	294,12
Separador de Producción 2 (SP2)	25 000	15,48	6 239,47	2 309,60	294,12
Separador de Producción 3 (SP3)	25 000	15,48	6 239,47	2 309,60	294,12
Separador de Producción 4 (SP4)	35 000	21,67	8 735,26	3 233,44	411,76
FWKO	31 500	19,51	7 861,74	2 910,09	370,59

4.3. BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía considera los parámetros de temperatura y presión de las corrientes que se presentan en el sistema de separación determinados a partir de la Figura 4.3 y Anexo X como se muestra en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Parámetros considerados en el balance de energía de los separadores

CORRIENTES	CAPACIDAD (BFPD)	PRESIÓN DE OPERACIÓN (psi)	TEMPERATURA (°F)	CAPACIDAD CALÓRICA (kJ/kg.k)
ST1	10 000	24,00	120,00	1,33
ST2	10 000	26,00	120,00	1,32
SP1	25 000	25,00	148,00	1,22
SP2	25 000	25,00	154,00	1,36
SP3	25 000	23,50	148,00	1,37
SP4	35 000	27,50	137,00	1,42
FWKO	31 500	24,00	180,00	1,33

Adicional, al balance de masa y energía es necesario conocer los valores de la caracterización de gas, como se muestra en la Tabla 4.5. El análisis del gas proviene de la mezcla de los separadores (Petroecuador, 2022).

Tabla 4.5. Composición del gas de producción petrolera estación Sacha Norte 1

Compuesto	Nomenclatura	% MOL
Nitrógeno	N ₂	6,95
Dióxido de carbono	CO ₂	11,85
Metano	CH ₄	55,94
Etano	C ₂ H ₆	7,20
Propano	C ₃ H ₈	9,05
iso-butano	i-C ₄ H ₁₀	2,00
n-butano	n-C ₄ H ₁₀	4,15
iso-pentano	i-C ₅ H ₁₂	1,59
n-pentano	n-C ₅ H ₁₂	0,88
n-hexano	n-C ₆ H ₁₄	0,29
n-heptano	n-C ₇ H ₁₆	0,10
Masa molar	27,99 kg/mol	
Flujo másico	7 009,41 lb/h	
Presión	21,03 psi	
Temperatura	35,60 °C	
Poder calórico	35,59 kJ/kg	
Factor de compresión	0,99507	

Tabla 4.5. Composición del gas de producción petrolera estación Sacha Norte 1
(continuación...)

Factor de compresión	0,99507
Masa Molar	27,99 kg/kgmol
Capacidad Calórica cp	1,6395 kJ/(kg.k)
Capacidad Calórica cv	1,3356 kJ/(kg.k)

Fuente: (Petroecuador, 2022)

4.4. DIMENSIONAMIENTO Y, ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO PROPUESTO

Para el cálculo del KOD se toma en cuenta las consideraciones mencionadas en el Capítulo 3 sección 3.1. En las Tablas 4.6 y 4.7 se resumen los flujos y parámetros de entrada para el diseño del KOD. Los valores totales son calculados a partir de la Tabla 4.2 mediante la Ecuación 4.2 y 4.3

$$\text{Total, MPCSD} = \sum(\text{SAAC-007} + \text{SAC-152D} + \text{SAC-246D} + \dots) \quad [4.2]$$

$$\text{Total} = 1\,900 \text{ MPCSD}$$

$$\text{Factor de Diseño } 20\% = 1\,900 \times 0,2 = 2\,280 \text{ MPCSD} = 0,75 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Total, Caudal petróleo BPPD} = \sum(\text{SAAC-007} + \text{SAC-152D} + \text{SAC-246D} + \dots) \quad [4.3]$$

$$\text{Total} = 14\,918 \text{ BPPD}$$

$$\text{Factor de Diseño } 20\% = 14\,918 \times 0,2 = 17\,904 \text{ BPPD}$$

Para el cálculo de la altura de líquido a recolectar en caso de desbordamiento por de los separadores por acción de algún tipo de falla ya sea en los controladores de altura, presión o por falla en el sistema de alivio, se considera un volumen de flujo que puede ser recolectado en el KOD, para el diseño se consideró el volumen del separador de prueba que corresponde al 6,19 % de la producción total nominal.

$$\text{Caudal de petróleo} = 17\,904 \times 0,06 = 1\,074,24 \text{ BPPD} = 0,12 \text{ m}^3/\text{min}$$

Tabla 4.6. Corrientes de entrada para el diseño de KOD

Corte	Producción	Diseño (20 %)	
		Caudal del Gas	1 900
Caudal del Petróleo	14 918	17 904 BPPD	0,12 m ³ /min*

* Considerando el 6,19 % del total de BPPD.

Tabla 4.7. Parámetros de entrada para el diseño de KOD

Parámetro	Valor	Unidades
Densidad del petróleo	892,50	kg/m ³
Densidad de gas	1,62	kg/m ³
Viscosidad del petróleo	27,41	cP
Viscosidad del gas	0,01174	cP
Tiempo de retención	20,00	min
Diámetro de la gota	0,0006	m
Relación L/D	2.50	Adimensional

Fuente: (Petroecuador, 2022)

4.4.1. DISEÑO DEL SEPARADOR KOD

4.4.1.1. Diámetro y longitud

El proceso se inicia con la suposición de un diámetro y longitud para el equipo (API 520, 2008), transformando el cálculo del dimensionamiento de KOD en un proceso iterativo.

Sin embargo, la norma API 521 “Flare KOD Design and Even More” (API 521, 2014) establece que el diámetro puede ser calculado a través de la Ecuación 4.4, dando la posibilidad de general una hoja o programa de cálculo para el dimensionamiento del equipo.

$$D = \left[\frac{2 \times Q_l \times t_l}{\left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{\frac{1}{3}} \quad [4.4]$$

Donde:

Q: Caudal del líquido en m³/s (ft³/s)

t_i: Tiempo de retención en minutos

L/D: Relación longitud – diámetro, adimensional

4.4.1.2. Coeficiente de arrastre

Se empleo la Ecuación 3.1 y los datos de la Tabla 4.5 y 4.6:

$$C(\text{Re})^2 = \frac{0,13 \times 10^8 \times \rho_g \times D^3 \times (\rho_l - \rho_g)}{\mu_g^2}$$

$$C(\text{Re})^2 = \frac{0,13 \times 10^8 \times (1,62) \times (0,0006)^3 \times (892,50 - 1,62)}{0,01174^2}$$

$$C(\text{Re})^2 = 2,95 \times 10^4$$

De la Figura 3.1 obtenemos el coeficiente de arrastre C'

$$C' = 0,75$$

El estudio de Saeid R. Mofrad (Mofrad, 2014) basado en la norma "API 521 Flare KOD Desing and Even More Part 2" establece que el valor de coeficiente de arrastre C' puede ser calculado mediante la Ecuación 4.5.

$$C' = 0.344 + 3,079 \times 10^{-8} \times (C'') + \frac{64,91}{C''^{0,5}} + \frac{3\,514,81}{C''^{1,5}} - \frac{7\,201,95}{C''^2} \quad [4.5]$$

Donde:

C'': C x (Re)²

$$C' = 0.344 + 3,079 \times 10^{-8} \times (2,95 \times 10^4) + \frac{64,91}{(2,95 \times 10^4)^{0,5}} + \frac{3\,514,81}{(2,95 \times 10^4)^{1,5}} - \frac{7\,201,95}{(2,95 \times 10^4)^2}$$

$$C' = 0,72$$

4.4.1.3. Velocidad del gas

La velocidad del gas se calculó a partir de los datos de la Tabla 4.5 y 4.6 mediante la Ecuación 3.2

$$u_c = 1,15 \sqrt{\frac{g \times D \times (\rho_l - \rho_v)}{\rho_g \times C}}$$

$$u_c = 1,15 \sqrt{\frac{9,8 \times (0,0006) \times (892,50 - 1,62)}{1,62 \times (0,72)}}$$

$$U_c = 2,44 \text{ m/s}$$

4.4.1.4. Área interna del recipiente

El diseño del KOD Para el cálculo del área del recipiente, se empleó la Ecuación 3.3. Al ser un proceso iterativo se consideró como valores iniciales un diámetro similar a los separadores y una longitud manteniendo la relación $L/D = 2,5$.

- Diámetro: 2,00 m
- Longitud: 5,00 m

$$A_t = \frac{\pi}{4} \times (D_i)^2$$

$$A_t = \frac{\pi}{4} \times (2)^2$$

$$A_t = 3,14 \text{ m}^2$$

4.4.1.5. Área del líquido

El KOD almacenará líquido producto de la separación del gas, para el diseño el estudio realizado por Lira en el desarrollo del diseño de un sistema de alivio y

venteo para una planta estable que para fluido con un volumen alto la acumulación es 10 Barriles (1,59 m³) (Lira, 2011). Mediante la Ecuación 3.4 se calculó el área del líquido.

$$A_l = \frac{Q_l \times t}{L}$$

$$A_l = \frac{0,12 \text{ m}^3/\text{min} \times (20 \text{ min})}{5}$$

$$A_l = 0,47 \text{ m}^2$$

El área para la acumulación se calculó de la relación cantidad de acumulación y la longitud mediante la Ecuación 4.6.

$$A_{\text{líquido acumulado}} = \frac{\text{Volumen acumulado}}{\text{Longitud}} \quad [4.6]$$

$$A_{\text{líquido acumulado}} = \frac{1,59 \text{ m}^3}{5 \text{ m}}$$

$$A_{\text{líquido acumulado}} = 0,32 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{total Líquido}} = 0,47 + 0,32 = 0,79 \text{ m} = 0,80 \text{ m}$$

4.4.1.6. Área para el vapor

Área requerida del gas dentro de la cámara del KOD, el gas debe tener suficiente espacio para condensar residuos de líquido que esta posea, adicional, esta área debe ser mayor que el área de líquido a recolectar su cálculo se realizó mediante la Ecuación 3.5.

$$A_{\text{gas}} = A_t - A_l$$

$$A_{\text{gas}} = 3,14 - 0,80 = 2,35 \text{ m}^2$$

4.4.1.7. Altura del líquido y gas dentro del recipiente

Se determino a través de la relación área del líquido y el área total mediante la Ecuación 3.6.

$$R = \frac{A_l}{A_t}$$

$$R = \frac{0,80}{3,14}$$

$$R = 0,25$$

Mediante el Anexo XII y el valor de R se determinó el factor R' para el cálculo de la altura del líquido mediante la Ecuación 4.7.

$$R^* = \frac{h_l}{D} \quad [4.3]$$

Donde:

h_l : Altura del líquido [m]

D : Diámetro asumido [m]

Para el caso del diseño y los datos obtenidos el valor de $R^* = 0,30$ obtenido del Anexo XII

$$h_l = 0,30 \times (2)$$

$$h_l = 0,60 \text{ m}$$

$$h_{\text{gas}} = 2 \text{ m} - 0,60 \text{ m}$$

$$h_{\text{gas}} = 1,40 \text{ m}$$

4.4.1.8. Tiempo de colapso del líquido

El tiempo requerido para la condensación del líquido, se calculó mediante la Ecuación 3.7.

$$\theta = \frac{h_{\text{gas}}}{U_c}$$

$$\theta = \frac{1,40 \text{ m}}{2,44 \text{ m/s}}$$

$$\theta = 0,57 \text{ s}$$

4.4.1.9. Velocidad de gas

La velocidad del gas es un parámetro requerido para verificar el valor de la longitud sugerida ya que a través de este valor calculamos la longitud mínima. La velocidad del gas se calculó mediante la Ecuación 3.8 y los datos de la Tabla 4.6.

$$U_g = \frac{Q_g}{A_g}$$

$$U_g = \frac{0,75 \text{ m}^3/\text{s}}{2,35 \text{ m}^2}$$

$$U_g = 0,32 \text{ m/s}$$

4.4.1.10. Verificación de la longitud supuesta

Se determinó la longitud mínima mediante la Ecuación 3.9, el resultado se comparó con la longitud asumida.

$$L_{\text{min}} = U_g \times \theta$$

$$L_{\min} = 0,32 \text{ m/s (0,57 s)}$$

$$L_{\min} = 0.18 \text{ m}$$

Si el valor de la longitud mínima es mayor a la longitud supuesta, se debe iterar hasta encontrar el diámetro y longitud necesarios para el funcionamiento del sistema. Si el valor de longitud mínima es menor a la longitud propuesta, los valores de diámetros y longitud pueden ser utilizados para el diseño, para el caso propuesto las dimensiones del KOD serian: diámetro 2 m y longitud 5 m.

Sin embargo, podemos optimizar el diseño con el fin de reducir costos o cumplir con los requerimientos de espacio disponible para su instalación.

Este procedimiento se realizó con diferentes longitudes y diámetros como se indica en la Tabla 4.8.

