

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

**REDISEÑO DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO
PESADO EN LA ESTACIÓN PINDO UBICADO EN EL BLOQUE 65,
OPERADA POR EL CONSORCIO PETROSUD-PETROBRAS**

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

CRISTIAN ANTONIO GOYES PIARPUEZÁN
cristian.goyes@epn.edu.ec

DIRECTOR: ING. MARCELO FERNANDO SALVADOR QUIÑONES Msc.
marcelo.salvadorq@epn.edu.ec

Quito, Agosto 2018

© Escuela Politécnica Nacional (2018)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Cristian Antonio Goyes Piarpuezán, declaro bajo juramento 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.

A través de la presente declaración cedo mis derechos de propiedad intelectual correspondientes a este trabajo, a la Escuela Politécnica Nacional, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normatividad institucional vigente.

Cristian Antonio Goyes Piarpuezán

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por el Sr. Goyes Piarpuezán Cristian Antonio, bajo mi supervisión.

**Ing. Marcelo Salvador MSc.
DIRECTOR DEL PROYECTO**

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por protegerme en cada instante de mi vida, especialmente en mi etapa de estudiante. Por ser mi compañía en los momentos más difíciles. Le debo su amparo y protección hacia mí y toda mi familia. Le agradezco infinitamente el regalo de mi familia. Sin él, su protección y su misericordia nada de esto sería hoy posible.

A mis amados padres, Segundo Goyes y Patricia Piarpuezán, por todo su amor, esfuerzo, dedicación y comprensión hacia conmigo y mis hermanos. A ellos les agradezco todo su amor incondicional y sencillamente las palabras no alcanzan a expresarlo. A mi papi, le agradezco, su apertura como amigo y consejero conmigo, por dedicarme enorme parte de su vida, por enseñarme el valor del trabajo y el amor a la vida. A mi mami, le agradezco todo su amor y su comprensión, por ser mi auxilio en cualquier lugar, tiempo y circunstancia. Por eso y un millón de razones más, este logro también les pertenece.

A mis hermanos y hermana, Humberto, Francisco, y Karolina, quienes generan en mí la energía necesaria para levantarme cada día y salir adelante en la vida. Les agradezco que sean además de mis hermanos, mis mejores amigos.

A mi hermano Humberto, quien, a más de ser un gran ejemplo, me ha sabido brindar su apoyo incondicional. Ha sido junto con mis padres, el hombro en el cual me he podido apoyar en los momentos más adversos. Por enseñarme que nada es imposible en la vida, y por ser mi compañero de lucha durante muchos años.

A mi abuelita Rosa, mis tías Narcisa y Teresa, por brindarme sus consejos y otorgarme todo su cariño. A mi tía Tere le agradezco la apertura en su hogar durante gran etapa de mi vida estudiantil, por ser como mi segunda madre, por todos los momentos compartidos con ella y mis primos. A mi tía Narcisa, le agradezco su presencia en momentos de dificultad y la alegría que transmite a pesar de las dificultades.

A mis primos David, Brayan, Javier y Diana, por ser con quien comparto día tras día momentos inolvidables, por brindarme su confianza. Por demostrarme que los mejores amigos no sólo comparten anécdotas sino familia.

A los miembros de la fila de atrás, Carlos, Klever, Sergio y Michell. Por ser sinceros en su amistad y hacer de la vida universitaria una experiencia inolvidable.

Al ingeniero Marcelo Salvador, por saber dirigirme de manera excelente, por todo su apoyo durante el desarrollo de la tesis. Por compartir su experiencia y conocimientos conmigo, y sobre todo por inculcar la motivación necesaria a sus dirigidos. Muchas gracias por su valiosa amistad.

A todos los miembros del consorcio petrolero Petrosud-Petroriva, a toda el área de operaciones, especialmente al ingeniero Luis Taipe, por todo su apoyo, por compartir su vasta experiencia en el campo petrolero conmigo. Le agradezco su paciencia y el empeño puesto en dirigirme durante el periodo que estuve en la empresa desarrollando el presente proyecto.

DEDICATORIA

A Dios, por darme la vida y la de mi valiosa familia.

A mis padres, Humberto Goyes y Patricia Piarpuezán, los amo.

A mis hermanos y hermana, Humberto, Francisco y Karolina, gracias por existir y regalarme inolvidables momentos amados hermanos.

A mi sobrinito Samuel, el otro baby de la casa.

A mi abuelita Rosa, y a todos mis tíos y tías, gracias infinitas amada familia.

A mis primos y primas, siempre los llevo en mi corazón socos.

A mi novia Sthefania, gracias por tu cariño y comprensión, te quiero mucho.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xi
INTRODUCCIÓN	xiii
1. JUSTIFICACIÓN	1
1.1. Descripción general del campo Pindo	1
1.2. Diagnóstico del problema	3
1.3. Efectos del calentamiento	6
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	8
2.1. Proceso de deshidratación de crudo pesado	8
2.1.1. Separación de prueba	10
2.1.2. Separación horizontal bifásica	11
2.1.3. Separación vertical bifásica	11
2.1.4. Lavado	11
2.1.5. Calentamiento	12
2.1.6. Reposo	13
2.2. Factores que afectan la deshidratación de crudo	13
2.2.1. Emulsión crudo-agua	13
2.2.2. Presión de operación de los separadores	14
2.2.3. Temperatura de separación	14
2.2.4. Temperatura del agua de recirculación	14
2.2.5. Tamaño de partícula de líquido	14
2.2.6. Tiempo de residencia	15
2.3. Localización del equipo calentamiento	15
3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN PARA EL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN	19
3.1. Criterio tipo de crudo	19
3.2. Criterio de diseño de separadores	19
3.2.1. Criterio de diseño para separadores horizontales bifásicos	20
3.2.2. Criterio de diseño para separadores verticales bifásicos	24
3.3. Criterio de diseño de tanques de lavado y reposo	27
3.3.1. Criterio de diseño de tanque de lavado	27

3.3.2.	Criterio de diseño de tanque de surgencia	29
3.4.	Criterios de selección del calentador eléctrico	30
3.5.	Criterios para el dimensionamiento de equipos auxiliares	31
3.6.	Dimensionamiento de tuberías y válvulas	34
4.	DISEÑO DE LA PLANTA O EQUIPO	36
4.1.	Diagrama de bloques BPD y diagrama de flujo PFD	37
4.1.1.	Diagrama de bloques BPD	37
4.1.2.	Diagrama de flujo PFD	38
4.2.	Balance de masa	40
4.3.	Planificación de la producción	41
4.4.	Balance de energía	44
4.5.	Layout y planos de elevación (vistas)	45
4.6.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	55
4.7.	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos (hojas de datos de los equipos)	65
4.7.1.	Dimensionamiento de los equipos propuestos	65
4.7.2.	Especificaciones de los equipos propuestos	66
5.	ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	76
5.1.	Inversiones	76
5.2.	Costos variables y costos fijos	78
5.2.1.	Costos variables	78
5.2.2.	Costos fijos	80
5.3.	Ingresos	82
5.4.	Indicadores económicos de rentabilidad (VAN y TIR)	83
5.5.	Comparación de gastos de combustible	86
	BIBLIOGRAFÍA	89
	ANEXOS	100

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 2.1.	Ventajas y desventajas de la zona de separación y desgasificación	17
Tabla 2.2.	Ventajas y desventajas del área dentro del cubeto del tanque de lavado	17
Tabla 2.3.	Ventajas y desventajas del área de <i>manifold</i>	18
Tabla 3.1.	Clasificación del petróleo en función del grado API	19
Tabla 3.2.	Tipos de separadores de acuerdo con el rango de presión de trabajo	20
Tabla 3.3.	Tiempo de retención separadores bifásicos en función del grado API	22
Tabla 3.4.	Tiempos de retención en tratadores térmicos	27
Tabla 3.5	Dimensiones de acero ASTM A 36 y ASTM A283 Gr C/ASTM A36	29
Tabla 3.6	Rangos de velocidad para fluidos circulando en tuberías	34
Tabla 4.1.	Resultados del balance de masa para el sistema de deshidratación	40
Tabla 4.2.	Caracterización del crudo producido	42
Tabla 4.3.	Tiempo de operación de cada proceso	42
Tabla 4.4.	Diagrama de Gantt de operación de equipos	43
Tabla 4.5.	Temperatura y flujos de energía en cada proceso	44
Tabla 4.6.	Dimensionamiento de bombas, tuberías y válvulas	45
Tabla 4.7.	Dimensiones de los equipos principales	65
Tabla 4.8.	Especificaciones y material de los equipos	65
Tabla 4.9.	Hoja de especificación del separador del separador horizontal bifásico de prueba	68

Tabla 4.10.	Hoja de especificación del separador horizontal bifásico de producción 1	69
Tabla 4.11.	Hoja de especificación del separador horizontal bifásico de producción 3	70
Tabla 4.12.	Hoja de especificación del separador vertical	71
Tabla 4.13.	Hoja de especificación del calentador eléctrico	72
Tabla 4.14.	Hoja de especificación de la bomba centrífuga	73
Tabla 4.15.	Hoja de especificación del tanque de lavado	74
Tabla 4.16.	Hoja de especificación del tanque de reposo	75
Tabla 5.1.	Costo de fabricación y adquisición de equipos	76
Tabla 5.2.	Costo de accesorios adicionales	77
Tabla 5.3.	Inversión inicial del proyecto	78
Tabla 5.4.	Costos anuales de agentes químicos y de generación eléctrica	79
Tabla 5.5.	Costos por mantenimiento de equipos	79
Tabla 5.6.	Costos fijos de sueldos de trabajadores de la estación Pindo	81
Tabla 5.7.	Proyecciones de producción de crudo hasta el año 2027	82
Tabla 5.8.	Indicadores económicos TIR y VAN	84
Tabla 5.9.	Flujo de caja de la estación Pindo	85
Tabla 5.10.	Costo por generación eléctrica	88
Tabla AI.1.	Condiciones de ingreso al área de separación horizontal	101
Tabla AI.2.	Propiedades de ingreso del crudo	102
Tabla AI.3.	Propiedades de entrada del agua de formación	102
Tabla AI.4.	Datos de corte de la prueba de destilación ASTM D-86	103
Tabla AI.5.	Extrapolación curva de destilado	111
Tabla AII.1.	Especificaciones de flujo y temperatura en el tanque de lavado	121
Tabla AIII.1.	Datos de diseño de separadores horizontales bifásicos	126

Tabla AIII.2.	Iteración de Z	130
Tabla AIII.3.	Iteración coeficiente de arrastre separadores horizontales	135
Tabla AIII.4.	Resumen de cálculo del separador de prueba	141
Tabla AIII.5.	Condiciones de diseño separador horizontal bifásico de 10 000 BFPD	143
Tabla AIII.6.	Resultados para el diseño del separador de 10 000 BFPD	143
Tabla AIII.7.	Condiciones de diseño separador horizontal bifásico de 20 000 BFPD	144
Tabla AIII.8.	Resultados para el diseño del separador de 20 000 BFPD	145
Tabla AIII.9.	Propiedades para el diseño de separador vertical	146
Tabla AIII.10.	Iteración de Z, separador vertical	147
Tabla AIII.11.	Iteración de Cd, diseño separador vertical	149
Tabla AIII.12.	Resultados separadores verticales	152
Tabla AIII.13.	Características eléctricas de tubos calefactores	158
Tabla AIII.14.	Datos de potencia nominal de tubos calefactores	159
Tabla AIV.1.	Resultados de velocidad del agua por el interior de las tuberías	164
Tabla AIV.2.	Listado de accesorios en sección de la tubería sección A	168
Tabla AIV.3.	Listado de accesorios en sección de tubería sección B	169
Tabla AIV.4.	Listado de accesorios en sección de tubería sección C	169
Tabla AIV.5.	Pérdidas de presión predominantes en el sistema de Calentamiento	170
Tabla AIV.6.	Cabezal estático del tanque de lavado	171
Tabla AVI.1.	Detalle de costos para la fabricación de un separador bifásico de 4 000 bls	179

Tabla AVI.2.	Detalle de costos para la fabricación de un separador bifásico de 10 000 bls	180
Tabla AVI.3.	Detalle de costos para la fabricación de un separador Bifásico de 20 000 bls	180
Tabla AVI.4.	Detalle de costos para la fabricación del separador vertical bifásico	181
Tabla AVI.5.	Detalle de costos para la fabricación del tanque de lavado	182
Tabla AVI.6.	Detalle de costos para la fabricación del tanque de reposo	183
Tabla AVI.7.	Detalle de costos para la fabricación del sistema de captación y recuperación de gas	183
Tabla AVI.8.	Detalle de costos para la fabricación del calentador	184
Tabla AVI.9	Gas producido dispuesto para generación eléctrica	185
Tabla AVI.10.	Consumo de químicos para tratamiento	187
Tabla AVI.11.	Costo mensual de tratamiento químico	187
Tabla AVI.12.	Depreciación de equipos	189

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Localización del campo Pindo	1
Figura 1.2.	Distribución de pozos de producción en el campo Pindo	2
Figura 1.3.	Producción de fluido emulsionado por el consorcio Petrosud-Petroriva en el año 2017	3
Figura 2.1.	Esquema del sistema de deshidratación	9
Figura 2.2.	Inclusión equipo de calentamiento	13
Figura 2.3.	Área disponible en zona de separación y desgasificación	15
Figura 2.4.	Área dentro del cubeto del tanque de lavado	16
Figura 2.5.	Área del <i>manifold</i> de producción	16
Figura 3.1.	Esquema separador horizontal bifásico	21
Figura 3.2.	Tipos de cabezales	26
Figura 3.3.	Dimensiones tubo calefactor	31
Figura 4.1.	Diagrama de bloques BPD	37
Figura 4.2.	Diagrama de flujo parte 1	38
Figura 4.3.	Diagrama de flujo parte 2	39
Figura 4.4.	Diagrama layout de la planta	47
Figura 4.5.	Vistas separador de prueba (4 000 bls)	48
Figura 4.6.	Vistas de los separadores de producción 1 y 2 (10 000 bls)	49
Figura 4.7.	Vistas separador de producción 3 (20 000 bls)	50
Figura 4.8.	Vistas separador vertical	51
Figura 4.9.	Vistas tanque de lavado (21 120 bls)	52
Figura 4.10.	Vistas tanque de reposo (6 000 bls)	53

Figura 4.11.	Vistas calentador eléctrico	54
Figura 4.12.	Codificación de tuberías en un diagrama P&ID	55
Figura 4.13.	Diagrama PID parte 1	56
Figura 4.14.	Diagrama PID parte 2	57
Figura 4.15.	Diagrama PID parte 3	58
Figura 4.16.	Diagrama PID parte 4	59
Figura 4.17.	Diagrama PID parte 5	60
Figura 4.18.	Diagrama PID parte 6	61
Figura 4.19.	Diagrama PID parte 7	62
Figura 4.20.	Diagrama PID parte 8	63
Figura 4.21.	Diagrama PID parte 9	64
Figura AI.1.	Etapa de separación horizontal	103
Figura AI.2.	Etapa de separación horizontal utilizado en Aspen Hysys	104
Figura AI.3.	Etapa de separación vertical	108
Figura AI.4.	Etapa de separación vertical utilizado en Aspen Hysys	108
Figura AI.5.	Etapa de lavado	110
Figura AI.6.	Etapa de lavado utilizado en Aspen Hysys	110
Figura AI.7.	Curva de destilación atmosférica	111
Figura AI.8.	Distribución agua libre	116
Figura AI.9.	Distribución agua libre utilizado en Aspen Hysys	116
Figura AI.10.	Etapa de calentamiento	119
Figura AI.11.	Etapa de calentamiento utilizado en Aspen Hysys	119
Figura AI.12.	Etapa de reposo	120
Figura AI.13.	Etapa de reposo utilizado en Aspen Hysys	120
Figura AIV.1.	Esquema de tuberías incorporadas	162

Figura AIV.2.	Diagrama de Moody	166
Figura AV.1.	Curva de destilación ASTM-D86	175
Figura AV.2.	Modelos CRN3 resistencia eléctrica	176
Figura AV.3.	Grupos calefactores con brida	177
Figura AV.4.	Catálogo bomba centrífuga	178
Figura AVII.1	Simulación del crudo Pindo usando Aspen Hysys	192
Figura AVII.2.	Esquema de la planta utilizando Aspen Hysys	193
Figura AVII.3.	Resultados de las corrientes usando Aspen Hysys	194

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO AI	
Balance de masa	101
ANEXO AII	
Balance de energía	121
ANEXO AIII	
Dimensionamiento de equipos propuestos	126
ANEXO AIV	
Dimensionamiento y selección de equipos secundarios	162
ANEXO AV	
Catálogos y datos de curva de destilación ASTM-D86	175
ANEXO AVI	
Análisis económico	179
ANEXO AVII	
Resultados simulación	192

RESUMEN

En el presente proyecto se desarrolló el rediseño del sistema de deshidratación de crudo pesado localizado en la estación Pindo, Bloque 65, operada por el consorcio petrolero Petrosud-Petroriva, utilizando como flujo de alimentación la corriente total de crudo emulsionado recibido desde los pozos de producción. Se propuso una reingeniería de las condiciones actuales de operación para el tratamiento de crudo pesado, con el fin de entregar petróleo al estado ecuatoriano con %BS&W (*basic sediment and water*) aproximado de 0,5 %.

Se detalló la importancia de utilizar el calentamiento de la emulsión como medida alternativa a los tratamientos físicos actuales empleados en el proceso de deshidratación del petróleo. Se mencionaron los beneficios técnicos y económicos obtenidos al aprovechar la energía producida con el gas separado en la estación.

Con base en la caracterización de la emulsión crudo-agua y el flujo de gas asociado al crudo, se consideraron los criterios de diseño de los equipos principales: separadores horizontales bifásicos (prueba y producción), separador vertical bifásico, tanque de lavado, tanque de surgencia (reposo) y calentador eléctrico.

Se diseñaron los equipos principales para tratar 20 000 BFPD (barriles de fluido emulsionado por día) con 70 % en volumen de agua, y entregar un crudo con un %BS&W menor o igual a 0,5; que permita cumplir con lo establecido por la ley ecuatoriana concerniente al transporte de hidrocarburos.

Se seleccionaron los equipos auxiliares necesarios para optimizar el funcionamiento del sistema el tratamiento del crudo.

Para solventar la necesidad de la empresa y bajo petición expresa, se diseñaron 4 separadores horizontales; uno de prueba y tres de producción. Un separador de prueba con capacidad de 4 000 BFPD, dos separadores de producción con capacidad de 10 000 BFPD y el tercero restante con capacidad de 20 000 BFPD.

Se diseñó un separador vertical bifásico con capacidad de 21 120 BFPD. Se diseñó un tanque de lavado con una capacidad de 21 120 BFPD, y un tanque de surgencia con una capacidad de 6 000 BOPD (barriles de crudo por día).

Se seleccionó un calentador de tipo eléctrico que opera con tubos calefactores en forma de horquilla que generan calor bajo el funcionamiento por resistencias eléctricas, y que funciona gracias a la energía producida por el gas captado en generadores, con una capacidad de calentamiento igual a 2,76 MMBTU/h. Se determinó su mejor ubicación dentro del rediseño del sistema considerando las ventajas y desventajas de las posibles ubicaciones.

Se dimensionó el sistema de bombeo empleado en la recirculación de 1 120 BWPD (barriles de agua por día), se seleccionaron las válvulas y tuberías asociadas a la implementación del sistema de recirculación de agua de formación. En complemento con el diseño de equipos se realizaron los diagramas: de bloques (BFD), de flujo (PFD), de instrumentación y tuberías (P&IDs), vistas y disposición de equipos (layout). Se simuló el proceso con la asistencia del software Aspen HYSYS V8.8.

El estudio económico demostró que el proyecto requiere de una inversión inicial igual a 2 121 059,95 USD tomando en consideración los costos fijos y variables. Se comparó el costo de producir energía eléctrica usando únicamente gas asociado con el costo de utilizar diésel en combinación con gas, demostrando que con la primera alternativa se obtiene un ahorro de 318 958,90 USD al año en consumo de diésel.

La viabilidad del proyecto se refleja en los indicadores económicos VAN y TIR con valores de 3 864 787,41 USD y 69,95 %, respectivamente. Estos resultados se ajustan a los intereses de Petrosud-Petroriva por lo que existe la posibilidad de que la empresa brinde las facilidades de su desarrollo en corto plazo.

INTRODUCCIÓN

La producción de petróleo bajo operación del consorcio petrolero Petrosud-Petroriva corresponde aproximadamente el 5 % de lo producido por parte de las compañías privadas que operan en el Ecuador. La empresa Petrosud-Petroriva se encuentra a cargo de los campos Pindo y Palanda registrando ingresos por producción de crudo por más de 80 millones de dólares anuales (ARCH, 2018).

En la actualidad más del 70 % del crudo producido a nivel mundial se obtiene en forma de emulsión. El hecho de existir agua en el petróleo ocasiona varios inconvenientes operativos y financieros, por ello la necesidad de aplicar y combinar varias técnicas con el fin de contrarrestar sus efectos (García, Osorio y Sechagua, 2009, p.11).

El crudo proveniente de pozo se halla mezclado con agua y gas, elementos que deben ser removidos en el área de facilidades de superficie. El crudo estabilizado y producido bajo especificación (%BSW menor a 1), se obtiene tras eliminar el gas disuelto y el agua de formación (Andrade, 2012, p.1).

Las consecuencias a causa de la formación de emulsiones se ven reflejadas en los procesos de recuperación y tratamiento de crudo (Abarca, 2016, p.20), principalmente en su etapa de lavado (demulsificación del crudo), en donde el %BS&W tiende a permanecer cercano al límite establecido para su transporte.

Actualmente los procesos de deshidratación de crudo son prácticas comunes dentro de la industria del petróleo, sin embargo, se requiere de un amplio conocimiento de los principales mecanismos de separación y los efectos que producen ciertos fenómenos físicos y químicos sobre la ruptura de tales emulsiones (Martínez, 2009, p.1).

A pesar de que el crudo pesado posee un bajo precio, actualmente la rentabilidad para producirlo está en aumento (Romero, 2016, p.20). Por ello, el actual proyecto

busca mantener el valor comercial del crudo extraído en Pindo, por medio de la utilización de energía eléctrica producida en la misma estación, y transformarla en energía calórica para generar calentamiento indirecto de la emulsión en el lavado.

El rediseño del sistema de deshidratación y la inclusión de un calentador van a permitir que la etapa de lavado proporcione crudo que cumpla con lo estipulado por la ley que dicta en su Artículo 10: “El petróleo no podrá ser recibido ni transportado por la operadora, en caso de tener más del 1 % de agua y sedimentos” (%BS&W) (Ministerio de Energía y Minas, 2004, p.6). El incumplimiento se sanciona de acuerdo con la ley de hidrocarburos vigente (Secretaría de Hidrocarburos, 2011, p.6), acarreando consigo un posible paro temporal en la producción.

Por experiencia de la jefatura de campo se ha determinado que, en presencia de lluvia, disminuye la temperatura ambiente afectando las condiciones de flujo. El crudo pesado posee un elevado porcentaje de fracciones de baja densidad y alta viscosidad, ocasionando el aumento en las restricciones de flujo (Faergestad, 2016, p.1), y la presencia de asfaltenos generan una emulsión agua-crudo fuerte y estable (Moreno, 2006, p.1).

En el presente proyecto se operó con crudo pesado de 17 °API de densidad recolectado de 17 pozos de producción en la estación Pindo. El fluido emulsionado con agua es tratado en el sistema de deshidratación, previo a su entrega al oleoducto de crudos pesados (OCP) que posee un %BSW promedio de 0,5.

En la actualidad, los últimos reportes muestran un %BS&W que oscila entre 0,70 y 0,80 con base en la norma ASTM D-7829 “*Standard guide for sediment and water determination in crude oil*” (ASTM D-7829, 2017). La alternativa planteada, además de ser una maniobra preventiva, aprovechará recursos como el agua de formación y gas asociado para dar funcionamiento al equipo de calentamiento, y le permitirá a la empresa poner en operación un sistema de calefacción acorde a las condiciones proyectadas, por lo que es viable la posibilidad de economizar recursos.

1. JUSTIFICACIÓN

1.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL CAMPO PINDO

El campo Pindo se encuentra localizado en la provincia de Orellana, en el oriente ecuatoriano, a 150 km en dirección sur de la ciudad de Lago Agrio y aproximadamente a 10 km en dirección oeste de la estación Auca Central (Rodríguez, 2007, p.25).

Fue descubierto por la estatal PETROAMAZONAS en 1991, y a partir de Julio de 1999 hasta la actualidad, la empresa responsable de su manejo es el consorcio petrolero Petrosud-Petroriva (Zhunio, 2014, p.2).

En la actualidad el consorcio Petrosud-Petroriva es responsable del manejo de los campos marginales Palanda Yuca-Sur y Pindo. En la Figura 1.1 se puede observar la localización del campo Pindo en la región oriental del Ecuador.

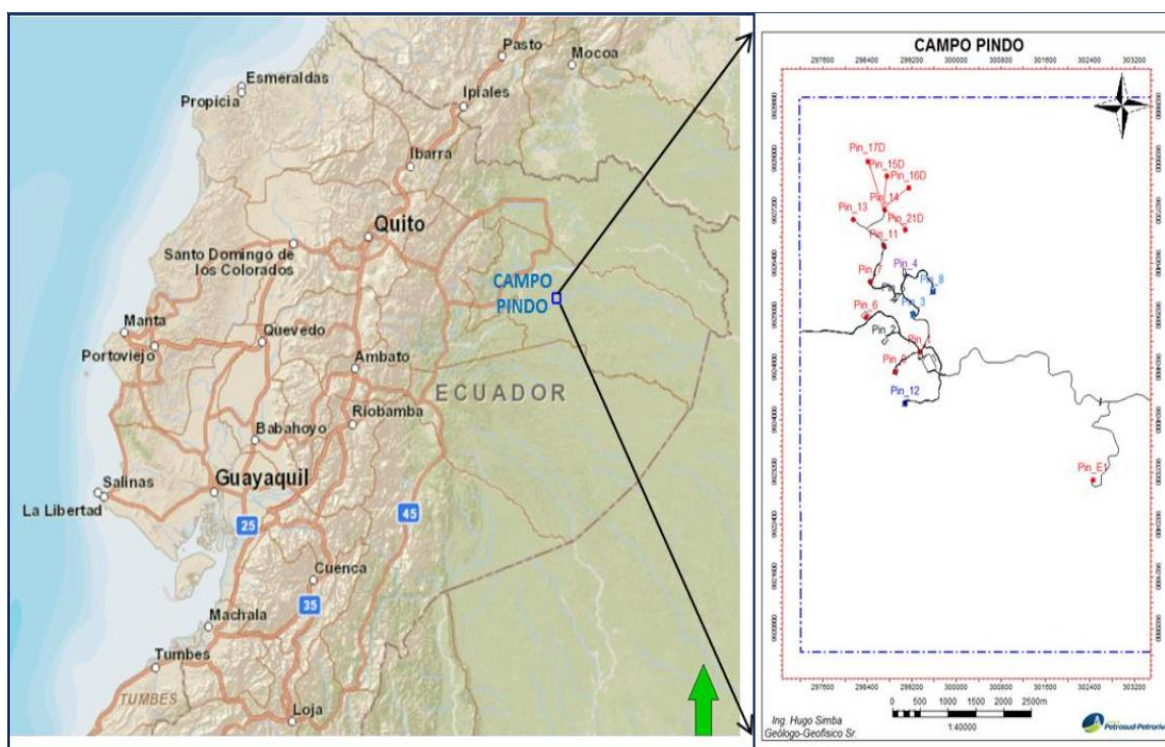


Figura 1.1. Localización del campo Pindo
(Petrosud-Petroriva-a, 2017)

Hasta el final del año 2017 el campo Pindo mantuvo el manejo de 14 pozos que produjeron aproximadamente 15 690 BFPD (barriles de fluido por día) correspondiente a 3 620 BOPD (barriles de crudo por día) y 12 070 BWPD (barriles de agua por día).

En la Figura 1.2 se observan las diferentes ubicaciones de los pozos de producción en relación con la estación donde se recolecta todo el fluido multifásico extraído.

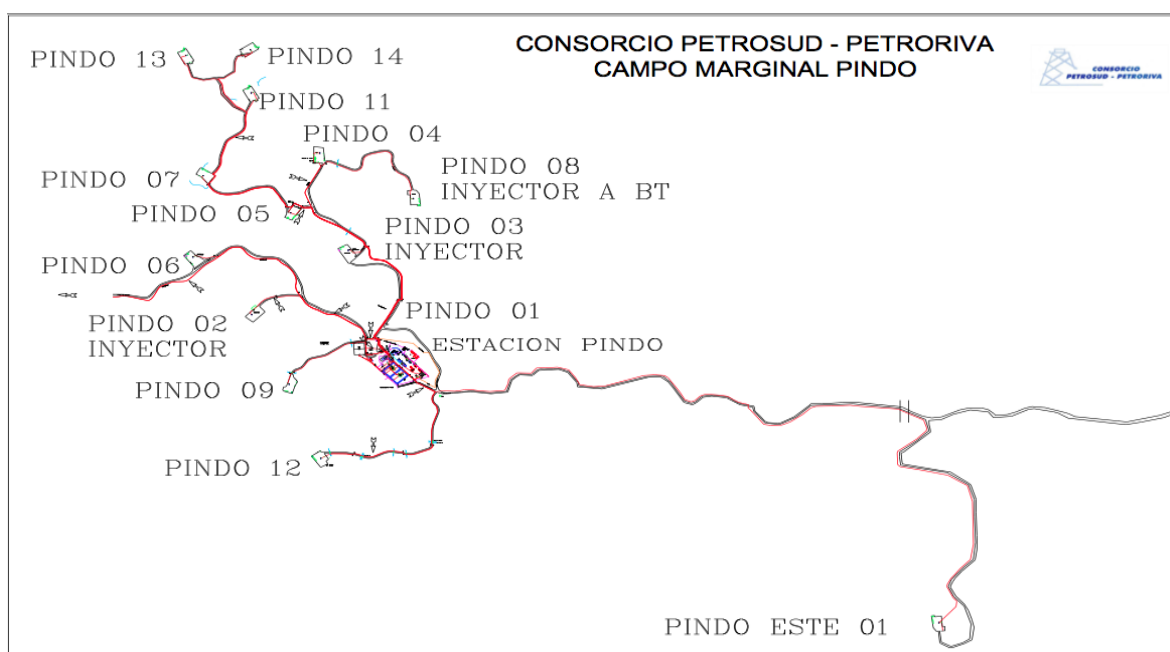


Figura 1.2. Distribución de los pozos de producción en el campo Pindo (Petrosud-Petroriva-a, 2017)

La proyección de la producción es un factor muy importante dentro del estudio y diseño de facilidades de separación de crudo, principalmente en este proyecto, debido a que de estas proyecciones depende el cálculo de las dimensiones de los equipos principales y la selección de equipos auxiliares dispuestos a incorporar en el sistema de deshidratación de petróleo (Molina y Sánchez, 2006, p.23).

La producción del fluido emulsionado (crudo-agua) dentro de los campos Pindo y Palanda se muestran en la Figura 1.3, en donde la producción de crudo en la estación Pindo representa aproximadamente entre el 60 y 70 % del total producido al mes por el consorcio petrolero Petrosud- Petroriva (Baker Hugues, 2017, p.7).

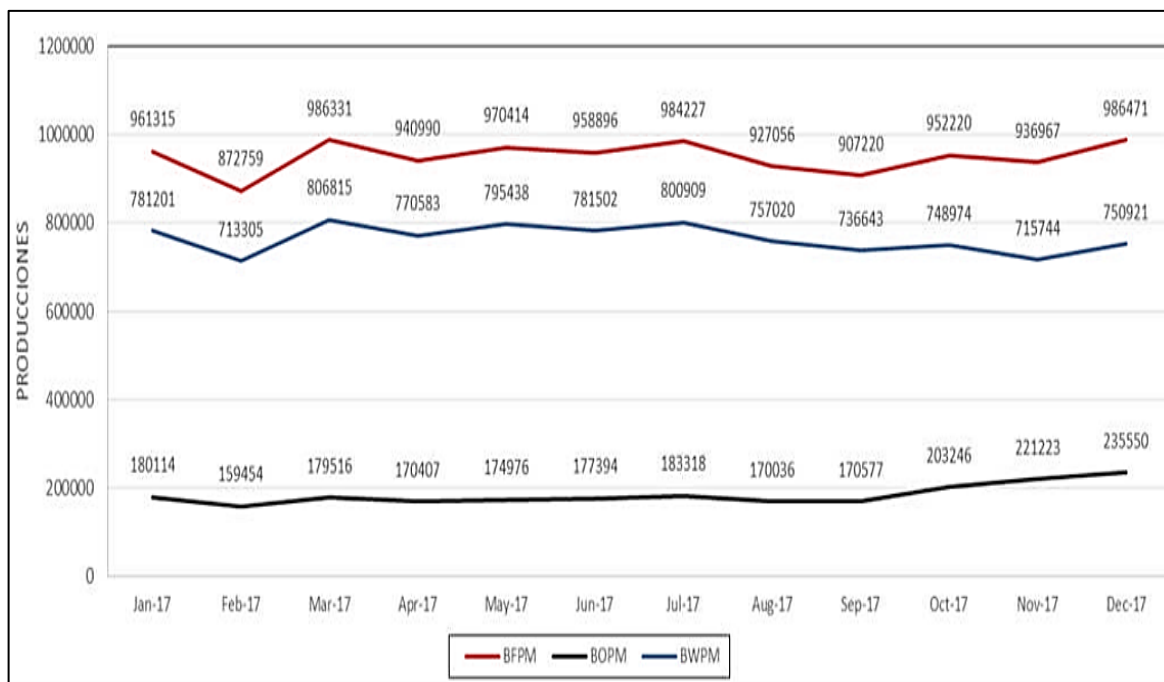


Figura 1.3. Producción de fluido emulsionado por el consorcio Petrosud Petroriva durante el año 2017
(Baker Hughes, 2017)

La proyección de incremento del 20 % de la producción en la estación Pindo a causa de la inclusión de 3 nuevos pozos, y un crudo con contenido de agua y sedimentos %BS&W (*Basic sediment and water*) mayor a 0,70 posterior al proceso de lavado, son los principales factores que promueven una reingeniería en el proceso de deshidratación de crudo.

1.2. DIAGNÓSTICO DEL PROBLEMA

El campo Pindo, que actualmente se encuentra bajo las operaciones del consorcio petrolero Petrosud-Petroriva, contiene en su estructura yacimientos subsaturados, lo cual se refiere a que todo el fluido extraído de pozo se halla en una sola fase, consecuencia de la disipación de gas libre con el paso del tiempo (Rodríguez, 2007, p.20). Por esta razón el gas asociado se encuentra disuelto en la emulsión.

Como una consecuencia del despliegue de operaciones enfocadas a la extracción de crudo, se encuentran: el transporte hacia superficie con la utilización de accesorios como: bombas, válvulas, codos, reducciones, impedimentos, etc.; y el

paso del fluido extraído a través de todo el montaje de producción, se origina la suficiente agitación para que el agua se extienda en el petróleo y se formen emulsiones que pueden mantener tamaños en gotas de agua dispersas en el aceite entre 0,1 a 100 μm (Marfisi y Salager, 2004, p.4).

El inconveniente más común en la separación del agua y el petróleo es la formación de emulsiones agua-petróleo (película de agua alrededor de crudo) y emulsiones petróleo-agua (película de crudo alrededor de agua) (Fierro, 2006, p.14).

La lluvia provoca la disminución de la temperatura ambiente afectando las propiedades físicas del fluido emulsionado. Por esta razón, y considerando que el crudo pesado tiene un elevado porcentaje de fracciones de baja densidad y alta viscosidad se acrecientan las restricciones de flujo (Faergestad, 2016, p.1). Como resultado de estas causas junto con la presencia de asfaltenos en su composición se genera una emulsión agua-crudo fuerte y estable (Moreno, 2006, p.1).

Las consecuencias ocasionadas por la formación de emulsiones se ven reflejadas en los procesos de recuperación y tratamiento de crudo (Abarca, 2016, p.20), principalmente en la etapa de lavado (deshidratación del petróleo), en donde el %BS&W tiende a incrementarse hacia el límite establecido para su transporte.

Considerando el crecimiento de la producción en la estación Pindo, trabajando bajo los mismos métodos de tratamiento de emulsiones (diferencia de densidades y aplicación de demulsificantes), y operando cada proceso del sistema a las condiciones actuales, sería inviable entregar un crudo a las condiciones requeridas para su transporte hacia la estación del Auca Central (%BSW menor al 1 %) (Ministerio de Energía y Minas, 2004, p.6).

Además de ser necesario el rediseño de cada proceso involucrado en el sistema de deshidratación, se debe elegir una vía que beneficie la demulsificación por medio de calentamiento de crudo sin utilizar combustibles fósiles, con el fin de evitar la generación de gases de chimenea librando al ambiente de esta contaminación, y economizando recursos al eludir el consumo de diésel.

Actualmente en el campo Pindo se extraen más de 890 MPCD (miles de pies cúbicos de gas asociado por día), de los cuales el 61 % se los utiliza para generación eléctrica, mientras el 39 % restante se quema en las teas (Petrosud-Petroriva-c, 2017, p.2). Debido a la cantidad de energía calórica desperdiciada en las teas, se desea emplear el gas separado como fuente de energía para el calentador en forma de energía eléctrica.

Se aprovecharán 352 MPCD de gas asociado que actualmente se desperdician al quemarse en las teas, para generar la energía necesaria para el funcionamiento del calentador eléctrico.

El agua de formación que se obtiene en el tanque de lavado tiene un flujo másico aproximado de 94 188 kg/h. Con la implementación del calentador, se desea aprovechar una parte de esta corriente para que actúe como líquido calefactor en el tanque de lavado de crudo, en búsqueda de la óptima deshidratación del crudo por medio de la entrega de energía desde el colchón de agua.

Para un crudo pesado de densidad igual a 17 °API, como es el caso del extraído en la estación Pindo, la cantidad de agua en forma de emulsión posterior a los separadores está entre 70 y 77 %, siendo esta una relación característica de cada pozo (Marfisi y Salager, 2004, p.4).

El crudo producido en la estación Pindo en los últimos seis meses, y luego de pasar por el proceso de deshidratación se ha entregado al Estado Ecuatoriano con un porcentaje de agua y sedimentos (%BS&W) con valores de hasta 0,736 %BS&W, cercano al límite permisible de 1 %BS&W, según lo estipulado por el “Reglamento para el transporte de crudo por el SOTE”, en su Artículo 10 (Ministerio de Energía y Minas, 2004, p.6).

El uso de agentes químicos demulsificantes, es una de las opciones que maneja la empresa, sin embargo, su uso está limitado por varios factores como: el gasto de químicos que representa mayor cantidad de inversión y el tiempo que tarda en actuar el agente. La inclusión de un calentador de agua es vital, porque a pesar de

que existen otras formas de deshidratar el crudo, pueden tardar más tiempo o simplemente resultan más costosas, es por eso que se optó por la incorporación del equipo de calentamiento.

Dependiendo del %BSW el estado ecuatoriano compra el crudo a las empresas productoras, puede extender una multa al precio por barril, e incluso puede rechazar el mismo si éste no cumple con las especificaciones adecuadas (%BSW menor a 1 y °API entre 17 y 19). Estas estipulaciones se encuentran detalladas en el contrato que el Estado Ecuatoriano mantiene con la Petrosud-Petroriva.

En conclusión, el diseño e ingeniería servirán como punto de partida para una posterior construcción y puesta en marcha del nuevo sistema de deshidratación. El sistema de deshidratación buscará combinar las actuales técnicas de tratamiento de crudo pesado en la estación que son: la inyección de químicos demulsificantes y la separación por diferencia de densidades, con la entrega de calor al sistema para favorecer la ruptura de emulsión (Moreno, 2006, p.1).

1.3. EFECTOS DEL CALENTAMIENTO

Según el estudio de Moreno (2006), se demostró que, para optimizar el sistema de deshidratación de crudo pesado, es importante elevar la temperatura en la etapa de lavado hasta un máximo de 160 °F (344 K) para favorecer la demulsificación (p.47).

Los efectos del calentamiento en el tratamiento de crudo ya han sido evidenciados en otros proyectos desarrollados en el distrito amazónico ecuatoriano, logrando que la velocidad de asentamiento del agua aumente al incrementar la temperatura en el tanque de lavado a no más de 120 °F (322 K), ya que al generar temperaturas mayores el crudo pesado empieza a perder hidrocarburos livianos, los cuales se evaporan primero, debido a su bajo punto de ebullición (Paguay, 2006, p.8).

García, et al. (2009, p.29) aseguran que el suministro de calor a una corriente emulsionada logra reducir su viscosidad; expandir la gota de agua, reduciendo la

resistencia de la película que lo rodea; promueve la diferencia de densidad entre películas de agua y aceite; y ayuda a disolver pequeños cristales de asfaltenos y parafinas, mermando su efecto como emulsificante.

El accionar de un calentador permitirá obtener velocidades de restablecimiento más rápidas de las fases, a través de la reducción de viscosidad y beneficiando el accionar de los químicos demulsificantes (Paguay, 2006, p.5).

Actualmente, en lugares en donde se almacena crudo, se utilizan terminales de calentamiento por resistencia eléctrica para calentar directamente el petróleo o a través de un medio como el agua (JARA SRL, 2008, p.29). Entre las ventajas de ocupar energía eléctrica para la deshidratación de crudo están el ahorro de espacio, la capacidad de control, menor costo de instalación, menor consumo de combustibles y mayor seguridad del proceso (JARA SRL, 2008, p.24).

Posterior a las técnicas de separación de gas del petróleo, se utiliza una variante del calentamiento directo de crudos pesados en la deshidratación, que consiste en calentar agua a temperatura mayor a 100 °F (311 K), para después recircularla a la línea de crudo emulsionado (JARA SRL, 2005, p.96).

Varias aplicaciones de calentamiento como la calefacción de crudo, se logra por recirculación de líquido, y para este propósito se usan resistencias sumergibles obteniendo un calentamiento del medio por inmersión (Trullás, 2016, p.19).

Las caracterizaciones de crudo, agua y gas asociado serán provistas por el Laboratorio Acreditado SGS, con el cual colabora la empresa Petrosud-Petroriva. Los resultados de la destilación ASTM D-86 "*Standard test method for distillation of petroleum products and liquid fuels at atmospheric pressure*" (ASTM D-86, 2017), serán proporcionados por el laboratorio acreditado Intertek.

El área predispuesta para la inclusión del equipo de calentamiento, y condiciones actuales de la estación Pindo fueron discutidas en conjunto con la gerencia de exploración, desarrollo y operaciones del consorcio petrolero Petrosud-Petroriva.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En el actual proyecto se realizó el rediseño del sistema de deshidratación de crudo pesado para la estación Pindo, operada por el consorcio Petrosud-Petroriva, para una producción proyectada igual a 20 000 BFPD correspondiente a 6 000 BOPD, 14 000 BWPD y 893 760 PCPD de gas disuelto, provenientes de los 17 pozos de producción.

La reingeniería partirá del actual diseño proporcionado por el consorcio Petrosud-Petroriva. En la Sección 2.1 se describe de forma general el sistema de deshidratación de crudo. En las Secciones 2.1.1 a 2.1.6 se describe de manera puntual la función de cada proceso involucrado en la deshidratación de crudo.

2.1. PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO PESADO

Actualmente la producción en la estación Pindo es de 15 690 BFPD correspondiente a 3 620 BOPD y 12 070 BWPD. Las nuevas condiciones hacen necesario la realización de una reingeniería en los equipos principales involucrados en el sistema de deshidratación.

Las facilidades de producción empiezan en el *manifold*, lugar en donde convergen todos los pozos del campo Pindo, después todo el flujo multifásico recolectado (agua de formación, petróleo, y gas asociado) se dirige hacia los separadores horizontales bifásicos en donde se separa el gas asociado que es transportado desde la parte superior hacia *scrubbers* para drenar el condensado del gas, para finalmente llevarlo a generadores de energía (Molina y Sánchez, 2006, p.41).

Posterior a la separación horizontal (primera separación de gas), el fluido emulsionado (petróleo y agua) con restos de gas disuelto en su composición pasa al separador vertical bifásico conocido comúnmente como bota de gas, para separar el gas que no logró removerse en la separación horizontal. Todo el flujo de gas asociado producido en ambos procesos de separación bifásica convergerá en una sola corriente, la cual estará dirigida a los generadores de energía eléctrica.

La fase emulsionada (crudo-agua) separada del gas se dirigirá hacia el tanque de lavado en donde por diferencia de densidades las moléculas de agua se separarán de las moléculas de petróleo. En el rediseño del proceso de lavado se incorporará un equipo de calentamiento eléctrico que servirá para mejorar la separación de la emulsión agua-aceite.

El tanque de lavado tendrá un colchón de agua (nivel recomendado) de 2,44 m (8 pies) de altura, aproximadamente. A la entrada del tanque se produce el choque entre el fluido y los baffles que se encuentran colocados en el interior del tanque, con el propósito de iniciar la separación de la emulsión (Paguay, 2006, pp.1-2).

Cabe recalcar que el agua de formación no es removida en los separadores, pero si en el tanque de lavado, equipo en donde el tiempo de residencia juega un papel importante según la calidad del crudo ($^{\circ}$ API). El agua obtenida durante el lavado es reinyectada a pozos, dispuesta para tratamiento en piscinas o separadores API de ser necesario, y puesta en recirculación (Molina y Sánchez, 2006, p.43).

La Figura 2.1 (sistema de deshidratación), muestra que el equipo de calentamiento se ubicará como un medio de recirculación de agua separada en el tanque de lavado, para luego ser transportada hacia la entrada del separador vertical.

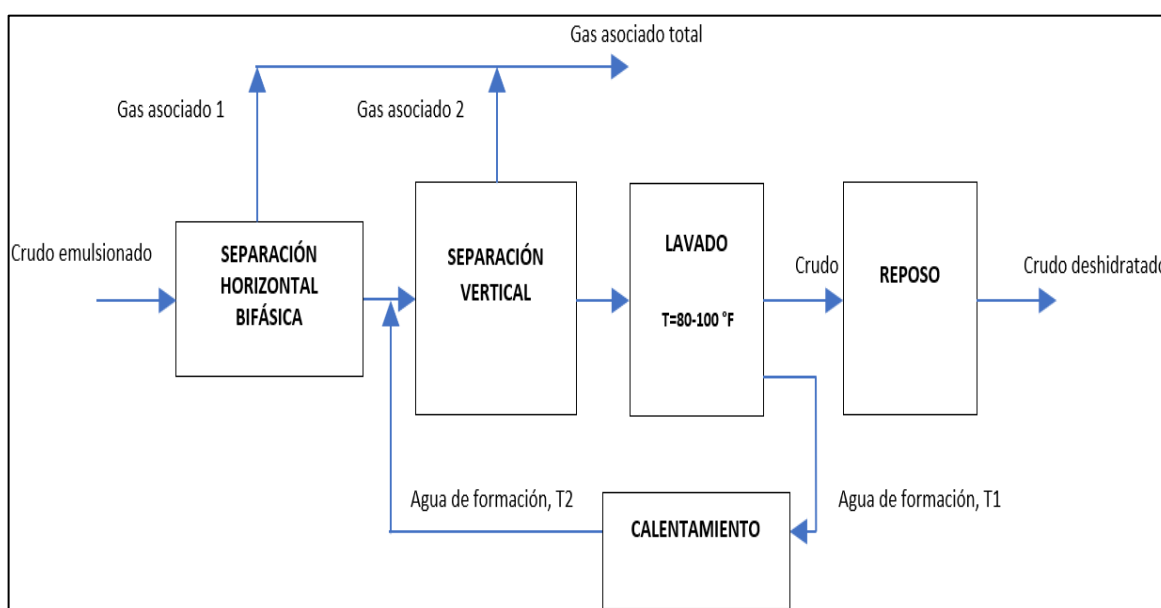


Figura 2.1. Esquema sistema de deshidratación

La máxima temperatura del agua dentro del calentador deberá ser menor a la temperatura de ebullición del fluido a la presión de operación, con el fin de evitar el riesgo de presentar equilibrio líquido-vapor en el interior del equipo. Es decir, por fines de seguridad, se buscará calentar el agua de formación en el equipo sin tener que llevarla a su punto de ebullición (Jaramillo, 2007, p.7).

Luego de lavar el crudo, éste es llevado hacia el tanque de reposo o surgencia en donde se lo estabiliza para ser transportado hacia los contadores LACT (*lease automatic custody transfer*).

A partir del flujo de diseño inicial que ingresa al área de separación bifásica igual a 20 000 BFPD (barriles de fluido por día) y 893 760 PCPD correspondientes a los flujos de operación proyectados de las fases líquida y gaseosa se realizarán los cálculos de balance de masa y energía.

El balance de energía estará enfocado en el calentador eléctrico, en donde se calculará el flujo de calor incluido pérdidas, para mantener la temperatura del tanque de lavado en el rango entre 80 y 100 °F.

2.1.1. SEPARACIÓN DE PRUEBA

El separador de prueba en la estación Pindo tendrá una capacidad de 4 000 BFPD con 893 760 PCPD de gas disuelto, y deberá contar con los implementos de control necesarios para monitorear el crudo proveniente de diferentes pozos.

Generalmente, un separador horizontal ya sea de prueba o producción está conformado por las siguientes secciones: separación primaria, separación secundaria, extracción de niebla, y almacenamiento de líquido (Díaz, Paguay, Tomalá y Malavé, 2011, p.17).

El separador horizontal de prueba se encarga de recibir la producción de un solo pozo con el propósito de determinar las propiedades físico-químicas del fluido multifásico (Mosquera y Rodríguez, 2010, p.25).

2.1.2. SEPARACIÓN HORIZONTAL BIFÁSICA

Los separadores de producción se diferencian de los de prueba en poseer la capacidad necesaria para alojar el fluido proveniente de varios pozos, incluso cuando existe sólo un separador en estación se tienen que dimensionar para tiempos prudentes dado el caso en que llegase a aumentar la producción (Molina y Sánchez, 2006, p.44).

2.1.3. SEPARACIÓN VERTICAL BIFÁSICA

Este equipo sirve para estabilizar el fluido y eliminar el resto de gas remanente de la separación horizontal (Mosquera y Rodríguez, 2010, p.27). El gas recolectado en ambas etapas de separación se dirigirá a la zona de generación eléctrica, de la cual se tomará parte de energía para dar funcionamiento al calentador eléctrico.

2.1.4. LAVADO

Posterior a los separadores, el fluido ingresará al tanque de lavado que contendrá un colchón de agua de aproximadamente 2,5 m de altura que favorecerá la separación de la emulsión (Mendoza y Ochoa, 2014, p.38). El tanque tendrá una corriente de salida de vapores (venteo), y dos corrientes de salida para el agua.

Existirán dos corrientes de salida de agua del tanque de lavado, la primera corriente de agua estará dirigida hacia el sistema de reinyección para la formación Tiyuyacu (Vistín, 2013, p.20), y la otra servirá para recirculación al separador vertical como medio calefactor para elevar la temperatura del tanque de lavado.

La fase emulsionada obtenida en la separación vertical ingresará al tanque de lavado, en donde con ayuda de agitación mecánica, incremento de temperatura a causa de la recirculación de agua de formación, y aprovechamiento de la diferencia de densidades, el agua se separa del petróleo (Molina y Sánchez, 2006, p.42).

El crudo almacenado en el tanque de lavado alcanzará una temperatura máxima de 100 °F (311 K), debido a la energía entregada por el flujo de agua en

recirculación proveniente del calentador. Con esta temperatura establecida, y en complemento con los datos correspondientes a la destilación atmosférica del crudo, se considerará una corriente de salida de volátiles por el venteo del tanque.

Las pérdidas de hidrocarburo en los tanques de lavado dependen de su volatilidad, principalmente tratando crudos ligeros en los cuales el valor en pérdidas en volumen se encuentra en el rango de entre 1 al 25 % (Carrillo, 2007, p.27.).

Estos recipientes cumplen la función de eliminar el agua al atrapar las gotas que se separan del aceite en el colchón de agua, con ello se logra la deshidratación casi total, por lo que es conocido como un separador gravitacional (Molina y Sánchez, 2006, p.96).

El tanque de lavado a pesar de ser considerado como un equipo que forma parte del sistema de almacenado, realmente en el tratamiento de hidrocarburos pesados corresponde al sitio en donde la emulsión agua-crudo se rompe (Molina y Sánchez, 2006, p.25).

En el caso del tanque de lavado los tiempos de retención pueden llegar a ser de incluso hasta de 36 horas hasta romper la emulsión agua-crudo (Solórzano, 2010, p.97).

2.1.5. CALENTAMIENTO

En conjunto con la jefatura de campo se acordó utilizar el 8 % (% P/P) del agua de formación que ingresa al sistema de deshidratación para ser enviada mediante bombeo al calentador eléctrico, en donde obtendrá la energía suficiente para estabilizar la temperatura del tanque de lavado entre 80 y 100 °F (300 y 311 K).

El punto de conexión para la corriente de recirculación de agua será directamente en el ingreso del separador vertical. Se alcanzará una temperatura máxima en el tanque de lavado de 100 °F (311 K). Mientras que la temperatura mínima de ingreso al tanque será de 80 °F (300 K).

El flujo de agua de diseño será de 1 120 BWPD, que es un volumen que además reduce el arrastre de sedimentos del fondo del tanque al proceso, permite un manejo operacional seguro. En la Figura 2.2 observa un esquema que involucra principalmente la inclusión del equipo de calentamiento con la etapa de lavado.

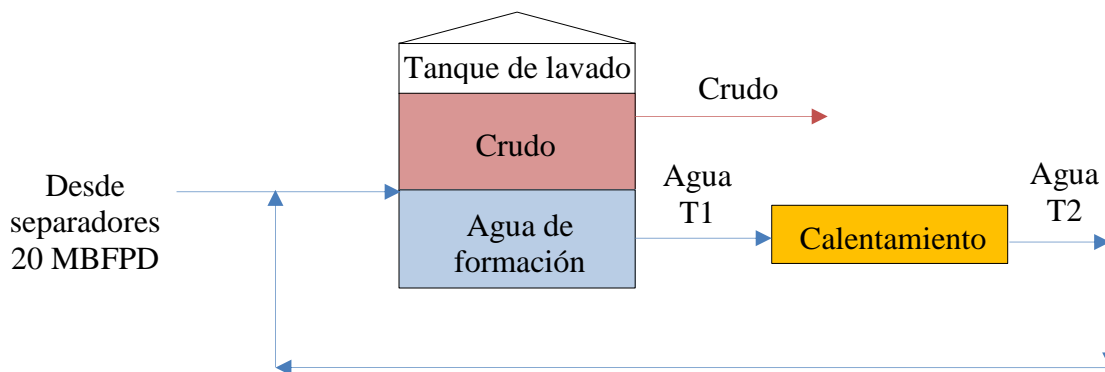


Figura 2.2. Inclusión equipo de calentamiento

2.1.6. REPOSO

Finalmente, el crudo estabilizado a las condiciones deseadas es transportado al tanque de reposo para su posterior envío hacia el sistema de transferencia, a los contadores LACT (*lease automatic custody transfer*), en la Estación del Auca Central (Vistín, 2013, p.27).

Este tanque debido a que almacena menor cantidad de fluido será de menor capacidad que el tanque de lavado, y es importante su desempeño porque permite alcanzar el %BSW óptimo de 0,5 e incluso menor (Molina y Sánchez, 2006, p.52).

2.2. FACTORES QUE AFECTAN LA DESHIDRATACIÓN DE CRUDO

2.2.1. EMULSIÓN CRUDO-AGUA

En el campo de producción y tratamiento de petróleo, se considera que una emulsión es una mezcla entre el petróleo (fluido orgánico) y el agua (fluido inorgánico) con características de fluido no newtoniano (Andrade, 2012, p.6).

La viscosidad de una emulsión agua-crudo posee un comportamiento singular, sucede cuando la concentración de agua se encuentra entre el 50 y 75 % (V/V), la mezcla es muy inestable y no es posible determinar su viscosidad. Cuando se sobrepasa de este rango predomina el comportamiento del agua en la emulsión y normalmente el fluido emulsionado asume sus propiedades (Andrade, 2012, p.16).

2.2.2. PRESIÓN DE OPERACIÓN DE LOS SEPARADORES

Esta presión se la reconoce como de trabajo, y es la presión manométrica a la cual se someterán los equipos en condiciones de operación normal (León, 2001, p.10). La presión de operación se obtiene cuando un número de pozos descargan con determinada presión en un separador, evitando la contrapresión en alguno de ellos, las presiones de operación de los diferentes equipos se seleccionaron en concordancia con la jefatura de la estación y el personal del área de operaciones.

2.2.3. TEMPERATURA DE SEPARACIÓN

La temperatura de separación interviene en el proceso de tal manera que si ésta disminuye aumenta la recuperación de hidrocarburo líquido en el separador, sin embargo, si ésta es muy baja puede formar hidratos, y adicionalmente se debe considerar una temperatura a la que actúen de manera eficiente los químicos demulsificantes (Molina y Sánchez, 2006, p.85).

2.2.4. TEMPERATURA DEL AGUA DE RECIRCULACIÓN

La importancia de elevar la temperatura permite que con crudos parafínicos no se afecte la descarga hacia el tanque de surgencia, además colabora con el rompimiento de la interfase agua-crudo (Molina y Sánchez, 2006, p.100).

2.2.5. TAMAÑO DE PARTÍCULA DE LÍQUIDO

Para tamaños de gota entre 10 y 140 μm se ha demostrado que el extractor de niebla es capaz de remover sin inundarse (Arnold y Stewart, 2008). Si el extractor de niebla se inunda, el separador no logrará separar el gas de la fase líquida.

2.2.6. TIEMPO DE RESIDENCIA

Para permitir que la fase líquida y gaseosa logren alcanzar el equilibrio a la presión del separador, se debe almacenar una cierta cantidad de líquido, esto se conoce como tiempo de retención o de residencia, y se define como un tiempo promedio que una molécula es retenida en el recipiente (Oña y Palma, 2016, p.21).

2.3. LOCALIZACIÓN DEL EQUIPO CALENTAMIENTO

Las áreas asignadas para los equipos principales no tendrán modificación en relación con sus posiciones actuales, para el equipo de calentamiento se tuvo que analizar sus posibles ubicaciones dentro de la zona de operación, para ello se realizó un consenso con el área de facilidades y seguridad industrial de la empresa.

Se recomienda que la distancia mínima entre un elemento generador de electricidad con partes energizadas y equipos de almacenamiento o proceso con bajo punto de inflamación sea mayor o igual a 35 metros (MEMP, 2004, p.8).

En la actualidad existen tres posibles localizaciones para el nuevo equipo. En las Figuras 2.3 a 2.5, se pueden apreciar las localizaciones dentro de la estación Pindo.



Figura 2.3. Área disponible en zona de separación y desgasificación

En la Figura 2.4 se muestra el área dentro del cubeto de los tanques.



Figura 2.4. Área dentro del cubeto del tanque de lavado

En la Figura 2.4 se muestra el área del *manifold* de producción pronto a retirar.



Figura 2.5. Área del *manifold* de producción

Se realizaron tres cuadros de ventajas y desventajas mostrados en las Tablas 2.1 a 2.3, para determinar la opción más idónea en ubicar el equipo de calentamiento que cumpla con la accesibilidad, operatividad y minimización de riesgos dentro de la operación.

Tabla 2.1. Ventajas y desventajas de la zona de separación y desgasificación

Ventajas	Desventajas
Cuenta con el espacio suficiente para colocar cualquier tecnología destinada al calentamiento de agua.	Se requiere cimentación para la instalación del calentador
No existen muchas interrupciones en tubería, cables y equipos.	La distancia de tubería es ligeramente mayor en comparación con las otras opciones.
Cumple con el distanciamiento entre equipos de proceso.	
El área se encuentra disponible, inclusive para realizar cualquier mantenimiento o maniobra de contingencia.	

En la Tabla 2.2 se muestran las ventajas y desventajas del área del tanque de lavado.

Tabla 2.2. Ventajas y desventajas del área dentro del cubeto del tanque de lavado

Ventajas	Desventajas
El sistema de calentamiento estaría cerca del área de deshidratación de crudo.	Se encuentra en el área de contingencia en caso de derrame de crudo, el equipo de calentamiento estaría sumergido de combustible.
La distancia de tuberías para la interconexión es menor.	No cumple con la distancia de área de separación entre equipos de proceso.
Requiere menor obra civil para la instalación del calentador.	No existe suficiente maniobrabilidad en caso de contingencia o en caso de requerir mantenimiento.

En la Tabla 2.3 se muestran las ventajas y desventajas del área del *manifold* que está pronto a ser retirado de la estación. Su desmontaje deberá ser realizado por la empresa Petroamazonas EP, debido a que es de su pertenencia. De las tres opciones es la menos factible.

Tabla 2.3. Ventajas y desventajas observadas en el área de *manifold*

Ventajas	Desventajas
Requiere menor obra civil para la instalación del calentador.	No cumple con la distancia de área de separación entre equipos de proceso.
Existe cierta maniobrabilidad para el mantenimiento y operatividad.	Puede presentar interrupciones en la instalación de tuberías de proceso.
	El área actual no está disponible, requerirá deshabilitar el <i>manifold</i> existente y equipos de propiedad de PAM EP.

Se realizó el análisis de las tres opciones de ubicación de los equipos con el personal de ingeniería de operaciones de la estación Pindo, siendo la zona de separación y desgasificación la más idónea para la colocación del equipo de calentamiento ya que cumple con los requerimientos de accesibilidad, operatividad, distanciamiento entre equipos y riesgo mínimo en el área de producción.

3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN PARA EL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN

En el ámbito de extracción de crudo, se debe conocer que la proporción de cada fluido en la producción de un pozo varía dentro de amplios rangos según la localidad, y periodo de vida de éste (Molina y Sánchez, 2006, p.54). Para el rediseño del sistema de deshidratación de crudo, se emplearon parámetros y criterios basados en normas establecidas para el tratamiento y almacenado de crudo y sus derivados.

3.1. CRITERIO TIPO DE CRUDO

La clasificación del tipo de crudo se realizó en función del °API, considerando que para el rango entre 10 a 22 °API el petróleo es pesado como se muestra en la Tabla 3.1 (Velasco, 2013, p.9).

Tabla 3.1. Clasificación del petróleo en función del grado API

Tipo de petróleo	Grado API, °API
Petróleo extra ligero	>50
Petróleo ligero	32-50
Petróleo mediano	22-32
Petróleo pesado	10-22
Petróleo extrapesado	<10

(Velasco, 2013, p.9)

3.2. CRITERIO DE DISEÑO DE SEPARADORES

Para el dimensionamiento hidráulico de los separadores tanto horizontales como verticales, se empleó la norma API-12J “*Specification for oil and gas separators*” (API 12 J, 2008), la cual permite calcular la longitud y diámetro del recipiente del separador. Mientras que el dimensionamiento estructural se lo realizará según la norma ASME Sección VIII, división 1 “*Boiler & pressure vessel code*”, con el fin de

establecer: espesores del cuerpo, selección de tapas, temperatura de operación, confiabilidad de la soldadura, características del material, corrosión permisible y la geometría determinada en el dimensionamiento hidráulico (ASME VIII-División 1, 2013).

Según el estudio de Montilla (2011), se consideró una eficiencia de 80 % en los separadores horizontales bifásicos al remover el gas asociado de la emulsión (p.71).

De acuerdo con la presión de trabajo, los separadores se pueden dividir en los presentados en la Tabla 3.2. En el actual proyecto se diseñó separadores de baja presión, ya que la mayor presión de diseño utilizada para los cálculos en los ANEXOS III.1 - III.4 será de 120 psi (presión de diseño separadores horizontales).

Tabla 3.2. Tipos de separadores de acuerdo con el rango de presión de trabajo

Tipo de separador	Rango de presión (psi)
Baja presión	10 - 225
Media presión	230 - 700
Alta presión	750 – 1 500

(Oña y Palma, 2016, p.3)

3.2.1. CRITERIO DE DISEÑO PARA SEPARADORES HORIZONTALES BIFÁSICOS

Debido a que la proyección de la empresa para la estación Pindo es la inclusión de 3 nuevos pozos de producción (4 MBFD), se debe rediseñar los separadores con base en la Norma API 12J “*Specification for oil and gas separators*” (API 12 J, 2008), para una capacidad mayor a la manejada actualmente.

El diámetro (d), la altura del cabezal (H), la longitud efectiva (L_{ef}) y la longitud de costura (L_{ss}) se evaluaron de acuerdo con la capacidad del sistema y de las propiedades fisicoquímicas del crudo (Arnold y Stewart, 2008).

En la Figura 3.1 se muestran las principales dimensiones de un separador horizontal. L_{ef} es la longitud efectiva, L_{ss} es la longitud de costura a costura, d es el diámetro y H es la altura las tapas.

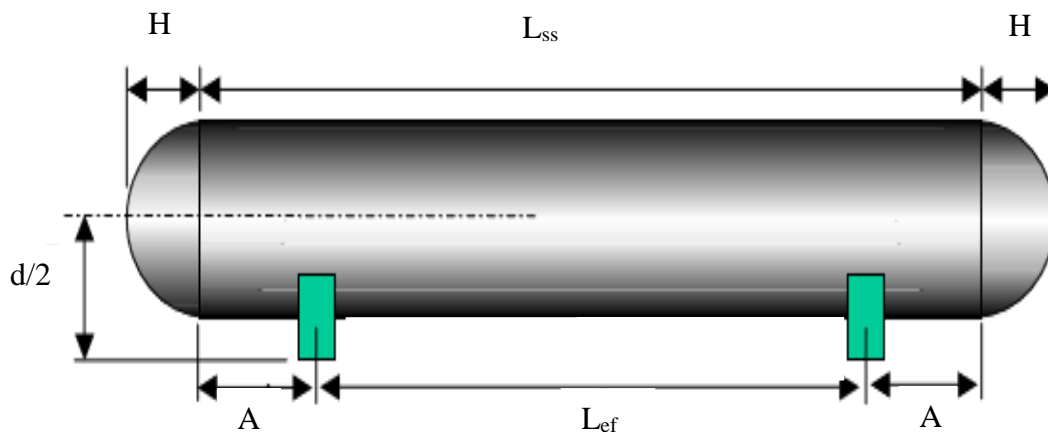


Figura 3.1. Esquema separador horizontal bifásico
(Rosencutter, 2000, p.2)

Los principales factores de diseño de un separador horizontal o vertical bifásico son: diámetro y longitud, diseño y arreglo de sus partes internas, propiedades físico-químicas del líquido y del gas que se van a separar, presión y temperatura de operación, número de etapas de separación, nivel del líquido en el separador, tendencia del crudo a formar espuma, condiciones del separador y de sus componentes (Díaz, et al., 2017, p.4).

Para la determinación de la velocidad de asentamiento de la partícula (V_t), se ha evidenciado en campo que, para no taponar el extractor de niebla, el tamaño de gota de petróleo (d_m) deberá tener al menos de 100 a 140 μm de diámetro (Velasco, 2013, p.32). Se recomienda utilizar un tamaño de gota de aceite que pasa a través de un gas de 100 μm (Chávez, 2015, p.60).

Al no gobernar la ley de Stokes en la separación de la gota de líquido del gas, debe usarse la ecuación general para partículas en forma de esfera para calcular el coeficiente de arrastre C_D , y posterior al cálculo de la velocidad de asentamiento (Velasco, 2013, p.26). Se fijó un coeficiente de arrastre inicial como criterio de iteración igual a 0,34 (Velasco, 2013, p.65).

El tiempo de retención para separadores bifásicos está determinado en un rango de 2 a 4 min, para crudos entre 10 y 20 °API, con base en la norma API 12J “*Specification for oil and gas separators*” (API 12J, 2008, p.14). En la Tabla 3.3 se muestran los tiempos de retención en función del grado API.

Tabla 3.3. Tiempo de retención separadores bifásicos en función del grado API

Grado API, °API	Tiempo (minutos)
>35	1
20-30	1-2
10-20	2-4

(API 12J, 2008 p.14)

El tiempo de retención en separadores bifásicos es el tiempo necesario para separar el petróleo en forma emulsionada del gas asociado (Velasco, 2013, p.40).

Las expresiones que definen el criterio de retención para separadores bifásicos horizontales se presentan en las Ecuaciones 3.1 y 3.2 (Velasco, 2013, pp.67-69).

Ecuación de retención de gas, separador horizontal.

$$d * L_{ef} = 34,5 * \left[\frac{Q_g * Z * T}{P} \right] * \left(\frac{1-\beta}{1-\alpha} \right) * \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_o - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [3.1]$$

Ecuación de retención del líquido, separador horizontal.

$$d^2 * L_{ef} = \frac{Q_o * t_o}{4,71 * 10^{-5} * \alpha} \quad [3.2]$$

Con el fin de ubicar distancias adicionales a la longitud efectiva, se van a establecer rangos fijos, para ello se determinó la longitud de costura a costura de acuerdo con los criterios presentados en las Ecuaciones 3.3 y 3.4 (Velasco, 2013, pp.68-70). Se debe recordar que las longitudes entre costura y costura no consideran la altura de las tapas.

Longitud de costura a costura para la capacidad del gas, separador horizontal:

$$L_{ss} = L_{ef} + \frac{d}{100} \quad [3.3]$$

Longitud de costura a costura para la capacidad del líquido, separador horizontal.

$$L_{ss} = L_{ef} * \frac{4}{3} \quad [3.4]$$

Donde:

L_{ef} : longitud efectiva del separador, m

L_{ss} : longitud de costura a costura, m

d : diámetro del separador, mm

Q_g : flujo de gas, $\frac{m^3}{h}$

Z : factor de compresibilidad, adimensional

T : temperatura de operación, K

P : presión de operación, kPa

α : fracción de área del líquido respecto al área total, adimensional

β : fracción de altura del líquido respecto al diámetro, adimensional

ρ_g : densidad del gas, respectivamente, $\frac{kg}{m^3}$

ρ_l : densidad del líquido, respectivamente, $\frac{kg}{m^3}$

C_D : coeficiente de arrastre, adimensional

d_m : diámetro de la gota, μm

Q_o : flujo de petróleo, $\frac{m^3}{h}$

h : nivel de fluido en el separador, mm

t_o : tiempo de retención de petróleo, minutos

Con el propósito de facilitar el diseño, se recomienda trabajar con una relación de esbeltez (relación entre la longitud de costura (L_{ss}) y el diámetro (d)) entre 3 y 4, para los dos tipos de separadores (Velasco, 2013, p.68). Se pueden utilizar

relaciones de esbeltez mayores a 4, pero se debe asegurar que el arrastre de gas no ocurra (Arnold y Stewart, 2008; Oña y Palma, 2016, p.26).

Se puede diseñar un separador con una relación de esbeltez mayor a 4, siempre y cuando la capacidad del gas no gobierne el proceso (Oña y Palma, 2016, p.37).

El dimensionamiento estructural para los dos tipos de separadores se efectuó con base en la norma ASME Sección VIII, división 1 “*Boiler & pressure vessel code*”, determinar espesores del cuerpo, tapas con base en las condiciones de operación, características del material, corrosión permisible y la geometría determinada en el dimensionamiento hidráulico (ASME VIII-división 1, 2017).