Tabla 4.8. Resultados para diferentes longitudes y diámetros del KOD

ITERACIÓN	DIÁMETRO (cm)	LONGITUD (cm)	LONGITUD MÍNIMA (cm)	ALTURA DEL LÍQUIDO (cm)	ALTURA DEL GAS (cm)
Iteración 1	200,00	500,00	18,00	60,00	140,00
Iteración 2	200,00	300,00	25,00	88,00	112,00
Iteración 3	150,00	250,00	25,00	135,00	15,00
Iteración 4	100,00	200,00	-3,00	90,00	10,00

Como resultado del cálculo el tamaño del KOD: diámetro 2 m y longitud de 3 m, con estas dimensiones se mantiene los niveles de líquido y gas proporcionales. En el Anexo IV se detalla la hoja de especificaciones del equipo diseñado. A dimensiones menores las proporciones en alturas líquido – gas no son adecuadas.

4.4.2. CRITERIOS DE DISEÑO DE FLARE

Se estableció algunas consideraciones para el diseño de la antorcha (flare) mencionadas en el Capítulo 3 sección 3.2.

4.4.2.1. Diámetro del flare o antorcha

Para el dimensionamiento se usa el número de Mach de salida desde 0,2 hasta 0,4; con esta condición y la Ecuación 3.10 se determinó el número de Mach a diferentes diámetros de la tubería (diámetros de medidas comerciales estándares).

Los parámetros para el diseño se mencionan en la Tabla 4.6 y 4.7 y los datos de la caracterización del gas de la Tabla 4.5.

$$\text{Mach} = 1,702 \times 10^{-5} \times \left(\frac{q_m}{P_2 \times d^2} \right) \times \left(\frac{z \times T}{k \times M} \right)^{0,5}$$

El valor de K es la relación de $c_p/c_v = 1,2575$

Diámetro de tubería del flare asumido = 0,16 ft = 2 in

Temperatura de operación = 35,60 °C = 555,75 R

$$\text{Mach} = 1,702 \times 10^{-5} \times \left(\frac{7\,009.41}{21,03 \times (0,16)^2} \right) \times \left(\frac{0,99507 \times (555,75)}{1.2575 \times (27,99)} \right)^{0,5}$$

Mach = 0,88

El proceso es iterativo y comenzó sugiriendo un diámetro nominal o comercial en el mercado (2 in), para elegir el diámetro que se acople al diseño se consideró que el límite inferior 0,2 Mach la descarga de gas es permanente y estable.

En el límite superior 0,4 Mach la descarga es inestable y genera: mayor ruido, posibles vibraciones y la combustión del gas puede ser ineficiente (Fernandez, 2015).

Los resultados de esto cálculos se indican en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9. Resultados del cálculo del número de Match a diferentes diámetros de tubería.

DIÁMETRO (in)	DIÁMETRO (cm)	MATCH
2	5,08	0,82
3	7,62	0,36
4	10,16	0,21
5	12,70	0,13
6	15,24	0,09

Como resultado del cálculo el diámetro se estableció en 4 in (10,16 cm). Definido el número de Match (0,21) podemos calcular el diámetro a partir de la ecuación 4.5.

$$d_i = \left(\frac{1,702 \times 10^{-5} (q_m)}{P(\text{Match})} \cdot \sqrt{\frac{z \cdot T}{k \cdot M}} \right)^{1/2} \quad [4.5]$$

Donde:

- q_m : Flujo másico [kgmol/h]
 P : Presión de operación [psi]
 Match : Número de match
 z : Factor de compresibilidad
 T : Temperatura del gas [°C]
 k : Relación de calores específicos (cp/cv)
 M : Peso molecular del gas [kg/kmol]

$$d_i = \left(\frac{1,702 \times 10^{-5} \times (7009,41)}{21,03 \times (0,21)} \times \sqrt{\frac{0,99507 \times (555,75)}{1,2575 \times (27,99)}} \right)^{1/2}$$

$$d_i = 0,33 \text{ ft} = 0,1 \text{ m}$$

4.4.2.2. Longitud de la llama

La longitud de la llama se calculó a partir de la Ecuación 3.11. El calor liberado se determinó a partir del flujo másico y el poder calórico del gas valores se tomaron de la Tabla 4.5 y 4.6.

$$Q = q \times q_m$$

$$Q = 15\,305 \text{ Btu/lbm} \times 7\,009,41 \text{ lbm/h}$$

$$Q = 1,07 \times 10^8 \text{ Btu/h} = 31\,440.37 \text{ kw}$$

Aplicando la Ecuación 3.12. se calculó la longitud de llama.

$$L = e^{((1,0917 \times \log_{10}(Q)) - 5)}$$

$$L = e^{((1,0917 \times \log_{10}(1,07 \times 10^8 \text{ btu/h})) - 5)}$$

$$L = 43,24 \text{ ft} = 13,18 \text{ m}$$

4.4.2.3. Cálculo de la distorsión de la llama causada por el viento

La distorsión de la llama causada por el viento se determinó en función de la velocidad del viento y la velocidad del fluido a la salida del quemador según la Ecuación 3.13 y los valores de la Tabla 4.6.

De acuerdo con el manual de diseño PDVSA 90616.021 "Sistemas de Mechurrios" (PDVSA-90616.021, 2000), recomienda la velocidad del viento en 10 m/s (30ft/s), por encima de esta, la radiación se reduce y la calidad de la llama aumenta, pero su duración es mínima.

$$k = \frac{U_{\infty}}{U_c}$$

Donde:

$$U_{\infty} = 10,00 \text{ m/s}$$

$$U_{\infty} = 32,80 \text{ ft/s}$$

$$U_c = \frac{q_g}{\frac{\pi}{4} \cdot d_i^2} \quad [4.6]$$

$$q_g = 2\,280 \text{ MPCSD} = 26,39 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$U_c = \frac{26,39 \text{ ft}^3/\text{s}}{\frac{\pi}{4} \cdot (0,33 \text{ ft})^2}$$

$$U_c = 308,54 \text{ ft/s}$$

$$k = \frac{30,00 \text{ ft/s}}{308,54 \text{ ft/s}}$$

$$K = 0,10$$

A partir de la Figura 3.4 se determinó los valores de distorsión de la llama debido al viento lateral $\sum \frac{\Delta x}{L}$, $\sum \frac{\Delta y}{L}$ en función de la longitud que se calculó en la sección 4.4.2.2.

$$L = 43,24 \text{ ft}$$

$$\sum \frac{\Delta x}{L} = 0,77$$

$$\sum \Delta x = 0,77 \times 43,24 = 33,30 \text{ ft}$$

$$\sum \frac{\Delta y}{L} = 0,45$$

$$\sum \Delta y = 0,45 \times 43,24 = 19,46 \text{ ft}$$

4.4.2.4. Altura de la antorcha (Flare)

El diseño de la altura de la antorcha sugiere varios pasos a seguir: primero se calculó la distancia mínima o diámetro del centro de la llama hasta un objeto

expuesto a la radiación mediante la Ecuación 3.14. Para el caso del diseño se debe establecer los posibles lugares que puede afectar la radiación que genera la llama, especialmente del área de las comunidades cercanas a la estación.

$$DM = \sqrt{\frac{\tau \cdot F \cdot Q}{4 \cdot \pi \cdot K}}$$

Donde:

$$\tau = 0,8 \text{ (API 521, 2014)}$$

F = 0,25; el componente en mayor porcentaje es el metano por tanto se consideró el valor de 0,25 (PDVSA-90616.021, 2000)

H_r = Humedad Relativa = 90 % humedad referida en la investigación “Agroclimatología del Ecuador” (Portilla, 2018)

K = Radiación máxima permisible 1 500 btu/h.ft², adicional, se consideró la radiación solar 300 btu/h.ft² (PDVSA-90616.021, 2000)

$$DM = \sqrt{\frac{0,8 \times (0,25) \times 1,07 \times 10^8 \text{ btu/h}}{4 \times (\pi) \times (1\,500 - 300) \text{ btu/h.ft}^2}}$$

$$DM = 37,67 \text{ ft} = 11,50 \text{ m}$$

τ : Fracción de la intensidad de calor transmitida a la atmósfera, calculada mediante la Ecuación 3.15.

$$\tau = 0,79 \times \left(\frac{100}{H_r}\right)^{\frac{1}{16}} \times \left(\frac{100}{DM}\right)^{\frac{1}{16}}$$

$$\tau = 0,79 \times \left(\frac{100}{90}\right)^{\frac{1}{16}} \times \left(\frac{100}{37,67 \text{ ft}}\right)^{\frac{1}{16}}$$

$$\tau = 0,85$$

El cálculo de la distancia mínima es un proceso iterativo por lo cual τ es asumido y se determina DM. Con el valor DM obtenido se recalcula τ y se recalcula DM, los resultados obtenidos de la iteración se detallan en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10. Resultados de la iteración entre la distancia mínima y fracción de calor transmitido τ

DISTANCIA MÍNIMA (m)	r
11.5	0.8
11.82	0.84
11.81	0.84

A partir de los cálculos de determina el valor de $DM = 38,74 \text{ ft}$ ($11,81 \text{ m}$) La Ecuación 3.16. permite el cálculo de la distancia horizontal del centro geométrico de la llama al punto de referencia.

Se consideró en primera instancia $r = DM/2 = 5,91 \text{ m} = 19,37 \text{ ft}$

$$r' = r - (0,5 \cdot \sum \Delta x)$$

$$r' = 19,37 \text{ ft} - (0,5 \cdot 33,30 \text{ ft})$$

$$r' = 2,72 \text{ ft} = 0,83 \text{ m}$$

La distancia vertical h' se estimó desde el centro de la llama a un punto de referencia, en este caso se consideró los terrenos privados más cercanos a la estación.

Se determinó la distancia vertical (h') mediante la Ecuación 3.17.

$$h' = \sqrt{D^2 - r'^2}$$

$$h' = \sqrt{(38,74 \text{ ft})^2 - (2,72 \text{ ft})^2}$$

$$h' = 38,64 \text{ ft} = 11,78 \text{ m}$$

Finalmente, determinada la distancia vertical desde el centro de la llama hacia el punto de referencia h' y la variación vertical ($\sum \Delta y$) de la llama se procedió a calcular la altura de la antorcha, mediante la Ecuación 3.18.

$$h = h' - (0,5 (\sum \Delta y))$$

$$h = 38,64 \text{ ft} - (0,5 \cdot 19,46 \text{ ft})$$

$$h = 28,91 \text{ ft} = 8,81 \text{ m}$$

En la Figura 4.4 y Anexo V se detallan las medidas calculadas para el dimensionamiento del flare.

Como resultado del cálculo las alturas del flare es de 9,00 m, la distancia mínima D o DM es de 12,00 m, valor de la longitud de llama es de 13,00 m y la distorsión de llama en Δx y Δy igual a 10,15 y 5,93 m respectivamente.

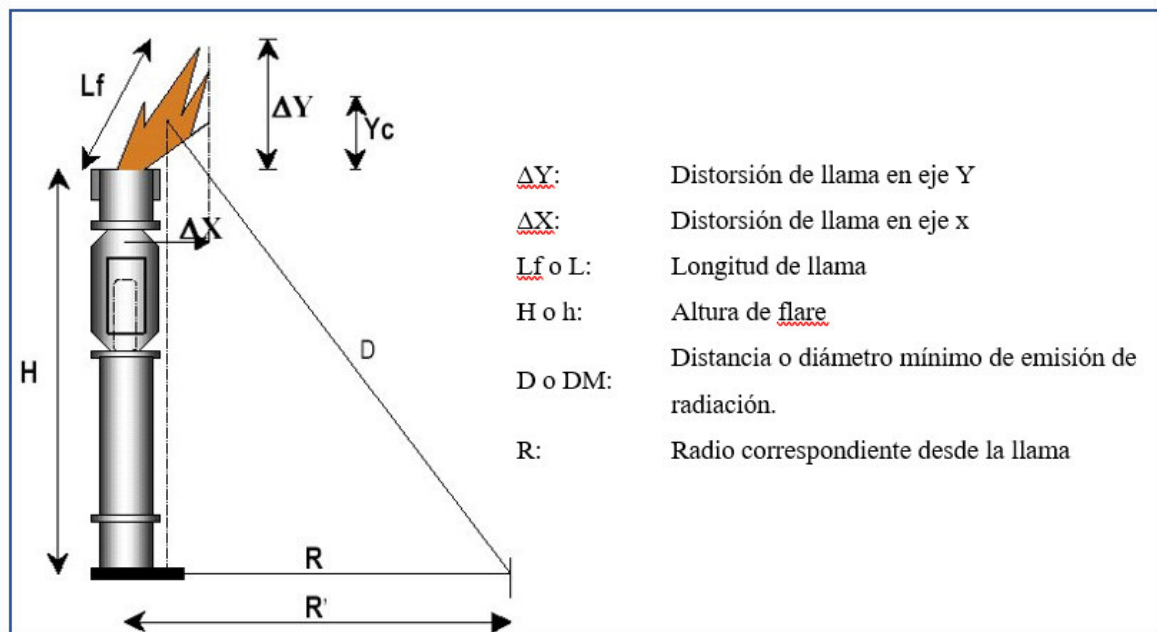


Figura 4.4. Medidas de diseño necesarias en el dimensionamiento del flare

4.4.3. DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE ALIVIO

Las válvulas de alivio se especifican con base en la norma API STD 526 “Flanged Steel Pressure-relief Valves”, luego de calcular el orificio de flujo, se selecciona el mayor diámetro estándar inmediatamente superior, especificando si serán diseñadas para régimen de flujo crítico o subcrítico (API-STD-526, 2017).