3.2.2. CRITERIO DE DISEÑO PARA SEPARADORES VERTICALES BIFÁSICOS

El criterio para el tiempo de residencia indicado en la Tabla 3.3 también se aplica en diseño de separadores verticales bifásicos. Varios estudios han demostrado que durante el diseño de un separador vertical se pueden utilizar tiempos de residencia menores a los indicados en la Tabla 3.3 y obtener un coeficiente de esbeltez adecuado siempre y cuando en el equipo no predomine la fase gaseosa (Requena y Rodríguez, 2006, p.126).

Las Ecuaciones 3.5 a 3.8 permiten diseñar un separador vertical, con base en la capacidad de retención de gas y líquido (Velasco, 2013, p.69). Estas ecuaciones tienen cierta similitud con las empleadas en el diseño de un separador horizontal, la diferencia es el factor asociado al nivel de operación del separador horizontal.

Para calcular el diámetro de un separador vertical con base en su capacidad de retención de gas, se utilizó la Ecuación 3.5.

$$d^2 = 34\,365 * \left[\frac{Q_g * Z * T}{P} \right] * \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_o - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [3.5]$$

Para calcular la altura de un separador vertical con base en su capacidad de retención de líquido, se utilizó la Ecuación 3.6.

$$d^2 * h_o = \frac{Q_o * t_o}{4,71 * 10^{-8}} \quad [3.6]$$

De manera similar que en el caso de los separadores horizontales, se debe establecer longitudes adicionales a la longitud efectiva del separador vertical, para ello se aplican las Ecuaciones 3.7 y 3.8 que permiten determinar la longitud de costura a costura del separador vertical (Velasco, 2013, p.70).

Por medio de la Ecuación 3.7 se calcula la longitud de costura a costura de un separador vertical en función de la capacidad de gas.

$$L_{SS} = 1\ 016 + h_o + d \quad [3.7]$$

Por medio de la Ecuación 3.8 se calcula la longitud de costura a costura de un separador vertical en función de la capacidad de líquido.

$$L_{SS} = 1\ 930 + h_o \quad [3.8]$$

Donde:

- L_{SS} : longitud de costura a costura, m
- d : diámetro del separador, mm
- Q_g : flujo de gas, $\frac{m^3}{h}$
- Z : factor de compresibilidad, adimensional
- T : temperatura de operación, K
- P : presión de operación, kPa
- ρ_g : densidad del gas, $\frac{kg}{m^3}$
- ρ_l : densidad del líquido, $\frac{kg}{m^3}$
- C_D : coeficiente de arrastre, adimensional

d_m : diámetro de la gota, μm

Q_o : flujo de petróleo, $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$

h : altura, m

t_o : tiempo de retención de petróleo, min

Similar al diseño de los separadores horizontales, se aconseja trabajar con una relación de esbeltez (relación entre la longitud de costura L_{ss} y el diámetro d) entre 3 y 4 en los separadores verticales (Velasco, 2013, p.68).

Es posible diseñar separadores con relaciones de esbeltez mayores a 4 siempre y cuando en el mismo no gobierne la fase gaseosa (Oña y Palma, pp. 26-37).

La selección del tipo de tapas se realizó según la norma ASME Sección VIII, división 1. En la Figura 3.2 se presentan los diferentes tipos de tapas que normalmente se emplean en el diseño de recipientes que operan a presión mayor a la atmosférica (Massa, Giro y Giudici, 2015, p.375).

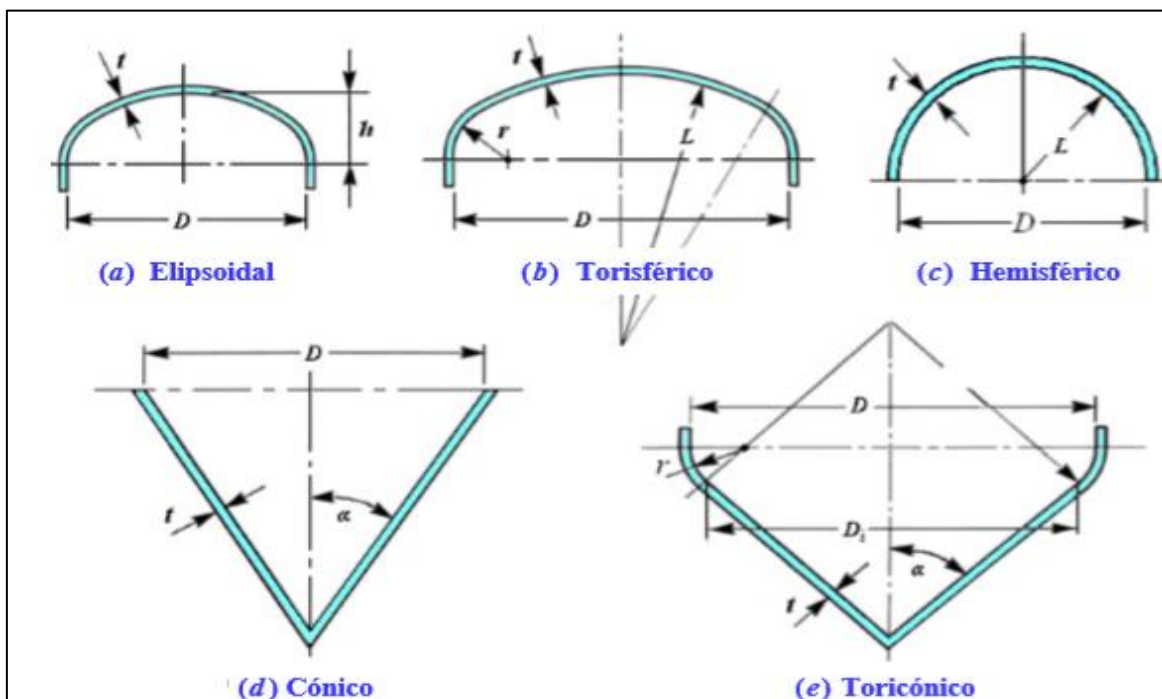


Figura 3.2. Tipos de cabezales
(Massa, Giro, Giudici, 2015, p.376)

3.3. CRITERIO DE DISEÑO DE TANQUES DE LAVADO Y REPOSO

3.3.1. CRITERIO DE DISEÑO DE TANQUE DE LAVADO

Como la capacidad de los tanques de lavado y surgencia tendrán necesariamente que aumentar en un 20 % con relación a las condiciones actuales, se debió redimensionarlos considerando el incremento de fluidos que tendrán que soportar, para ello se empleó la Norma API 650 “*Welded tanks for oil storage*” (API 650, 2007).

Para el tanque de lavado se calcularon sus dimensiones de diámetro interno y altura de costura a costura, y se seleccionó el material de construcción.

Si es una emulsión fuerte con una densidad de 15 a 25 °API, la temperatura típica de tratamiento en el tanque de lavado será mayor a 120 °F (322 K), sin embargo, dependiendo de la estabilidad de la emulsión puede ser menor (Velasco, 2013, p. 38).

El tiempo de retención típico para un tanque de lavado está entre 8 a 24 horas, en relación lineal para petróleos entre 15 y 40 °API (Velasco, 2013, p.41). La altura del colchón de agua deberá encontrarse entre 1,25 y 2,50 m (Velasco, 2013, p.53).

En la Tabla 3.4 se presentan los tiempos de retención típicos para procesos de tratamiento de emulsiones.

Tabla 3.4. Tiempos de retención en tratadores térmicos

Tipo de tratador	Tiempo de retención (horas)
Tanques de lavado	8 - 24
Tratadores térmicos verticales	0,5 - 4
Tratadores térmicos horizontales	0,5 - 4
Tratadores electrostáticos	0,25 - 2

(Velasco, 2013, p.41)

El diámetro interno mínimo de un tanque de lavado se evalúa a través de la Ecuación 3.9 (Velasco, 2013, p.88).

$$d = 25\,230 * \left[\frac{F * Q_o * \mu_o}{\Delta SG * d_m^2} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [3.9]$$

La altura del tanque de lavado se obtiene a partir de la Ecuación 3.10, en ella se involucra el diámetro del tanque obtenido con la Ecuación 3.9 (Velasco, 2013, p.88)

$$d^2 * h_o = \frac{F * Q_o * t_o}{4,713 * 10^{-8}} \quad [3.10]$$

Donde:

d: diámetro mínimo interno del tanque de lavado, mm

ΔSG : diferencia de gravedad específica entre el agua y el petróleo, adimensional

Q_o : flujo de petróleo, $\frac{m^3}{h}$

d_m : diámetro de la gota, μm

μ_o : viscosidad del petróleo, cP

F: factor de corto circuito, adimensional

h_o : altura de la sección de coalescencia del petróleo, mm

t_o : tiempo de retención del petróleo, min

Las alturas mínima y máxima para el tanque de lavado se determinaron por medio de e las Ecuaciones 3.11 y 3.12, respectivamente (Velasco, 2013, p.89):

$$H = 2\,600 + h_o \quad [3.11]$$

$$H = 5\,000 + h_o \quad [3.12]$$

El tipo de techo y el material de los tanques se eligieron con base en las pérdidas por evaporación y la presión que los volátiles que puedan ejercer, en relación con esos factores se seleccionó un tipo de tapa (Aal y Aggor, 2008, p.292).

El tanque de lavado es un tanque formado por placas soldadas y generalmente con la forma de techo cónico fijo (Molina y Sánchez, 2006, p.96). Normalmente se utilizan tanques de techo cónico fijo para evitar la acumulación de gases en su interior a causa de la presión de vapor baja que poseen las fracciones más livianas del petróleo (Solórzano, 2010, p.36).

El tanque de lavado tendrá en su interior paredes deflectoras o *baffles* que permitirán aumentar el tiempo de retención del crudo sin necesidad de incrementar su diámetro (Pabón, 2014, p.5). El venteo en el techo evitará sobrepresiones en el interior del tanque de almacenamiento (De la Cadena, 2012, p.7).

En la Tabla 3.5 se muestran los tipos de acero recomendados para la elaboración de recipientes a presión y tanques de almacenamiento (Pabón, 2014, p.8).

Tabla 3.5. Dimensiones de acero ASTM A 36 y ASTM A283 Gr C/ASTM A36

ESPECIFICACIONES		
Dimensión	Espesor	Calidad del acero
(m)	(mm)	
1,22 x 2,44	1,5 – 12,0	ASTM A 36
1,22 x 6,00	2,0 – 12,0	
1,50 x 6,00	4,0 – 12,0	
1,80 x 6,00	4,0 – 12,0	
2,00 x 6,00	6,0 – 100,0	
1,50 x 6,00	3,0 – 12,0	ASTM A283 Gr C/ASTM A36
2,44 x 12,00	6,0 – 30,0	
2,50 x 6,00	6,0 – 30,0	
2,50 x 12,00	6,0 – 30,0	

(Pabón, 2014, p.18)

3.3.2. CRITERIO DE DISEÑO DE TANQUE DE SURGENCIA

El cálculo de sus dimensiones se realiza de forma análoga al proceso realizado para el tanque de lavado. A diferencia de los tanques de lavado, éstos son

recipientes que son diseñados para recibir crudo con un máximo de 1 % de BSW (Molina y Sánchez, 2006, 103).

Debido a que el tanque de reposo es un recipiente que opera a presión atmosférica su diseño se realizó con base en la norma API 650 "*Welded tanks for oil storage*" (API 650, 2007).

Los tanques de almacenamiento de crudo ya sean de lavado o de reposo cuentan con tres secciones principales: base, cuerpo y techo (Solórzano, 2010, p.33).

3.4. CRITERIOS DE SELECCIÓN DEL CALENTADOR ELÉCTRICO

Su selección se basará en la norma API 12K "*Specificación for indirect type oil field heaters*", concerniente a la especificación para calentadores de tipo indirecto (API 12K, 2008).

El sistema de calentamiento de paso por resistencia eléctrica consiste en el calentamiento del agua, en un rango entre 0 a 100 °C (273 a 373 K) a través de una barra o material metálico cuyo fluido ingresa en el área concéntrica de la resistencia eléctrica y la carcasa (Jara, 2008, p.42).

Para el cálculo del calor necesario para el calentamiento de agua se consideró una gravedad específica del agua igual a 1 y un calor específico de 1 BTU/lb-°F, según la norma API 12K (API 12K, 2008, p.23).

La longitud total (L_T) de la resistencia eléctrica para calefacción, será la suma de la longitud útil (L_U) y la longitud no calefactada (L_{NC}) (CRN, 2017, p.2).

La longitud útil o longitud calefactada de un elemento se determina para asegurar un reparto uniforme de calor en el medio a calentar (CRN, 2017, p.3).

En la Figura 3.3 se muestran las secciones de los tubos calefactores o resistencias.

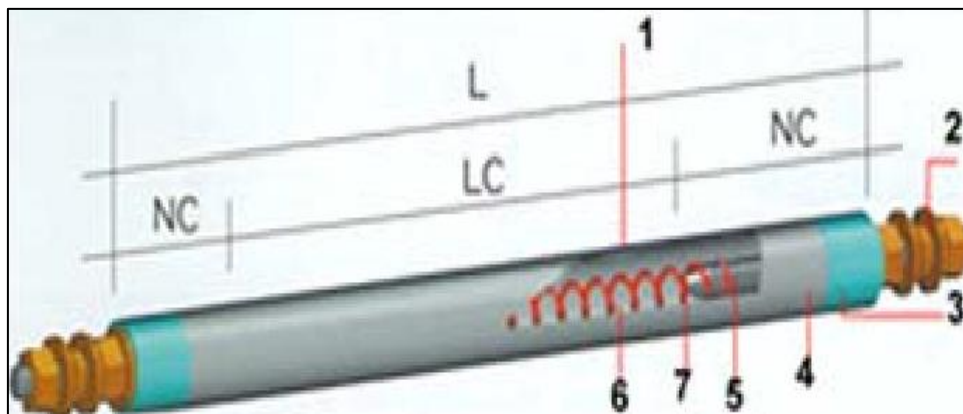


Figura 3.3. Dimensiones tubo calefactor
(CRN, 2017, p.2)

La geometría de la resistencia eléctrica dentro del calefactor se seleccionó de catálogos de acuerdo con las circunstancias del proyecto (CRN, 2017, p.3).

Para grandes volúmenes de agua, se recomienda la forma de horquilla, adaptada a las condiciones de trabajo (CRN, 2017, p.29). El diámetro del tubo calefactor se determinó en función de la tensión máxima de trabajo (CRN, 2017, p.2), para este caso el voltaje que maneja la estación es de 480 V.

El serpentín del tubo calefactor no deberá tener costuras (PEMEX, 2004, p.14). La estructura del cilindro que conforma el calentador está basada en la Sección VIII, División del ASME “*Boiler and pressure vessel code*” (ASME VIII-división 1, 2017).

3.5. CRITERIOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS AUXILIARES

Para dimensionar las bombas centrífugas encargadas de impulsar el agua de formación, se analizó cada uno de los parámetros de la ecuación de Bernoulli, válida para un fluido incompresible a lo largo de una línea de flujo en estado estacionario (Domingo, 2011, p.57), introduciendo el término de la altura de cabeza de bomba (H_B), como se muestra en la Ecuación 3.13.

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{u_1}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{u_2}{2g} + Z_2 + hf \quad [3.13]$$

Donde:

- P_i : Presión, Pa
 u_i : Velocidad del fluido, $\frac{m}{s}$
 Z_i : altura, m
 h_f : cabeza de pérdidas de altura, m
 H_B : altura de la bomba, m
 γ : peso específico, $\frac{N}{m^3}$

Las pérdidas de carga asociadas al rozamiento a través de la tubería se determinaron por medio de la Ley de Darcy-Weisbach expresada en la Ecuación 3.14 (Domingo, 2011, p.57).

$$h_f = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2g} \quad [3.14]$$

Donde:

- h_f : cabeza de pérdida de carga debido al rozamiento, m
 f : factor de Darcy, adimensional
 L : longitud de la tubería, m
 D : diámetro interno de la tubería, m
 v : velocidad del fluido, $\frac{m}{s}$

Para el diseño de las bombas se debe agregar las pérdidas por fricción provocadas por los accesorios (pérdidas locales), por tal motivo se añade el coeficiente de velocidad para cada accesorio, y se calcula con la Ecuación 3.15 (Domingo, 2011, p.61).

$$h_{facc} = (k_1 + k_2 + \dots + k_n) * \frac{v^2}{2g} \quad [3.15]$$

Donde:

- h_{facc} : cabeza de pérdida asociada a los accesorios, m
 k_n : número de carga de velocidad por accesorios, adimensional
 v : velocidad del fluido, m/s

Para dimensionar las bombas, se determinó la potencia requerida con base en la ecuación de Bernoulli y la Ecuación 3.13 (Peters y Timmerhaus, 2002, p.37). Posterior al cálculo de la cabeza total de la bomba (H_B), se determinó la potencia hidráulica de la bomba (P_{bomba}), y con ello la potencia del motor (P_{motor}), por medio de las Ecuaciones 3.16 y 3.17 (Sinnott, 2005, p.199; Streeter, 2000, p.511), respectivamente.

$$P_{bomba} = Q * \gamma * H_B \quad [3.16]$$

$$n = \frac{P_{bomba}}{P_{motor}} \quad [3.17]$$

Donde:

- P_{bomba} : potencia hidráulica de la bomba, HP
 P_{Motor} : potencia de motor-bomba, HP
 Q : caudal del fluido, $\frac{m^3}{s}$
 H_B : cabeza o altura total de la bomba, m
 γ : peso específico, $\frac{N}{m^3}$
 n : eficiencia de la bomba, adimensional

La potencia fue obtenida por medio de la ecuación de Bernoulli con un factor de seguridad del 10 % (Peters y Timmerhaus, 2012, p.37). La velocidad del fluido de operación en las bombas no deberá sobrepasar 2,5 m/s (Romero, 2016, p.35).

El material seleccionado para la fabricación de las bombas, deberá ser una fundición sólida que otorgue garantía de correcto funcionamiento tanto así para la bomba como para el motor. De esta manera se evitarán vibraciones desfavorables para el proceso. Las tuberías de succión y descarga deberán poseer soportes

metálicos con el propósito de evitar fracturas o desalineamientos en el conjunto motor-bomba (Romero, 2016, p.36). Se implementó en el diseño una configuración en paralelo de dos bombas idénticas, para asegurar el funcionamiento del proceso en caso de emergencia.

3.6. DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS Y VÁLVULAS

Para el dimensionamiento de tuberías se asumió la caída de presión del sistema de calentamiento y la presión máxima permisible del material, acorde a la norma API 5L “*Specification for pipe line*” (API 5L, 2008). Además, se tomaron criterios de diseño en tanto a presión y temperatura de la norma ASME B31.3 “*Tuberías de proceso de refinerías y plantas químicas*” (ASME B31.3, 2002).

La selección del diámetro de las tuberías se realizó en función de la velocidad del fluido a través de éstas. El límite de velocidades recomendadas para fluidos en tuberías se tomó a partir de la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Rangos de velocidad para fluidos circulando en tuberías

Fluido	Tipo de fluido	Velocidad (m/s)
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0,15 - 0,3
	Ingreso bomba	0,3 - 0,9
	Salida bomba	1,2 - 3,0
	Línea de conducción	1,2 - 2,4
Vapor de agua		9,0 - 15,0
Aire o gas		9,0 - 30,0

(Ortiz, 2017, p.27)

La velocidad de circulación del fluido para mantener la estabilidad en el tanque de lavado deberá mantenerse entre 2 y 3 pies/s (0,61 a 0,91 m/s), y también evitar problemas dentro de la tubería. Por ser sistemas de bajas presiones, se consideró cédula estándar la tubería (#150) según la norma API 5L (API 5L, 2008).

En cuanto al dimensionamiento de válvulas, se tomó en cuenta las especificaciones de caudal, presión y el tipo de válvula requerido para cada tipo de servicio (Emerson, 2013, p.76). Las diferentes válvulas se seleccionarán de catálogos, eligiendo un factor de seguridad del 20 % (Guerra, 2007, p.189).

Para calcular los coeficientes de las válvulas se consideró como parámetro de diseño el caudal máximo de circulación por la tubería, la caída de presión, la densidad del agua y una apertura de las válvulas entre el 20 y 50 % (Hans, 2009, pp. 21-26).

Para calcular el coeficiente de descarga de las válvulas se utilizó la Ecuación 3.18.

$$K_v = Q * \sqrt{\frac{SG}{\Delta P}} \quad [3.18]$$

Donde:

K_v : coeficiente de descarga, $\frac{m^3}{h} * Pa^{-1/2}$

ΔP : caída de presión, Pa

SG : gravedad específica del fluido, adimensional

Q : caudal del fluido, $\frac{m^3}{h}$

4. DISEÑO DE LA PLANTA O EQUIPO

Sustentado en el conjunto de facilidades de superficie que se utilizan para el tratamiento de crudo y en los balances de materia y energía se diseñaron los equipos principales y dimensionaron los equipos auxiliares del sistema de deshidratación de crudo pesado.

La representación de procesos en el rediseño del sistema de deshidratación de crudo se realizó a través de los siguientes esquemas: diagrama de bloques (BFD), diagrama de flujos de proceso (PFD), diagramas de instrumentación y tuberías (P&ID), planos de equipos principales y distribución de estos en planta (layout). Todos estos diagramas serán indispensables para una futura reingeniería e implementación del sistema de deshidratación.

La Figura 4.1 representa el diagrama de bloques (BFD) del sistema de deshidratación de crudo pesado, en el mismo se puede observar los flujos máxicos en kg/h de las corrientes de entrada y salida en cada proceso. Los procesos representados en la Figura 4.1 son: separación horizontal bifásica, separación vertical bifásica, calentamiento, lavado y surgencia (acondicionamiento del crudo).

Las Figuras 4.2 y 4.3 indican los diagramas de flujo de proceso (PFD). En ellos se pueden observar las distintas interconexiones entre los procesos con mayor detalle, sin embargo, se omiten elementos de instrumentación y control.

4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BPD Y DIAGRAMA DE FLUJO PDF

4.1.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BPD

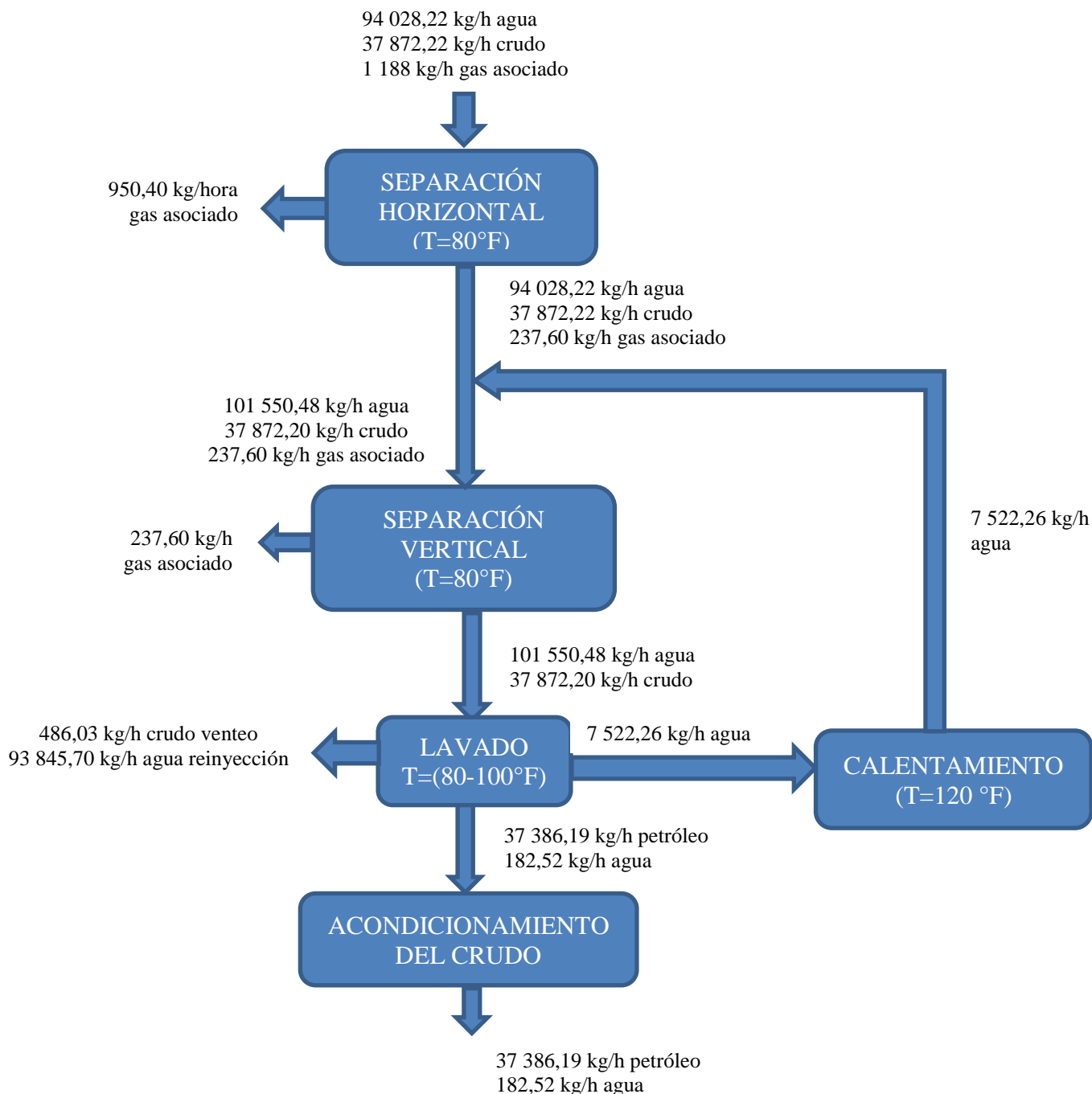


Figura 4.1. Diagrama de bloques de la estación Pindo

4.1.2. DIAGRAMA DE FLUJO PFD

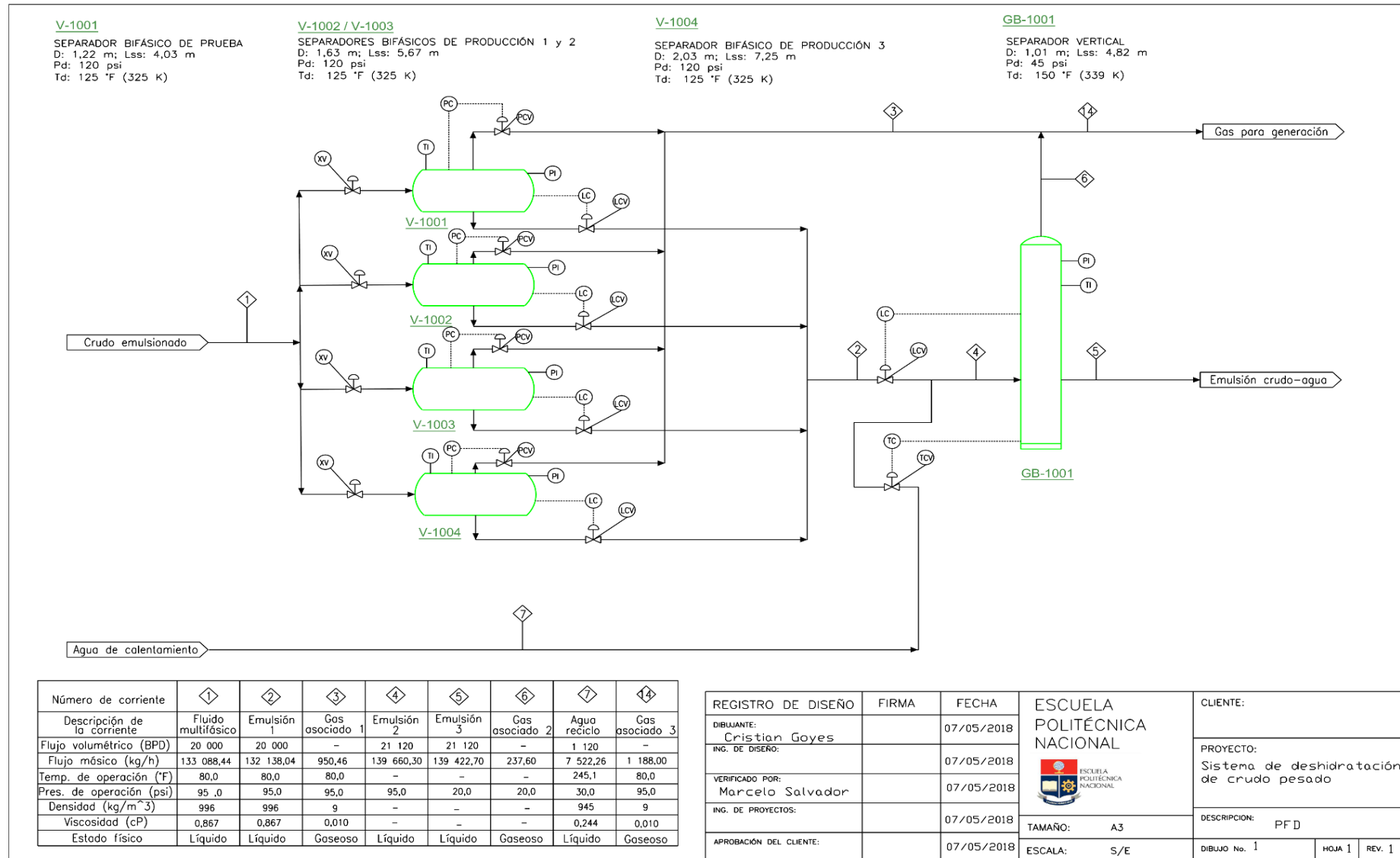


Figura 4.2. Diagrama de flujo parte 1

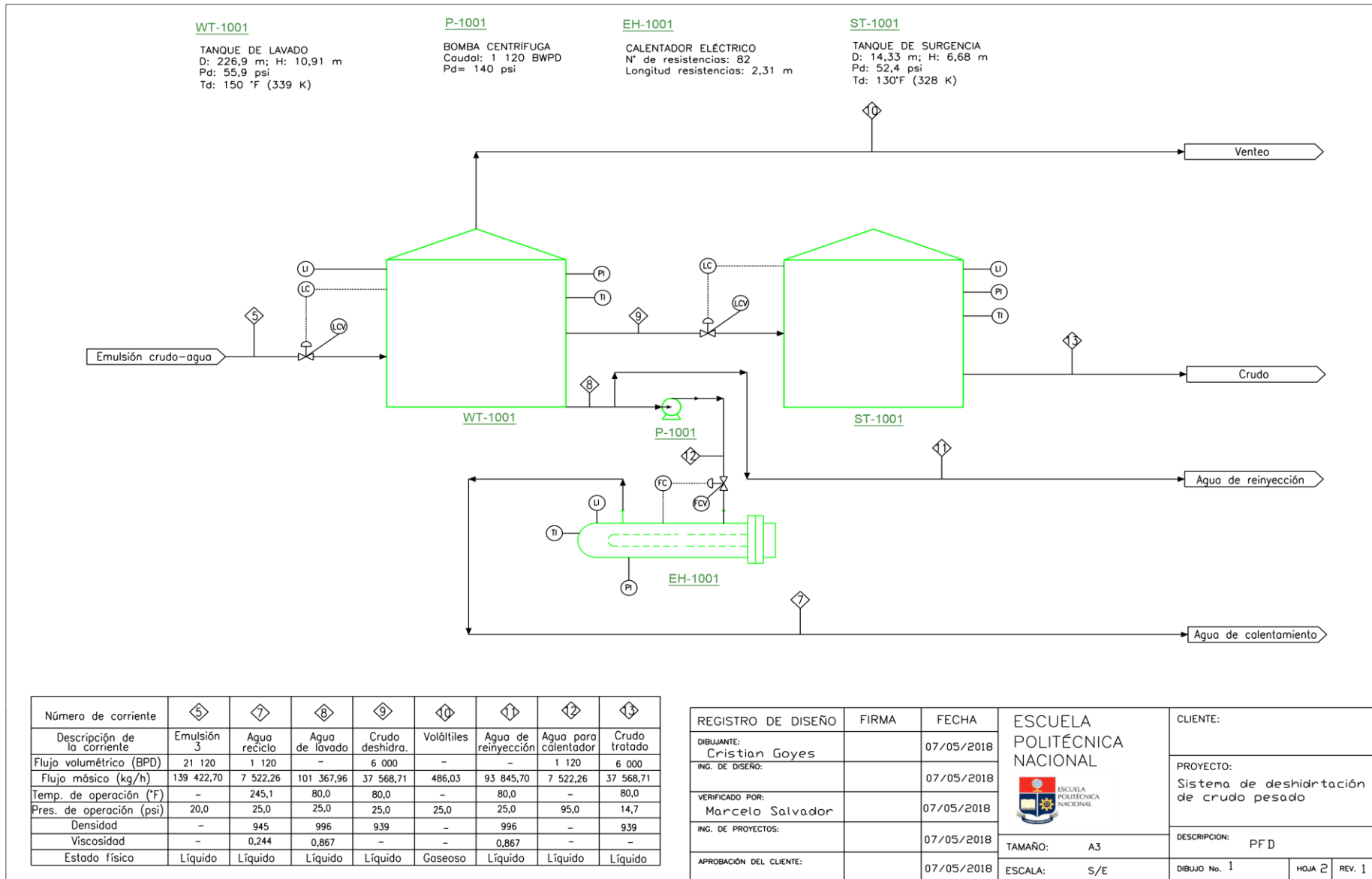


Figura 4.3. Diagrama de flujo parte 2

4.2. BALANCE DE MASA

En la Tabla 4.1 se muestran los resultados del balance de masa para cada una de las operaciones involucradas en el rediseño del sistema de deshidratación de crudo. En la mencionada tabla se pueden observar las corrientes calculadas en el ANEXO AI, y los resultados de la simulación presentados en la Figura AVII.

Tabla 4.1. Resultados del balance de masa para el sistema de deshidratación

N° Corriente	Descripción	Flujo másico calculado (kg/h)	Flujo másico simulación (kg/h)	Estado
1	Entrada fluido multifásico	133 088,44	131 000,00	Líquido
2	Emulsión de salida de separadores horizontales	132 138,04	130 300,00	Líquido
3	Gas de la separación horizontal	950,40	696,60	Gaseoso
4	Emulsión de entrada separación vertical	139 660,30	136 900,00	Líquido
5	Fluido líquido ingresa al tanque de lavado	139 422,70	136 800,00	Líquido
6	Gas separador vertical	237,60	118,40	Gaseoso
7	Agua de formación recirculada hacia separador vertical	7 522,26	6 647,00	Líquido
8	Agua de formación libre de crudo	101 367,96	99 210,00	Líquido
9	Crudo lavado hacia reposo	37 568,71	37 580,00	Líquido
10	Escape de volátiles del tanque de lavado	486,03	0,00	Gaseoso
11	Agua de formación hacia reinyección	93 845,70	92 560,00	Líquido

Tabla 4.1. Resultados del balance de masa para el sistema de deshidratación (continuación...)

12	Agua de formación recirculada hacia calentador	7 522,26	6 647,00	Líquido
13	Crudo hacia fiscalización	37 568,71	37 580,00	Líquido
14	Gas para generación	1 188,00	815,00	Gaseoso

Los resultados de balance de masa obtenidos a través de la simulación presentada en el ANEXO VII en la Tabla AVII.1 guardan concordancia con los valores calculados en el ANEXO I. Las mayores diferencias encontradas radican en que en el simulador, la separación de gas no se da por completo; es decir la masa de gas que ingresa al sistema no se desprende de la emulsión en un 100 %, y se obtiene una remoción del 69 %, aproximadamente.

Cabe recordar que al inicio del proyecto se asumió que todo el gas que ingresaría al proceso se removería en los dos tipos de separadores (el 80% en la separación horizontal y el 20% en la separación vertical). De manera que, los resultados que muestra el programa indican que un porcentaje cercano al 30 % de gas que ingresa al proceso, se mantendría disuelto en la fase líquida posterior a las etapas de separación.

Además, y a pesar de que en la simulación la etapa de lavado se da a 92 °F no existe una corriente de venteo significativa. Mientras que en los cálculos realizados se tomó en consideración los cortes de destilación a diferentes temperaturas para determinar la cantidad de volátiles que se evaporan en el tanque de lavado.

4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La planta de deshidratación de crudo fue diseñada para trabajar las 24 horas del día, cada subproceso de producción involucrado deberá ser monitoreado a diario.

El crudo que se obtendrá posterior al proceso de deshidratación en la estación de Pindo servirá como materia prima para la producción de combustibles en refinería, luego de su traslado por medio del oleoducto de crudo pesado (OCP), para su correcto transporte con el límite permisible de porcentaje de agua y sedimentos. El crudo producido después de 24 horas de operación será aproximadamente 6 000 BOD.

En la Tabla 4.2 se muestran las especificaciones del crudo producido en la estación Pindo posterior al tratamiento de deshidratación.

Tabla 4.2. Caracterización del crudo producido

Parámetro	Caracterización del crudo	Límite permisible
Gravedad API	17	17
%BS&W	0,5	1,0

Es importante mencionar que los separadores tanto horizontales como el vertical operan de forma continua, y que los tiempos de residencia (2 minutos en separadores horizontales y 1 minuto en separador vertical) corresponden al intervalo de tiempo en que una gota de la emulsión atraviesa el separador. Esta aclaración se hace con el fin de evitar confusiones entre el tiempo de residencia con el de operación de los equipos.

En la Tabla 4.3 se muestra el tiempo de residencia de cada proceso desarrollado en los equipos de deshidratación de crudo. El tiempo en que una gota de emulsión tarda en recorrer cada equipo puede ir desde un minuto hasta las 24 horas.

Tabla 4.3. Tiempo de residencia de cada proceso

Operación	Descripción	Tiempo de residencia
Separación horizontal bifásica	Primera etapa de separación por gravedad de la fase líquida.	2 minutos

Tabla 4.3. Tiempo de residencia de cada proceso (continuación...)

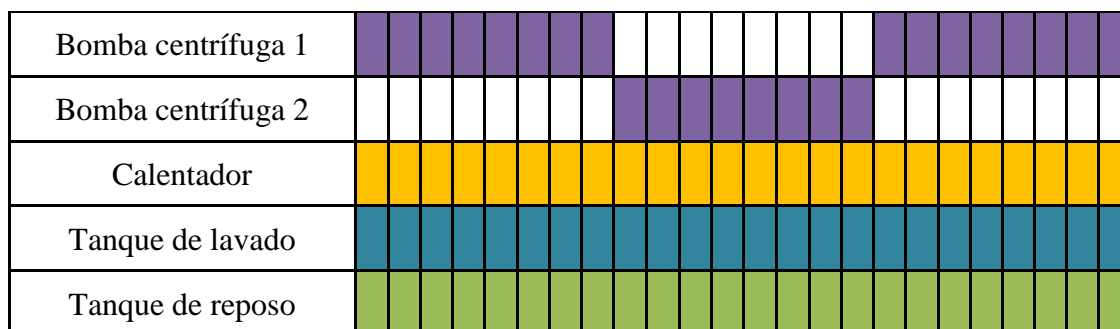
Separación vertical bifásica	Segunda etapa de separación por gravedad de la fase líquida del gas remanente.	1 minuto
Lavado de crudo	Ruptura de la emulsión crudo-agua.	24 horas
Reposo	Espera de tiempo para obtener crudo deshidratado	24 horas

Para indicar el tiempo de operación de cada equipo en un día de producción se ha realizado un diagrama de Gantt presentado en la Tabla 4.4. En éste se puede apreciar que los separadores horizontales de producción operarán de forma alternada durante 12 horas sin dejar de cumplir con la capacidad de producción diaria. La separación de prueba se efectúa normalmente en las primeras 8 horas del día.

Las bombas centrífugas alternarán su trabajo cada 8 horas, esto con el fin de evitar acumulación de sedimentos y corrosión en las mismas. El separador vertical, los tanques de lavado y reposo operarán de manera continua las 24 horas del día. Estos dos últimos equipos detendrán su operación solamente cuando se coordine una jornada de mantenimiento con anticipación.

Tabla 4.4. Diagrama de Gantt de operación de equipos

Procesos	HORAS					
	0-4	4-8	8-12	12-16	16-20	20-24
Separador de prueba	█	█	█	█		
Separador de horizontal de producción 1	█	█	█	█		
Separador de horizontal de producción 2	█	█	█	█		
Separador de horizontal de producción 3				█	█	█
Separador vertical	█	█	█	█	█	█

Tabla 4.4. Diagrama de Gantt operación de equipos (continuación...)

4.4. BALANCE DE ENERGÍA

En la Tabla 4.5 se indican la temperatura y presión de cada una de las operaciones que conforman el sistema de tratamiento de crudo. Además, se muestra la temperatura de las corrientes de agua de recirculación y la del tanque de lavado de crudo.

Tabla 4.5. Temperatura y flujos de energía en cada proceso

Equipo	Temperatura de operación (°F)	Presión de operación (psi)	Temperatura del efluente (°F)	Flujo de energía (MMBTU/h)
Separador horizontal de prueba	80	95,0	80	-
Separador horizontal de producción 1	80	95,0	80	-
Separador horizontal de producción 2	80	95,0	80	-
Separador horizontal de producción 3	80	95,0	80	-
Separador Vertical	80-100	20,0	80-100	-
Tanque de lavado	80 - 100	14,7	80-100	2,73
Calentador	245	30,0	245	2,76
Tanque de reposo	80	14,7	80	-

En la Tabla 4.6 se indican las especificaciones para bombas, tuberías, válvulas necesarias para la puesta en marcha del sistema de deshidratación de crudo pesado.

Tabla 4.6. Dimensionamiento de bombas, tuberías, y válvulas

Tramo	Especificaciones		
	Longitud y material tuberías	Coefficiente de descarga de las válvulas (Kv)	Altura bomba (H _B)
Succión bomba	Longitud: 118,80 m Material: CS	$0,017 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \text{Pa}^{-1/2}$	-
Descarga bomba centrífuga	Longitud: 3,60 m Material: CS	$0,017 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \text{Pa}^{-1/2}$	40,67 m
Salida del calentador	Longitud: 139,80 m Material: CS	$0,017 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \text{Pa}^{-1/2}$	-

4.5. LAYOUT Y PLANOS DE ELEVACIÓN (VISTAS)

En el diagrama layout (Figura 4.4) se presenta la distribución de la estación Pindo, considerando que ésta posee un área aproximada de 4,5 Ha (Peña, 2013, p.33).

En la Figura 4.4 se muestra la disposición de equipos que deberá tomar en consideración la empresa, teniendo en cuenta las áreas de piscinas API, combustibles, sistemas contra incendios, bodega, control, parqueadero, etc.

En el área dentro del cubeto de seguridad se encuentran ubicados el tanque de lavado, tanque de surgencia y separador vertical bifásico, mientras que en el área de separación se hallan ubicados los separadores horizontales bifásicos de prueba y producción. Se eligió colocar el calentador eléctrico junto al área de separación, especialmente por motivos de maniobrabilidad y seguridad.

En la Figura 4.4 hasta la Figura 4.11 se presentan las vistas frontal, lateral y superior de los equipos principales. Además, se indican las dimensiones de longitud y diámetro en los separadores y los tanques. Para el calentador eléctrico se indica la longitud de las resistencias.

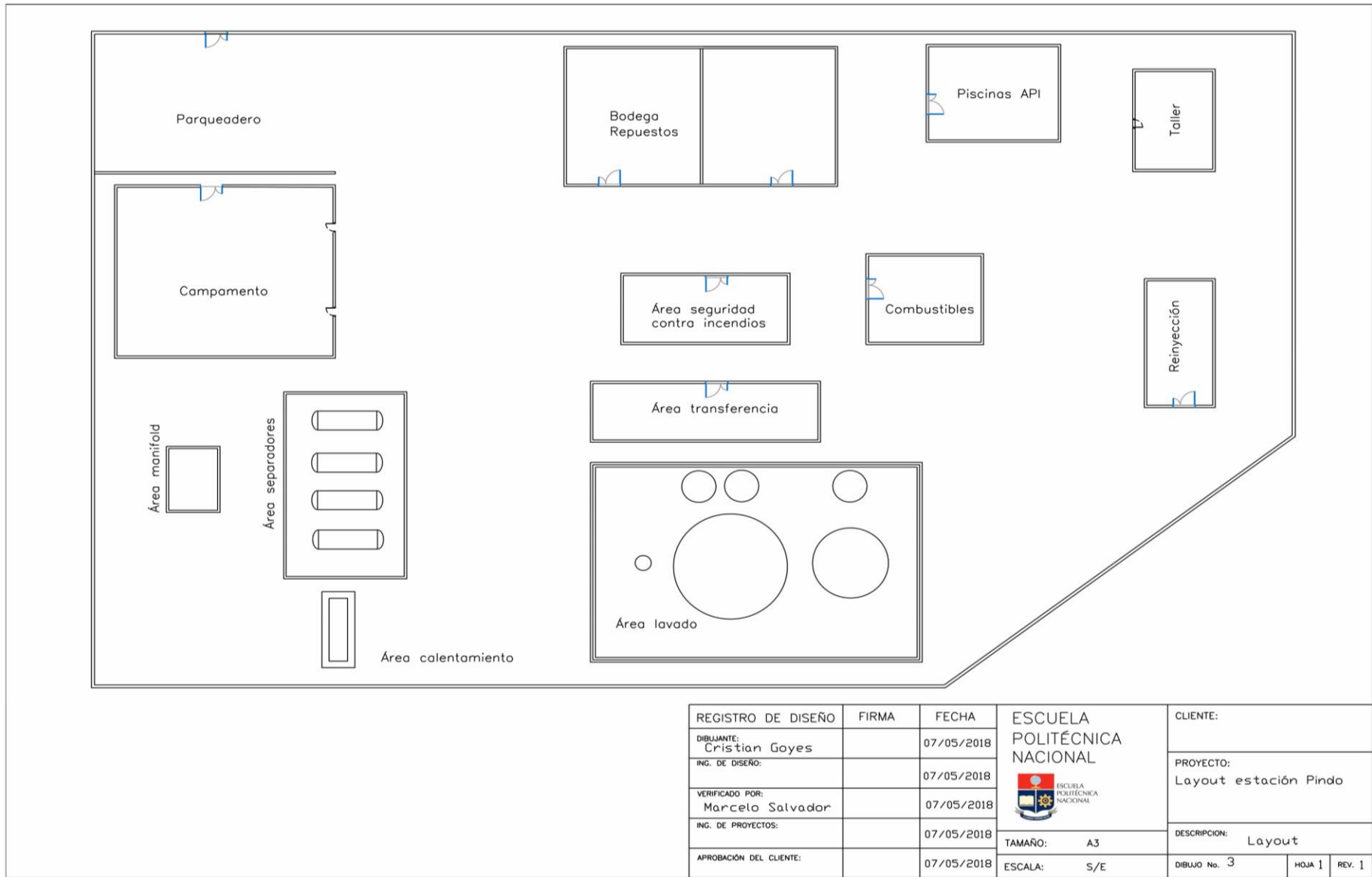


Figura 4.4. Diagrama Layout de la planta

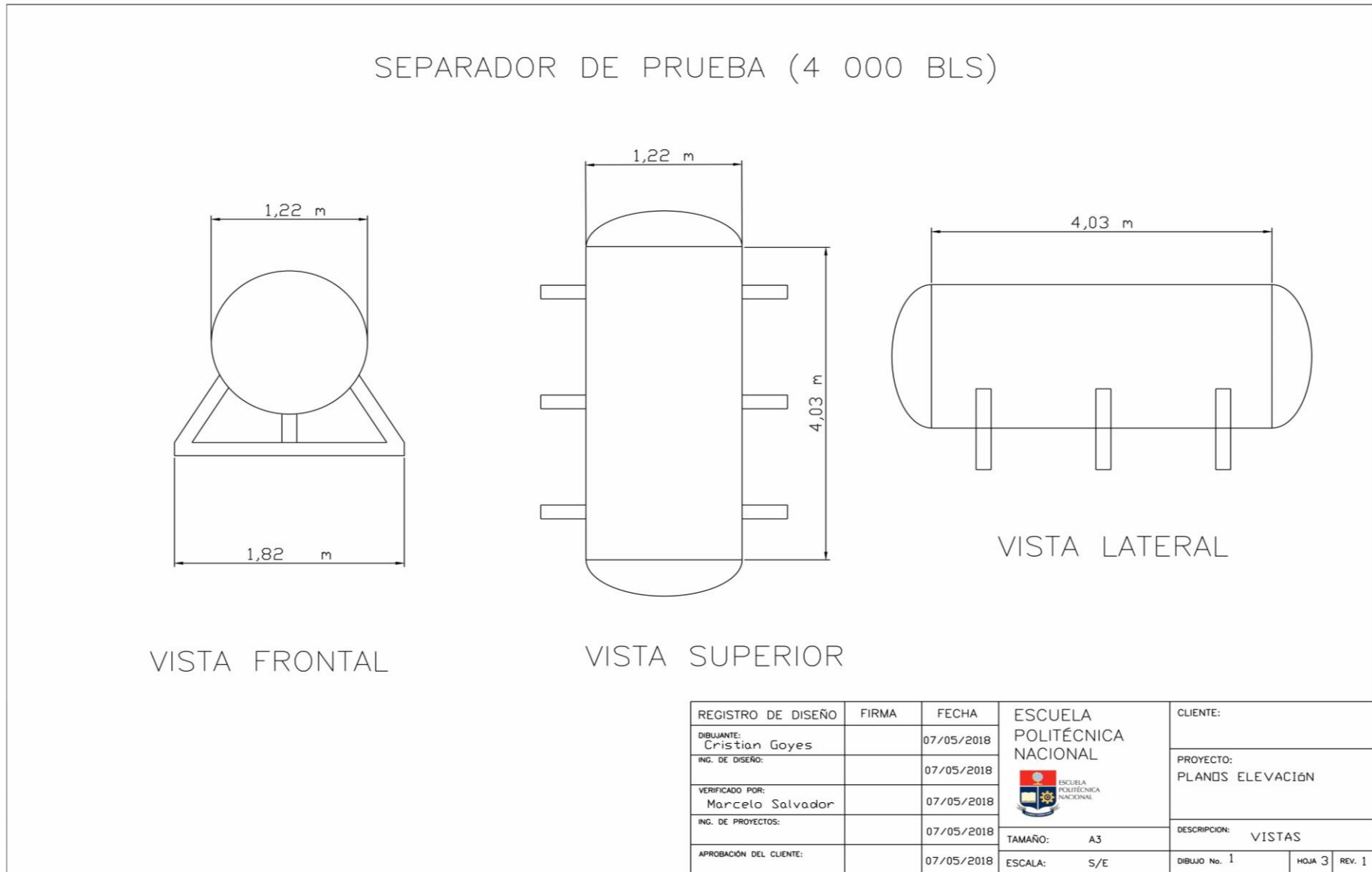


Figura 4.5. Vistas del separador de prueba (4 000 bls)

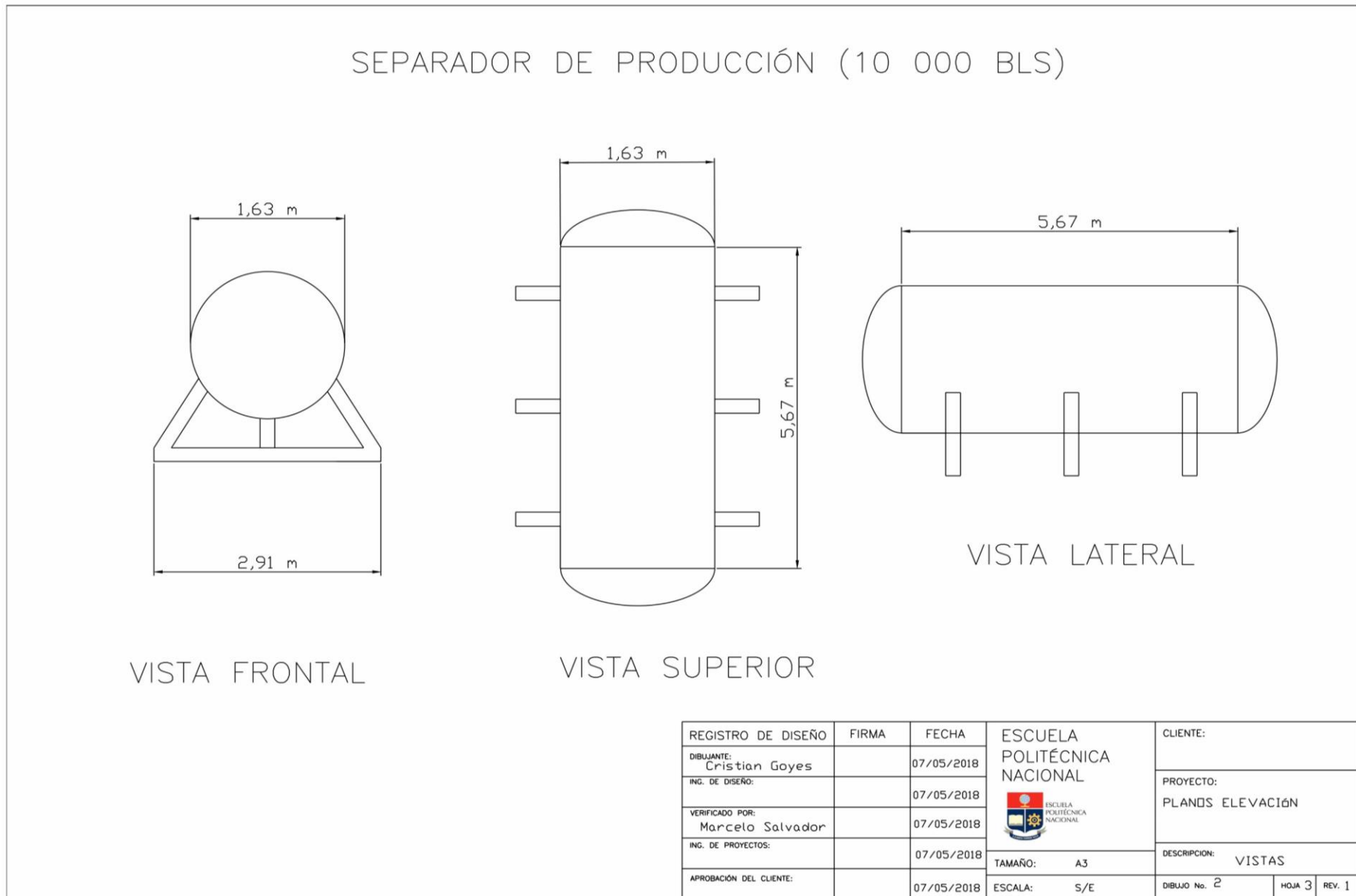


Figura 4.6. Vistas de los separadores de producción 1 y 2 (10 000 bls)

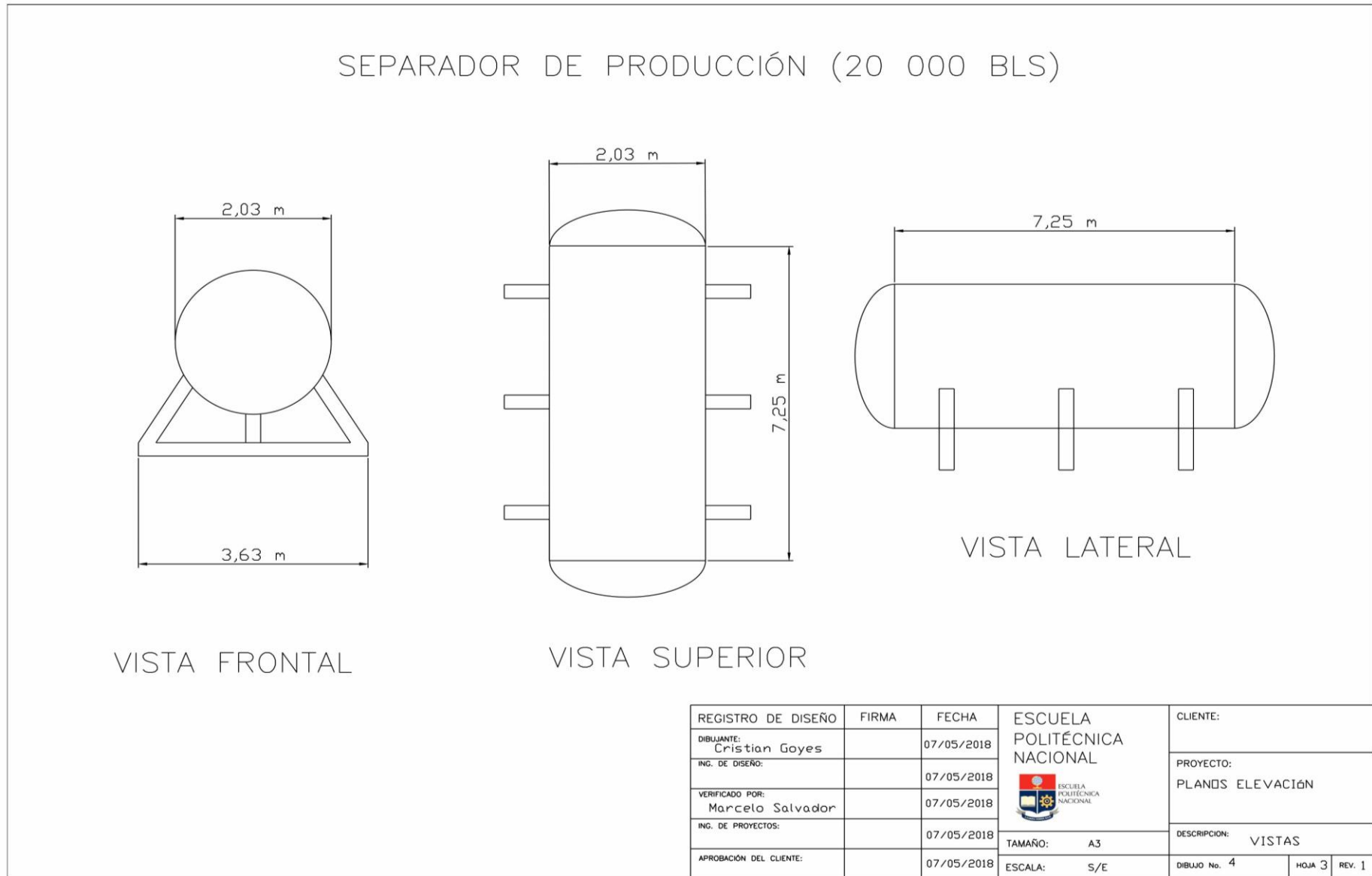


Figura 4.7. Vistas del separador de producción 3 (20 000 bls)

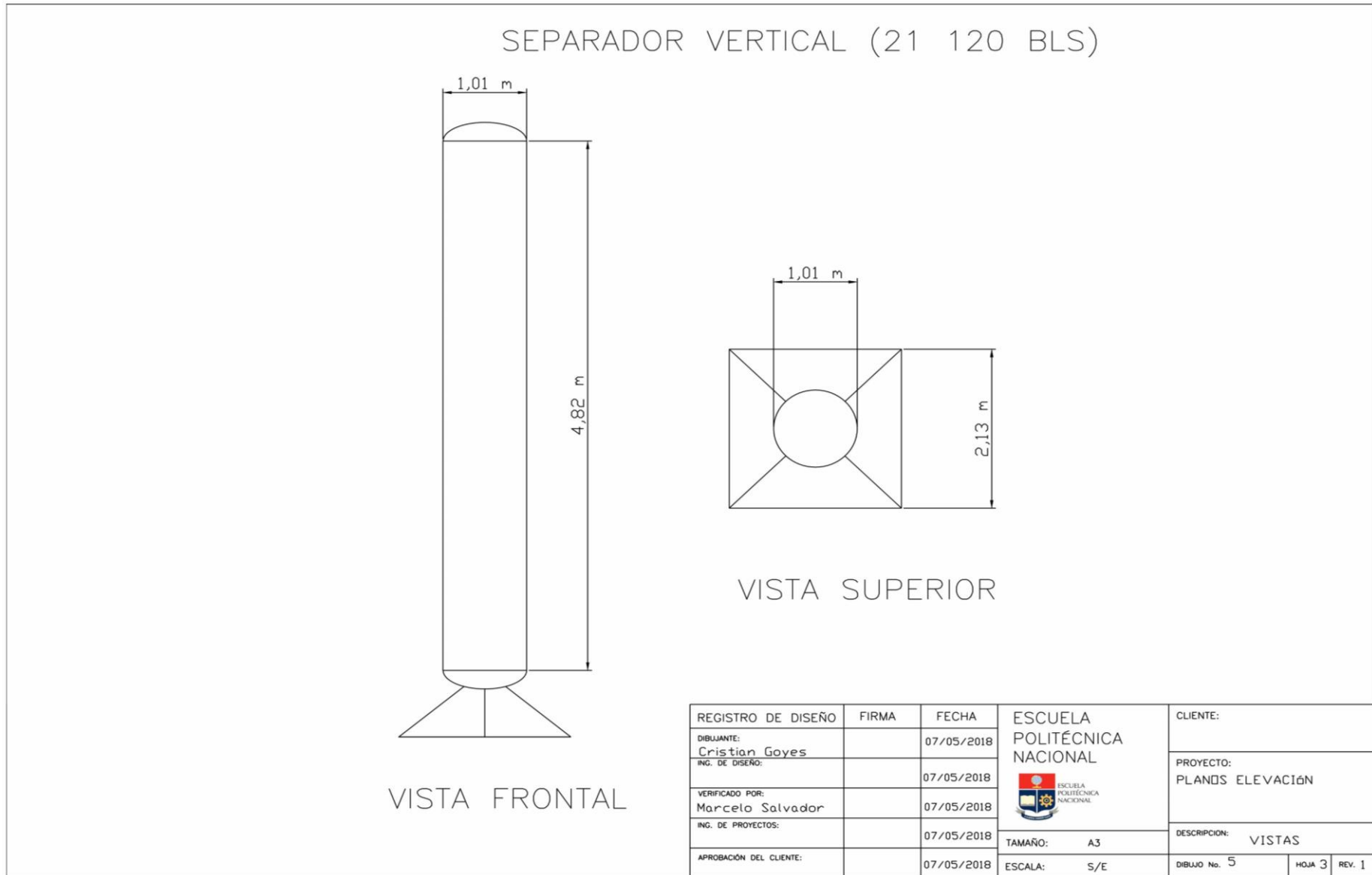


Figura 4.8. Vistas del separador vertical (21 120 bls)

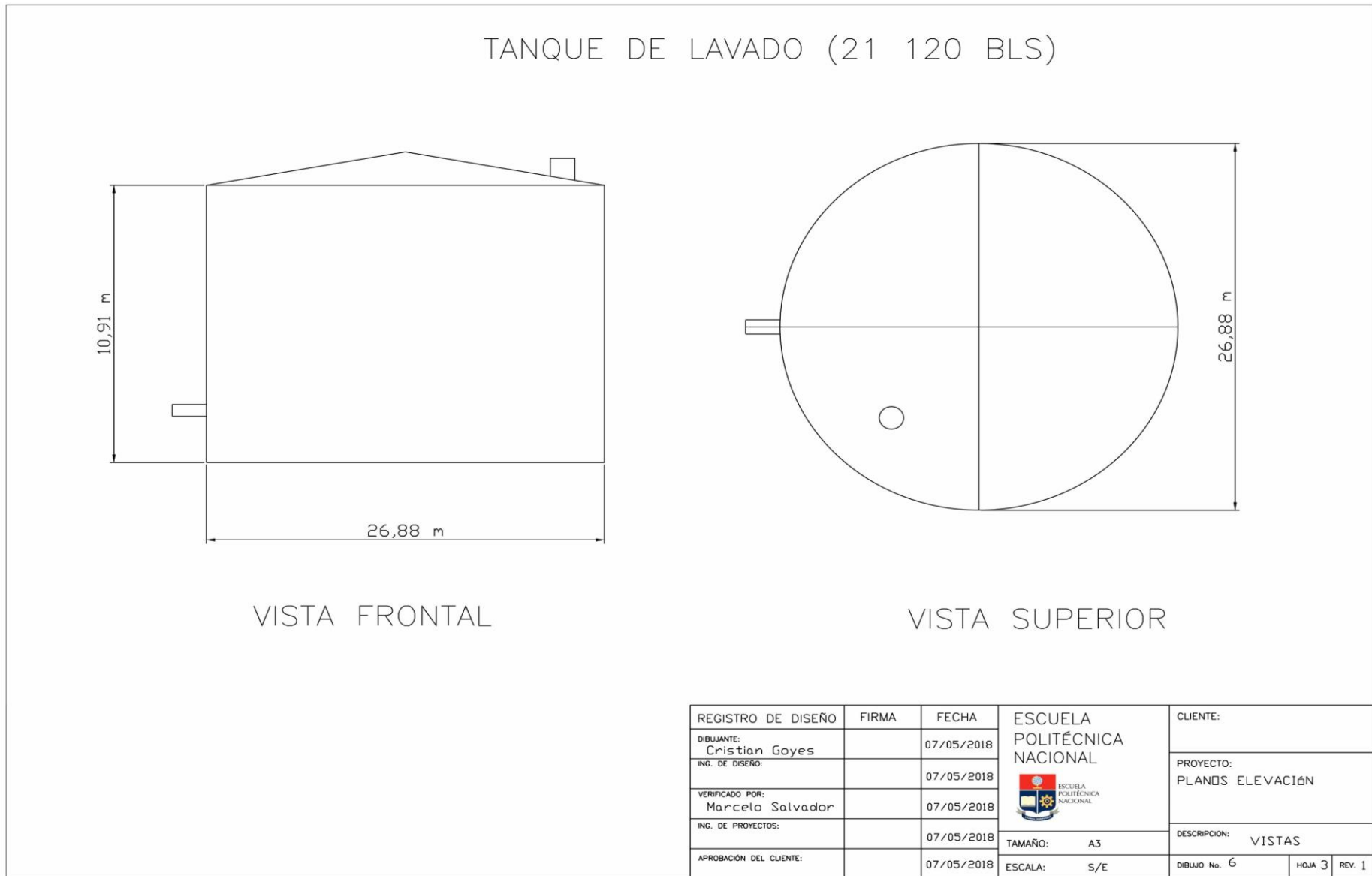


Figura 4.9. Vistas del tanque de lavado (21 120 bls)

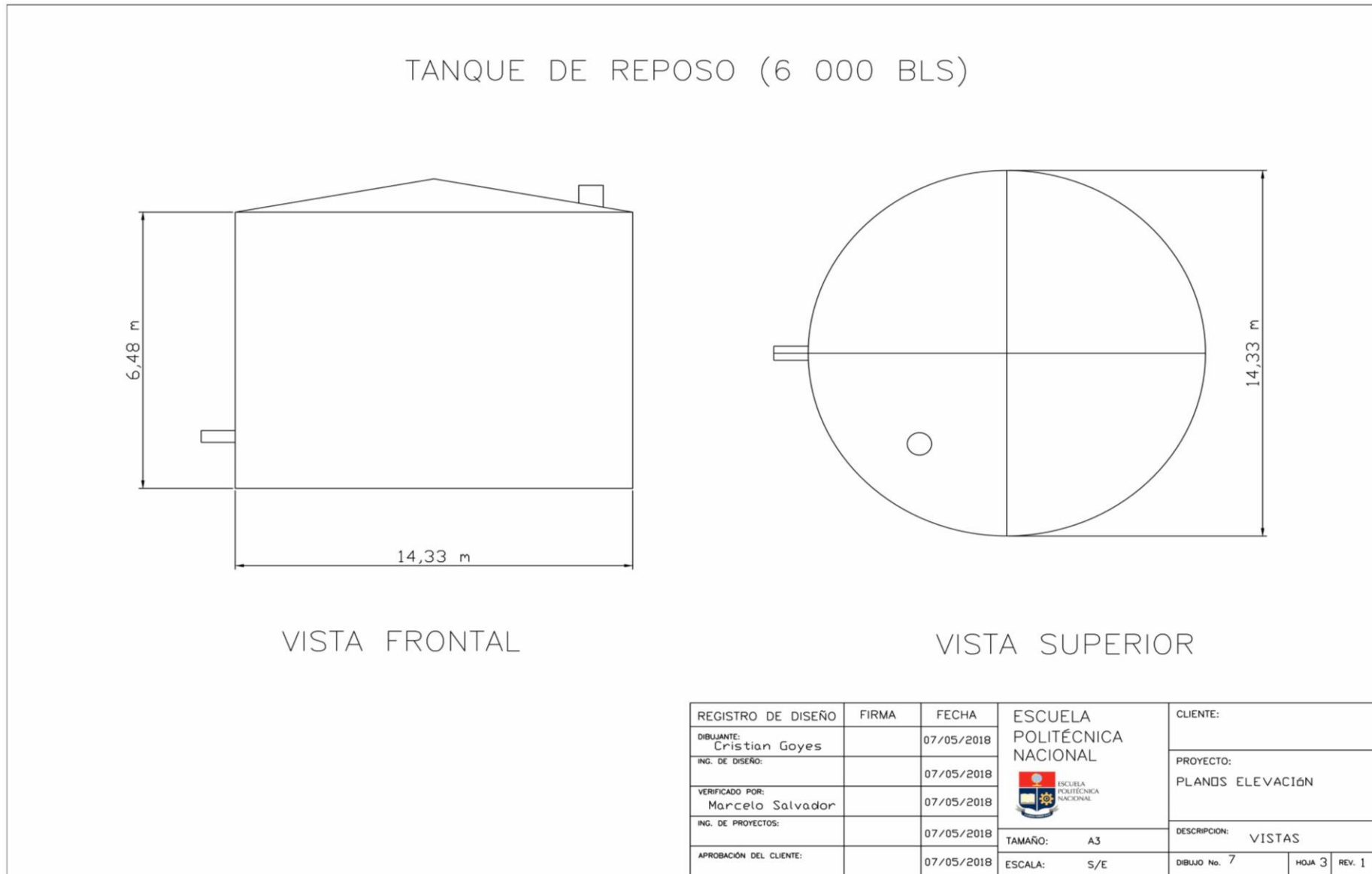


Figura 4.10. Vistas del tanque de reposo (6 000 bls)

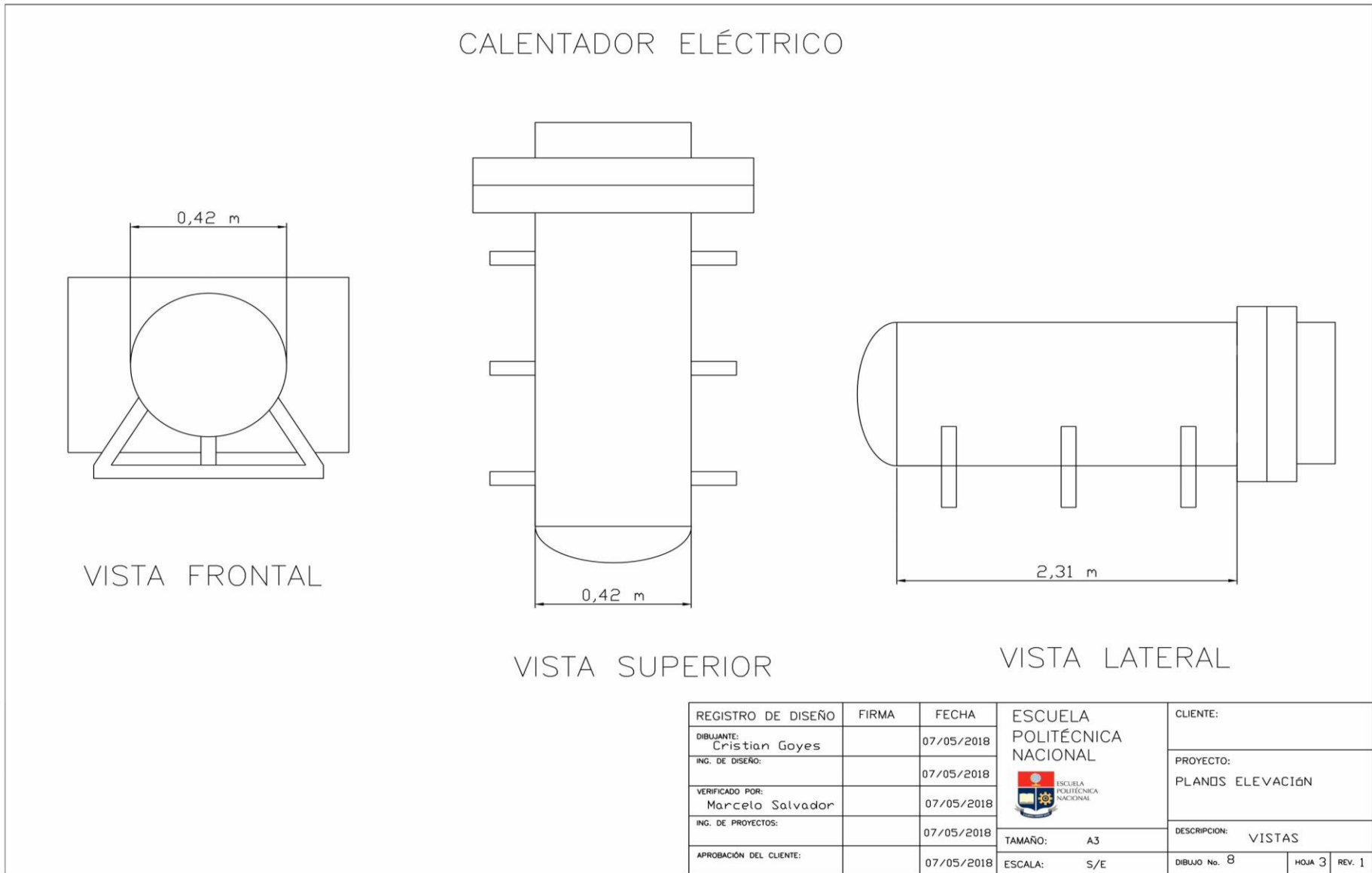


Figura 4.11. Vistas del calentador eléctrico

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

Los diagramas P&ID y control, son una representación gráfica de la conformación de un sistema o equipos. Permiten representar equipos, válvulas, tuberías, e incluso los lazos de control pertenecientes a una planta industrial. Permiten entender los parámetros de control en cada proceso y proveen de información detallada de las estructuras que forman el sistema de tuberías y bombas (Ortiz, 2017, p. 55)

En la Figura 4.14 hasta la Figura 4.21 se representa gráficamente los equipos, válvulas, tuberías, y lazos de control del sistema, los cuales se construirán con base en los requerimientos necesarios por cada equipo, y al área de implementación del sistema (Romero, 2016, p.83).