Algunos criterios son considerados de la norma PDVSA MDP-08-SA-04 “Procedimientos para Especificar y Dimensionar Válvulas de Alivio de Presión” que se adaptan a las condiciones de operación de la estación Sacha Norte 1 (PDVSA-MDP-08-SA-04, 2014).

4.4.3.1. Ecuaciones para dimensionamiento de válvulas de alivio

Para el sistema de alivio se consideraron algunos criterios establecidos en la norma (PDVSA-MDP-08-SA-04, 2014), donde establece que este sistema es óptimo cuando existe bloqueo en la salida del sistema (sobrepresiones) y en casos de incendio.

Establecer la condición de incendio para el diseño del sistema asegura el peor escenario en caso de una emergencia.

- Se consideró el 21 % de la presión de diseño del recipiente, considerando la presión de trabajo máxima permitida (MAWP) más la presión atmosférica en caso de fuego, las sobrepresiones por la acumulación de vapores deben ser controladas de forma inmediata.
- Criterio de acción: incendio, se consideró el escenario crítico en caso de falla de los equipos.
- Los valores de las constantes K_d y K_b de acuerdo con el criterio de acción: 0,98 y 1,00 respectivamente.
- El factor F_{23} igual a 1.

Los valores requeridos para el cálculo de las válvulas de alivio se detallan en el Anexo X, Tabla 4.5, Tabla 4.6.

4.4.3.2. Dimensionamiento de válvula

Para el dimensionamiento de la válvula del separador se asumió el flujo de gas como crítico, y se calcula mediante la Ecuación 3.19.

$$A = \frac{W}{C \times K_d \times P_1 \times K_b \times K_c} \times \sqrt{\frac{T_1 \times Z}{M}}$$

Mediante la Ecuación 3.20 se calculó el valor de C

$$C = 520 \times \sqrt{K \times \left(\frac{2}{K+1}\right)^{\frac{K+1}{K-1}}}$$

$$C = 520 \times \sqrt{1,23 \times \left(\frac{2}{1,23+1}\right)^{\frac{1,23+1}{1,23-1}}}$$

$$C = 339,99$$

Para el cálculo del sistema de alivio se consideró los valores nominales de diseño de los equipos, en la actualidad la estación Sacha Norte 1 procesa 40 307 BFPD que representa el 25,00 % de la capacidad nominal total (161 500 BFPD). Por lo cual se consideró el total del gas nominal para la selección de las válvulas.

Producción de gas:

1 900,00 MPCSD; representa el 25,00 % del total que puede separar el sistema de la estación.

Para el diseño:

Producción de gas nominal: 1 900,00 MPCSD · (100,00 / 25,00)

Producción de gas nominal = 7 600,00 MPCSD

En la Tabla 4.3 detalla las capacidades de producción del separador de producción 1 (SP1) teniendo los siguientes valores:

% Producción: 15,48 %

Gas: 7 600,00 · 0,1548 = 1 176,48 MPCSD

$$W = 1\,176,48 \text{ MPCSD} = 1\,388,08 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\rho_g = 1,62 \text{ kg/m}^3$$

$$W = 1\,388,08 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1,62 \text{ kg/m}^3 \cdot 2,21 \text{ lb/kg}$$

$$W = 4\,967,09 \text{ lb/h}$$

$$P_1 = \text{Presión de diseño} \cdot 1,21 + 14,7$$

$$P_1 = 125,00 \text{ psi} \cdot 1,21 + 14,7 \text{ psi}$$

$$P_1 = 165,95 \text{ psi}$$

T_1 = temperatura de diseño en R

$$T_1 = 48,89 \text{ }^\circ\text{C} = 579,67 \text{ R}$$

$$A = \frac{4\,967,09 \text{ lb/h}}{339,99 \times (0,98) \times (165,95 \text{ psi}) \times (1,00) \times (1,00)} \times \sqrt{\frac{579,67 \text{ R} \times (0,995)}{27,99 \text{ lb/lbmol}}}$$

$$A = 0,41 \text{ in}^2 = 2,63 \text{ cm}^2$$

A partir del cálculo del área = 0,41 in² se seleccionó, mediante la figura 3.4, la válvula de G 1,5 X 2,5 (in) o G 38 x 62 (mm)

Este procedimiento se realiza para cada equipo, los valores obtenidos se muestran en la Tabla 4.11.

Tabla 4.11. Resultados de área para cada equipo de separación

Equipo	% Operacional	Flujo gas MPCSD	Flujo gas ft ³ /día	Flujo gas lb/día	A (in ²)	A (cm ²)
Separador Prueba 1	6,19	470.59	555.23	1986.83	0.16	1.05
Separador Prueba 2	6,19	470.59	555.23	1986.83	0.16	1.05
Separador de producción 1	15,48	1176.47	1388.08	4967.09	0.41	2.63
Separador de producción 2	15,48	1176.47	1388.08	4967.09	0.41	2.63

Tabla 4.11. Resultados de área para cada equipo de separación (continuación...)

Equipo	% Operacional	Flujo gas MPCSD	Flujo gas ft ³ /día	Flujo gas lb/día	A (in ²)	A (cm ²)
Separador de producción 3	15,48	1176.47	1388.08	4967.09	0.41	2.63
Separador de producción 4	21,67	1647.06	1943.31	6953.92	0.57	3.68
FWKO	19,50	1482.35	1748.98	6258.53	0.51	3.31

Válvulas requeridas seleccionadas se detallan en la Tabla 4.12.

Tabla 4.12. Resultados de las válvulas seleccionadas para cada equipo estático

Equipo	Válvula requerida
Separador Prueba 1	E 1 X 2
Separador Prueba 2	E 1 X 2
Separador de producción 1	G 1,5 X 2,5
Separador de producción 2	G 1,5 X 2,5
Separador de producción 3	G 1,5 X 2,5
Separador de producción 4	H 1,5 X 3
FWKO	G 1,5 X 3

4.4.4. DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS

Para el dimensionamiento de líneas, se tomaron en cuenta los criterios, según lo establecido en la norma PDVSA L-TP-1.5 “Cálculo Hidráulico de Tuberías” (PDVSA-L-TP-1.5, 2014).

4.4.4.1. Régimen turbulento rugoso

El factor de fricción se determinó mediante la Ecuación 3.21 y la Ecuación 3.22.

$$\frac{1}{\sqrt{F}} = -2 \times \log\left(\frac{\text{Rugosidad Relativa}}{3,7}\right)$$

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\epsilon}{D}$$

Reemplazando la rugosidad relativa:

$$F = \left(\frac{1}{-2 \times \log \left(\frac{\epsilon}{3,7 \times (D)} \right)} \right)^2$$

Donde:

e: Rugosidad absoluta ($3,00 \times 10^{-5}$)

D: Diámetro inicial asumido (6 in)

$$F = \left(\frac{1}{-2 \times \log \left(\frac{3 \times 10^{-5}}{3,7 \times (6)} \right)} \right)^2$$

$$F = 7,26 \times 10^{-3}$$

4.4.4.2. Cálculo de Coeficiente de Perdida K en ampliaciones

Mediante la Ecuación 3.23 determinamos el valor de K mediante la relación de diámetro inferior y diámetro mayor.

$$k = \left(1 - \left(\frac{D_{\text{menor}}}{D_{\text{mayor}}} \right)^2 \right)^2$$

$$k = \left(1 - \left(\frac{2}{4} \right)^2 \right)^2 = 0,56$$

En la Tabla 4.13 detalla los valores de las longitudes equivalentes de los accesorios y las distancias de los tramos medidos en la estación Sacha Norte 1.

Las relaciones L/D se tomaron del Anexo XIII y el cálculo de la longitud equivalente esta dado por la Ecuación 4.7.

Para válvula de compuerta de 6 in

$$L_{\text{equivalente}} = \frac{L}{D} (n_a) \cdot D \quad [4.6]$$

Donde:

Na: número o cantidad de accesorio a utilizar

D: Diámetro de la tubería [m]

$$D = 6 \text{ in} = 0,15 \text{ m}$$

$$L_{\text{equivalente}} = 30 \cdot 3 \cdot 0,15 \text{ m}$$

$$L_{\text{equivalente}} = 45 \text{ ft} = 13,72 \text{ m}$$

Tabla 4.13. Resultado del cálculo de las longitudes equivalentes

Cantidad	Accesorio	L/D	Longitud equivalente (m)
	Longitud total del tramo de tubería (6 in)		11,58
1	Válvula de compuerta (6 in)	8	1,22
3	Codo estándar de 90° (6 in)	30	13,72
1	Tee sin cambio de dirección (6 in)	20	3,05

Fuente: (Petroecuador, 2022), (González, 2016)

A partir de los datos obtenidos se procedió a realizar la simulación mediante el programa INPLANT V 4.3, los resultados de la simulación se presentan en la Tabla 4.14.

Este procedimiento se realizó para todas las tuberías inmersas en el diseño tanto para el sistema de alivio como para el equipo propuesto KOD así como para la bomba, succión y descarga de la misma. Todos los resultados de diseño se encuentran detallados en el Anexo IX.

Tabla 4.14. Resultados de la simulación programa INPLANT sistemas de alivio

Parámetro	Valor	Unidades
Velocidad (m/s)	31,89	m/s
ΔP total (bar)	0.02	Bar
ΔP elevación (bar)	0,00	Bar
ΔP total (bar/100 m)	0,07	Bar/100 m
ΔP fricción (bar/100 m)	0,07	Bar/100 m
ΔP (bar/100 m) permitido	0,11*	Bar/100 m
Criterio ΔP max	Cumple	

* Caída máxima de presión Bar/100 m

Fuente: (PDVSA-L-TP-1.5, 2014), Anexo I.

4.4.5. DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

Para el dimensionamiento de bombas, se tomaron en cuenta los criterios, según lo establecido en la norma PDVSA MDP-02-P-02 “Principios Básicos” (PDVSA-MDP-02-P-06, 2004), mencionadas en el Capítulo 3 sección 3.5. En la Tabla 4.15 se establecen los criterios para el diseño de la bomba, datos generados a través de la simulación INPLANT V4.3.

Tabla 4.15. Parámetro de diseño a partir de la simulación realizada en INPLANT V4.3

Parámetro	Valor	Unidad
Presión de succión (simulador)	18,08	psig
Presión de descarga (simulador)	53,72	psig
Densidad del gas	56,35	lb/ft ³
Caudal bombeado	28,90	gpm
Presión de gas	$5,11 \times 10^{-8}$	psia

4.4.5.1. Presión máxima de succión

Mediante la Ecuación 3.24 podemos calcular la presión máxima de succión.

$$P_{1 \max} = P_{0 \max}(\text{recipiente}) + \rho_c \cdot g \cdot \frac{\Delta H_S}{F_3 \cdot g_c}$$

P_{0max} = Presión máxima de diseño calculada en la sección 4.4.3.2.

$$P_{0max} = 165,95 \text{ psi}$$

$$g = 32,2 \text{ ft} / \text{s}^2$$

$$g_c = 32,2 \text{ lb}\cdot\text{ft} / \text{lb}_f\cdot\text{s}^2$$

$$\Delta H_s = 2 \text{ ft}$$

$F_3 = 1$ en el sistema internacional = 144 en el sistema británico.

$$P_{1max} = 165,95 \text{ psi} + 56,35 \text{ lb}/\text{ft}^3 \cdot (32,2 \text{ ft}/\text{s}^2) \frac{2 \text{ ft}}{144 (32,2 \text{ lb}\cdot\text{ft}/\text{lb}_f\cdot\text{s}^2)}$$

$$P_{1max} = 166,73 \text{ psi}$$

$$P_{1max} = 1149,56 \text{ kPa}$$

4.4.5.2. Altura neta de succión positiva disponible (NPSH_D)

Se calculó convirtiendo el margen de presión en cabezal, como se indica en la Ecuación 3.25.

$$NPSH_D = \frac{F_3(P_1 - P_g)g_c}{\rho_g(g)}$$

$F_3 = 144$ sistema británico

P_1 = presión del gas = $5,11 \times 10^{-8}$ psi valor considerado de la tabla 4.14

P_g = Presión a condiciones ideales 14,69 psi

$$NPSH_D = \frac{144(18,08 \text{ psi} - (5,11 \times 10^{-8} \text{ psia} - 14,69 \text{ psi})) 32,2 \text{ lb}\cdot\text{ft} / \text{lb}_f\cdot\text{s}^2}{56,35 \text{ lb}/\text{ft}^3 (32,2 \text{ ft}/\text{s}^2)}$$

$$NPSH_D = 83,75 \text{ ft} = 25,52 \text{ m}$$

4.4.5.3. Factor de Seguridad

A través de la Ecuación 3.26 podemos determinar el factor de seguridad:

$$S.F. \cdot C_{NSP} = \frac{NPSHP_D \text{ calculado}}{NPSHP_D \text{ especificado}}$$

$$1,1 = \frac{83,75}{NPSHP_D \text{ especificado}}$$

$$NPSHP_D \text{ especificado} = 76,15 \text{ ft} = 23,21 \text{ m}$$

La norma PDVSA 02-P-04 “*NPSH Cabezal Neto de Succión Disponible*” establece que para flujo mayor de 2 500 galones por minuto (gpm) (567,6 m³/h) el valor referencial de NPSH es 3,70 m (12,00 ft) como se muestra en la Figura 4.5 (PDVS-02-P-04, 2004).