Los diagramas P&ID, se efectuaron con la asistencia del software AutoCAD versión 2018, con base en la simbología presentada por la norma ANSI/ISA S5.1 “*Instrumentation symbols and identification*”, y al “*Manual de preparación de diagramas de proceso*” de PDVSA L-TP 1.1 (ANSI/ISA, 2009; PDVSA, 1994).

Para representar el sistema de tuberías es importante detallar el diámetro nominal, el material, el tipo de servicio al que la tubería se encarga en el proceso, y su código según el área y servicio que deba aplicarse (Ortiz, 2017, p.55). Un ejemplo de la etiqueta para tuberías en los diagramas P&ID es el indicado en la Figura 4.12.

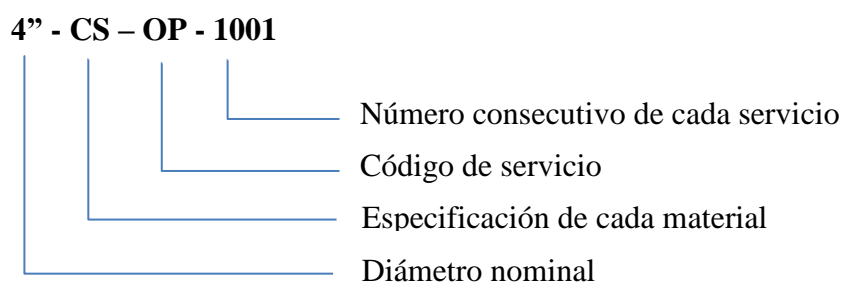
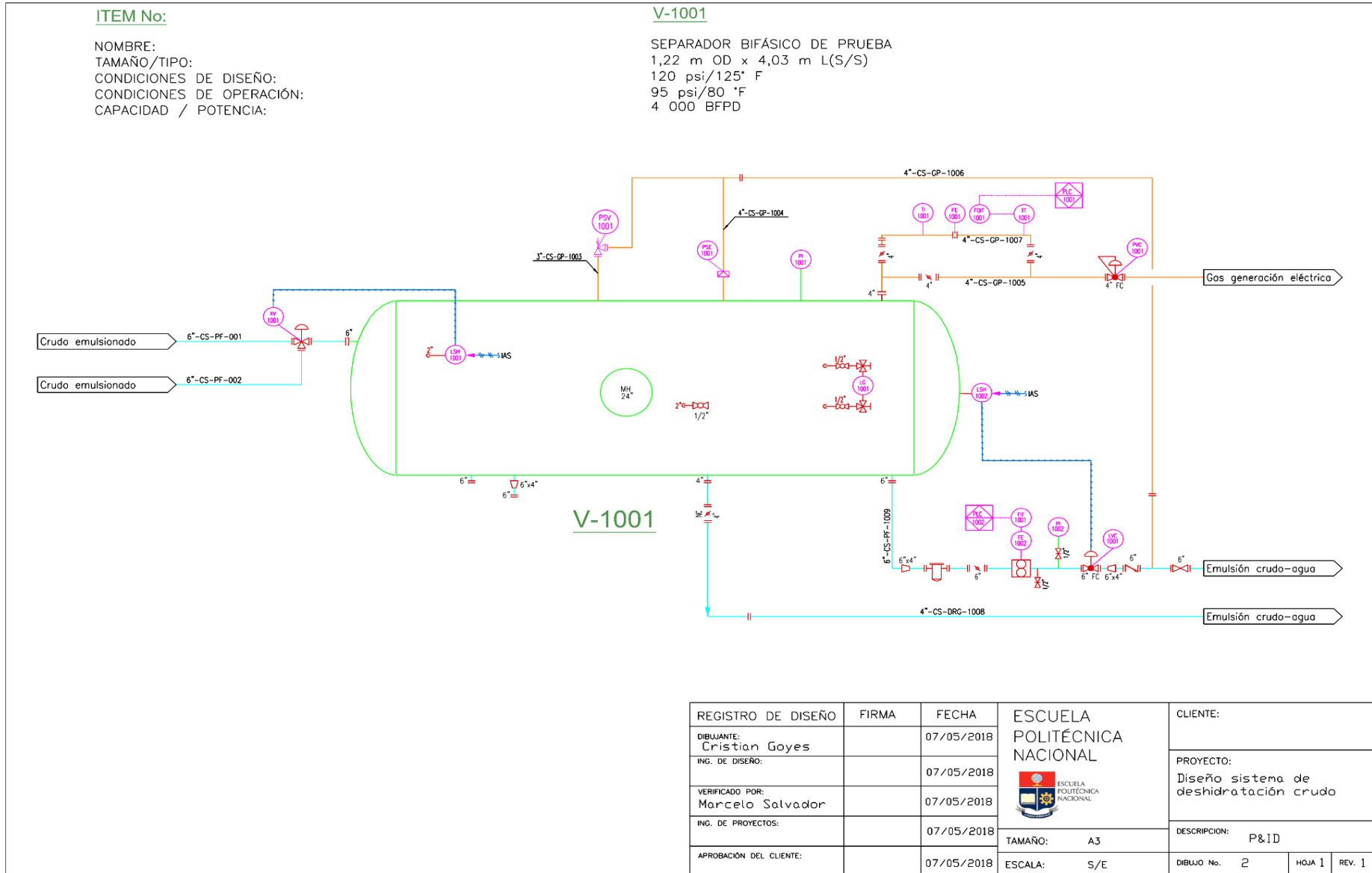


Figura 4.12. Codificación de tuberías en un diagrama P&ID



REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA	ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL 	CLIENTE:	
DIBUJANTE: Cristian Goyes		07/05/2018			PROYECTO: Diseño sistema de deshidratación crudo
ING. DE DISEÑO:		07/05/2018			
VERIFICADO POR: Marcelo Salvador		07/05/2018			
ING. DE PROYECTOS:		07/05/2018			DESCRIPCION: P&ID
APROBACIÓN DEL CLIENTE:		07/05/2018	TAMAÑO: A3 ESCALA: S/E	DIBUJO No. 2 HOJA 1 REV. 1	

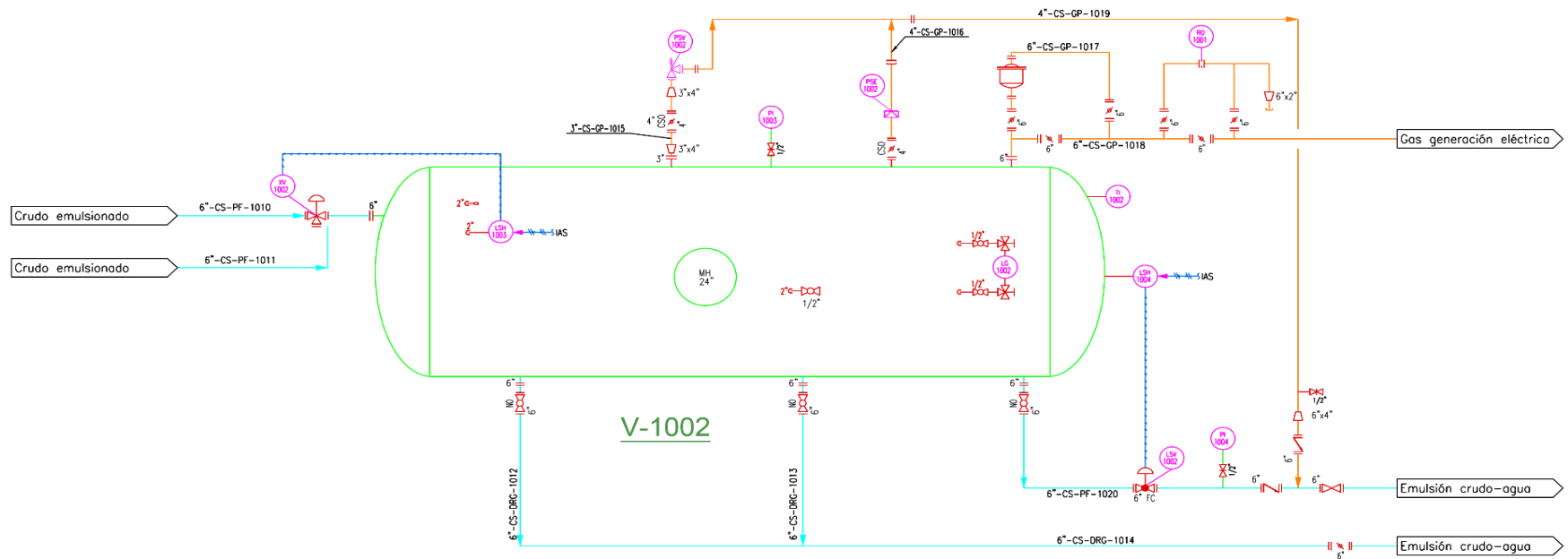
Figura 4.13. Diagrama PID parte 1

ITEM No:

NOMBRE:
 TAMAÑO/TIPO:
 CONDICIONES DE DISEÑO:
 CONDICIONES DE OPERACIÓN:
 CAPACIDAD / POTENCIA:

V-1002

SEPARADOR BIFÁSICO DE PRODUCCIÓN
 1,63 m OD x 5,67 m L(S/S)
 120 psi/125° F
 95 psi/80 °F
 10 000 BFPD



REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA	ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL 	CLIENTE:	
DIBUJANTE: Cristian Goyes		07/05/2018		TAMAÑO: A3 ESCALA: S/E	PROYECTO: Diseño sistema de deshidratación de crudo
ING. DE DISEÑO:		07/05/2018			DESCRIPCIÓN: P&ID
VERIFICADO POR: Marcelo Salvador		07/05/2018			DIBUJO No. 2
ING. DE PROYECTOS:		07/05/2018			HOJA 2
APROBACIÓN DEL CLIENTE:		07/05/2018		REV. 1	

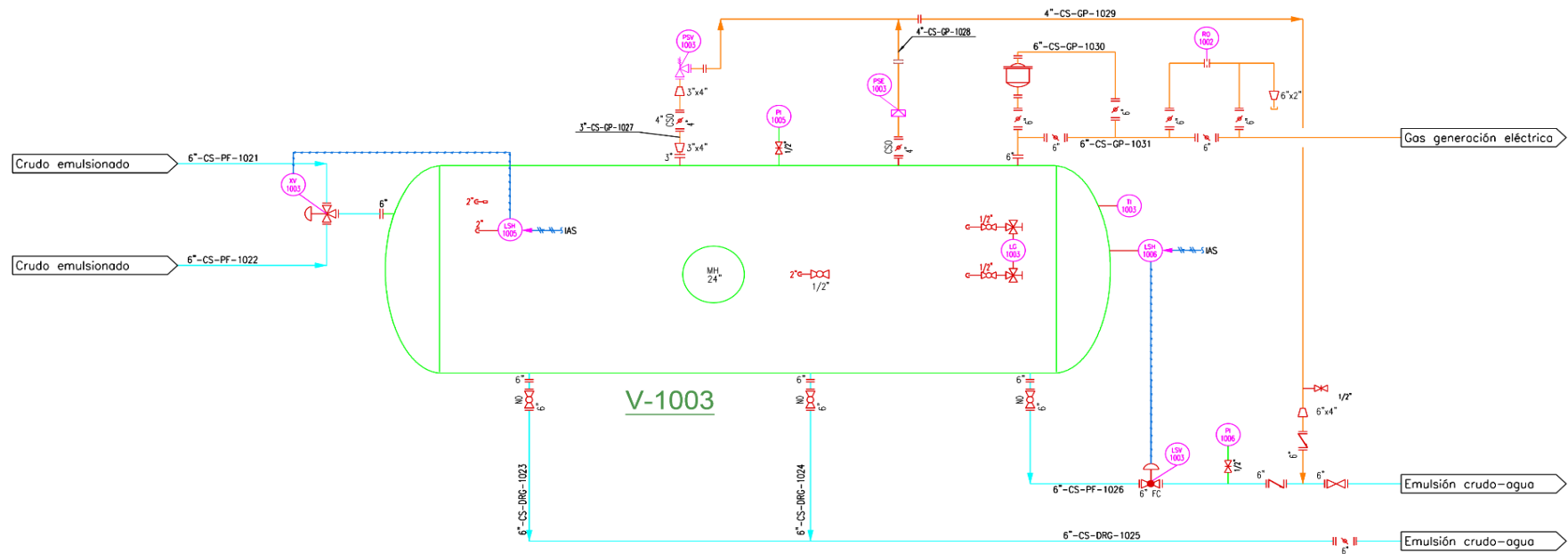
Figura 4.14. Diagrama PID parte 2

ITEM No:

NOMBRE:
TAMAÑO/TIPO:
CONDICIONES DE DISEÑO:
CONDICIONES DE OPERACIÓN:
CAPACIDAD / POTENCIA:

V-1003

SEPARADOR BIFÁSICO DE PRODUCCIÓN
 1,63 m x 5,67 m L(S/S)
 125 psi/120° F
 95 psi/80 °F
 10 000 BFPD



REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA	ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL 	CLIENTE:
DIBUJANTE: Cristian Goyes		07/05/2018		PROYECTO: Diseño sistema de deshidratación de crudo
ING. DE DISEÑO:		07/05/2018		
VERIFICADO POR: Marcelo Salvador		07/05/2018		
ING. DE PROYECTOS:		07/05/2018		
APROBACIÓN DEL CLIENTE:		07/05/2018	TAMAÑO: A3	DESCRIPCIÓN: P&ID
			ESCALA: S/E	DIBUJO No. 2
				HOJA 3
				REV. 1

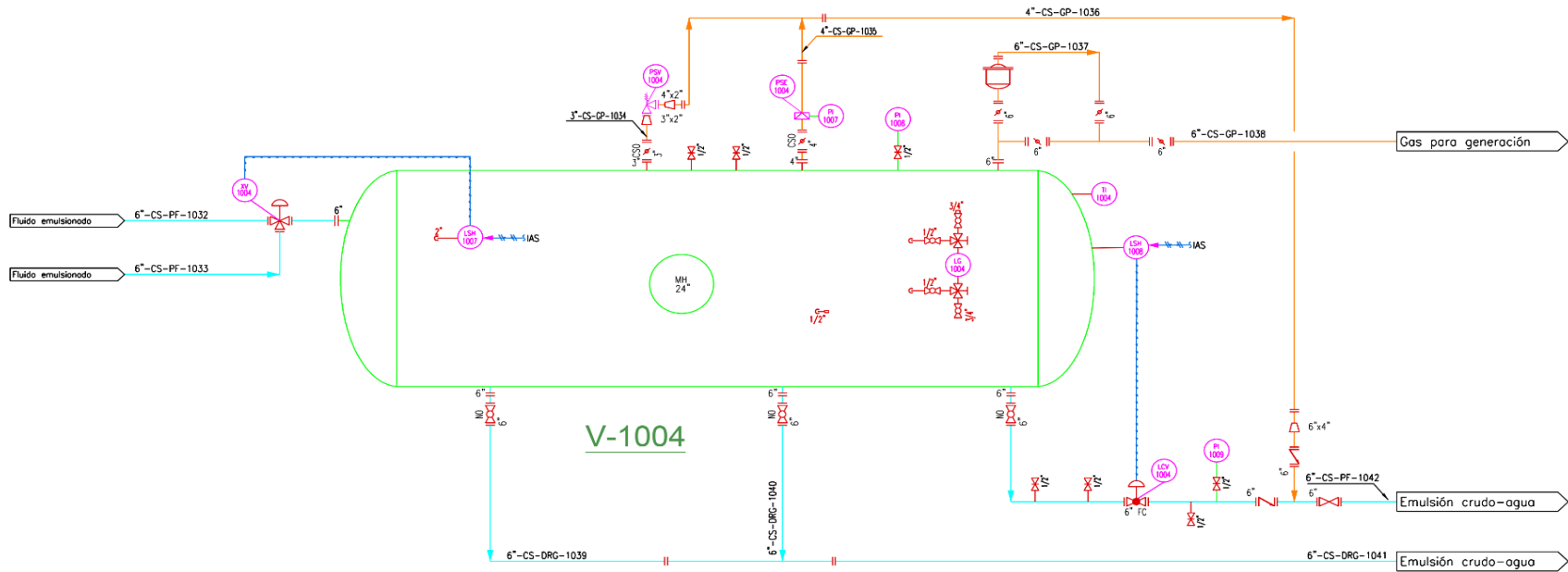
Figura 4.15. Diagrama PID parte 3

ITEM No:

NOMBRE:
 TAMAÑO/TIPO:
 CONDICIONES DE DISEÑO:
 CONDICIONES DE OPERACIÓN:
 CAPACIDAD / POTENCIA:

V-1004

SEPARADOR BIFÁSICO DE PRODUCCIÓN
 1,22 m OD x 4,03 m L(S/S)
 120 psi/125° F
 95 psi/80° F
 20 000 BFPD



REGISTRO DE DISEÑO	FIRMA	FECHA	ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL 	CLIENTE:
DIBUJANTE: Cristian Goyes		07/05/2018		PROYECTO: Diseño sistema de deshidratación de crudo
ING. DE DISEÑO:		07/05/2018		
VERIFICADO POR: Marcelo Salvador		07/05/2018		DESCRIPCION: P&ID
ING. DE PROYECTOS:		07/05/2018		TAMAÑO: A3 ESCALA: S/E
APROBACIÓN DEL CLIENTE:		07/05/2018		DIBUJO No. 2 HOJA 4 REV. 1

Figura 4.16. Diagrama PID parte 4

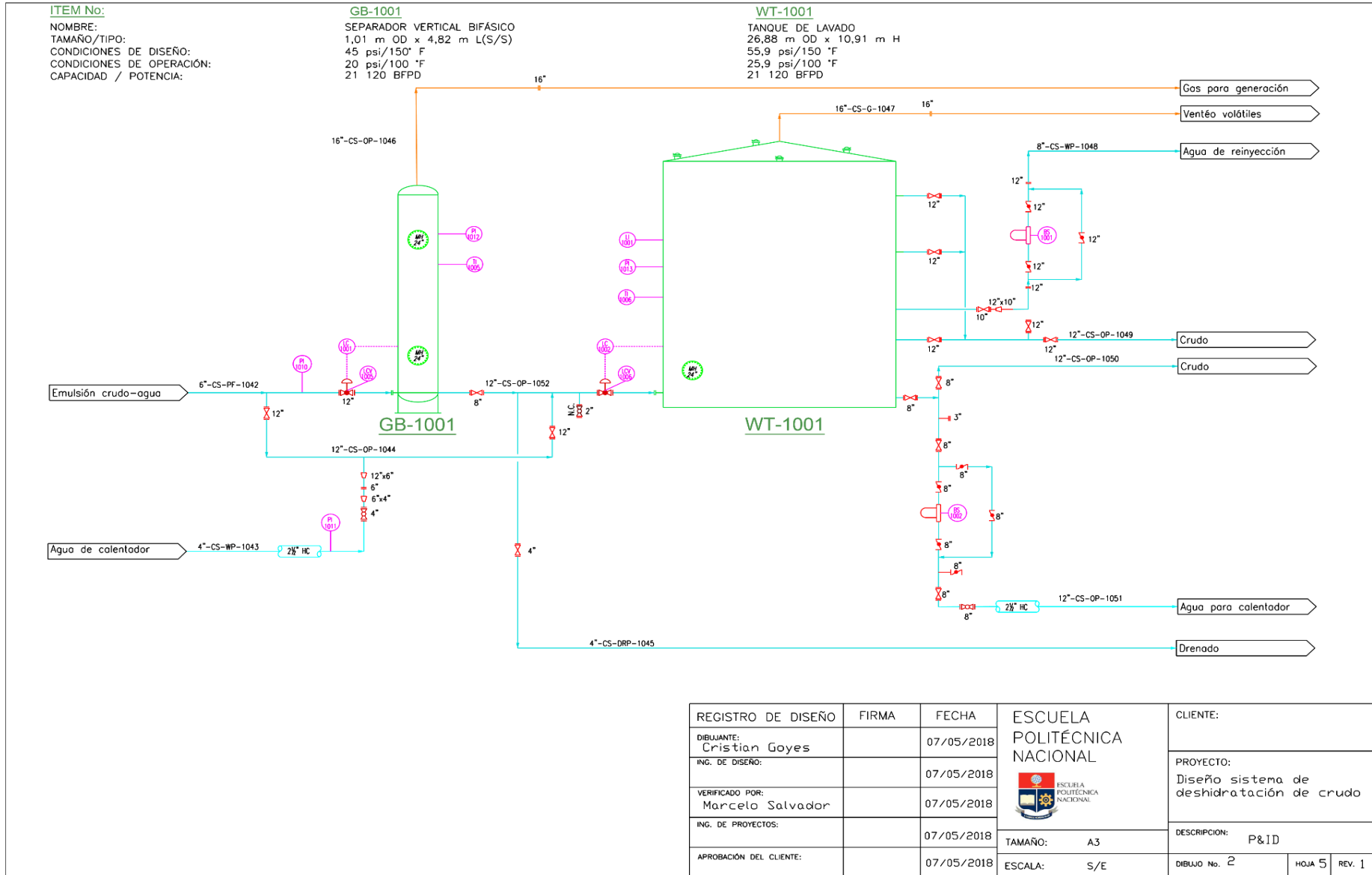


Figura 4.17. Diagrama PID parte 5

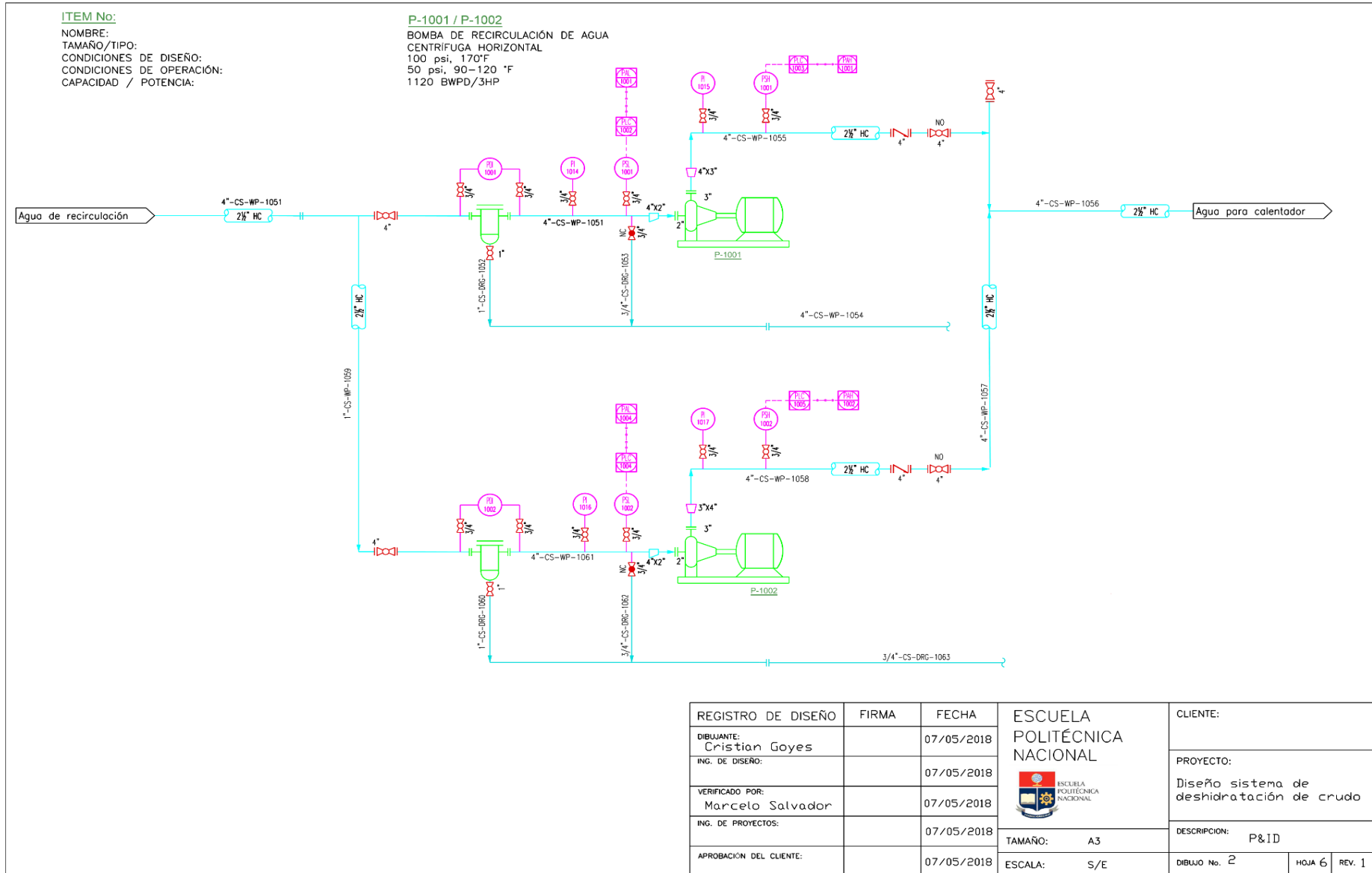


Figura 4.18. Diagrama PID parte 6

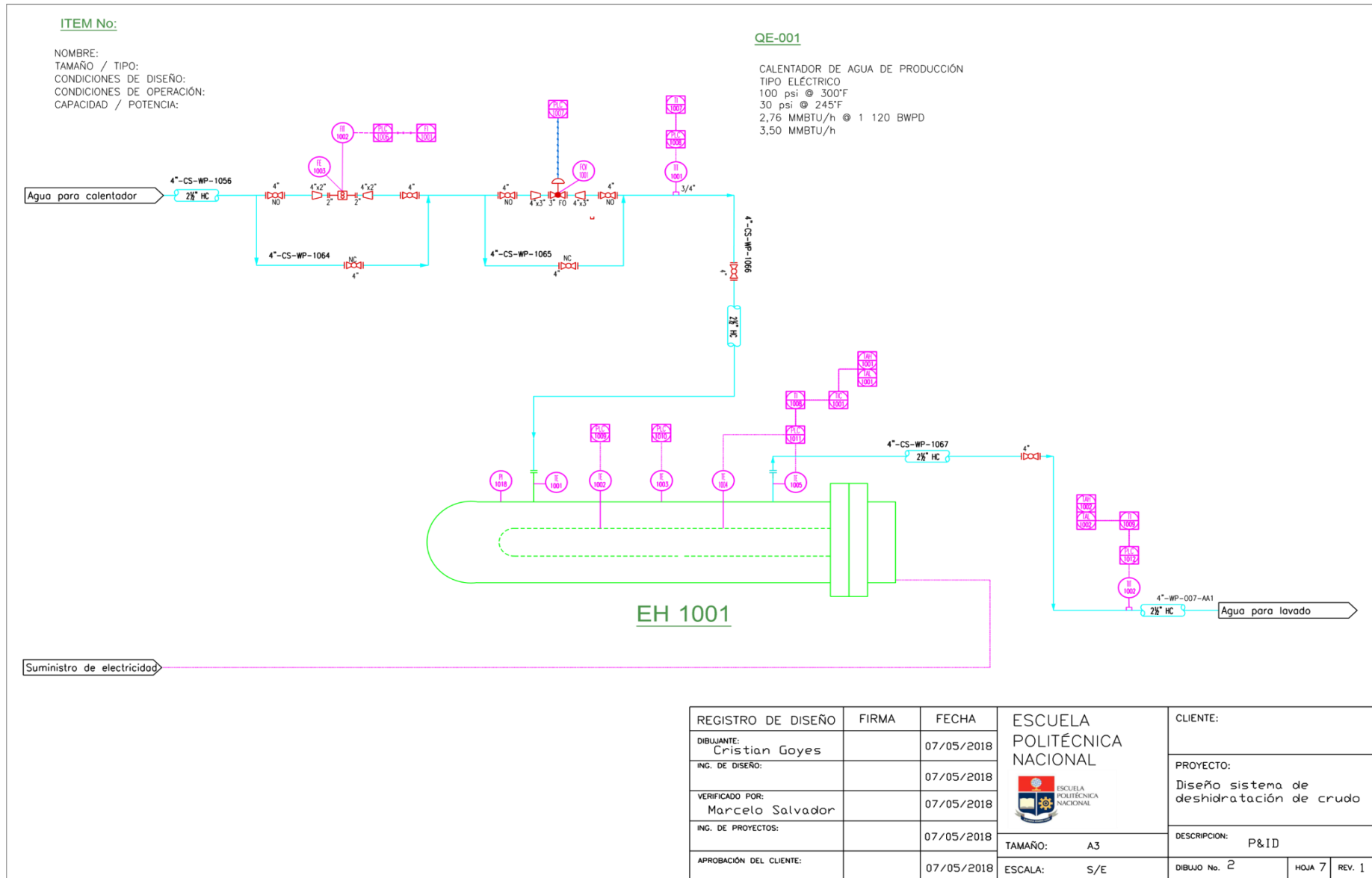


Figura 4.19. Diagrama PID parte 7

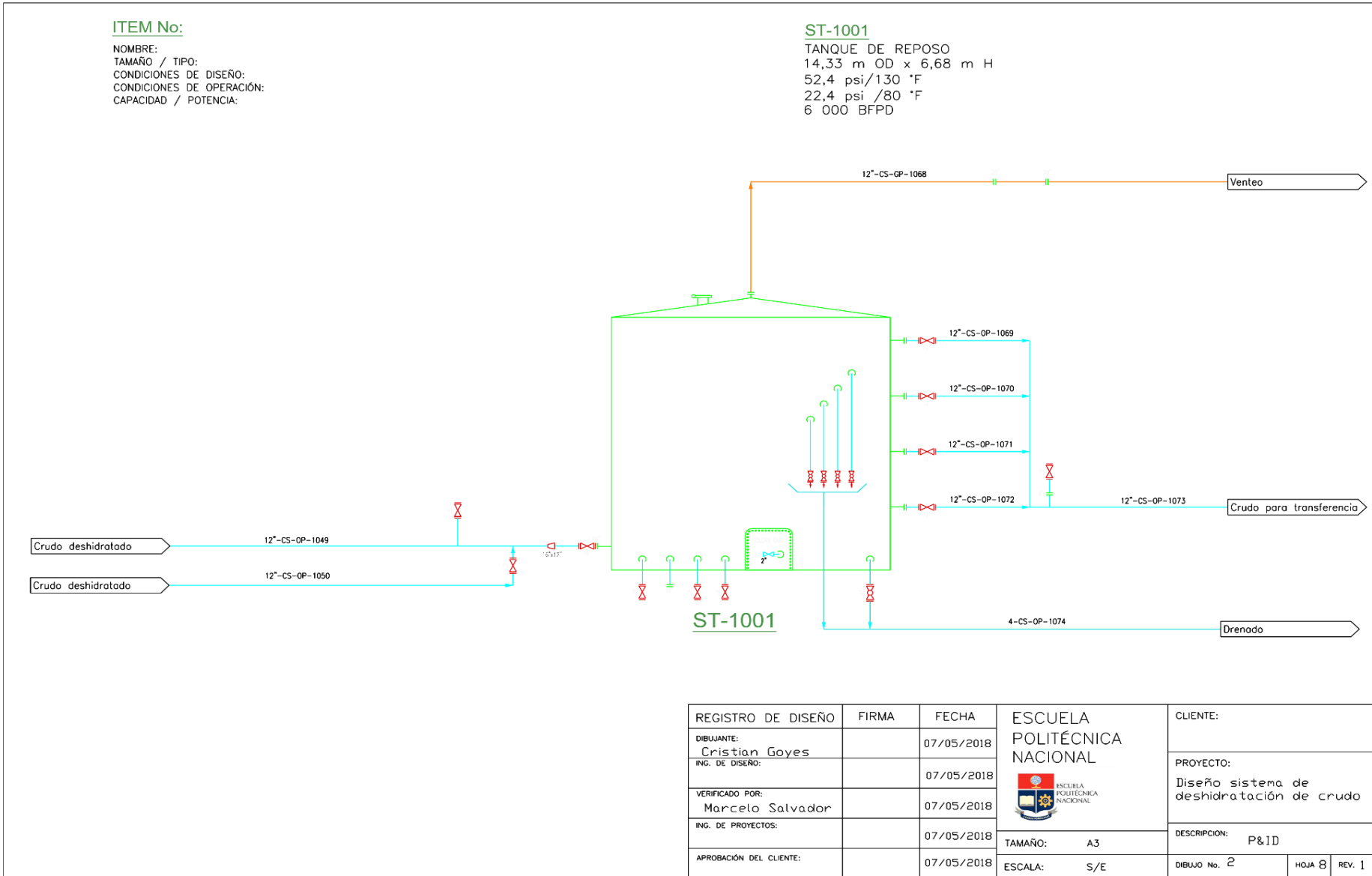


Figura 4.20. Diagrama PID parte 8

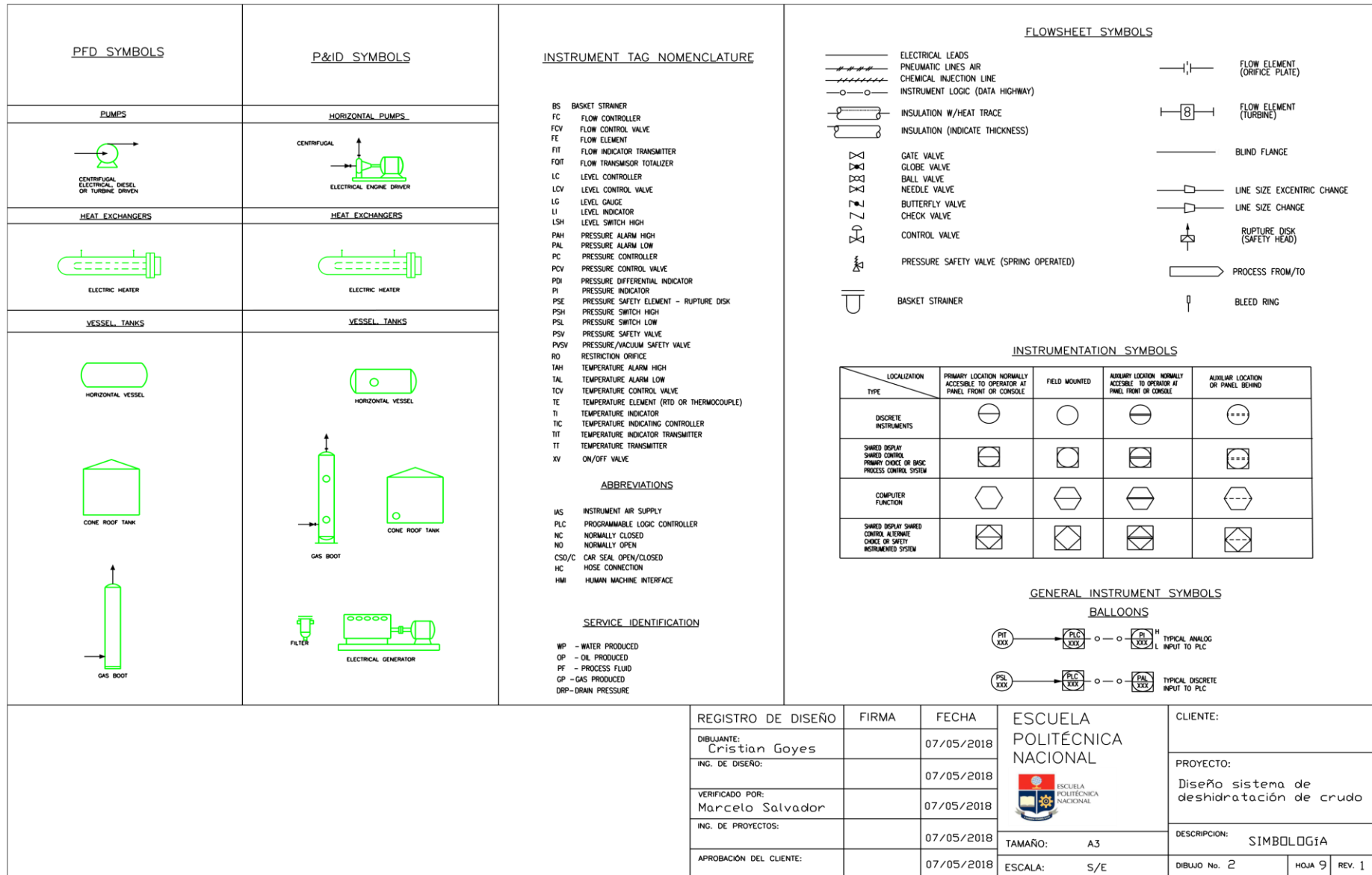


Figura 4.21. Diagrama PID parte 9

4.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS (HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS)

4.7.1. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En la Tabla 4.7 se muestran las dimensiones de los equipos principales diseñados para el sistema de tratamiento de crudo.

Tabla 4.7. Dimensiones de los equipos principales

Equipo	Volumen de operación (barriles)	Dimensiones	
		Longitud (m)	Diámetro (m)
Separador horizontal de prueba	4 000	4,03	1,22
Separador horizontal de producción 1	10 000	5,67	1,63
Separador horizontal de producción 2	10 000	5,67	1,63
Separador horizontal de producción 3	20 000	7,25	2,03
Separador vertical	21 120	4,82	1,01
Tanque de lavado	21 120	10,91	26,88
Tanque de reposo	6 000	6,48	14,33
Calentador eléctrico	1 120	2,31	-

En la Tabla 4.8 se indica las condiciones de operación, condiciones de diseño y el material elegido para la construcción de cada equipo principal.

Tabla 4.8. Especificaciones y material de los equipos

Equipo	Material de construcción	Presión de operación (psi)	Presión de diseño (psi)	Temperatura de operación (°F)	Temperatura de diseño (°F)
Separador horizontal de prueba	Acero inoxidable SA 516-70	95,0	120,0	80	125
Separador horizontal producción 1	Acero inoxidable	95,0	120,0	80	125

Tabla 4.8. Especificaciones y material (continuación...)

Separador horizontal producción 2	Acero inoxidable SA 516-70	95,0	120,0	80	125
Separador horizontal producción 3	Acero inoxidable SA 516-70	95,0	120,0	80	125
Separador vertical	Acero inoxidable SA 516-70	20,0	45,0	80-100	150
Tanque de lavado	Acero inoxidable A36	25,9	55,9	80-100	150
Calentador eléctrico	Acero inoxidable SA SA 516-70	30,0	60,0	245	295
Tanque de reposo	Acero inoxidable A36	22,4	52,4	80	130

La lámina de acero SA 516-70, es acero al carbono que posee especificaciones para fabricación de recipientes a presión a temperatura baja o moderada, y es el material de fabricación de este tipo de recipientes. Se seleccionó el Acero A36 para la fabricación de los tanques de lavado y surgencia (Pabón, 2014, p.18).

4.7.2. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En cada una de las especificaciones de los equipos propuestos, se muestra la información concerniente al fabricante del equipo, materiales de construcción, dimensiones, criterios de diseño, principios de funcionamiento otorgados por el fabricante y el esquema del equipo.

Los equipos fueron diseñados y seleccionados con base en los balances de masa y energía realizados en los ANEXOS AI y AII, respectivamente. De manera que satisfagan los requerimientos de la planta. Los equipos auxiliares seleccionados fueron la bomba tipo centrífuga para trasladar el agua de formación hacia el

calentador de agua, válvulas tipo bola, globo, aguja y check, considerando que las válvulas tipo bola se usan como sistemas de seguridad de apoyo de las válvulas check.

Se realizó una configuración del sistema de bombeo en paralelo con dos bombas idénticas, que se utilizarán en caso de que una de las dos esté en mantenimiento o sufra algún percance.

Las hojas de especificaciones de los equipos rediseñados y los propuestos para el sistema de deshidratación se muestran a partir de la Tabla 4.9 hasta la 4.16.

Tabla 4.9. Hoja de especificación del separador horizontal bifásico de prueba


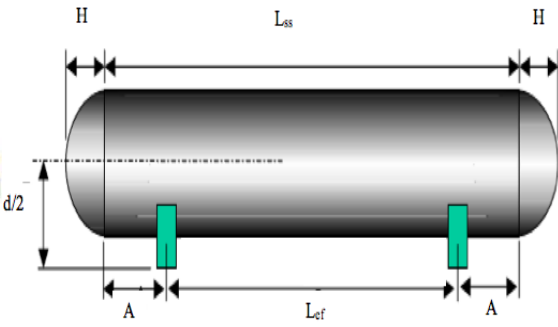
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 1		
Nombre del equipo: Separador horizontal bifásico de prueba		
Fabricante: ACINDEC	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero SA 516-70
		Etiqueta de la planta: V-1001
Dimensiones: Diámetro: 1,22 m (48 in) Longitud: 4,03 m (13,2 pies)		Parámetro de diseño: Capacidad fase líquida: 4 000 BFPD Capacidad fase gaseosa: 893 760 PCPD Temperatura de operación: 80 °F Presión de operación: 90 psi Tiempo de residencia: 4 minutos Velocidad de asentamiento: 0,844 pies/s Diámetro de gota: 100 μ m
Principio de funcionamiento: El objetivo del separador de prueba es la de separar las fases compuestas por gas y líquido caracterizando el comportamiento de un solo pozo. El flujo de líquido separado es regulado mediante una válvula de control para mantener el nivel de operación adecuado. Este equipo permite evaluar el rendimiento de producción de pozos individuales, y trabaja con cantidades relativamente pequeñas de crudo y gas.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del Equipo:		
<div style="display: flex; align-items: center; justify-content: space-around;">   </div>		
<p>Lss: 4,03 m Lef: 3,02 m d: 1,22 m H: 0,10 m</p>		

Tabla 4.10. Hoja de especificación del separador horizontal bifásico de producción 1

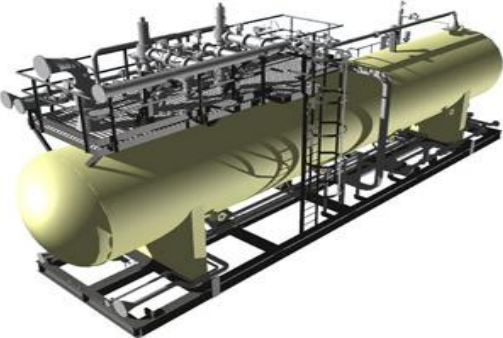
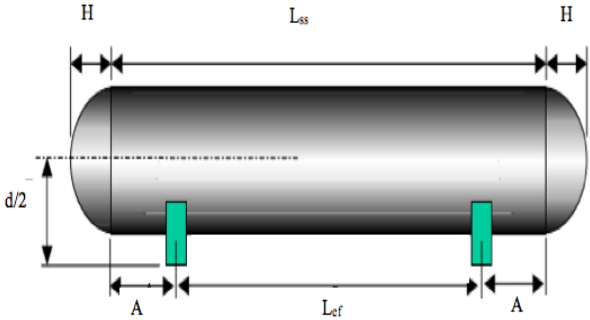
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 2		
Nombre del equipo: Separador horizontal de producción 1 y 2		
Fabricante: ACINDEC	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero SA 516-70
		Etiqueta de la planta: V-1002/V-1003
Dimensiones: Diámetro: 1,63 m (64 in) Longitud: 5,67 m (18,6 pies)		Parámetro de diseño: Capacidad fase líquida: 10 000 BFPD Capacidad fase gaseosa: 893 760 PCPD Temperatura de operación: 80 °F Presión de operación: 90 psi Tiempo de residencia: 4 minutos Velocidad de asentamiento: 0,844 pies/s Diámetro de gota: 100 μ m
Principio de funcionamiento. El fluido de producción entra al separador y choca con un desviador de entrada que resulta en la separación del líquido con el gas. El gas asociado sale del separador por la parte superior del recipiente luego de atravesar un eliminador de humedad para remover cualquier partícula de líquido remanente.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo:		
<div style="display: flex; align-items: center; justify-content: space-around;">   </div>		
<p>Lss: 5,67 m Lef: 4,25 m d: 1,63 m H: 0,41 m</p>		

Tabla 4.11. Hoja de especificación del separador horizontal bifásico de producción 3

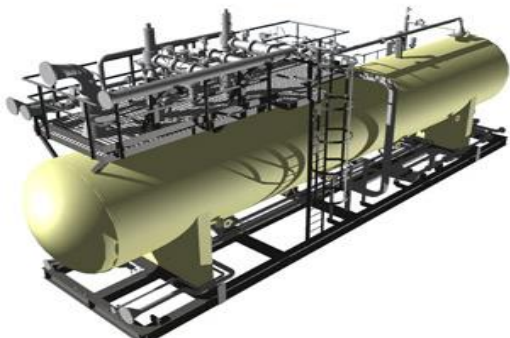
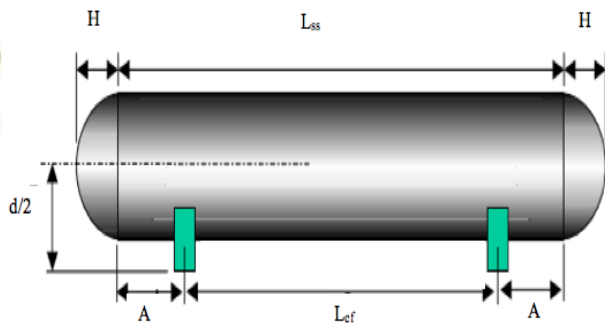
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 3		
Nombre del equipo: Separador horizontal de producción 3		
Fabricante: ACINDEC	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero SA 516-70 Etiqueta de la planta: V-1004
Dimensiones: Diámetro: 2,03 m (80 in) Longitud: 7,25 m (23,8 pies)		Parámetro de diseño: Capacidad fase líquida: 20 000 BFPD Capacidad fase gaseosa: 893 760 PCPD Temperatura de operación: 80 °F Presión de operación: 90 psi Tiempo de residencia: 4 minutos Velocidad de asentamiento: 0,844 pies/s Diámetro de gota: 100 micras
Principio de funcionamiento. El fluido de producción entra al separador y choca con un desviador de entrada que resulta en la separación del líquido con el gas. El gas asociado sale del separador por la parte superior del recipiente luego de atravesar un eliminador de humedad para remover cualquier partícula de líquido remanente.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo:		
<div style="display: flex; align-items: center; justify-content: space-around;">   </div>		
<p>Lss: 7,25 m Lef: 5,44 m d: 2,03 m H: 0,51 m</p>		

Tabla 4.12. Hoja de especificación del separador vertical

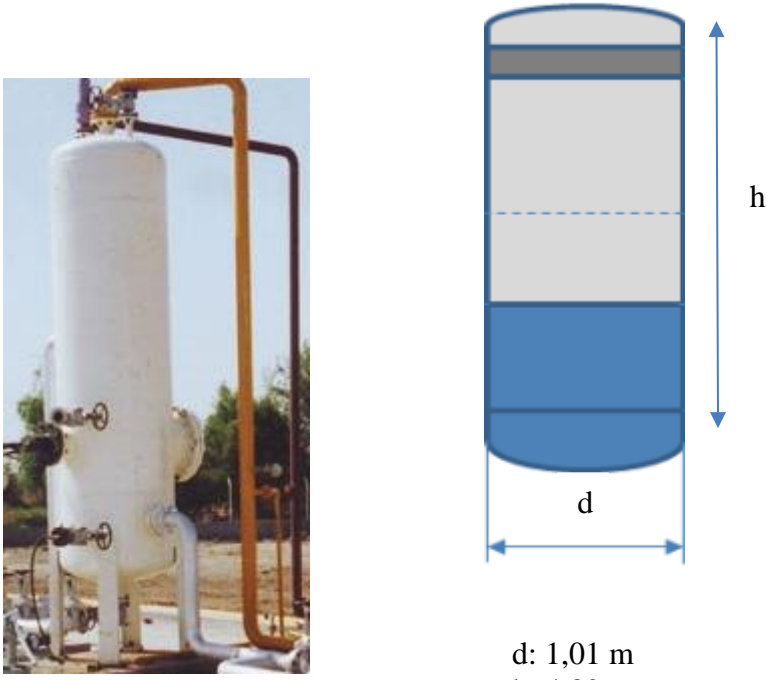
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 4		
Nombre del equipo: Separador vertical		
Fabricante: ACINDEC	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero SA 516-70
		Etiqueta de la planta: GB-1001
Dimensiones: Diámetro: 1,01 m (40 in) Altura: 4,82 m (15,8 pies)		Parámetro de diseño: Capacidad fase líquida: 21 120 BFPD Capacidad fase gaseosa: 2 000 000 PCPD Temperatura de operación: 80-100 °F Presión de operación: 20 psi Diámetro de gota: 100 μ m Tiempo de residencia: 1 minuto Velocidad de asentamiento: 1,16 pies/s
Principio de funcionamiento: Al separador vertical ingresa una corriente de 21 200 barriles de emulsión agua-crudo, y el gas remanente de la separación horizontal. El líquido separado fluirá hacia la parte inferior donde se encuentra la sección de recolección de líquido. Cuando este proceso alcance el equilibrio las burbujas de gas asociado se dirigirán en dirección contraria a la del líquido.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo:		
 <p>The image shows a photograph of a vertical separator tank on the left and a schematic diagram on the right. The schematic diagram is a vertical cylinder with a rounded top and bottom. It is divided into three horizontal sections: a top section (light gray), a middle section (darker gray), and a bottom section (blue). A dashed horizontal line is drawn across the middle section. A vertical double-headed arrow on the right side of the cylinder is labeled 'h', representing the height. A horizontal double-headed arrow at the bottom of the cylinder is labeled 'd', representing the diameter. Below the schematic, the dimensions are listed: d: 1,01 m and h: 4,82 m.</p>		
<p>d: 1,01 m h: 4,82 m</p>		

Tabla 4.13. Hoja de especificación del calentador eléctrico

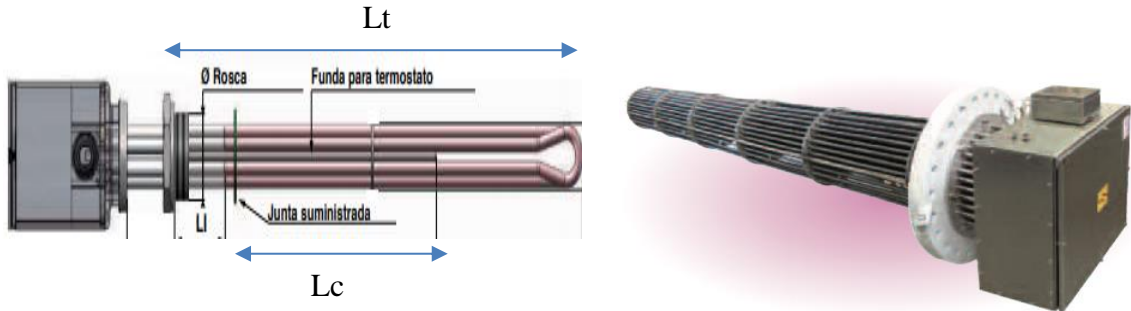
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 5		
Nombre del equipo: Calentador eléctrico		
Fabricante: Europe heaters	Modelo: DN/500	Material de construcción: Acero SA 516-70
		Etiqueta de la planta: EH-1001
Dimensiones: Longitud total: 2,51 m (8,3 pies) Longitud calefactora: 2,28 (7,48 pies)		Parámetro de diseño: Caudal de agua mínima de diseño: Temperatura inicial de fluido T1: 80,0 °F Temperatura de fluido T1 (Estado estable): 94,0 °F Temperatura de salida estimada: 246,5 °F Presión de ingreso: 33,10 psig Diferencial de presión de equipo: 15,0 psig Presión de operación: 14,5 psig Capacidad de calentamiento: 2,76 MMBtu/hora Voltaje: 480 V Tipo de calentamiento: Resistencia eléctrica
Principio de funcionamiento. Los tubos calefactores en forma de horquilla se calientan por resistencia eléctrica, y transmiten el calor generado a 1 120 barriles de agua por día, permitiendo mantener la temperatura adecuada en el tanque de lavado. Las pérdidas de calor hacia el ambiente serán consideradas del 1 %.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo:		
		
<p>Lt= 2,51 m Lc=2,28 m</p>		

Tabla 4.14. Hoja de especificación bomba centrífuga

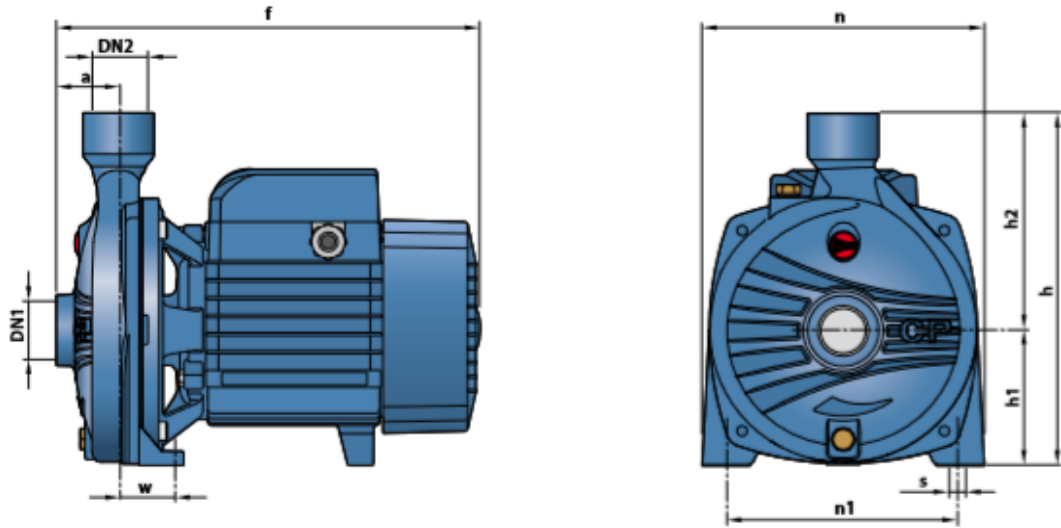
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 6		
Nombre del equipo: Bomba centrífuga		
Fabricante: Saci pumps	Modelo: K 31-T	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 316 L
		Etiqueta de la planta: P-1001; P-1002
Dimensiones: Succión: 2” Descarga: 1 ¼”		Parámetro del equipo: Potencia de la bomba: 1,12 HP Potencia del motor: 1,87 HP Caudal de diseño: 1 120 BWPD Caudal máximo: 3 000 BWPD Altura de la bomba: 72,23 m Máxima temperatura del agua: 105 °F
Principio de funcionamiento: A la bomba centrífuga entra el agua de formación proveniente del tanque de lavado para incrementar la presión de flujo a través de la estrangulación del líquido en los mecanismos internos.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo:		
 <p>The image contains two technical drawings of a centrifugal pump. The left drawing is a side view showing the pump's profile with dimensions: DN1 (suction diameter), DN2 (discharge diameter), a (flange offset), f (total length), and w (base width). The right drawing is a front view showing the pump's circular face with dimensions: n (total width), h (total height), h1 (height to the centerline), h2 (height to the top of the discharge), n1 (width to the centerline), and s (base offset).</p>		
<p>DN1= 2” DN2= 1 ¼”</p>		

Tabla 4.15. Hoja de especificación del tanque de lavado

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 7		
Nombre del equipo: Tanque de lavado		
Fabricante: N/A	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero ASTM A36
		Etiqueta de la planta: WT-1001
Dimensiones: Diámetro: 26,88 m (88,2 pies) Altura: 10,91 m (35,8 pies)		Parámetro de diseño: Volumen operación: 21 120 BFPD BSW operación: 0,5 % Diámetro de gota: 500 μm Tiempo de residencia: 24 horas Temperatura de operación: 80-100 °F Presión de operación: Atmosférica
Principio de funcionamiento. El fluido libre de gas ingresa al tanque en el cual la emulsión crudo-agua permanece 24 horas de tiempo de reposo. La separación de la emulsión se produce aprovechando la fuerza de la gravedad y la diferencia de densidad entre el agua de formación y el crudo.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo:		
<p>El diagrama muestra un tanque cilíndrico con un cono en la parte superior. Se indican los siguientes niveles y capacidades desde arriba hacia abajo: Nivel de líquido de diseño (límite superior), Capacidad de protección de sobrellenado (zona entre el nivel de diseño y el nivel alto), Nivel de líquido alto, Nivel de líquido normal (límite de operación), Capacidad de trabajo neta (zona entre el nivel normal y el nivel bajo), Nivel de líquido bajo, y Capacidad no operativa (zona inferior). El tanque tiene un diámetro 'D' y una altura 'h'. Se muestran conexiones para 'Entrada de proceso' (con válvula), 'Servicios de refrigeración/calificación' (con válvula y sensor TC), 'Gas Inerte' (con válvula), 'Quemadores/venteo a la atmósfera' (con válvula), 'Línea de líquido de sobrellenado' (con sensor LC), y 'Salida de proceso' (con válvula y sensor LC). Un 'Sumidero' está ubicado en la base del tanque. Un sensor FC está en la parte superior del cono.</p>		
<p>$h = 10,91 \text{ m}$ $D = 26,88 \text{ m}$</p>		

Tabla 4.16. Hoja de especificación tanque de reposo

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 8		
Nombre del equipo: Tanque de reposo		
Fabricante: N/A	Modelo: N/A	Material de construcción: Acero ASTM A36
		Etiqueta de la planta: ST-1001
Dimensiones: Diámetro: 14,33 m (47 pies) Altura: 6,48 m (21,94 pies)		Parámetro del equipo: Volumen operación: 6 000 BFPD BSW operación: 0,5 % Diámetro de gota: 500 μm Tiempo de residencia: 24 horas Temperatura de operación: 80-100 °F Presión de operación: Atmosférica
Principio de funcionamiento: El crudo proveniente del tanque de lavado pasa al tanque de reposo o surgencia en donde se elimina el agua que puede estar en el crudo, para posteriormente despachar el crudo hacia la estación del Auca Central.		
Modalidad de operación: Continuo		
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;"> <p style="text-align: center;"> $h = 6,48 \text{ m}$ $D = 14,33$ </p> </div>		

5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

Luego de realizar el diseño del sistema de deshidratación de crudo pesado para la obtención de petróleo con %BS&W (0,5) menor al manejado en la actualidad (0,74), se evaluó su factibilidad desde el ámbito económico el proyecto.

Para el rediseño del sistema antes mencionado se tiene que tomar en cuenta varios aspectos como: la inversión, los gastos involucrados e ingresos. En complemento de este análisis se calculó la viabilidad del proyecto a través de los indicadores financieros TIR y VAN.

5.1. INVERSIONES

Para la implementación de este proyecto se requiere establecer los costos de inversión, en esta parte del proyecto se detallan los costos de los equipos principales, mano de obra e insumos.

No se tomó en consideración el valor del terreno gracias a que el contrato de concesión concertado por el consorcio Petrosud Petroriva y el Estado Ecuatoriano le permite operar a la empresa en los campos Pindo y Palanda.

Los costos de fabricación por equipo se encuentran calculados en la Tabla AVI.1 hasta la Tabla AVI.8. En la Tabla 5.1 se muestra el costo total por fabricación o adquisición de equipos principales y auxiliares.

Tabla 5.1. Costo de fabricación y adquisición de equipos

Equipo	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Separador horizontal de prueba	1	44 490,50	44 490,50
Separador horizontal de producción de 10 000 Bls	2	72 795,75	145 591,50
Separador horizontal de Producción de 20 000 Bls	1	95 434,90	95 434,90

Tabla 5.1. Costo de fabricación y adquisición de equipos (continuación...)

Separador vertical bifásico	1	98 788,10	98 788,10
Tanque de lavado	1	790 341,16	790 341,16
Tanque de reposo	1	274 557,39	274 557,39
Bomba centrífuga	2	12 500,00	25 000,00
Calentador eléctrico	1	100 000,00	100 000,00
Sistema de tuberías y accesorios	1	10 000,00	10 000,00
Sistema de generación	1	480 962,00	480 962,00
		Total	2 065 165,55

Además de los costos por fabricación de los equipos principales, se deben considerar los costos por adquisición de accesorios adicionales como son válvulas y tuberías.

En la Tabla 5.2 se detallan los costos de accesorios adicionales.

Tabla 5.2. Costo de accesorios adicionales

Accesorio	Separadores horizontales	Separador vertical	Tanques	Unidades	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Válvula de control	4	-	-	4	800,00	3 200,00
Válvula de globo	4	-	-	4	450,00	1 800,00
Válvula de bola	16	1	-	17	380,00	6 460,00
<i>Basket strainer</i> (filtro)	3	-	4	7	2.000,00	14 000,00
Válvula de aguja	6	1	-	7	120,00	840,00
Válvula check	8	1	-	9	160,00	1 440,00
Válvula de compuerta	-	5	20	25	180,00	4 500,00
Válvula de mariposa	-	-	12	12	400,00	4 800,00

Tabla 5.2. Costo de accesorios adicionales (continuación...)

Tuberías de 4 m	-	-	-	56	150,00	8 400,00	
					Subtotal		45 440,00
					Imprevistos	1%	454,40
					Total		45 894,40

En la Tabla 5.3 se muestra la inversión inicial del proyecto con base en los costos totales de los equipos y accesorios adicionales. Se añadió un valor de 10 000,00 USD asociados a los trámites y patentes.

Tabla 5.3. Inversión inicial del proyecto

Inversión	Costo (USD)
Equipos	2 065 165,55
Activos (trámites, patentes)	10 000,00
Accesorios	45 894,40
Total	2 121 059,95

A partir de la Tabla 5.3 se determinó que el costo total de inversión inicial del proyecto sería de 2 121 059,95 USD.

5.2. COSTOS VARIABLES Y COSTOS FIJOS

5.2.1. COSTOS VARIABLES

Los costos variables se relacionan de manera directa con la actividad de la estación, en esta sección del análisis económico se detallan los costos por generación de energía eléctrica y de agente demulsificante utilizado en planta. Los costos asociados al mantenimiento de los equipos principales también han sido considerados como costos variables.

En la Tabla 5.4 se presentan los costos por generación eléctrica, que utiliza como combustible únicamente el gas asociado obtenido en la separación bifásica. El costo de generación eléctrica mensual se tomó de la Tabla 5.9.

El costo mensual de tratamiento químico se tomó del informe presentado a la empresa Petrosud Petroriva para el mes de diciembre del 2017 (Baker Hugues, p.8, 2017).

Tabla 5.4. Costos anuales de agentes químicos y de generación eléctrica

Ítem	Costo por día (USD)	Costo por mes (USD)	Costo por año (USD)
Generación a gas	684,71	20 541,30	246 496,60
Tratamiento químico	1 323,72	39 711,50	476 539,20
		Total	723 034,80

En la Tabla 5.5 se muestran los costos que intervienen en el mantenimiento de los equipos principales. El mantenimiento para cada uno de ellos se realizará en periodos semestrales.

Tabla 5.5. Costos por mantenimiento de equipos

Equipo	Unidades	Costo semestral (USD)	Costo anual (USD)
Separador horizontal	4	5 000,00	40 000,00
Separador vertical	1	5 000,00	10 000,00
Tanques	2	10 000,00	40 000,00
Calentador	1	4 000,00	8 000,00
		Total (USD)	98 000,00

(Petrosud-Petroriva-b, 2017)

5.2.2. COSTOS FIJOS

Con base en el personal que actualmente opera en la estación Pindo se calcularon los costos fijos necesarios para operar y monitorear el sistema de deshidratación de crudo pesado. Para dicho análisis se consideraron los salarios de los trabajadores en función del cargo y los beneficios que la ley mantiene vigente.

Para determinar el valor total que un trabajador de la estación percibe anualmente se consideraron los siguientes aspectos como: el salario mensual, aporte al IESS, décimo tercer sueldo, décimo cuarto sueldo, y fondos de reserva (IESS, 2018, p.1; Ministerio del trabajo, 2017). El ejemplo de cálculo del valor total anual para un operador de la estación Pindo se encuentra realizado en el Anexo AVI.2.

En la Tabla 5.6 se presenta el número de personas dispuestas para la implementación del sistema de deshidratación de crudo pesado, además se muestra el valor total anual correspondiente a todos los trabajadores que operan en la estación, tomando en cuenta el cargo que cada uno de ellos desempeña, y el número de trabajadores en cada puesto.

La operación normal de la estación se llevará a cabo con el apoyo de 18 trabajadores en campo. El personal trabajará bajo turnos rotativos de 14 días en operación en la estación Pindo y 14 días en descanso.

Tabla 5.6. Costos fijos de sueldos de trabajadores de la estación Pindo

Cargo	Salario mensual (USD)	Bonificaciones (USD)	Aporte patronal IESS	Total mensual por empleado	Total anual por empleado	Décimo tercero	Décimo cuarto	Fondo de reserva	N° empleados	Total anual (USD)
Jefe de campo	4 000,00	800,00	446,00	5 246,00	62 952,00	4 000,00	386,00	4 000,00	2	142 676,00
Jefe mantenimiento	2 500,00	500,00	278,75	3 278,75	39 345,00	2 500,00	386,00	2 500,00	2	89 462,00
Jefe SSAC-RC	1 800,00	360,00	200,70	2 360,70	28 328,40	1 800,00	386,00	1 800,00	1	32 314,40
Operador de generación	1 400,00	280,00	156,10	1 836,10	22 033,20	1 400,00	386,00	1 400,00	2	50 438,40
Técnico mantenimiento	1 200,00	240,00	133,80	1 573,80	18 885,60	1 200,00	386,00	1 200,00	2	43 343,20
Operador producción	1 300,00	260,00	144,95	1 704,95	20 459,40	1 300,00	386,00	1 300,00	2	46 890,80
Supervisor SSAC-RC	1 600,00	320,00	178,40	2 098,40	25 180,80	1 600,00	386,00	1 600,00	2	57 533,60
Médicos	2 500,00	500,00	278,75	3 278,75	39 345,00	2 500,00	386,00	2 500,00	2	89 462,00
Facilidades y proyectos	1 700,00	340,00	189,55	2 229,55	26 754,60	1 700,00	386,00	1 700,00	2	61 081,20
Ayudante mantenimiento	900,00	180,00	100,35	1 180,35	14 164,20	900,00	386,00	900,00	2	32 700,40
Ayudante producción	800,00	160,00	89,20	1 049,20	12 590,40	800,00	386,00	800,00	6	87 458,40
Soldador	900,00	180,00	100,35	1 180,35	14 164,20	900,00	386,00	900,00	4	65 400,80
Cuadrilla	600,00	120,00	66,90	786,90	9 442,80	600,00	386,00	600,00	6	66 172,80
Albañil	600,00	120,00	66,90	786,90	9 442,80	600,00	386,00	600,00	1	11 028,80
Total									36	875 962,80

5.3. INGRESOS

La tarifa que la empresa Petrosud-Petroriva recibe por cada barril producido y entregado bajo especificación ($^{\circ}$ API entre 17 y 19, y %BSW menor a 1) es de 29,51 USD. Este valor se encuentra estipulado en el contrato que el consorcio petrolero mantiene con el estado ecuatoriano (Petrosud-Petroriva-b, 2017).

El ingreso anual bruto de la empresa es de 62 451 500,00 USD por la producción y venta estimada de 5 900 barriles diarios. Sin embargo, de todo este monto la empresa destina el 5,5 % del ingreso anual bruto para el correcto funcionamiento de la estación Pindo, es decir que en el primer año el ingreso anual será de 3 495 238,18 USD (Petrosud-Petroriva-b, 2017). Es muy importante recalcar este aspecto porque la estación Pindo corresponde a ser una fracción del consorcio Petrosud-Petroriva.

La producción de crudo durante los 9 años de proyecto no será constante, por ese motivo los ingresos anuales de la estación variarán entre cada año. Las proyecciones de producción de crudo se presentan en la Tabla 5.8 (Petrosud-Petroriva-b, 2017).

Tabla 5.7. Proyecciones de producción de crudo hasta el año 2027

Año	Proyección producción de crudo (bls/día)	Ingresos anuales Pindo (USD)
2019	5 900	3 495 238,18
2020	4 838	2 866 095,30
2021	4 012	2 376 761,96
2022	3 894	2 306 857,20
2023	3 835	2 271 904,81
2024	3 068	1 817 523,85
2025	2 478	1 468 000,03
2026	2 065	1 223 333,36
2027	1 593	943 714,31

5.4. INDICADORES CONÓMICOS DE RENTABILIDAD (VAN y TIR)

El VAN es el valor actualizado neto del flujo de ingresos adquiridos durante el período económico del proyecto que parte del cálculo de las entradas y salidas de efectivo en cada año, éste indicador establece que al ser mayor o igual a cero, el proyecto es beneficioso ya que se logra obtener lo exigido (De la Caridad, et al., 2010, p.6).