Si el valor de $NPSHP_D \text{ especificado}$ es menor a 3,70 metros, se debe recalcular cambiando la posición de la bomba. Como valor de $NPSHP_D \text{ especificado}$ es mayor a 3,70 m, el diseño cumple con las condiciones establecidas en el Capítulo 3 sección 3.5.

m		pie	
0-0.3	0-1	NPSH insuficiente para cualquier bomba comercial debido a pérdidas de entrada de la boquilla de succión.	
0.3-2	1-7	La selección de la bomba está limitada a bombas verticales instaladas con el elemento de bombeo por debajo del nivel de la menor elevación del impulsor de la primera etapa a bombas horizontales reducidas en capacidad operando a velocidades y flujos menores que los de mayor eficiencia, y a ciertas bombas en línea.	
2-3.7	7-12	Se requiere de cautela en la selección de la bomba; la elección del modelo es a veces limitada; a veces se requiere una prueba de demostración del funcionamiento.	
3.7	12	Amplia selección de modelos hasta 160 dm gpm).	3/s* (2500)
5.5	18	Amplia selección de modelos hasta 440 dm gpm).	3/s* (7000)
7.6	25	Amplia selección de modelos hasta 690 dm (11000 gpm).	3/s*
* Estos valores varían con el cabezal			

Figura 4.5. $NPSH_D$ a 0,6 m encima del suelo. Impacto en la selección de bomba
Fuente: (PDVS-02-P-04, 2004)

4.4.5.4. Presión diferencial y requerimientos de cabezal

Mediante la Ecuación 3.27 se calculó la presión diferencial.

$$H = \frac{(F_3) \times \Delta P}{\rho_C} \times \frac{g_c}{g}$$

$$H = \frac{(144) \times (53,72 \text{ psi} - 18,08 \text{ psi})}{56,34 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{32,2 \text{ lb.ft/lb}_f \cdot \text{s}^2}{32,2 \text{ ft / s}^2}$$

$$H = 91,09 \text{ ft} = 27,76 \text{ m}$$

4.4.5.5. Presión máxima de descarga

Se calculó a partir de la Ecuación 3.28 según los criterios de diseño.

$$P_{2 \text{ MAX}} = P_{1 \text{ MAX}} + 1,2 \times (P_2 - P_1)$$

$$P_{2 \text{ MAX}} = 166,73 \text{ psi} + 1,2 \times (53,72 \text{ psi} - 18,08 \text{ psi})$$

$$P_{2 \text{ max}} = 209,50 \text{ psi} = 1 \ 444,45 \text{ kPa}$$

4.4.5.6. Cálculo del requerimiento de energía

Para el cálculo de requerimiento de energía de una bomba se calcula mediante la Ecuación 3.29.

$$PF = \frac{Q \times (\rho_C) \times H}{E_0 \times F_5} \times \left(\frac{g}{g_c} \right)$$

$$PF = \frac{28,90 \text{ gpm} \times (56,34 \text{ psi}) \times 91,09 \text{ ft}}{1 \times (246 \ 873,00)} \times \left(\frac{32,2 \text{ lb.ft/lb}_f \cdot \text{s}^2}{32,2 \text{ ft / s}^2} \right)$$

$$PF = 0,60 \text{ hp} = 447,42 \text{ w}$$

A partir de la Figura A3.1 podemos determinar la eficiencia global para el caso del cálculo del 33 %.

$$PF = 0,60/0,33$$

$$PF = 1,82 \text{ hp} = 1\,357,17 \text{ w}$$

4.4.6. DISEÑO DE LA MALLA ANTI-NIEBLA

Para el diseño de la malla anti-niebla, se determinará a través de la norma PDVSA MPD-03-S-03 “*Separadores Líquido Vapor*” (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004).

4.4.6.1. Cálculo de la velocidad crítica

La velocidad crítica se calcula mediante la Ecuación 3.30 a partir de los datos de la Tabla 4.7.

$$\rho_l = 892,50 \text{ kg/m}^3 = 55,71 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_g = 1,62 \text{ kg/m}^3 = 10,11 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_c = F_2 \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

$$V_c = 0,048 \times \sqrt{\frac{892,50 \text{ kg/m}^3 - 1,62 \text{ kg/m}^3}{1,62 \text{ kg/m}^3}}$$

$$V_c = 1,12 \text{ m/s}$$

4.4.6.2. Cálculo del área de la malla.

Se calculó a partir de la Ecuación 3.31 con la relación caudal del gas y velocidad permisible, a partir de los datos de la Tabla 4.6.

$$A_{\text{malla}} = \frac{Q_V}{V_V}$$

$$A_{\text{malla}} = \frac{0,75 \text{ m}^3/\text{s}}{1,12 \text{ m/s}}$$

$$A_{\text{malla}} = 0,67 \text{ m}^2$$

4.4.6.3. Cálculo del ancho de malla

Se calculó a partir de la Ecuación 3.32.

$$a_{\text{malla}} = F_{25} \sqrt{A_{\text{malla}}}$$

F25 = 1 000 sistema internacional

$$a_{\text{malla}} = 1\,000 \sqrt{0,67}$$

$$a_{\text{malla}} = 818,54 \text{ mm}$$

4.4.6.4. Especificaciones de la malla

Se determino el tamaño de la descarga del gas, la distancia desde la malla hacia la salida del gas malla, adicional, la altura de fondo a partir del líquido a partir de las Ecuaciones 3.33, 3.34, 3.35 y 3.36.

$$d_0 = \sqrt{\frac{(Q_V) (\rho_g)^{1/2}}{\frac{\pi}{4} (73,2)}}$$

$$d_0 = \sqrt{\frac{(0,75 \text{ m}^3/\text{s})(1,62 \text{ kg/m}^3)^{1/2}}{\frac{\pi}{4} (73,2)}}$$

$$d_o = 128,92 \text{ mm} = 5 \text{ in}$$

Entonces:

$$h_0 = \frac{a_{\text{malla}} - d_o}{2}$$

$$h_0 = \frac{818,54 \text{ mm} - 128,92 \text{ mm}}{2}$$

$$h_0 = 343,86 \text{ mm}$$

La altura de fondo a nivel alto-alto del líquido se calcula mediante la Ecuación 3.37.

$$h_{\text{fondo-NAAL}} = \text{Fondo-LLL} + \text{LLL-LLLL}$$

$$h_{\text{fondo}} = 150 + 100 = 250 \text{ mm}$$

La distancia vertical desde el nivel-alto-alto-del líquido (NAAL) hasta la malla calculamos mediante la Ecuación 3.38

$$h_{\text{malla-NAAL}} = D - (h_{\text{fondo-NAAL}}) - h_0 - e_{\text{malla}}$$

$$h_{\text{malla-NAAL}} = 2\,000,00 \text{ mm} - 250,00 \text{ mm} - 343,86 \text{ mm} - 150,00 \text{ mm}$$

$$h_{\text{malla-NAAL}} = 1\,256,14 \text{ mm} = 1,26 \text{ m}$$

4.5. DISPOSICIÓN EN PLANTA

La Estación Sacha Norte 1 posee una superficie aproximada de 192 000 m² (Petroecuador, 2022), distribuidas en área de procesamiento o deshidratación de crudo, estación de tratamiento de agua, sistema power oil, reinyección de agua y piscinas de aguas residuales de perforación.

El flare se encuentra en la parte norte a 200 m de la casa más cercana y 50 m de la cerca que separa la estación de la comunidad. Para mitigar los problemas generados por la quema de gas, se cambiarán los mecheros al nor-este de la estación Sacha Norte 1 a 800 m de la anterior ubicación, dentro de un espacio aproximado de 1 500 m² que permite la instalación de los equipos propuestos.

Adicional, éste cambio permite tener una separación total de 400 m a la casa más cercana y a 150 m del lindero de la estación.

En la Figura 4.6 se muestra la distribución en planta del sistema de manejo de gas de producción petrolera y equipos auxiliares.

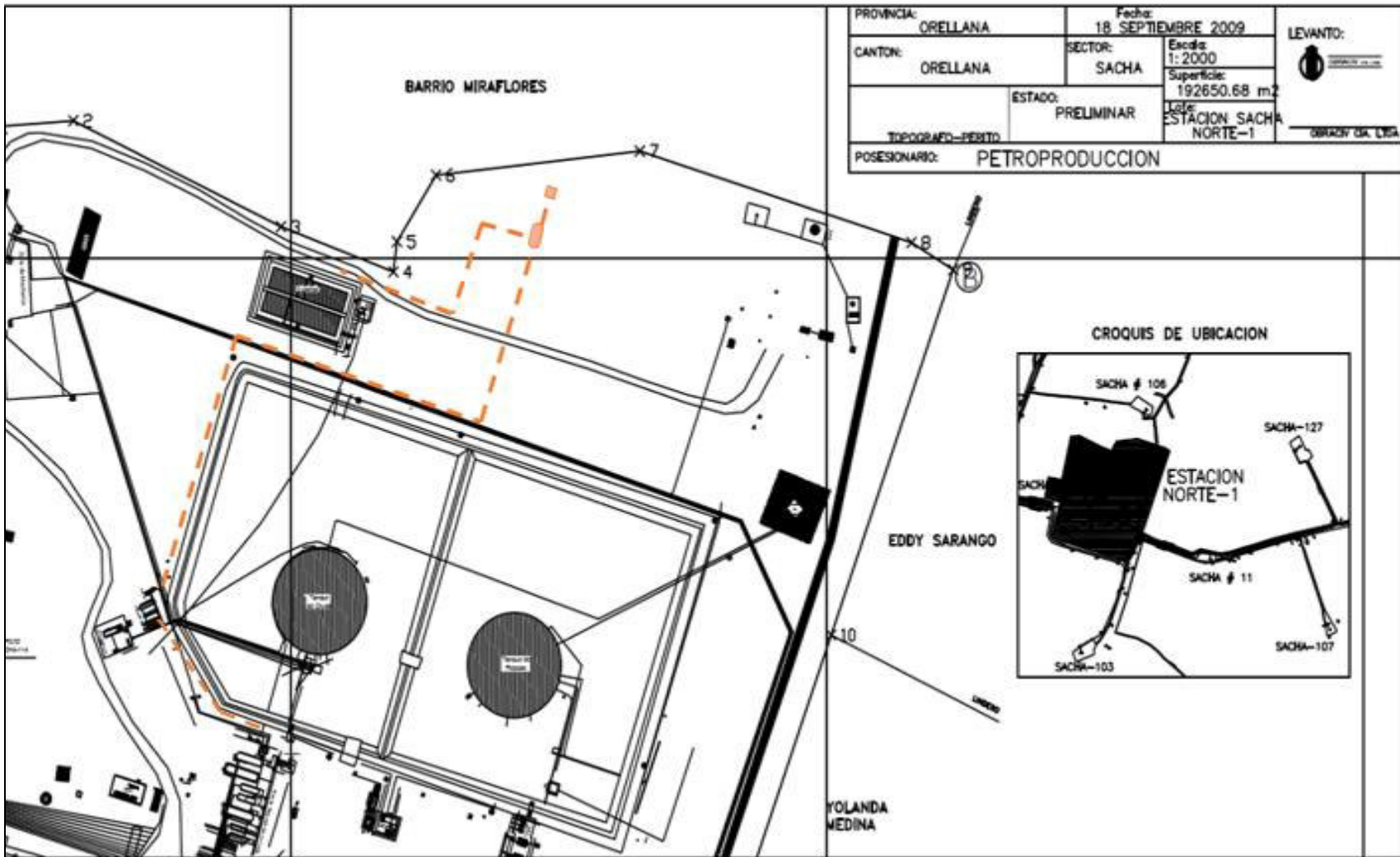


Figura 4.6. Rediseño del sistema de alivio para la estación Sacha Norte 1, equipos KOD, flare y líneas del sistema de alivio.

4.6. DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID)

La esquematización del sistema de manejo de gas de producción petrolera referente a los equipos propuestos se representa a través del gráfico P&ID, los cuales detallan los equipos de control que garanticen una operación segura del sistema.

Se presentan dos diagramas, el primero en la Figura 4.7 y Figura 4.8 contiene los equipos diseñados para el sistema de control de gas a través de un diagrama de flujo de proceso el mismo que cuenta con las etiquetas de los equipos y descripción de estos, adicional la instrumentación y tuberías que el sistema requiere.

En el P&ID se detalla las tuberías del proceso describiendo su diámetro nominal, características, tipo de servicio y codificación de tubería. Para las válvulas se identifican número de válvula y diámetro nominal.

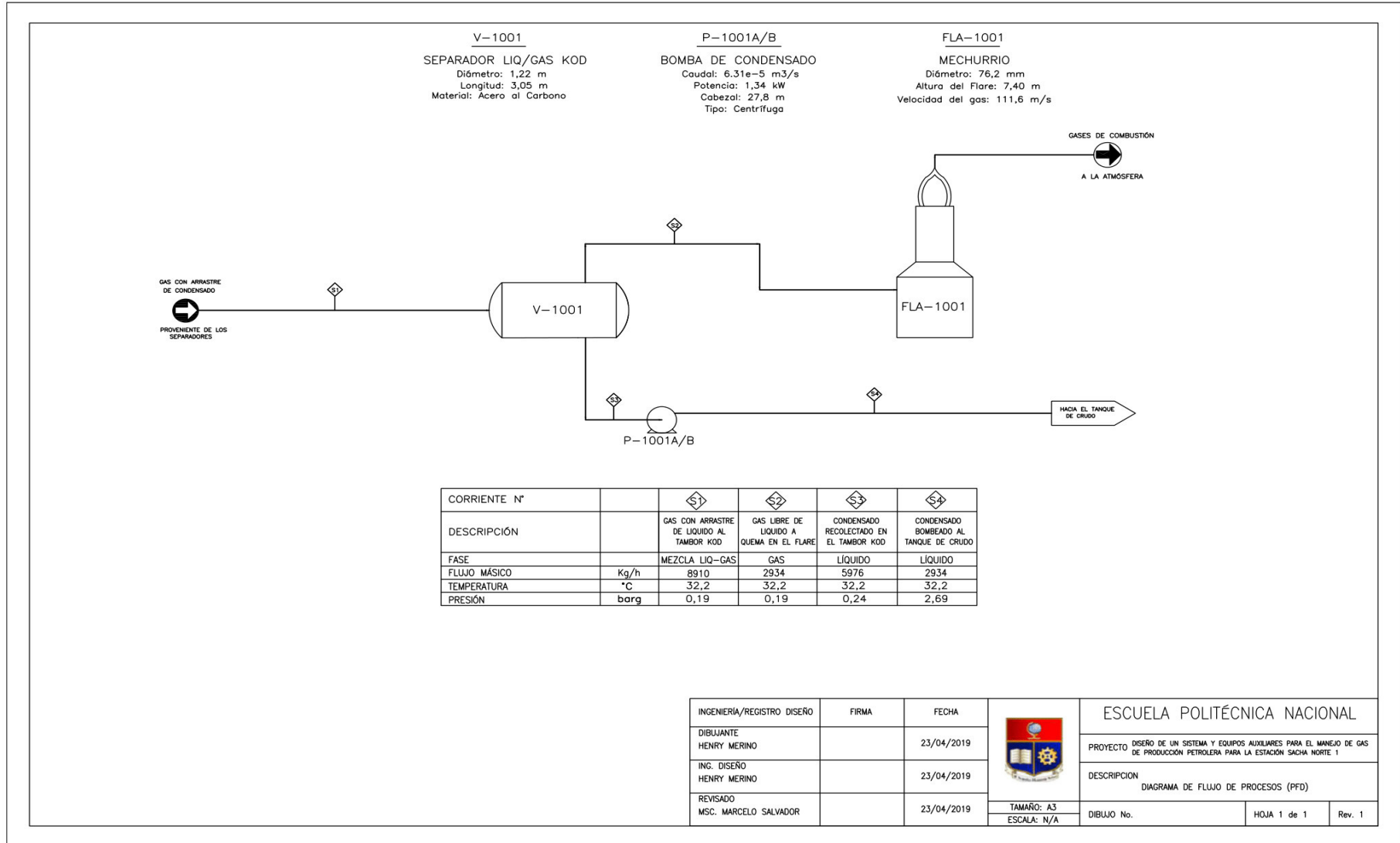


Figura 4.7. Diagrama de flujo de proceso PFD

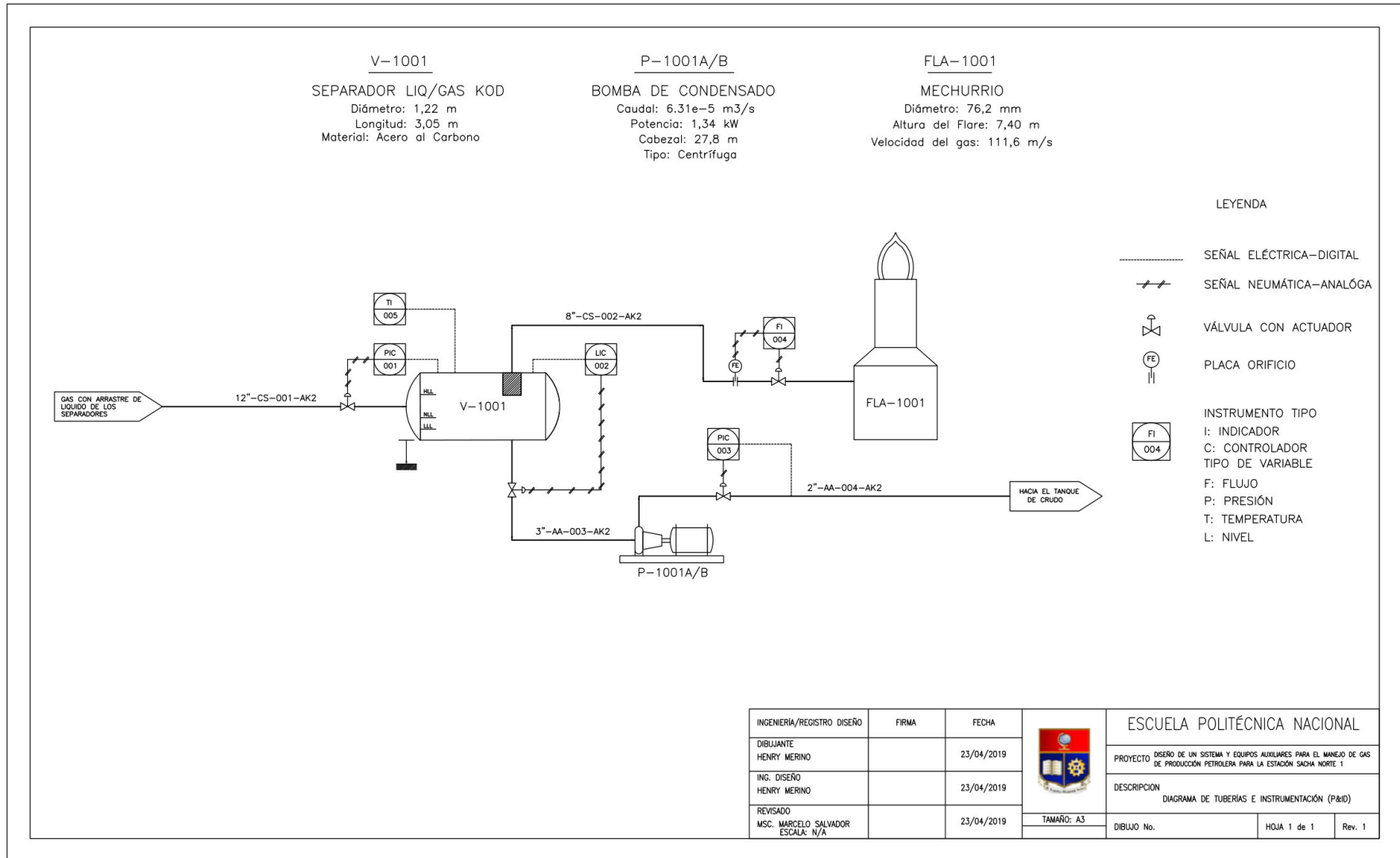


Figura 4.8. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID)

5. EVALUACIÓN ECONÓMICA

El estudio de prefactibilidad económica tiene como fin definir la viabilidad del proyecto planteado por lo cual se determinará la estimación de costos de los equipos, costos directos e indirectos y el costo anual uniforme equivalente. Este estudio se basa en el estudio “Plant Desing and Economics for Chemical Engineers” (Peters & Timmerhaus, 2000) Anexo II.

5.1. ESTIMACIÓN DE COSTOS

5.1.1. COSTOS DE EQUIPOS

El costo de los equipos sin instalación se detalla en la Tabla 5.1. se estimaron considerando los precios proporcionados por las importadoras de bombas y equipos para sistema de bombeo ASTAP CIA. LTDA (ASTAP, 2022) e IndiaMART InterMESH Ltd (IndiaMart, 2022).

Tabla 5.1. Costo de los equipos diseñados

Equipo	Cantidad	Costo total (USD)
Tambor KOD	1	55 612,00
Flare	1	11 218,00
Bomba del KOD	2	4 450,00
Costo total equipos sin instalación		71 280,00
Costo total + Factor por impuestos de importación		78 408,00

Fuente: (IndiaMart, 2022; ASTAP, 2022)

5.1.2. COSTOS DIRECTOS Y COSTOS INDIRECTOS

Los costos directos y los costos indirectos forman parte de la inversión inicial del proyecto, los mismos que se detallan en la Tabla 5.2 y Tabla 5.3. Valores calculados a partir de los factores propuestos Anexo II

Tabla 5.2. Detalle de los costos directos ejecución del proyecto

Ítem	Costo (USD)
Costo de instalación de equipos	36 851,76
Instrumentación y Control	28 226,88
Tuberías	53 317,44
Sistemas eléctricos	8 624,88
Costo de infraestructura	0,00
Costo de terreno	0,00
Instalación de Servicios	54 885,60
Total	181 906,56

Tabla 5.3. Detalle de los costos indirectos para la ejecución del proyecto

Ítem	Costo (USD)
Ingeniería y Supervisión	25 874,64
Gastos de construcción	0,00
Gastos legales	0,00
Servicios contratistas	17 249,76
Contingencia	34 499,52
Total	77 623,92

5.1.3. TOTALIZACIÓN DE LA INVERSIÓN INICIAL

Los costos directos, costos indirectos y costos de capital de trabajo conforman el flujo de caja de inversión inicial del proyecto “*Fixed capital investment (FCI)*” (Peters & Timmerhaus, 2000). En la Tabla 5.4 se detalla la inversión necesaria total de la inversión.

5.2. ESTUDIO ECONÓMICO

Considerando los valores presentados en las Tablas 5.2, 5.3 y 5.4 se determinó el costo total de inversión para la instalación del sistema de manejo de gas de producción petrolera, en el mismo se considera todos los rubros directos e indirectos, los mismos pueden variar dependiendo de las facilidades que la empresa disponga.

Tabla 5.4. Flujo de caja de inversión inicial del proyecto.

Ítem	Costo (USD)
Costos directos	181 906,56
Costos indirectos	77 623,92
Total, costos directos e indirectos	259 530,48
Capital de trabajo	69 783,12
Inversión de capital	329 313,60

5.2.1. COSTO ANUAL UNIFORME EQUIVALENTE

Considerando una tasa de interés pasiva de 6 % anual (Ecuador, 2021) y con una vida útil de 10 años el costo anual uniforme equivalente (CAUE) es de 42 245 USD implicando un 77 % de ahorro anual por costos de remediación ambiental.

6. CONCLUSIONES

- A partir de los datos proporcionados por la empresa estatal Petroecuador, se procesará alrededor de 1 900 MPCSD de gas proveniente de 51 pozos del campo Sacha Norte, que corresponde al 25 % del total de gas producido en el campo Sacha.
- Una vez instalado el sistema propuesto, el gas de producción petrolera, se encontrará en mejores condiciones físicas, para ser quemado, además, de prevenir posibles lluvias de fuego ya que el sistema contempla el 6 % de arrastre de fluido por falla de los separadores y una acumulación de líquido de 10 barriles.
- El gas puede ser reutilizado en sistemas de producción de energía, plantas compresoras de gas para alimentar equipos de procesos como bombas de transferencia, hornos, compresores, entre otros.
- El diseño del KOD permite un incremento en el caudal de gas proveniente de nuevos pozos, considerando un periodo de 10 años teniendo en cuenta que en los últimos 30 años el incremento de la producción es del 27 %.
- Se realizó el dimensionamiento de las líneas de proceso requeridas para la instalación de la nueva sección de disposición de gas combustible, para lo cual se dispondrá básicamente de una línea de 12 in de diámetro por donde circulará en el escenario crítico flujo bifásico gas-crudo, una línea de gas a flare de 6 in y una línea de succión de bomba de 3 in y una descarga de 2 in de 200 m lineales de tubería hasta el tanque de crudo.
- La propuesta del diseño del KOD y los equipos auxiliares es una inversión viable tanto en dimensionamiento como financieramente, ya que permite ahorrar un 77 % de los costos operativos de gastos de remediación ambiental anual.