Para calcular el valor del VAN se utilizó la Ecuación 5.1.

$$VAN = F_0 + \frac{F_1}{(1 + T_d)} + \frac{F_2}{(1 + T_d)^2} + \frac{F_n}{(1 + T_n)^n} \quad [5.1]$$

Donde:

F_n : flujo de caja para cada año, USD

T_d : tasa de descuento establecida por el Banco Central del Ecuador, %

VAN: valor actual neto, USD

La TIR (tasa interna de retorno) es la tasa de descuento que equipara el valor actual de los flujos de efectivo con la inversión inicial del proyecto, y corresponde a la tasa de descuento que permite obtener un VAN igual a cero (De la Caridad, et al., 2010, p.7).

Para calcular el valor de la TIR se utilizó la Ecuación 5.2.

$$0 = F_0 + \frac{F_1}{(1 + TIR)} + \frac{F_2}{(1 + TIR)^2} + \frac{F_n}{(1 + TIR)^n} \quad [5.2]$$

Para el cálculo de los indicadores de rentabilidad (VAN y TIR), se consideró una tasa de descuento del 10,01 %, misma que se encuentra establecida por el BCE (Banco central del Ecuador) y dispuesta para proyectos de inversión (Banco Central del Ecuador, 2017).

En la Tabla 5.8 se pueden observar los resultados obtenidos de los indicadores de rentabilidad. Los cálculos se hallan detallados en el Anexo VI.

Tabla 5.8. Indicadores económicos TIR y VAN

Indicadores económicos de rentabilidad	Valor
TIR (%)	69,95
VAN (USD)	3 864 787,41

En la tabla 5.9 se muestra el flujo de caja proyectada para los siguientes 9 años, en la cual se tomó a consideración los valores de depreciación de equipos, la amortización de la inversión, el costo de procesamiento (Barajas, 2008, pp.166-167). Los valores de la depreciación de equipos se encuentran en la Tabla AVI.12.

Tabla 5.9. Flujo de caja de la estación Pindo

Ítem	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9
Inversión	-2 121 059,95									
Ingreso bruto (USD)		3 495 238,18	2. 866 095,30	2 376 761,96	2 306 857,20	2 271 904,81	1 817 523,85	1 468 000,03	1 223 333,36	943 714,31
Costo de mantenimiento (USD)		-98 000,00	-98 000,00	-98 000,00	-98 000,00	-98 000,00	-98 000,00	-98 000,00	-98 000,00	-98 000,00
Costo de salarios (USD)		-875 962,80	-875 962,80	-875 962,80	-875 962,80	-875 962,80	-875 962,80	-875 962,80	-875 962,80	-875 962,80
Costos químicos y generación (USD)		-723 034,80	-723 034,80	-723 034,80	-723 034,80	-723 034,80	-723 034,80	-723 034,80	-723 034,80	-723 034,80
Depreciación maquinaria (USD)		-210 895,83	-210 895,83	-210 895,83	-210 895,83	-210 895,83	-210 895,83	-210 895,83	-210 895,83	-210 895,83
Utilidad bruta		2 310 379,55	1 681 236,68	1 191 903,33	1 121 998,57	1 087 046,19	632 665,23	283 141,41	38 474,74	-241 144,32
Impuesto a la renta (25%)		577594,89	420 309,17	297 975,83	280 499,64	271 761,55	158 166,31	70 785,35	9 618,68	-60 286,08
Utilidad menos impuestos (USD)		1 732 784,66	1 260 927,51	893 927,50	841 498,93	815 284,64	474 498,92	212 356,06	28 856,05	-180 858,24
Depreciación maquinaria (USD)		210 895,83	210 895,83	210 895,83	210 895,83	210 895,83	210 895,83	210 895,83	210 895,83	210 895,83
Valor residual (USD)										210 895,83
Flujo de caja (USD)	-2 121 059,95	1 943 680,49	1 471 823,33	1 104 823,33	1 052 394,75	1 026 180,47	685 394,74	423 251,88	239 751,88	240 933,41

5.5. COMPARACIÓN DE GASTOS DE COMBUSTIBLE

Para el equipo de calentamiento a considerar se especifica un 85 % de eficiencia en la generación de energía (Design, 2017, p.11). Se determinó el flujo energético requerido considerando el diseño del calentador eléctrico. Para el cálculo de los costos de generación, se utilizaron los datos proyectados para el sistema de generación de gas (Petrosud-Petroriva-b, 2017).

5.5.1. COSTOS DE GENERACIÓN CON GAS ASOCIADO (100 %)

El costo generación de energía eléctrica con el uso de gas extraído en la estación es igual 0,03 USD/kW-h, información que en el último año manejó la empresa (Petrosud-Petroriva-c, 2017, p.5).

Para obtener 2,76 MMBTU/h (potencia del equipo de calentamiento) a partir del sistema de generación eléctrica como flujo de diseño, se calculó el flujo energético:

$$\text{Potencia} = 2,76 * 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ kW}}{3\,414,42 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}} * \frac{1}{0,85} = 950,98 \text{ kW}$$

El costo de generación de energía eléctrica por día usando gas producido en los dos procesos de separación bifásica es igual a:

$$\text{Costo generación eléctrica Gas} = 950,98 \text{ kW} * \frac{0,03 \text{ USD}}{\text{kW} - \text{h}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 684,71 \frac{\text{USD}}{\text{día}}$$

5.5.2. COSTOS DE GENERACIÓN CON MEZCLA GAS (47 %) y DIÉSEL (53 %)

Para el supuesto caso que se use una mezcla de diésel y gas asociado como combustibles para la generación eléctrica, se tendrían los siguientes costos.

La proporción que en la actualidad se maneja en la empresa para propósitos de generación es de 53 % de diésel y 47 % de gas. Estos porcentajes son el aporte de

energía que cada combustible entrega al total de flujo energético. El poder calórico del diésel utilizado en Pindo es de 18 516 BTU/lb (Petrosud-Petroriva-c, 2017).

Considerando una eficiencia de transformación de energía para ambos combustibles igual al 85 % (Design, 2017, p.11), se tiene que la cantidad de diésel en galones por día que se necesitaría usar es igual a:

$$\text{GPD Diésel} = 2,76 * 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}} * 0,53 * \frac{1 \text{ lb}}{18 516 \text{ BTU}} * \frac{1 \text{ pie}^3}{54 \text{ lb}} * \frac{7,485 \text{ gal}}{1 \text{ pie}^3} * \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} * \frac{1}{0,85}$$

$$\text{GPD Diésel} = 309,19 \frac{\text{gal}}{\text{día}}$$

Al calcular los costos diarios por consumo de diésel, considerando 4,00 USD por galón (Petrosud-Petroriva, 2017) se tiene:

$$\text{Costo Diésel} = 309,19 \frac{\text{gal}}{\text{día}} * \frac{4,00 \text{ USD}}{\text{gal}} = 1236,76 \frac{\text{USD}}{\text{día}}$$

El costo de generación eléctrica mediante gas asociado considerando su aporte de energía igual al 47 %, y una eficiencia de transformación de 85 % es igual a:

$$\text{Costo Gas} = 950,98 \text{ kW} * 0,47 * \frac{0,03 \text{ USD}}{\text{KW} - \text{h}} * 24 \text{ h} = 321,81 \frac{\text{USD}}{\text{día}}$$

Sumando los costos de gas y diésel necesarios para la obtención de energía se tiene:

$$\text{Costos total generación} = 1 236,76 \frac{\text{USD}}{\text{día}} + 321,81 \frac{\text{USD}}{\text{día}}$$

$$\text{Costos total generación} = 1 558,57 \frac{\text{USD}}{\text{día}}$$

En la Tabla 5.10 se presenta la comparación entre el uso de diésel y gas para la generación de 950,98 kW, que es el flujo de energía que se necesitan para poner en funcionamiento el calentador.

Tabla 5.10. Costo por año de generación eléctrica

Combustible generación	Costo por día (USD)	Costo por año (USD)
Gas (100 %)	684,71	249 919,15
Diésel-gas (53 % - 47 %)	1 558,57	568 878,05

$$\text{Ahorro al año} = 568\,878,05 \text{ USD} - 249\,919,15 \text{ USD} = 318\,958,90 \text{ USD}$$

De la Tabla 5.11 se determinó que si se usa sólo gas como combustible para generación de energía eléctrica existe un ahorro diésel de 112 854,35 galones de diésel por año (309,19 galones por día) generando un ahorro de 318 958,90 USD al año.

BIBLIOGRAFÍA

1. Aal, A., Agoour, M. (2008). *"Petroleum and gas field processing"*. Recuperado de:
<http://www.icheh.com/Files/Posts/Portal1/Petroleum%20and%20Gas%20Field%20Processing.pdf>
2. Abarca, A. (2016). *"Estudio del efecto de reductores de viscosidad (Tesis de grado)"*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de:
<http://bibdigital.epn.edu.ec/handle/15000/16251>
3. Andrade, F. (2012). *"Desarrollo de herramienta de simulación para equipos separadores de agua libre (Tesis de grado)"*. Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, Colombia. Recuperado de:
<http://www.bdigital.unal.edu.co/6412/1/280240.2012.pdf>
4. ANSI/ISA S5.1. (2009). *"Instrumentation Symbols and Identification"*. Recuperado de: <http://avanceon.com/wp-content/uploads/2017/01/ISA-5.1-2009.pdf>
5. API 12J. (2008). *"Specification for oil and gas separators"*.
6. API 12K. (2008). *"Specification for Indirect Type Oil Field Heaters"*. Recuperado de:
https://global.ihs.com/doc_detail.cfm?document_name=API%20SPEC%2012K#abstract-section
7. API 5L. (2008). *"Specification for pipe line"*. Recuperado de:
<https://ia801402.us.archive.org/9/items/gov.law.api.5l.2004/api.5l.2004.pdf>
8. API 650. (2007). *"Welded tanks for oil storage"*. Recuperado de:
https://archive.org/stream/API65012th2013/API%20650%2012th_2013#page/n0/mode/2up

9. ARCH (Agencia de regulación y control hidrocarburífero). (2018). *“Producción diaria de petróleo y gas natural neto de campo a nivel nacional”*. Recuperado de: <http://www.controlhidrocarburos.gob.ec/wp-content/uploads/produccion-de-petroleo/reporte-diario-de-produccion.pdf>
10. Arnold, K. y Stewart, M. (2008). *“Surface Production Operations - Design of Oil Handling Systems and Facilities”*. Volumen 2. Recuperado de: [http://www.boti.oil.gov.iq/book/english%20ebooks/%20النفط%20والجبلوجيا/%20Surface%20Production%20Operations%20\(Volumen%202,%202nd%20Ed\).pdf](http://www.boti.oil.gov.iq/book/english%20ebooks/%20النفط%20والجبلوجيا/%20Surface%20Production%20Operations%20(Volumen%202,%202nd%20Ed).pdf)
11. ASME VIII-División 1. (2013). *“Código ASME Sección VIII División 1 - Diseño, Construcción e Inspección de Tanques y Recipientes de Presión”*.
12. ASME B31.3. (2002). *“Código ASME B31.3, Tuberías de Proceso de Refinerías y Plantas Químicas”*.
13. ASTM D-7829. (2017). *“Standard Guide for Sediment and Water Determination in Crude Oil”*.
14. ASTM D-86. (2017). *“Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products and Liquid Fuels at Atmospheric Pressure”*.
15. Banco Central del Ecuador. (2017). *“Tasas de interés vigentes-Datos históricos”*. Recuperado de: <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/SectorMonFin/TasaInteres/TasasHistorico.htm>
16. Baker Hugues. (2017). *“Informe mensual diciembre 2017 – Consorcio petrolero Petrosud-Petroriva”*.

17. Barajas, A. (2008). *“Finanzas para no financistas”*. (4ta ed.). Bogotá, Colombia: Editorial Pontificia Universidad de Bogotá
18. Carrillo, S. (2007). *“Estudio y evaluación de las facilidades de superficie para optimizar el sistema de venteo de gas en la estación Villano A de Agip Oil Ecuador B.V. (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de:
<http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/130/1/CD-0535.pdf>
19. Chávez, J. (2015). *“Diseño y simulación de Separadores horizontal y vertical de tres fases (Tesis de Grado)”*. Escuela Politécnica del Ejército, Sangolquí, Ecuador. Recuperado de:
<http://repositorio.espe.edu.ec/xmlui/bitstream/handle/21000/10385/T-ESPE-048867.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
20. Chávez, J. y Yépez, D. (2010). *“Reingeniería de un sistema de calentamiento para la deshidratación de crudo a ser implementado en el campo Cuyabeno a cargo de Petroproducción, ubicado en la provincia de Sucumbios (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Sangolquí, Ecuador. Recuperado de:
<http://repositorio.espe.edu.ec/xmlui/bitstream/handle/21000/2335/T-ESPE-029293.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
21. CRN. (2017). *“Resistencias eléctricas y equipos calefactores”*. Recuperado de:
http://www.crntecnopart.com/images/pdf/ESP/catalog/cetal_es.pdf
22. De la Cadena, C. (2012). *“Diseño de un tanque de almacenamiento de petróleo tipo techo flotante de 100 000 barriles de capacidad para la empresa TESCA ingeniería del Ecuador (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de:
<http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/4943/1/CD-4480.pdf>
23. De la Caridad, I., González, L., León, M. y Lezcano, D. (2010). *“Fundamentos teóricos metodológicos para la evaluación económico-financiera de*

proyectos de inversión". Centro de información y gestión tecnológica (IDICT). Pinar del Río, Cuba. Recuperado de: http://www.ciget.pinar.cu/Revista/No.2010-1/Articulos/Evaluacion_Economica_Financiera.pdf

24. Design S.A. (2017). *"Ingeniería de calentador a fuego indirecto"*. Quito, Ecuador.

25. Díaz, A., Paguay, Á., Tomalá, H., y Malavé K. (2017). *"Parámetros requeridos en el diseño de separadores para manejar mezclas gas-líquido"*. Escuela Superior Politécnica del litoral, Guayaquil, Ecuador. Recuperado de: <https://www.dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/16078/1/PARÁMETROS%20REQUERIDOS%20EN%20EL%20DISEÑO%20DE%20SEPARADORES%20PARA%20MANEJAR%20MEZCLAS%20GAS-LÍQUIDO.pdf>

26. Domingo, A. (2011). *"Apuntes de mecánica de fluidos"*. España. Recuperado de: <http://oa.upm.es/6531/1/amd-apuntes-fluidos.pdf>

27. Emerson. (2013). *"Tips de servicio para técnicos y contratistas"*. México. Recuperado de: <http://www.emersonclimate.com/es-LA/Resources/Documents/2006DS-181-SP-R2-TipsTecnicos40-03-13.pdf>

28. Europe Heaters. (2017). *"Sistema eléctricos de calefacción – Intercambiadores eléctricos"*. Recuperado de: <http://santiescoin.com/wp-content/uploads/Espan%CC%83ol.compressed.pdf>

29. Faergstad, I. (2016). *"Petróleo Pesado"*. Recuperado de: http://www.slb.com/-/media/Files/resources/oilfield_review/defining-series-spanish/Defining_HeavyOil_Jan_2016.pdf?la=en&hash=912B1C72A05DF87A386259981E9B701B4194D76F

30. Fierro, J. (2006). *"Clarificación de agua de producción para su inyección o reinyección por flotación inducida con microburbujas (Tesis de grado)"*.

Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de:
<http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/169/1/CD-0196.pdf>

31. García, A., Osorio, J., y Sechagua, D. (2009). *“Manual especializado en tratamiento de crudo pesado (Tesis de grado)”*. Corporación institucional del Petróleo, Villavicencio, Colombia. Recuperado de:
https://issuu.com/jonathanbarrios/docs/manual_especializado_en_tratamiento
32. Guerra, G. (2007). *“Control Automático y Simulación Digital”*. Quito, Ecuador.
33. Hans, D. (2009). *“Control valve primer: A user guide”*. (4ta ed.). New York, Estados Unidos de América, ISA.
34. IESS. (2018). *“Tasas de aporte”*. Recuperado de:
<https://www.iess.gob.ec/documents/13718/54965/Tasasdeaportacion.pdf>
35. Intertek. (2017). *“Destilación ASTM-D86 crudo Pindo”*
36. JARA SRL (2008). *“Sistemas de calentamiento, secado industrial, y sensores de temperatura”*. Recuperado de:
<http://jararesistencias.com/pdf/Catalogo-General-2017.pdf>
37. Jaramillo, O. (2007). *“Notas de Físico-Química Estados de la Materia; Líquidos”*. Universidad Nacional Autónoma de México, Morelos, México. Recuperado de: <http://www.cie.unam.mx/~ojs/pub/Liquid3/liquid3pdf.pdf>
38. Jiménez, C. (2009). *“Optimización en los procesos de facilidades de producción en el campo Sacha, estación Sacha central (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de:
<http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/1855/1/CD-2422.pdf>
39. León, J. (2001). *“Diseño y cálculo de recipientes a presión”*. Recuperado de:
<https://drive.google.com/file/d/0B1DsQBshLS9wWGk4RjJzTF91LU0/view>

40. Manning, F., y Thompson, R. *“Oilfield Processing”*. Volumen 2. PenWell Books. Tulsa. Oklahoma, USA.
41. Marfisi, S. y Salager, J. (2004). *“Deshidratación de crudo-Principios y Tecnología”*. Universidad de los Andes, Mérida, Venezuela. Recuperado de:
http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP_Deshidratacion.pdf
42. Martínez, J. (2009). *“Deshidratación de crudo pesado en la terminal marítima dos bocas (Tesis de grado)”*. México D.F., México. Recuperado de:
<http://www.ptolomeo.unam.mx:8080/xmlui/bitstream/handle/132.248.52.100/1086/Tesis.pdf?sequence=1>
43. Massa, J., Giro, J. y Giudici, A. (2015). *“Recipientes de presión”*.
44. Mendoza, C., Ochoa, D. (2014). *“Ingenierías conceptual, básica y de detalle para la optimización del sistema de deshidratación y almacenamiento del campo Sacha Sur-Río Napo CEM (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica del Ejército, Sangolquí. Ecuador. Recuperado de:
<file:///C:/Users/pambiente/Downloads/T-ESPE-048586.pdf>
45. Mills, A. (1995), *“Transferencia de calor”*. (8va Ed.). McGraw-Hill Interamericana de España S.A.U., 1998. ISBN 84-481-2040-X
46. Ministerio de Energía y Minas del Ecuador. (2004). *“Reglamento de transporte de crudo por el SOTE”*. Recuperado de:
<http://www.controlhidrocarburos.gob.ec/wp-content/uploads/MARCO-LEGAL-2016/Registro-Oficial-280-Acuerdo-Ministerial-14.pdf>
47. Ministerio de Energía y Minas del Perú (MEMP). (2014). *“Reglamento de normas para la refinación y procesamiento de hidrocarburos”*. Recuperado de:
<http://www2.osinerg.gob.pe/MarcoLegal/docrev/DS-051-93-EM-CONCORDADO.pdf>

48. Ministerio del trabajo. (2017). *“Código del trabajo”*. Recuperado de: <http://www.trabajo.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2012/11/C%C3%B3digo-de-Tabajo-PDF.pdf>
49. Montilla, C. (2011). *“Evaluación de la eficiencia del sistema separación gas-líquido de las mezclas crudo nafta y crudo mesa-30 en la estación Flujo J-20 (Tesis de grado)”*. Escuela de Ingeniería de Petróleo, Monagas, Venezuela. Recuperado de: http://ri.biblioteca.udo.edu.ve/bitstream/123456789/4255/1/665.73_M814_01.pdf
50. Molina, J. y Sánchez, M. (2006). *“Diagnóstico y rediseño de las facilidades de separación en el área Auca (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica del Litoral, Guayaquil, Ecuador. Recuperado de: <https://www.dspace.espol.edu.ec/bitstream/123456789/3378/1/5900.pdf>
51. Moreno, M. (2006). *“Optimización del Sistema de Deshidratación de la Estación de Flujo Muri, de PDVSA, Distrito Norte, E.P. Oriente (Tesis de Grado)”*. Universidad Simón Bolívar, Caracas, Venezuela. Recuperado de: <http://159.90.80.55/tesis/000132042.pdf>
52. Mosquera, L., Rodríguez, V. (2010). *“Optimización de las facilidades de producción del campo Cuyabeno (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de: <http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/1585/1/CD-2726.pdf>
53. Mott, R. (2006). *“Mecánica de fluidos”*. (6ta ed.). Naucalpan de Juárez, México D.F.: PEARSON EDUCATION.
54. Oña, W., y Palma, I. (2016). *“Dimensionamiento de separadores de producción y prueba para el campo MARK 2 mediante el uso del método half full (Tesis de grado)”*. ESPOL, Guayaquil, Ecuador. Recuperado de:

<http://www.fict.espol.edu.ec/sites/fict.espol.edu.ec/files/banner/TESIS%20FINAL.pdf>

55. Ortiz, G. (2017). *“Diseño de una planta de acabados textiles sobre tejido de punto tubular de poli-algodón (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador, Recuperado de: <http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/17356/1/CD-7855.pdf>
56. Paguay, A. (2006). *“Diseño de un intercambiador de calor para el Sistema de calentamiento de agua de los tanques de lavado de Petroproducción (Tesis de Grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de: <http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/2723/1/DISE%C3%91O%20DE%20UN%20INTERCAMBIADOR%20DE%20CALOR%20PARA%20EL%20SISTEMA%20DE%20CALE.pdf>
57. Pabón, J. (2014). *“Diseño de Tanques de lavado de techo cónico fijo con paredes deflectoras internas para la empresa PEC (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de: <http://bibdigital.epn.edu.ec/handle/15000/7416>
58. PDVSA N° L-TP 1.1. (1994). *“Preparación de diagramas de Proceso”*. Manual de Ingeniería de diseño.
59. PEMEX. (2004). *“Calentadores a fuego directo para plantas de proceso”*. Recuperado de: <http://www.oilproduction.net/files/CalentadoresFuegoDirecto.pdf>
60. Peña, M. (2013). *“Identificación de pasivos ambientales y propuesta metodológica de remediación de piscinas API en el campo Pindo, operado por el Consorcio Petrosud-Petroriva (Tesis de grado)”*. Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador. Recuperado de: <file:///C:/Users/pambiente/Downloads/T-UCE-0012-150.pdf>

61. Peters, M. y Timmerhaus, K. (2002). *“Plant Design and Economics for chemical Engineers”*. Tokio: McGraw-Hill
62. Petrosud-Petroriva-a. (2017). *“Informe de exploración y desarrollo para el campo Pindo, operado por el consorcio Petrosud-Petroriva”*
63. Petrosud-Petroriva-b. (2017). *“Proyección Pindo 2018-2027”*
64. Petrosud-Petroriva-c. (2017). *“Recuperación de gas quemado en las teas para ser usado como gas combustible en generación eléctrica”*
65. Petrosud-Petroriva. (2017). *“Tratamiento químico Petrosud-Petroriva”*
66. Requena, G. y Rodríguez, M. (2006). *“Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos (Tesis de grado)”*. Universidad Central de Venezuela, Caracas, Venezuela. Recuperado de: <http://oilproduction.net/cms3/files/Separadores%20Bifasicos%20y%20Trifasico.pdf>
67. Rodríguez, A. (2007). *“Optimización del gas de los campos Pindo, Palanda-Yuca Sur II para generación eléctrica (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de: <http://bibdigital.epn.edu.ec/handle/15000/2711>
68. Romero, W. (2016). *“Diseño de un sistema de coquización retardada para craqueo de crudo extrapesado (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de: <http://bibdigital.epn.edu.ec/handle/15000/16674>
69. Rosencutter, C. (2000). *“Example from vessel handbook”*. Recuperado de: <http://www.mecaenterprises.com/Mecastack-Software.html>

70. Saci Pumps. (2016). *“General Catalogue 2016”*. Recuperado de: <http://www.sacipumps.com/DESCARGAS/General%20Catalogue%202016.pdf>
71. Secretaría de Hidrocarburos. (2011). *“Normativa Hidrocarburífera”*. Recuperado de: http://www.secretariahidrocarburos.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2013/08/NORMATIVA_HIDROCARBURIFERA.pdf
72. Sinnott, R. (2005). *“Chemical Engineering Design”*. (4ta ed.). Londres, Inglaterra: Elsevier.
73. Solórzano, C. (2010). *“Rediseño del sistema de almacenamiento y transporte de crudos de los campos Culebra-Yulebra Anaconda hacia el CPF (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de: <file:///C:/Users/Karo%20Goyes/Downloads/CD-3245.pdf>
74. Streeter, V. (2000). *“Mecánica de los fluidos”*. (9na ed.). Santafé de Bogotá, Colombia: McgrwHill.
75. Trullás. (2016). *“Resistencias eléctricas industriales”*. Barcelona, España. Recuperado de: <http://www.alberttrullas.com/catalogo.pdf>
76. Velasco, E. (2013). *“Simulación y dimensionamiento de equipos de proceso para la deshidratación de petróleo en facilidades de producción (Tesis de grado)”*. Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador. Recuperado de: <http://www.dspace.uce.edu.ec:8080/handle/25000/2246>
77. Vistín, J. (2013). *“Análisis de causa Raíz en los trabajos de reacondicionamiento de pozos del bloque Pindo. Valoración de Resultados y Lecciones Aprendidas (Tesis de grado)”*. Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador. Recuperado de:

<http://www.dspace.uce.edu.ec/bitstream/25000/1697/1/T-UCE-0012-262.pdf>

78. Zhunio, J. (2014). *“Análisis de las técnicas de cañoneo en los pozos de los campos Pindo y Palanda Yuca Sur. Evaluación de recañoneo y ampliación de punzados (Tesis de grado)”*. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperado de: <http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/7889/4/CD-5679.pdf>

ANEXOS

ANEXO AI

BALANCE DE MASA

Para realizar el balance de masa del sistema de deshidratación se utilizó la información otorgada por parte del Consorcio Petrosud-Petroriva. La información consta de las condiciones de ingreso al área de separación horizontal proveniente del *manifold*. Las características físico-químicas del crudo, agua de formación y gas asociado fueron proporcionadas por el departamento de facilidades de la empresa.

Adicionalmente, con base en el ensayo de destilación atmosférica realizado al crudo, se determinó la cantidad de volátiles que migran a través del tanque de lavado.

Conforme a las proyecciones realizadas por el área de operaciones de la empresa el fluido multifásico de entrada estará conformado por 14 000 BWPD (barriles de agua por día), 6 000 BOPD (barriles de crudo por día), y 893 760 PCPD (pies cúbicos de gas por día).

AI.1 CONDICIONES DE ENTRADA

En la Tabla AI.1 se muestran las condiciones a las que ingresa el fluido emulsionado al área de separación bifásica.

Tabla AI.1 Condiciones de ingreso al área de separación horizontal

Propiedad	Cantidad	Unidad
Flujo emulsión	20 000	BFPD
Flujo gas asociado	893 760	PCPD
Temperatura	80	°F
Presión	90	psi

Tabla AI.1 Condiciones de ingreso al área de separación horizontal (continuación...)

%BSW	70	%
API	17	°API

En las Tablas AI.2 y AI.3 se indican las propiedades del petróleo y el agua al ingresar al proceso de deshidratación, respectivamente. Se consideró que durante el proceso de deshidratación las densidades del agua y el petróleo como constantes.

Tabla AI.2 Propiedades de ingreso del crudo

Propiedad	Cantidad	Unidad
API	17	°API
G.E.	0,953	N/A
Densidad	953	kg/m ³
Viscosidad	129,90	cSt
Flujo Volumétrico	6 000	BOPD
	39,81	m ³ /h
Flujo Másico	37 932	kg/h

Tabla AI.3 Propiedades de ingreso del agua de formación

Propiedad	Cantidad	Unidad
G.E.	1,014	N/A
Densidad	1 014	kg/m ³
Flujo volumétrico	14 000	BWPD
	92,89	m ³ /h
Flujo másico	94 188	kg/h

En la Tabla AI.4 se muestran los datos de volumen recuperado en función de la temperatura obtenidos a partir de la prueba de destilación ASTM D-86.

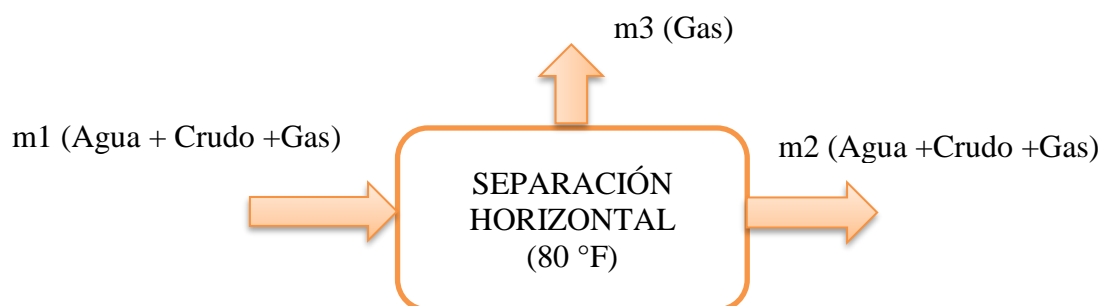
La curva de destilación atmosférica (Figura AI.7) permite extrapolar los resultados con el fin de conocer el porcentaje de crudo que se evapora por venteo.

Tabla AI.4 Datos de corte de la prueba de destilación ASTM D-86

Volumen Recuperado (%)	Temperatura (°F)
0	167,0
5	302,0
10	384,8
15	456,8
20	518,0
25	568,4
30	611,6
35	636,8
40	654,8
45	669,2
50	680,0
60	690,8
70	698,0

AI.2 BALANCE DE MASA ÁREA DE SEPARACIÓN HORIZONTAL

Las corrientes de entrada y salida que intervienen en la etapa de separación horizontal bifásica se representan en la Figura AI.1.

**Figura AI.1.** Etapa de separación horizontal

En la Figura AI.2 se presenta el esquema del proceso de separación horizontal bifásica desarrollado en la simulación con el software ASPEN HYSYS.

Se utilizó un separador trifásico en el cual las dos corrientes de salida en fase líquida convergen manteniendo la emulsión crudo-agua.

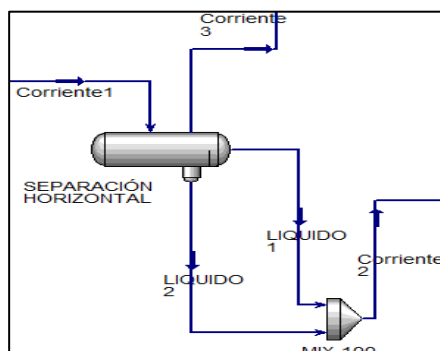


Figura AI.2. Esquema de separación horizontal utilizado en ASPEN HYSYS

Corriente 1: Agua, crudo, y gas

La corriente de entrada a la separación bifásica horizontal está conformada por la emulsión agua-crudo y gas asociado.

- **Cálculo del flujo másico de crudo de entrada**

$$Q_{o-w} = 20\,000 \frac{\text{Barril}}{\text{día}} * \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ barril}} * \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 132,48 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_o = 6\,000 \frac{\text{Barril}}{\text{día}} * \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ barril}} * \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 39,74 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Donde:

Q_{o-w} : caudal emulsión crudo-agua, $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$

Q_o : caudal de crudo libre, $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$

Por medio de la Ecuación AI.1 se calculó el flujo másico de crudo libre:

$$\dot{m}_o = \delta_o * Q_o$$

[AI. 1]

Donde:

\dot{m}_o : flujo másico de crudo libre, $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

δ_o : densidad crudo libre, $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Reemplazando la densidad del crudo de la Tabla A1.2 y su caudal en la Ecuación A1.1 se obtiene:

$$\dot{m}_o = 39,74 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 953 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 37\,872,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

- **Cálculo flujo másico de agua de entrada**

$$Q_w = 14\,000 \frac{\text{Barril}}{\text{día}} * \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ barril}} * \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 92,73 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Por medio de la Ecuación A1.2 se calculó el flujo másico de agua de formación:

$$\dot{m}_w = \delta_w * Q_w \quad [\text{A1. 2}]$$

Donde:

δ_w : densidad del agua, $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

\dot{m}_w : flujo másico agua de formación, $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Q_w : caudal agua de formación, $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$

Reemplazando la densidad del agua de la Tabla A1.3 y su caudal en la Ecuación A1.2 se obtiene:

$$\dot{m}_w = 92,73 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1\,014 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 94\,028,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

- **Cálculo flujo másico de gas de entrada**

$$Q_g = 893\,760 \frac{\text{ft}^3}{\text{día}} * \frac{1\text{m}^3}{(3,28\text{ ft})^3} * \frac{1\text{ día}}{24\text{ h}} * \frac{1\text{h}}{3\,600\text{ s}}$$

$$Q_g = 0,29 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Por medio de la Ecuación AI.3 se calculó el flujo másico de gas:

$$\dot{m}_g = \delta_g * Q_g \quad [\text{AI. 3}]$$

Donde:

δ_g : densidad gas, $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

\dot{m}_g : flujo másico gas de formación, $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Q_g : caudal gas de formación, $\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$

Reemplazando la densidad del gas y su caudal en la Ecuación AI.3 se obtiene el flujo másico de gas de formación.

$$\dot{m}_g = 0,29 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 1,13 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,33 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{3\,600\text{ s}}{1\text{ h}}$$

$$\dot{m}_g = 1\,188 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La corriente 1 se obtuvo sumando las cantidades de crudo, agua y gas utilizando la Ecuación AI.4:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_{o-1} + \dot{m}_{w-1} + \dot{m}_{g-1} \quad [\text{AI. 4}]$$

Reemplazando los datos en la Ecuación AI.4 se obtiene.

$$\dot{m}_1 = 37\,872,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 94\,028,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 1\,188 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_1 = 133\,088,44 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corriente 2: Agua, crudo, y gas

La corriente 2 corresponde a la salida de fluido de los separadores horizontales, se conforma por el contenido total de la fase líquida y el remanente de gas asociado que no se logró separar en la primera etapa de separación bifásica.

Para calcular la corriente 2, se utilizó la Ecuación AI.5:

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_o + \dot{m}_w + \dot{m}_{g-2} \quad [\text{AI. 5}]$$

Donde:

\dot{m}_{g-2} : cantidad de gas remanente posterior a la separación horizontal, $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Reemplazando los datos en la Ecuación AI.5, y considerando una eficiencia en la separación horizontal igual al 80 % según lo establecido como premisa de diseño con base en los criterios se obtiene:

$$\begin{aligned} \dot{m}_2 &= \dot{m}_o + \dot{m}_w + (\dot{m}_g * 0,2) \\ \dot{m}_2 &= 37\,872,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 94\,028,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 1\,188,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0,2 \\ \dot{m}_2 &= 132\,138,04 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Corriente 3: Gas

Gas asociado removido en los separadores horizontales, considerando que la eficiencia de la separación horizontal (80 %), según lo establecido en los criterios de diseño. Para el cálculo de la corriente 3 se utilizó la Ecuación AI.6.

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_g * 0,8 \quad [\text{AI. 6}]$$

Reemplazando los datos en la Ecuación AI.6 se obtiene:

$$\dot{m}_3 = 1\,188,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0,8 = 950,40 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

AI.3 BALANCE DE MASA ÁREA DE SEPARACIÓN VERTICAL

Las corrientes de entrada y salida que intervienen en la etapa de separación vertical bifásica se representan en la Figura AI.3.