7. RECOMENDACIONES

- Continuar con el estudio *in-situ* de los sistemas de alivio y despresurización, tanto en la estación Sacha Norte 1, como en el resto de estaciones que manejan el mismo proceso, basandose en la información referida en normas y en datos técnicos recopilados.
- Evaluar otros escenarios de contingencia, tantos como permita el régimen de operación de la estación, citando como observaciones: la zona de seguridad aguas arriba del separador KOD y el radio de seguridad de la antorcha.
- Evaluar el comportamiento térmico de la antorcha ya que la estación puede estar sujeta a fallas durante las operaciones y a posibles generaciones de columnas de gas natural en su entorno, una solución frente a estos problemas será investigar la adición de un acople de enfriamiento en la tubería principal al quemador.
- Se propone la implantación de tratamiento químico al gas, ya que la caracterización en la cual está basado el diseño considera la mezcla de los pozos que abastecen a la Estación Sacha Norte 1, sin embargo, en ciertos pozos el gas proveniente de los yacimientos es de carácter corrosivo generando problemas en los equipos y tuberías.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Almeida, A., & Fajardo, P. (2020). *Informe Mecheros en Ecuador*. Quito: Colectivo: Eliminen los mecheros que encendemos la vida.
2. API 520, A. P. (2008). *Sizing, Selection and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries*. Washington: Part I. Sizing and Selection. API Standard 520.
3. API 521, A. P. (2014). *Pressure-relieving and Depressuring Systems*. Washington: API Standard.
4. API-STD-526. (2017). *Flanged Steel Pressure-relief Valves*. Septima Edición. American Petroleum Institute.
5. ASME. (2007). *Code Cases: Boiler and Pressure Vessels*. International Code. ASME Boiler & Pressure Vessel Code. The American Society of Mechanical Engineers.
6. ASTAP. (2022). *Empresa Importadora de suministros para la industria*. Quito: Recuperado: <https://www.astap.com/>, 2022.
7. Banco-Mundial. (2017). *Iniciativa para poner fin a la quema regular de gas cobra gran impulso en la COP21*. París: Recuperado de: <https://www.bancomundial.org/es/news/press-release/2015/12/07/bid-to-end-routine-gas-flaring-gets-huge-boost-at-cop21>.
8. Björn, P., & Rojas, P. (2018). *Quema y venteo de gas asociado de petróleo*. Alemania: Asociación Alemana de la Industria de Biocombustibles.
9. Bravo, E. (2017). *Los Impactos de la Explotación Petrolera en Acosistemas Tropicales y la Biodiversidad*. Acción Ecológica.

10. Bustamante, T. (2003). *Las perspectivas de discusión de los temas socioambientales vinculados a la explotación petrolera en el Ecuador*. Quito: FLACSO.
11. Cuvi, N., & Bajarano, M. (2015). *Los halos de inhibición en la remediación de suelos Amazónicos contaminados con petróleo*. Rio de Janeiro.
12. Delgado, L. (2018). *Alternativas de Reducción de Quema y Venteo de Gas Asociado en la Industria Petrolera*. Bogotá: Proyecto previo a la Obtención de título de Especialista en Gestión Ambiental. Fundación Universidad de América. .
13. Ecuador, B. C. (2021). *Instructivo de Tasas de Interes*. Quito: Dirección Nacional de Síntesis Macroeconómica. Versión 10.0.
14. Fernández, C., & Gaibor, N. (2009). *Redimensionamiento de los Sistemas de Producción de Fluidos y de Reinyección de Aguas de Formación, en las Estaciones Sacha Norte 1, Sacha Norte 2, y Sacha Sur, para que Cumplan los Estándares de Producción del Bloque 15*. . Quito: Proyecto previo a la obtención del título de Ingeniería de Petróleos. Universidad Politécnica Nacional.
15. Fernandez, D. (2015). *Diseño de una Antorcha en Instalaciones de Regasificación de GNL*. Madrid: Universidad Carlos III de Madrid, Proyecto previo a la obtencion del Título de Ingeniería Técnica Industrial Mecánica.
16. Gonzáles, M. (2016). *Fluidos en Fase Líquida* . Operaciones Unitarias, Universidad Francisco de Miranda.
17. GPSA. (2004). *Engineering Data Book, Gas Processing*. Oklahoma: Published as a service to the gas processing and related process industries. Vol. I y II. Section 1-26.

18. Guillaume, F. (2009). *Los conflictos ambientales por petróleo y la crisis de gobernanza ambiental en el Ecuador*. Madrid: FLACSO Ecuador.
19. Henderson, L. (2015). *Flaring and Venting of Natural Gas*. New York: Nova Science Publishers.
20. IndiaMart. (2022). *Flare Knockout Drum*. IndiaMART is India's largest online B2B marketplace, connecting buyers with suppliers. Recuperado: <https://www.indiamart.com/>.
21. Lira, R. (2011). *Diseño del Sistema de Alivio y Venteo de la Planta Compresora de Gas LED-6 de la Unidad de Explotación Oritupano Leona*. Maracaibo: Proyecto Previo a la Obtención de Título de Posgrado en Ingeniería de Gas, Universidad de Zulia.
22. Mofrad, S. R. (2014). *ChemWork Studies of Design KOD*. Part 1.
23. Obando, L. (2015). *MODELO INTEGRADO DE ANÁLISIS NODAL (SUBSUELOSUPERFICIE) ECONÓMICO DE LOS POZOS DE LA ESTACIÓN*. Guayaquil: Proyecto previo a la obtención de título de Ingeniero en Petróleos. Escuela Superior Politécnica del Litoral.
24. PDVS-02-P-04. (2004). *NPSH Cabezal Neto de Succión Disponible*. PDVSA Manual de Diseño .
25. PDVSA. (2015). *Manual de Diseño de Proceso. Separación Física. Tambores Separadores Líquido - Vapor Procedimientos de Diseño*. MDP - 03-S-03.
26. PDVSA-90616.021. (2000). *Sistemas de Mercurrios*. PDVSA. Manual de Ingeniería de Diseño. Vol 17.
27. PDVSA-L-TP-1.5. (2014). *Cálculo Hidráulico de Tuberías*. Manual de Ingeniería de Diseño. Vol 13. Procedimientos de ingeniería.

28. PDVSA-MDP-02-P-02. (2004). *Principios Básicos*. Manual de Ingeniería de Proceso. Bombas.
29. PDVSA-MDP-02-P-06. (2004). *Manual de Diseño de Proceso. Bombas*. Manual de Diseño de Proceso. Cálculo en Servicios de Bombeo.
30. PDVSA-MDP-03-S-01. (2004). *Principios Básicos*. PDVSA. manual de Diseño de Procesos. Principios básicos.
31. PDVSA-MDP-03-S-03. (2004). *Separación Líquida Vapor*. Manual de Diseño. Separación Física. Tambores Separadores.
32. PDVSA-MDP-08-SA-04. (2014). *Procedimientos para Edificar y Dimensionar Válvulas de Alivio de Presión*. PDVSA. Manual de Diseño de Proceso. Seguridad en el Diseño de Plantas.
33. Peña, L., Hernández, K., Quiroga, J., & Parrado, G. (2015). *Separadores Trifásicos en la Industria Petrolera*. Recuperado de: <https://pt.slideshare.net/LisandroHernandezPea/separadores-trifasicos-en-la-industria-petrolera/24>. (junio 2015).
34. Peters, M., & Timmerhaus, K. (2000). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. New York: McGraw'Hill.
35. Petroecuador. (2022). *Facilidades de Superficie*. Joya de los Sachas: Departamento de Producción.
36. Portilla, F. (2018). *Agroclimatología del Ecuador*. Cuenca: Universidad Politécnica Salesiana, Editorial Universitaria ABYA YALA. Primera Edición.
37. Ramirez, G., & Emigdio, A. (2014). *La quema de gas asociado a la extracción de crudo y su impacto ambiental*. Mexico: (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Petrolero), Universidad Nacional Autonoma de Mexico.

38. Río-Napo. (2014). *Informe de Gestión, Recuperado de <http://www.riomapocem.ec>*. Sacha: Río Napo Energía que Transforma.
39. RÍO-NAPO. (2015). *Manual de Producción Petrolera Consorcio Rio Napo*. Sacha: Río Napo.
40. Stewart, M. (2014). *Surface Production Operation*. Virginia: Gulf Professional Publishing.
41. Stone, D., Lynch, S., & Pandullo, R. (2000). *Environmental Protection Agency*. USA: E.H. Pechan and Associates, Inc.
42. Torrez, W. (2021). *Ministro de Energía recomienda la concesión del campo Sacha*. Quito: Primicias. Recuperado de: <https://www.primicias.ec/noticias/economia/ortiz-moreno-concesion-campo-sancha/>. (Enero 2021).
43. TULSMA. (2017). *Texto Unificado de Legislación Ambiental Secundaria*. Quito: Registro Oficial Edición Especial 2.

ANEXOS

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Caída de presión de tuberías	100
ANEXO II	
Factores de cálculo para el análisis económico, proyectos de plantas industriales y equipos	101
ANEXO III	
Gráfico de eficiencia de bombas	102
ANEXO IV	
Tablas de datos de diseño KOD	103
ANEXO V	
Tablas de datos de diseño flare	104
ANEXO VI	
Tablas de datos de diseño bomba	105
ANEXO VII	
Tablas de datos, cálculos de diseño kOD	106
ANEXO VIII	
Tablas de datos, cálculos de diseño flare	108
ANEXO IX	
Tablas de datos, diseño del sistema de tuberías	110
ANEXO X	
Tablas de datos, parámetros operacionales de los separadores	115

ANEXO XI

Tiempo de residencia de operación 116

ANEXO XII

Longitudes de cuerda y áreas de las secciones circulares vs alturas de la cuerda 117

ANEXO XIII

Relación l/d para diferentes accesorios para el cálculo de la longitud equivalente 118

ANEXO XIV

KOD con malla de configuración vertical y horizontal 119

ANEXO I

CAÍDA DE PRESIÓN DE TUBERÍAS

En la Figura AI.1 se detalla los valores de caída máxima de presión por cada 100 ft de tubería (PDVSA-L-TP-1.5, 2014).

BASE DE DISEÑO – TUBERÍAS DE ACERO AL CARBONO (1)

Tipo de Línea	Caída Promedio de Presión Psi/100 pies	Caída Máxima de Presión Psi/100 pies	Caída Máxima Total de Presión Psi (aprox.)
Líneas de Succión de Bomba y de Descarga por Gravedad	0,25	0,4	–
Líneas de Descarga de Bomba (Excepto Alta Presión)	1,25	2,0	–
Líneas de Descarga de Bomba de Alta Presión (700 psig y Mayores)	3,0	4,0	–
Líneas de Vapor (Líneas Aéreas de Torres, Atmosférica y de Presión)	0,2	0,5	0,5 a 1,0
Líneas de Gas (Dentro de los Límites de Batería)	0,2	0,5	4,5
Líneas de Gas (En puntos de conexión a líneas de empalmes)	–	–	de 5 a 10% de la presión disponible
Líneas de Succión del Compresor	0,1	0,3	0,5 a 1,0
Líneas de Descarga del Compresor	0,2	0,5	4,5
Líneas de Vapor de Agua de Alta Presión (Corta)	0,5	1,0	2
Líneas de Vapor de Agua de Alta Presión (Larga)	0,1	0,4	5
Líneas de Descarga de Vapor de Agua (Corta)	0,2	0,4	1
Líneas de Descarga de Vapor de Agua (Larga)	0,05	0,1	1,5 a 2,0
Líneas de Agua (Larga)	0,25	0,5	5
Líneas de Transferencia de Líquidos y Líneas de Empalmes	–	–	25

NOTA: (1) Una evaluación económica será necesaria para determinar la caída de presión óptima en tuberías de material diferente del acero al carbono.

Figura AI.1. Base de diseño, caída de presión por cada 100 ft (PDVSA-L-TP-1.5, 2014)

ANEXO II

FACTORES DE CALCULO PARA EL ANÁLISIS ECONÓMICO, PROYECTOS DE PLANTAS INDUSTRIALES Y EQUIPOS

En la Figura AII.1 se detallan los factores para el cálculo del análisis económico del proyecto propuesto.

Item	Percent of delivered equipment cost for		
	Solid-processing plant ‡	Solid-fluid-processing plant ‡	Fluid-processing plant ‡
	Direct costs		
Purchased equipment-delivered (including fabricated equipment and process machinery) §	100	100	100
Purchased-equipment installation	45	39	47
Instrumentation and controls (installed)	9	13	18
Piping (installed)	16	31	66
Electrical (installed)	10	10	11
Buildings (including services)	25	29	18
Yard improvements	13	10	10
Service facilities (installed)	40	55	70
Land (if purchase is required)	6	6	6
Total direct plant cost	264	293	346
	Indirect costs		
Engineering and supervision	33	32	33
Construction expenses	39	34	41
Total direct and indirect plant costs	336	359	420
Contractor's fee (about 5% of direct and indirect plant costs)	17	18	21
Contingency (about 10% of direct and indirect plant costs)	34	36	42
Fixed-capital investment	387	413	483
Working capital (about 15% of total capital investment)	68	74	86
Total capital investment	455	487	569

Figura AII.1. Factores de relación para estimar elementos de inversión de capital basados en el costo del equipo entregado.

(Peters & Timmerhaus, 2000)

ANEXO III

GRÁFICO DE EFICIENCIA DE BOMBAS

En la Figura AIII.1 se presentan valores de eficiencia para ser usados en cálculos de potencia y para un flujo mínimo permisible.

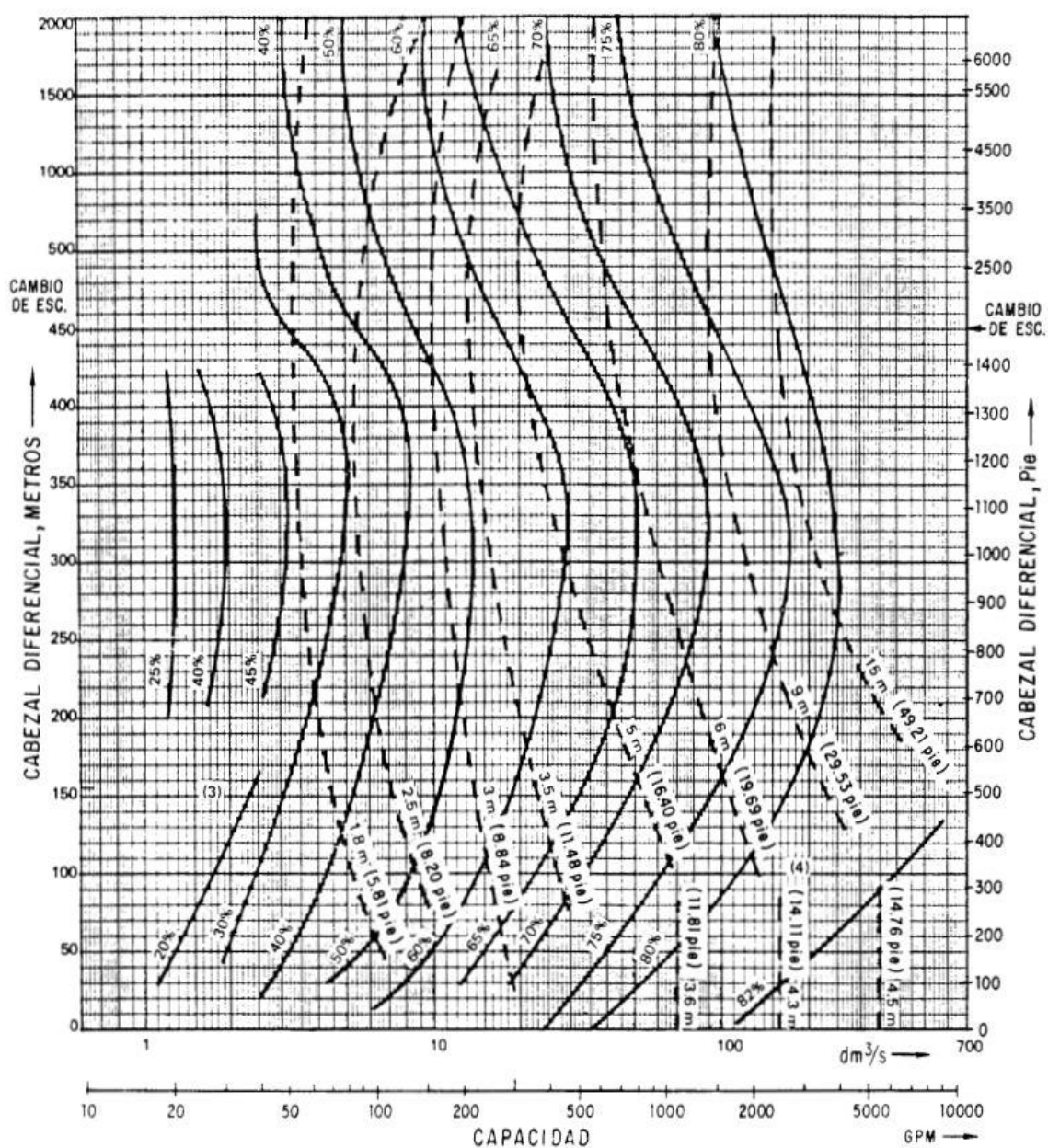


Figura AIII.1 Datos de funcionamiento de bombas centrífugas para velocidades de motor de 60 Hz
(PDVSA-MDP-02-P-02, 2004)

ANEXO IV

TABLA DE DATOS DE DISEÑO KOD

Las características y dimensiones del KOD se observan en la Tabla AIV.1.

Tabla AIV.1. Hoja de especificaciones KOD


HOJA DE ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS TAMBOR SEPARADOR KOD		
TAG	V-1001	
Descripción	Separador líquido-vapor	
PARÁMETROS DEL EQUIPO		
Geometría	Cilíndrica	
Orientación	Horizontal	
Volumen	9,43 m ³	
Diámetro	2,00 m (6,56 ft)	
Longitud	3,00 m (9,84 ft)	
Altura – líquido	0,88 m	
Altura – gas	1,12 m	
Condiciones de operación normal	32,2 °C, 0,29 Bar	
Material de construcción	Acero al Carbono	

ANEXO V

TABLA DE DATOS DE DISEÑO FLARE

A partir de los cálculos se establecieron dimensiones y características de los equipos en la Tabla AV.1 se especifican las características del flara.

Tabla AV.1. Especificaciones del diseño de flare

HOJA DE ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS QUEMADORES		
TAG	FLA-1001	
Descripción	Quemador de gas tipo antorcha	
PARÁMETROS DEL EQUIPO		
Diámetro de la boquilla de quema		10,16 cm (4 in)
Altura del quemador		552,10 cm (18,11 ft)
Longitud de la llama		1 266,11 cm (40,25 ft)
Velocidad de descarga del gas		921,70 m/s (3 023,97 ft/s)
Condiciones de operación normal		32,2 °C, 0,29 Bar
Calor liberado		31,11 x 10 ³ kw

ANEXO VI

TABLA DE DATOS DE DISEÑO BOMBA

Las características y dimensiones de la bomba de descarga se observan en la Tabla AVI.1.

Tabla AVI.1. Hoja de especificaciones del diseño de la bomba

HOJA DE ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS BOMBAS CENTRIFUGAS		
TAG	P-1001	
Descripción	Bomba del KOD	
PARÁMETROS DEL EQUIPO		
Presión máxima de succión	1 096,74 kPa	
NPSHd calculado	25,52 m	
NPSHd especificado	23,21 m	
Presión diferencial	1 391,63 kPa	
Cabecal de la bomba	27,76 m	
Potencia hidráulica	447,42 watts	
Eficiencia global	0,33	
Potencia al freno	1 357,17 watts	

ANEXO VII

TABLAS DE DATOS, CÁLCULOS DE DISEÑO KOD

La memoria de cálculo para el diseño del KOD se muestran en las Tablas AVII.1 y AVII.2.

Tabla AVII.1. Memoria de cálculo. Datos obtenidos para el diseño

Datos	Valor	Unidades
Caudal de líquido	0,12	m ³ /min
Caudal de gas	0,75	m ³ /s
Tiempo de retención	20,00	min
Densidad de líquido	892,50	kg/m ³
Densidad del Gas	1,62	kg/m ³
Viscosidad del líquido	27,41	cP
Viscosidad del gas	0.02	cP
Diámetro de la gota	6,10 x 10 ⁻⁴	m
Diámetro propuesto	2,00	m
Longitud propuesta	3,00	m
Líquido Acumulado	1,59	m ³

Tabla AVII.2. Resultados obtenidos a diferentes valores de diámetro y longitud.

	D = 2 m; L = 3 m	D = 2 m; L = 4 m	D = 1 m; L = 2 m	
Cálculos requeridos	Valor Calculado	Valor Calculado	Valor Calculado	Unidades
C(Re) ₂	2,95x10 ⁴	2.95x10 ⁴	2.95 x10 ⁴	Adimensional
C'	0,72	0,72	0,72	Adimensional
U _g	2,43	2,43	2,43	m/s
A _t	3,14	3,14	0,79	m ²
A _l	0,79	0,59	1,19	m ²
A _l acumulado	0,53	0,40	0,79	m ²
A _{total} líquido	1,32	0,99	1,98	m ²
A _g	1,82	2,15	-1,20	m ²

Tabla AVII.2. Resultaos obtenidos a diferentes valores de diámetro y longitud
(continuación...)

	D = 2 m; L = 3 m	D = 2 m; L = 4 m	D = 1 m; L = 2 m	
Cálculos requeridos	Valor Calculado	Valor Calculado	Valor Calculado	Unidades
R	0,42	0,32	2,52	m
R'	0,44	0,33	0,90	m
H _l	0,88	0,66	0,90	m
h _g	1,12	1,34	0,10	m
θ	0,46	0,55	0,04	s
U _g	0,41	0,35	-0,63	m/s
L _{min}	0,19	0,19	-0,03	m
Volumen	9,43	12,57	1,57	m ³

ANEXO VIII
TABLAS DE DATOS, CÁLCULOS DE DISEÑO FLARE

Los resultados obtenidos luego del cálculo se muestran en las Tablas AVIII.1 y AVIII.2.

Tabla AVIII.1. Memoria de cálculo. Datos requeridos para el diseño del Flare.

Datos	Valor	Unidades
Presión	14,69	psi
Temperatura (60°F)	519,67	R
R constante de los gases	10,73	Psi(ft ³)/lbmol(R)
Masa molar	27,99	kg/kgmol
Caudal del gas	2,28x10 ⁶	ft ³ /d
Diámetro chimenea	0,33	ft
z factor de compresión	0,99	Adimensional
Temperatura operación	555,75	R
cp	1,64	kJ/kg(k)
cv	1,34	kJ/kg(k)
Poder Calórico	15 305,00	btu/lbm
Velocidad del viento	30,00	ft/s
Fracción de calor transmitido r	0,80	Adimensional
Fracción de calor radiado F	0,25	Adimensional
Radiación permisible K	1 500,00	btu/h(ft ²)

Tabla AVIII.2. Memoria de cálculo. Valores obtenidos en el diseño del Flare

Datos	Valor	Unidad
K	1,23	Adimensional
m flujo másico	7 009,41	lb/h
Mach	0,88	Adimensional
Diámetro	0,16	ft
Q	1,07x10 ⁸	btu/h
L	43,25	ft
Uc	1 312,48	ft/s

Tabla AVIII.2. Memoria de cálculo. Valores obtenidos en el diseño del Flare
(continuación...)

Datos	Valor	Unidad
factor U_v/U_c	0,02	Adimensional
x/l	0,77	Adimensional
y/l	0,45	Adimensional
x	33,30	ft
y	19,46	ft
Diámetro	37,72	ft
r	0,85	Adimensional
Diámetro	38,77	ft
r	0,84	Adimensional
Diámetro	38,77	ft
Radio	19,37	ft
R'	2,72	ft
H'	38,64	ft
H	28,91	ft

ANEXO IX

TABLAS DE DATOS, DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS

En las Tablas AIX.1.1, AIX.1.2, AIX.1.3, AIX.2.1, AIX.2.2, AIX.2.3, AIX.3.1, AIX.3.2, AIX.3.3, AIX.4.1, AIX.4.2 y AIX.4.3 se detalla en cálculo de las tuberías que comprenden el sistema de alivio, además de alimentación, descarga de KOD, descarga y succión de la bomba.

AIX.1. RESULTADOS DEL DISEÑO DE TUBERÍA DE 6 in.

En las Tablas AIX.1.1, AIX.1.2, AIX.1.3, luego de realizar los cálculos, se muestran los valores obtenidos para la tubería de 6 in, valores obtenidos a través del programa INPLANT v 4.3

- Cálculo para línea de 6 in, descarga de gases del KOD (derivación - Flare)

Tabla AIX.1.1. Factor de fricción en condiciones de total turbulencia

Rugosidad absoluta	3×10^{-5}
D interno-salida (in)	6,00
Factor de fricción	$1,31 \times 10^{-3}$

Tabla AIX.1.2. Cálculo de longitudes equivalentes

Cantidad	Accesorio	L/D	Leq (m)
	Longitud total del tramo de tubería (6 in)		11,58
1	Válvula de compuerta (6 in)	8,00	1,22
3	Codo estándar de 90° (6 in)	30,00	13,72
1	T sin cambio de dirección (6 in)	20,00	3,05
Longitud equivalente total (m)			29,57

Tabla AIX.1.3. Cálculo de la caída de presión

Parámetro	Valor
Velocidad (m/s)	31,89
ΔP total (bar)	$2,14 \times 10^{-2}$
ΔP elevación (bar)	0,00
ΔP total (bar/100 m)	0,07
ΔP fricción (bar/100 m)	0,07
ΔP (bar/100 m) permitido	0,14
Criterio ΔP max	Cumple

AIX.2. RESULTADOS DEL DISEÑO DE TUBERÍA DE 8 in.

Los resultados obtenidos a través de los cálculos y simulación mediante el programa INPLANT v 4.3 se muestran en las Tablas AIX.2.1, AIX.2.2 y AIX.2.3.

- Calculo para línea de 8 in, descarga de gases del KOD (derivación - Flare)

Tabla AIX.2.1. Factor de fricción en condiciones de total turbulencia

Rugosidad absoluta	3×10^{-5}
D interno-salida (in)	8,00
Factor de fricción	$1,31 \times 10^{-3}$

Tabla AIX.2.2. Cálculo de longitudes equivalentes

Cantidad	Accesorio	L/D	Leq (m)
	Longitud total del tramo de tubería (8 in)		11,58
1	Válvula de compuerta (8 in)	8,00	1,63
3	Codo estándar de 90° (8 in)	30,00	18,29
1	T sin cambio de dirección (8 in)	20,00	4,06
Longitud equivalente total (m)			35,56

Tabla AIX.2.3. Cálculo de la caída de presión

Parámetro	Valor
Velocidad (m/s)	18,34
ΔP total (bar)	$6,2 \times 10^{-3}$
ΔP elevación (bar)	0,00
ΔP total (bar/100 m)	0,02
ΔP fricción (bar/100 m)	0,02
ΔP (bar/100 m) permitido	0,113
Criterio ΔP max	Cumple

AIX.3. RESULTADOS DEL DISEÑO DE TUBERÍA DE 2 in.

A partir de los cálculos los resultados se muestran en las Tablas AIX.3.1, AIX.3.2 y AIX.3.3.

- Calculo para línea de 2 in, descarga de gases del KOD (derivación - Flare)

Tabla AIX.3.1. Factor de fricción en condiciones de total turbulencia

Rugosidad absoluta	3×10^{-5}
D interno-salida (in)	2,00
Factor de fricción	$1,62 \times 10^{-3}$

Tabla AIX.3.2. Cálculo de longitudes equivalentes

Cantidad	Accesorio	K	L/D	Leq (m)
	Longitud total del tramo de tubería (8 in)			201,17
1	Válvula de compuerta (8 in)		8,00	0,41
3	Codo estándar de 90° (8 in)		30,00	4,57
1	T sin cambio de dirección (8 in)		20,00	1,02
1	Reducción 8x2	0.879		27,53
Longitud equivalente total (m)				234,69

Tabla AIX.3.3. Cálculo de la caída de presión

Parámetro	Valor
Velocidad (m/s)	15,25
ΔP total (bar)	0,13
ΔP elevación (bar)	0,00
ΔP total (bar/100 m)	0,05
ΔP fricción (bar/100 m)	0,05
ΔP (bar/100 m) permitido	0,113
Criterio ΔP max	Cumple

AIX.4. RESULTADOS DEL DISEÑO DE TUBERÍA DE 3 in.

Las Tablas AIX.4.1, AIX.4.2 y AIX.4.3 se presentan los resultados obtenidos de los cálculos de diseño para la tubería de 3 in.

- Cálculo para línea de 3 in, succión de la bomba KOD.

Tabla AIX.4.1. Factor de fricción en condiciones de total turbulencia

Rugosidad absoluta	3×10^{-5}
D interno-salida (in)	3,00
Factor de fricción	$1,52 \times 10^{-3}$

Tabla AIX.4.2. Cálculo de longitudes equivalentes

Cantidad	Accesorio	K	L/D	Leq (m)
	Longitud total del tramo de tubería (3 in)			1,52
1	Válvula de compuerta (3 in)		8,00	0,61
3	Codo estándar de 90° (3 in)		30,00	6,86
1	Entrada (3 in)	0,50		25,05
Longitud equivalente total (m)				30,04

Tabla AIX.4.3. Cálculo de la caída de presión

Parámetro	Valor
Velocidad (m/s)	15,25
ΔP total (bar)	$4,96 \times 10^{-2}$
ΔP elevación (bar)	0,054
ΔP total (bar/100 m)	0,15
ΔP fricción (bar/100 m)	0,01
ΔP (bar/100 m) permitido	0,09
Criterio ΔP max	Cumple

ANEXO X

TABLAS DE DATOS, PARÁMETROS OPERACIONALES DE LOS SEPARADORES

En la Tabla AX.1 se presenta los valores de las características, parámetro de diseño y operacionales de los separadores de la estación Sacha Norte 1.

Tabla AX.1 Parámetros de operacionales y capacidades de los separadores de la Estación Sacha Norte 1

DESCRIPCIÓN	AÑO	PRESIÓN DE DISEÑO		PRESIÓN DE OPERACIÓN		TEMPERATURA DE DISEÑO		LONGITUD		DIÁMETRO		CAPACIDAD (BFPD)
		(Pa x 10 ⁴)	(PSI)	(Pa x 10 ⁴)	(PSI)	(°C)	(°F)	(m)	(ft)	(m)	(in)	
Separador de Prueba 1	1984	86,18	125,00	16,54 – 19,30	24,00-28,00	82,22	180,00					10 000,00
Separador de Prueba 2	1971	86,18	125,00	16,54 – 19,30	24,00-28,00	82,22	180,00					10 000,00
Separador de Producción 1	1984	86,18	125,00	16,54 – 19,30	24,00-28,00	48,89	120,00	6,71	22,00	2,13	84,00	25 000,00
Separador de Producción 2	1995	86,18	125,00	16,54 – 19,30	24,00-28,00	51,67	125,00	6,71	22,00	2,13	84,00	25 000,00
Separador de Producción 3	1989	86,18	125,00	16,54 – 19,30	24,00-28,00	48,89	120,00	6,71	22,00	2,13	84,00	25 000,00
Separador de Producción 4	1983	89,63	130,00	17,23 – 19,30	25,00-28,00	82,22	180,00	8,23	27,00	2,29	90,00	35 000,00
FWKO	1997	86,18	125,00	16,54 – 19,30	24,00-28,00	65,56	150,00	8,23	27,00	2,13	84,00	31 500,00

Fuente: (Petroecuador, 2022)

ANEXO XI

TIEMPO DE RESIDENCIA DE OPERACIÓN

En la Tabla AXI.1 se muestra los valores del tiempo de residencia de operación para diferentes modelos de diseño.

Tabla AXI.1. Tiempo de residencia de operación.

Descripción	Tiempo de Residencia de Operación, min
Tambores de Alimentación a Unidades	
Alimentación desde otra unidad (diferente cuarto de control)	20
Alimentación desde otra unidad (mismo cuarto de control)	15
Alimentación desde tanquería lejos del área de operación	15–20
Otros Tambores	
Alimentación a una columna (diferente cuarto de control)	7
Alimentación a una columna (mismo cuarto de control)	5
Producto a tanquería lejos del área operativa o a otro tambor de alimentación, directo, sin bomba	2
Producto a tanquería lejos del área operativa o a otro tambor de alimentación, directo, con bomba	5
Producto a tanquería lejos del área operativa o a otro tambor de alimentación, con bomba, que pasa a través de un sistema de intercambio calórico	3–5
Única carga a un horno de fuego directo	10

Fuente: (PDVSA-MDP-03-S-03, 2004)

ANEXO XIII

RELACIÓN L/D PARA DIFERENTES ACCESORIOS PARA EL CÁLCULO DE LA LONGITUD EQUIVALENTE

Los valores de la relación/D de algunos accesorios se muestran en la Figura AXIII.1

Tipo	(L/D) _{eq}
Válvula de globo-abierta por completo	340
Válvula de ángulo abierta por completo	150
Válvula de compuerta-abierta por completo	8
¼ abierta	35
½ abierta	160
¾ abierta	900
Válvula de verificación tipo giratoria	100
Válvula de verificación tipo bola	150
Válvula de mariposa abierta ,por completo (2 a 8 pulg)	45
10 a 14 pulg	35
16 a 24 pulg	25
Válvula de pie tipo disco de vástago	420
Válvula de pie tipo disco de bisagra	75
Codo estándar de 90	30
Codo de 90 de radio largo	20
Codo roscado a 90	50
Codo estándar a 45	16
Codo roscado a 45	26
Vuelta cerrada en retorno	50
Te estándar con flujo directo	20
Con flujo en el ramal	60

Figura AXIII.1. Relación L/D para diferentes accesorios.
(González, 2016)

ANEXO XIV

KOD CON MALLA DE CONFIGURACIÓN VERTICAL Y HORIZONTAL

En la Figura AXIV.1 se observa la configuración de un separador KOD con un sistema de mallas horizontales y verticales

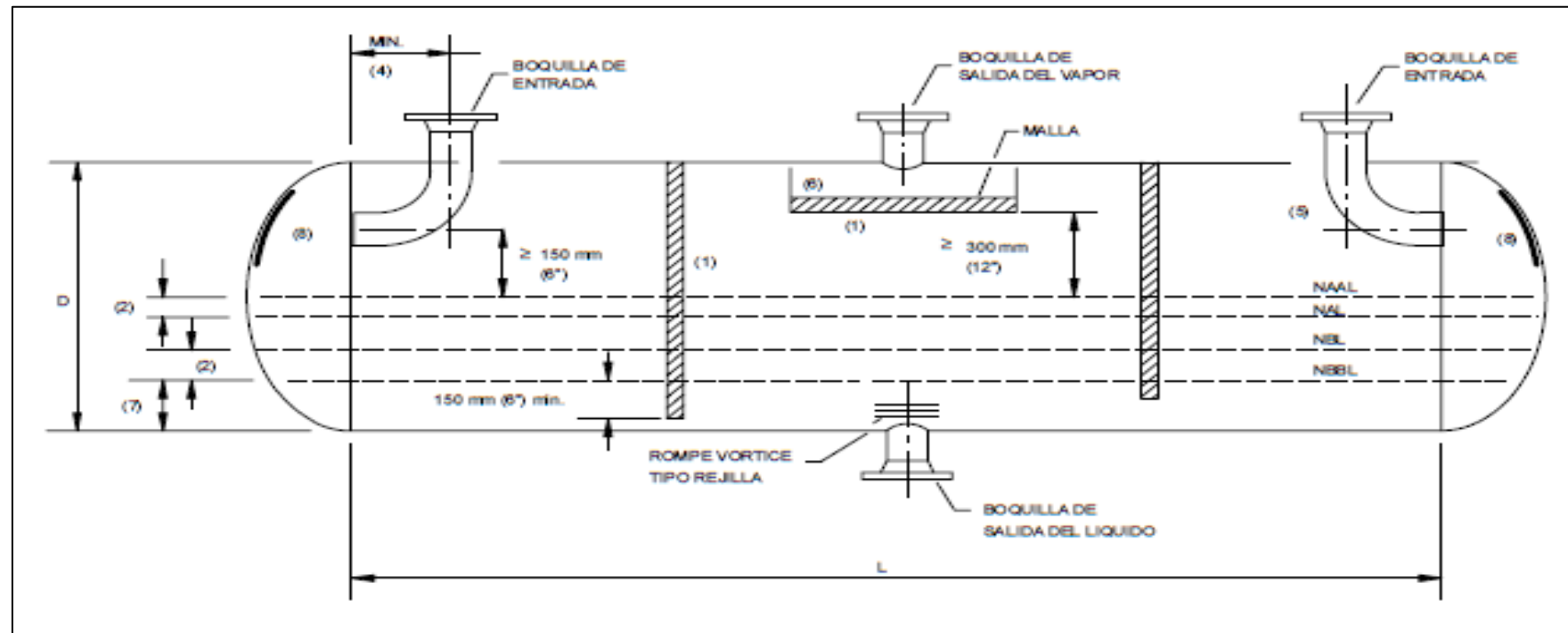


Figura AXIV.1. Dimensiones de tambores horizontales con malla horizontal y vertical.
(PDVSA-MDP-03-S-03, 2004)