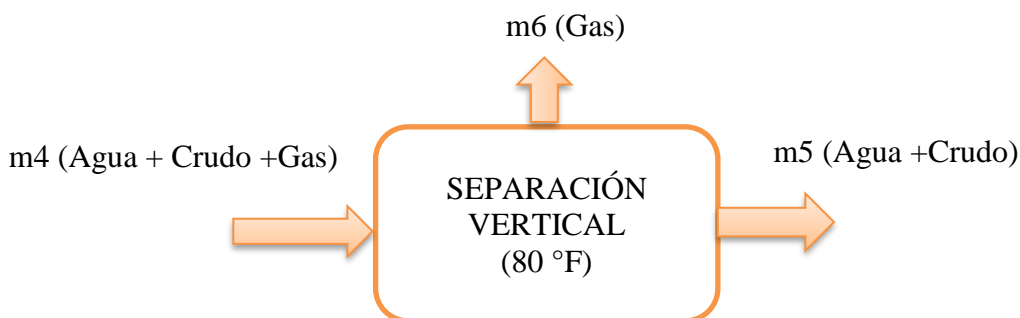


Figura AI.3. Etapa de separación vertical

En la Figura AI.4 se presenta el esquema del proceso de separación vertical bifásica desarrollado en la simulación con el software ASPEN HYSYS.

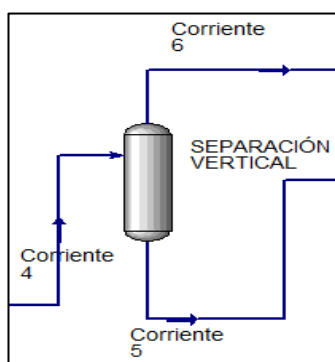


Figura AI.4. Esquema de separación vertical utilizado en ASPEN HYSYS

Corriente 4: Agua, crudo y gas

La corriente de entrada al separador vertical estará formada por la corriente de salida de la separación horizontal más el reciclo de agua de formación proveniente del tanque de lavado. Para el cálculo de la corriente 4 se utilizó la Ecuación AI.7:

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_2 + \dot{m}_7 \quad [\text{AI. 7}]$$

La corriente 7 (\dot{m}_7), corresponde a la corriente de agua que recircula desde el tanque de lavado hacia el separador vertical. Su cálculo se realiza en el balance de masa del tanque de lavado en la Sección AI.4.

Reemplazando los datos correspondientes en la Ecuación AI.7 se obtiene:

$$\begin{aligned} \dot{m}_4 = \dot{m}_2 + \dot{m}_7 &= 132\,138,04 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 0,08 * 94\,028,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ \dot{m}_4 &= 132\,138,04 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 7\,522,26 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 139\,660,30 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Corriente 6: Gas

La corriente 6 está formada por gas que no logró removerse en la separación horizontal. Aunque ocasionalmente luego del proceso quedan restos de gas, se va a considerar que durante esta etapa se remueve todo el gas remanente. La corriente 6 se evaluó utilizando la Ecuación AI.8.

$$\dot{m}_6 = \dot{m}_g * 0,2 \quad [\text{AI. 8}]$$

Reemplazando los datos en la Ecuación AI.8 se obtiene:

$$\begin{aligned} \dot{m}_6 = \dot{m}_g * 0,2 &= 1\,188,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0,2 \\ \dot{m}_6 &= 237,60 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Corriente 5: Agua y crudo

Es la corriente que ingresa al tanque de lavado, y se considera totalmente en fase líquida (crudo-agua). Su cálculo se realizó con la Ecuación AI.9.

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_4 - \dot{m}_6 \quad [\text{AI. 9}]$$

Al reemplazar los datos correspondientes del balance de masa en la Ecuación AI.9 se obtiene:

$$\dot{m}_5 = 139\,660,30 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 237,60 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 139\,422,70 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

AI.4 BALANCE DE MASA EN EL TANQUE DE LAVADO

Las corrientes de entrada y salida que intervienen en la etapa de lavado se representan en la Figura AI.5.

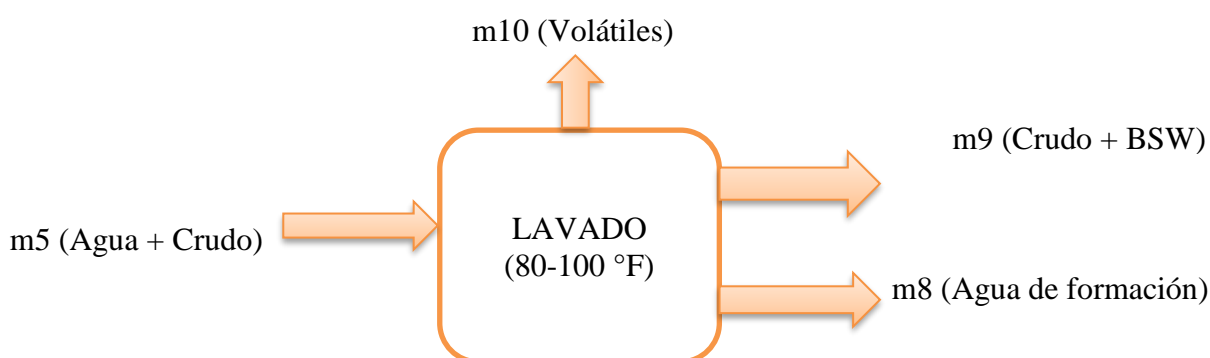


Figura AI.5 Etapa de lavado

En la Figura AI.6 se presenta el esquema del proceso de lavado desarrollado en la simulación con el software ASPEN HYSYS.

Para simular el comportamiento del tanque de lavado se combinó el funcionamiento de un tanque con un separador trifásico, con el propósito de obtener las corrientes de crudo y agua en dos corrientes diferentes.

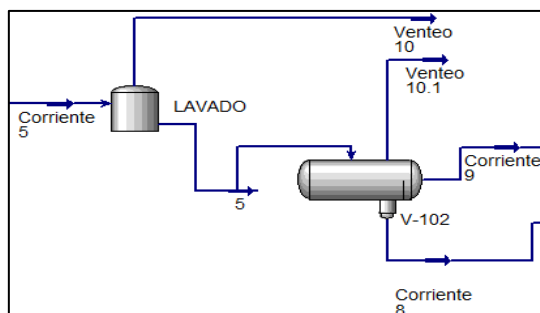


Figura AI.6. Esquema del tanque de lavado utilizado en ASPEN HYSYS

Corriente 10: Volátiles

Para el cálculo del flujo másico de salida de volátiles en el tanque de lavado, se consideró la fracción de volumen recuperado obtenida por la extrapolación de los datos recopilados en la prueba ASTM D-86, como se muestra en la Figura AI.7.

En vista de que los resultados de la prueba de destilación no presentaron puntos de volumen recuperado en el rango de temperaturas de calentamiento del tanque de lavado (80 - 100 °F), se extrapoló varios puntos presentados en la Tabla AI.5.

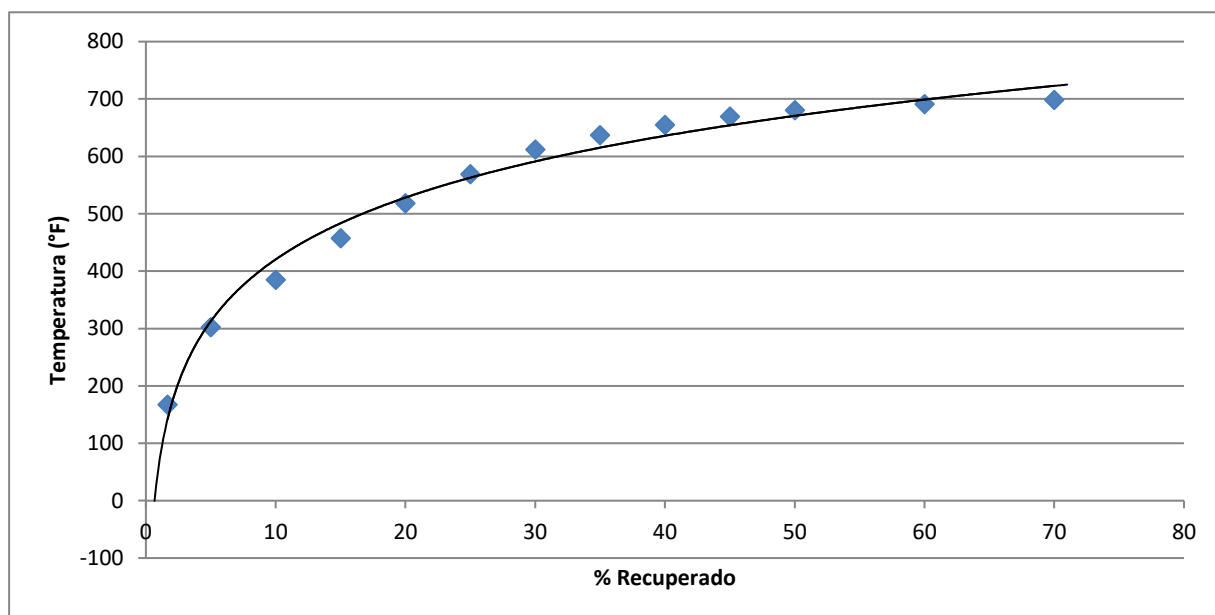


Figura AI.7. Curva de destilación atmosférica

Tabla AI.5. Extrapolación curva de destilado

Volumen recuperado (mL)	T (°F)
0,9844	60
1,0167	65
1,0500	70
1,0840	75
1,1190	80
1,1562	85
1,1940	90

Tabla AI.5. Extrapolación curva de destilado (continuación...)

1,2330	95
1,2730	100
1,3150	105
1,3580	110
1,4020	115
1,4480	120

Tomando como referencia la temperatura más elevada a la que se va a operar el tanque de lavado (100°F), se calcularon los barriles de crudo por día que se evaporan.

Para determinar la corriente de salida de crudo volatilizado, se utilizó la Ecuación AI.10.

$$Q_{10} = y * Q_0 \quad [AI. 10]$$

Donde:

y : Fracción de volumen recuperado a temperatura igual a 100 °F, adimensional

Q_0 : Flujo de crudo de entrada, BOPD

Aplicando la Ecuación AI.10 se obtiene:

$$Q_{10} = 0,01273 * 6\ 000 \frac{\text{Barril}}{\text{día}} = 76,38 \frac{\text{Barril}}{\text{día}}$$

$$Q_{10} = 76,38 \frac{\text{Barril}}{\text{día}} * \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ barril}} * \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\ 000 \text{ L}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 0,51 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Aplicando la Ecuación AI.1 para el caudal de la corriente 10 se obtiene:

$$\dot{m}_{10} = 0,51 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 953,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 486,03 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corriente 9: Crudo y agua

Conformada por el crudo lavado, posee un %BSW igual a 0,5 % según lo establecido al inicio del proyecto. La corriente 9 estará conformada mayoritariamente por crudo y la cantidad de agua más sedimentos que no logran removerse durante el proceso.

- **Balance de crudo en el tanque de lavado:**

Para obtener la masa de crudo que abandona la etapa de lavado se utilizó la Ecuación AI.11:

$$\dot{m}_{0-9} = \dot{m}_0 - \dot{m}_{10} \quad [\text{AI. 11}]$$

Donde:

\dot{m}_{0-9} : Flujo másico de crudo en la corriente 9, $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Reemplazando los datos en la Ecuación AI.11 se obtiene:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{0-9} &= \dot{m}_0 - \dot{m}_{10} \\ \dot{m}_{0-9} &= 37\,872,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 486,03 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ \dot{m}_{0-9} &= 37\,386,19 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Dentro del %BS&W, el contenido de sedimentos (%S) se va a considerar como un valor constante de acuerdo con el reporte del 13 de junio de 2017 con un valor de 0,035 %V/V (Petrosud-Petroriva-d, 2017). Mientras que el %BS&W de ingreso al tanque de reposo será de 0,5 %V/V, y se expresa con la Ecuación AI.12:

$$\%BSW = \%S + \%W \quad [\text{AI. 12}]$$

Donde:

%S: Porcentaje de sedimentos en volumen, %V/V

%W: Porcentaje de agua en volumen, %V/V

Reemplazando los datos mencionados de contenido de sedimentos y %BSW de ingreso al tanque de reposo en la Ecuación AI.12 se obtiene:

$$0,500 = 0,035 + \%W$$

Resolviendo la Ecuación AI.12 se obtiene que:

$$\%W = 0,465$$

Para determinar el flujo de agua asociado al %BSW que no se separa en la etapa de lavado se utilizó la Ecuación AI.13:

$$\%W = \frac{\text{Agua}}{\text{Agua} + \text{Crudo}} * 100 \quad [\text{AI. 13}]$$

Donde:

Agua: Flujo de agua, BWPD

Crudo: Flujo de petróleo, BOPD

Reemplazando los datos en la Ecuación AI.13 se obtiene:

$$0,465 = \frac{\text{Agua}}{\text{Agua} + 5\,923,62 \text{ BOPD}} * 100$$

$$\text{Agua} = 27,67 \frac{\text{barril}}{\text{día}} * \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ barril}} * \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 0,18 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Al transformar el flujo volumétrico de agua en másico se tiene:

$$\text{Agua} = 0,18 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1\,014,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 182,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Con la cantidad de agua y crudo que salen del tanque de lavado, utilizando la Ecuación AI.14, es igual a:

$$\dot{m}_9 = \dot{m}_{0-9} + \text{Agua} \quad [\text{AI. 14}]$$

Reemplazando los datos en la Ecuación AI.14 se obtiene la corriente 9:

$$\begin{aligned} \dot{m}_9 &= 37\,386,19 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 182,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ \dot{m}_9 &= 37\,568,71 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Debido a que los sedimentos conforman una fracción minúscula dentro del balance de masa del tanque de lavado y no afecta el diseño de ninguno de los equipos, no se lo tomará en consideración en el flujo de salida, sin embargo, se realizó su cálculo de flujo volumétrico con la ayuda de la Ecuación AI.15:

$$\%S = \frac{\text{Sedimentos}}{\text{Sedimentos} + \text{Crudo}} * 100 \quad [\text{AI. 15}]$$

Reemplazando los datos en la Ecuación AI.15 se obtiene:

$$\begin{aligned} 0,035 &= \frac{\text{Sedimentos}}{\text{Sedimentos} + 5\,923,62} * 100 \\ \text{Sedimentos} &= 2,07 \frac{\text{Barril}}{\text{día}} * \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ barril}} * \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \\ \text{Sedimentos} &= 0,014 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \end{aligned}$$

Corriente 8: Agua de formación libre de crudo

El agua de formación que sale por la corriente 8 se divide para las corrientes de recirculación del calentador y la reinyección a pozo. Su valor se determinó realizando el balance de masa en la etapa de lavado con ayuda de la Ecuación AI.16:

$$\dot{m}_8 = \dot{m}_5 - \dot{m}_9 - \dot{m}_{10} \quad [\text{Al. 16}]$$

Reemplazando los valores de las corrientes 5, 9 y 10 en la Ecuación Al.16 se obtiene:

$$\begin{aligned} \dot{m}_8 &= 139\,422,70 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 37\,568,71 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 486,03 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ \dot{m}_8 &= 101\,367,96 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

- **Balance de agua a la salida del tanque de lavado**

Las corrientes de entrada y salida que intervienen en el balance de masa de agua producida en el tanque de lavado se representan en la Figura Al.8. Una de las dos corrientes de agua de formación se utiliza para propósitos de reinyección a pozos, y la otra corriente se utilizó para recircular agua al tanque de lavado.

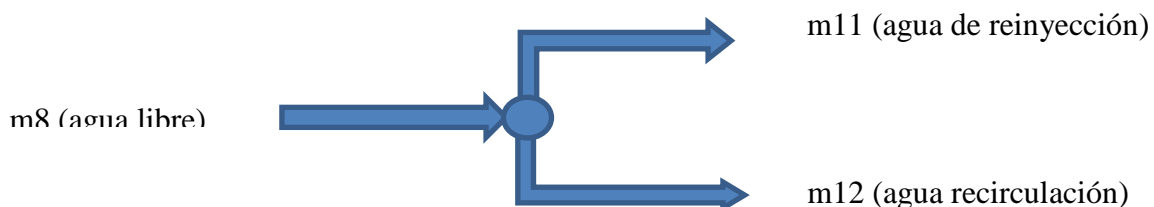


Figura Al.8. Distribución agua libre

En la Figura Al.9 se presenta el esquema del proceso de separación vertical bifásica desarrollado en la simulación con el software ASPEN HYSYS.

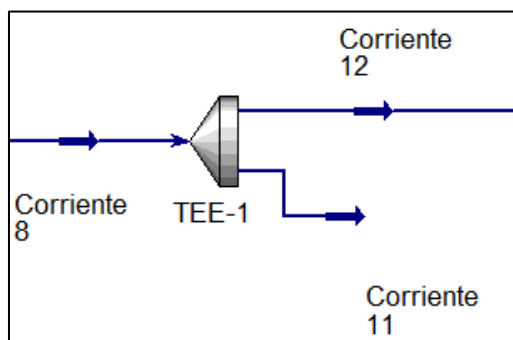


Figura Al.9. Esquema de la distribución de agua libre utilizado en ASPEN HYSYS

El balance de masa del agua producida a la salida del tanque de lavado se expresa mediante la Ecuación AI.17:

$$\dot{m}_8 = \dot{m}_{11} + \dot{m}_{12} \quad [\text{AI. 17}]$$

Corriente 12:

La corriente 12, será la corriente de recirculación de agua dirigida hacia calentamiento. En la recirculación de agua de formación, se va a ocupar el 8 % del total de la masa del agua que ingresa al sistema de deshidratación.

Se acordó usar este valor en coordinación con el departamento de operaciones de la empresa, ya que, al utilizar una cantidad mayor de agua, la energía de calentamiento necesaria sería muy elevada, y el costo del equipo de calentamiento incrementaría.

Para calcular la cantidad de agua en masa dispuesta para ocupar como fluido calefactor en la etapa de calentamiento se utilizó la Ecuación AI.18:

$$\dot{m}_{12} = 0,08 * \dot{m}_{1-w} \quad [\text{AI. 18}]$$

Donde:

\dot{m}_{1-w} : Cantidad total de agua que ingresa al sistema, $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Reemplazando los datos en la Ecuación AI.18 se obtiene:

$$\dot{m}_{12} = 0,08 * 94\,028,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 7\,522,26 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se asumió que durante el proceso de calentamiento no existió pérdidas de agua debido a que no se llegó a la temperatura de ebullición, por ende, el flujo másico del agua de ingreso al calentador será igual al de salida. Tomando en cuenta esta consideración se tiene:

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_{12} = 7\,522,26 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corriente 11: Agua de formación destinada hacia la reinyección de pozos.

Se calculó con la Ecuación Al.19 basada en el balance de masa de la Figura Al.5.

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_8 - \dot{m}_{12} \quad [\text{Al. 19}]$$

Reemplazando los datos en la Ecuación Al.19 se obtiene:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{11} &= 101\,367,96 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 7\,522,26 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \\ \dot{m}_{11} &= 93\,845,70 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

- **Balance de masa de agua en el tanque de lavado**

La cantidad de agua total que ingresa al tanque de lavado se calculó con la Ecuación Al.20:

$$\text{Agua total} = \dot{m}_{11} + \dot{m}_{12} + \text{Agua de BSW} \quad [\text{Al. 20}]$$

Aplicando la Ecuación Al.20 se obtiene:

$$\begin{aligned} \text{Agua total} &= 93\,845,70 \text{ kg/h} + 7\,522,26 \text{ kg/h} + 182,52 \text{ kg/h} \\ \text{Agua total} &= 101\,550,48 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Al resolver la Ecuación Al.19 para determinar la corriente 8 se obtiene:

$$\begin{aligned} \dot{m}_8 &= \dot{m}_{11} + \dot{m}_{12} = 93\,845,70 \text{ kg/h} + 7\,522,26 \text{ kg/h} \\ \dot{m}_8 &= 101\,367,96 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

AI.6 BALANCE DE MASA EN EL CALENTADOR

Las corrientes de entrada y salida de agua que intervienen en la etapa de calentamiento se representan en la Figura AI.10.

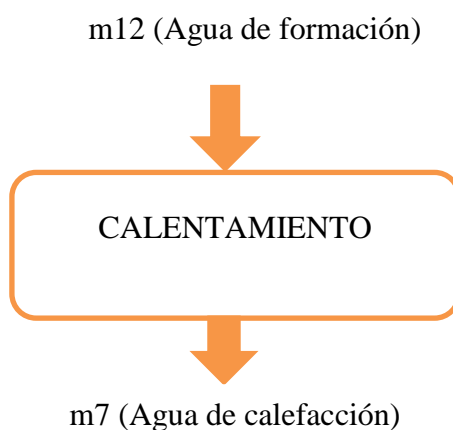


Figura AI.10 Etapa de calentamiento

En la Figura AI.11 se presenta el esquema del proceso de separación vertical bifásica desarrollado en la simulación con el software ASPEN HYSYS.

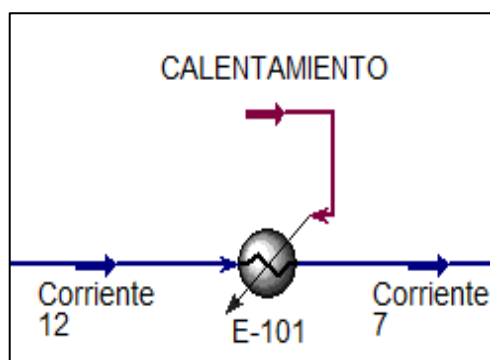


Figura AI.11. Esquema de calentamiento utilizado en ASPEN HYSYS

De la Figura AI.11 se concluye:

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_{12} = 7\,522,26 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

AI.7 BALANCE DE MASA EN EL TANQUE DE SURGENCIA

Las corrientes de entrada y salida de crudo que intervienen en el tanque de reposo se representan en la Figura AI.12. El venteo de volátiles en este tanque de almacenamiento se consideró insignificante.

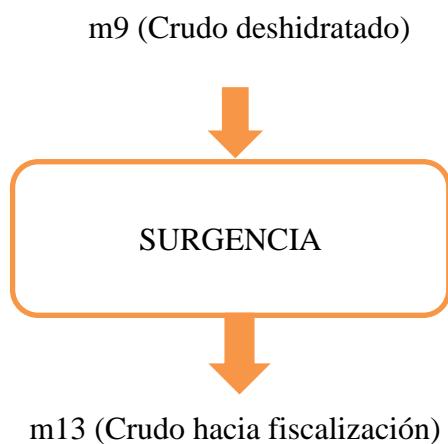


Figura AI.12. Etapa de reposo

En la Figura AI.13 se presenta el esquema del proceso de separación vertical bifásica desarrollado en la simulación con el software ASPEN HYSYS.

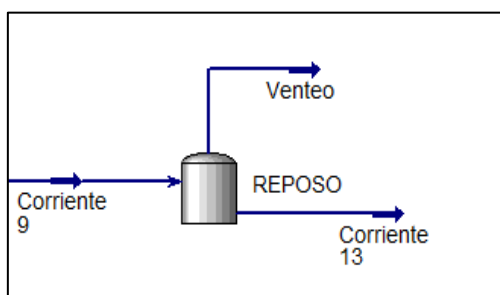


Figura AI.13. Esquema de tanque de reposo utilizado en ASPEN HYSYS

De la Figura AI.13 se concluye que:

$$\dot{m}_9 = \dot{m}_{13} = 37\,568,71 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

ANEXO AII

BALANCE DE ENERGÍA

AII.1 BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE LAVADO

Para determinar la cantidad de energía necesaria para elevar la temperatura de operación del tanque de lavado se utilizó la Ecuación AII.1 (Paguay, 2006, p.57).

La energía calculada, corresponderá al calor necesario para calentar el tanque de lavado con un gradiente de temperatura de 10 °F (5,6 K).

En la Tabla AII.1, se muestran los datos de especificación de flujo y temperatura para el desarrollo del balance de energía en el tanque de lavado.

Tabla AII.1. Especificaciones de flujo y temperatura en el tanque de lavado

Parámetro	Cantidad	Unidad
Q _o (Caudal crudo)	6 000	BOPD
Q _w (Caudal agua)	14 000	BWPD
Temperatura máxima	100	°F
Temperatura media	90	°F
Temperatura mínima	80	°F

Para calcular la energía necesaria para incrementar la temperatura en el tanque lavado, se utilizó la Ecuación AII.1.

$$q_{tl} = 16 * \Delta T_{wt} * (0,5 * Q_o * sg_o + Q_w * sg_o) \quad [AII. 1]$$

Donde:

q_{tl}: flujo de calor para elevar la temperatura en el tanque de lavado, $\frac{Btu}{h}$

ΔT_{wt} : gradiente de temperatura, °F

T_{W2} : temperatura requerida para el lavado del petróleo, °F

T_{W1} : temperatura actual del tanque de lavado, °F

Q_o : caudal de petróleo, BOPD

sg_o : gravedad específica del petróleo, adimensional

Q_w : caudal de agua, BWPD

sg_w : gravedad específica del agua, adimensional

El diferencial de temperatura que manejará el tanque de lavado será de 10 °F, ya que la temperatura mínima de operación será de 80 °F y la temperatura deseada que será de 90 °F.

Reemplazando los datos correspondientes en la Ecuación AII.1 se obtiene:

$$q_{tl} = 16 * (90 - 80)^{\circ}F * (0,5 * 6\,000 \text{ BOPD} * 0,953 + 14\,000 \text{ BWPD} * 1,014)$$

$$q_{tl} = 2,73 * 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{h}}$$

Si se considera que las pérdidas de energía hacia el ambiente son del 1 %, con el equipo de calentamiento aislado térmicamente, según la norma API 12 K (API 12 K, 2008; Chávez y Yépez, 2010). Además, se consideró como insignificantes las pérdidas de calor por las tuberías ya que éstas van a estar aisladas térmicamente.

Para determinar el calor total necesario que debe suministrar el calentador eléctrico al agua de calefacción se utilizó la Ecuación AII.2.

$$q_{total} = q_{tl} + q_{pérdidas} \quad [\text{AII. 2}]$$

El flujo de energía que el calentador pierde se determinó con la Ecuación AII.3.

$$q_{pérdidas} = q_{calentador} * 0,01 \quad [\text{AII. 3}]$$

Asumiendo que el calor generado por el calentador, sin considerar las pérdidas (tuberías aisladas térmicamente), es igual al calor que requiere el tanque de lavado:

$$q_{tl} = q_{calentador}$$

Reemplazando los datos necesarios en la Ecuación AII.2 se obtiene:

$$q_{total} = q_{calentador} + 0,01 * q_{calentador}$$

$$q_{total} = 1,01 * q_{calentador}$$

$$q_{total} = 1,01 * (2,73 * 10^6) \frac{BTU}{h} = 2,76 * 10^6 \frac{BTU}{h}$$

AII.2 TEMPERATURA DE SALIDA DEL AGUA

Al asumir que toda la energía necesaria para el calentamiento del tanque de lavado, incluyendo pérdidas, se obtiene del calentamiento por la resistencia eléctrica del agua de formación se tiene la Ecuación AII.4:

$$q_{total} = q_{agua} = \dot{m}_{12} * \bar{C}_p * \Delta T \quad [AII.4]$$

Donde:

ΔT : diferencia de temperatura del agua, °F

\bar{C}_p : capacidad calorífica media del agua, $\frac{J}{kg \cdot K}$

T_1 : temperatura de ingreso del agua, °F

T_2 : temperatura de salida del agua, °F

Asumiendo una temperatura de salida del agua de salida $T_2 = 90$ °F, se obtuvo la capacidad calorífica del agua igual a 4 175,85 J/kg K. (Mills, 1995, Apéndice A).

Si: $T_1 = 80$ °F = 299,82 K

$$q_{agua} = 7\,522,26 \frac{kg}{h} * 4\,175,85 \frac{J}{kg \cdot K} * \frac{1 \text{ cal}}{4,18 \text{ J}} * \frac{1 \text{ BTU}}{251,99 \text{ cal}} \cdot (T_2 - T_1)K$$

$$2,76 * 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} = 7\,522,26 * 4\,175,85 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}} * \frac{1 \text{ cal}}{4,18 \text{ J}} * \frac{1 \text{ BTU}}{251,99 \text{ cal}} \cdot (T_2 - 299,82) \text{K}$$

Al despejar T_2 de la ecuación anterior se tiene:

$$T_2 = 392,37 \text{ K} = 246,60 \text{ °F} = 119,22 \text{ °C}$$

$\overline{C_p}$ para la nueva temperatura de salida:

$$T_m = \frac{(299,82 + 392,37) \text{K}}{2} = 346,10 \text{ K} = 163,31 \text{ °F}$$

$$\overline{C_{p1}} = 4\,183,22 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}}$$

Se tiene:

$$2,76 * 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} = 7\,522,26 * 4\,183,22 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}} * \frac{1 \text{ cal}}{4,18 \text{ J}} * \frac{1 \text{ BTU}}{251,99 \text{ cal}} \cdot (T_2 - 299,82) \text{K}$$

$$T_2 = 392,21 \text{ K} = 246,31 \text{ °F} = 119,10 \text{ °C}$$

Nuevamente, encontrando el $\overline{C_p}$ con la nueva temperatura de salida:

$$T_m = \frac{(299,82 + 392,21) \text{K}}{2} = 346,02 \text{ K} = 163,20 \text{ °F}$$

$$\overline{C_{p2}} = 4\,183,08 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{°K}}$$

$$2,76 * 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{h}} = 7\,522,26 * 4\,183,08 \frac{\text{J}}{\text{kg} * \text{K}} * \frac{1 \text{ cal}}{4,18 \text{ J}} * \frac{1 \text{ BTU}}{251,99 \text{ cal}} \cdot (T_2 - 299,82) \text{K}$$

$$T_2 = 392,21 \text{ K} = 246,31 \text{ °F} = 119,10 \text{ °C}$$

Para lograr la temperatura deseada en la etapa de lavado se requiere lograr una temperatura de 246,31 °F en el agua de recirculación a una presión de 14,5 psig. A estas condiciones no existe cambio de fase del agua, ya que la temperatura de ebullición del agua a la temperatura de operación del equipo es de 247,8 °F, por lo tanto, no existe equilibrio líquido vapor dentro del calentador.

ANEXO AIII

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PROPUESTOS

AIII.1 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR HORIZONTAL DE 4 000 BLS

Para dimensionar los separadores horizontales se calculó el diámetro y la longitud de costura a costura con base en los criterios mencionados en el Capítulo 3. Estos parámetros evaluados deberán satisfacer los criterios de restricción de gas y líquido, considerando que el fluido que atravesará la longitud efectiva del separador durante el tiempo de retención adecuado según el °API del crudo a tratar.

Se diseñaron 4 separadores horizontales de 3 capacidades diferentes: 1 separador de prueba de 4 000 BFPD, 2 de 10 000 BFPD y 1 de 20 000 BFPD, debido a que en varias ocasiones éstos entran a mantenimiento y se busca contingencia del fluido.

Actualmente se opera con 3 separadores horizontales bifásicos que no satisfacen las necesidades de la estación.

El diseño del separador horizontal bifásico de prueba de capacidad 4 000 BFPD, servirá como ejemplo de cálculo para los restantes tres separadores horizontales. En la Tabla AIII.1, se muestran los datos necesarios para iniciar el diseño del mencionado equipo.

Tabla AIII.1. Datos de diseño separadores horizontales bifásicos

Propiedad	Símbolo	Cantidad	Unidad
Flujo de agua	Q _w	2 800	BWPD
Flujo de petróleo	Q _o	1 200	BOPD
Flujo de gas	Q _g	893 760	PCPD

Tabla AIII.1. Datos de diseño separadores horizontales bifásicos (continuación...)

Presión de operación	Pop	90	psia
Presión de diseño	Pd	120	psia
Temperatura de operación	To	75-80	°F
Temperatura de diseño	Td	125	°F
Gravedad API	API	17	°API
Gravedad específica gas	GEg	0,6	adimensional
Tiempo de residencia	Tr	4	minutos
Diámetro de gota	dm	100	μm
Peso molecular gas	PMg	26,51	g/mol

- **Cálculo de la presión pseudoreducida**

La presión pseudoreducida del gas disuelto en la emulsión se calculó usando la Ecuación AIII.1 (Requena y Rodríguez, 2006, p.66).

$$P_{pr} = \frac{P}{756,8 - 131 * GE_g - 3,6 * GE_g^2} \quad [AIII. 1]$$

Donde:

P_{pr} : presión pseudoreducida, adimensional

GE_g : gravedad específica del gas, adimensional

P : presión de diseño, psia

Reemplazando los datos de la presión de diseño y de gravedad específica del gas en la Ecuación AIII.1 se obtiene:

$$P_{pr} = \frac{120 \text{ psia}}{756,8 - 131 * 0,6 - 3,6 * 0,6^2} = 0,18$$

- **Cálculo de la temperatura pseudoreducida**

Para determinar la temperatura pseudoreducida se utilizó la Ecuación AIII.2 (Requena y Rodríguez, 2006, p.67).

$$T_{pr} = \frac{T}{169,2 + 349,5 * GE_g - 74 * GE_g^2} \quad [AIII. 2]$$

Donde:

T: temperatura, R

T_{pr}: temperatura pseudoreducida, adimensional

Resolviendo la Ecuación AIII.2 y despejando la temperatura pseudoreducida del gas disuelto se tiene:

$$T_{pr} = \frac{584,67 R}{169,2 + 349,5 * 0,6 - 74 * 0,6^2} = 1,659$$

- **Cálculo del parámetro M**

El parámetro M, es una variable que interviene en el cálculo del factor de compresibilidad (Z), y permite caracterizar al gas asociado con base en sus propiedades pseudoreducidas, este factor se obtiene a partir de la Ecuación AIII.3 (Requena y Rodríguez, 2006, p.67):

$$M = 0,27 * \frac{P_{pr}}{Z * T_{pr}} \quad [AIII. 3]$$

Donde:

M: Variable de cálculo del factor de compresibilidad, adimensional

Z: Factor de compresibilidad del gas, adimensional

- **Cálculo del factor de compresibilidad del gas (Z)**

El factor de compresibilidad se calculó resolviendo la Ecuación AIII.4 (Requena y Rodríguez, 2006, pp.67-68):

$$\begin{aligned}
 Z = 1 + & \left(0,3265 - \frac{1,07}{T_{pr}} - \frac{0,5339}{T_{pr}} + \frac{0,01569}{T_{pr}^2} + \frac{0,05165}{T_{pr}^3} \right) * M \\
 & + \left(0,5475 - \frac{0,7361}{T_{pr}} + \frac{0,1844}{T_{pr}^2} \right) * M^2 - 0,1056 * \left(-\frac{0,7361}{T_{pr}} + \frac{0,1844}{T_{pr}^2} \right) \\
 & * M^3 + 0,6134 * (1 + 0,721 * M^2) * \left(\frac{M^2}{T_{pr}^3} \right) * \exp(-0,721 * M^2) \quad [AIII. 4]
 \end{aligned}$$

Para determinar el valor de Z se empezó por calcular M, con la asunción de que Z sea igual a 1 (Requena y Rodríguez, 2006, p.68).

Al utilizar la Ecuación AIII.3 para un valor de Z igual a 1 y reemplazando los datos de presión y temperatura pseudoreducidas se tiene:

$$\begin{aligned}
 M &= 0,27 * \frac{0,18}{1 * 1,659} \\
 M &= 0,029
 \end{aligned}$$

Recalculando Z con la Ecuación AIII.4 se tiene:

$$\begin{aligned}
 Z = 1 + & \left(0,3265 - \frac{1,07}{1,659} - \frac{0,5339}{1,659} + \frac{0,01569}{1,659^2} + \frac{0,05165}{1,659^3} \right) * 0,0288 \\
 & + \left(0,5475 - \frac{0,7361}{1,659} + \frac{0,1844}{1,659^2} \right) * 0,029^2 - 0,1056 \\
 & * \left(-\frac{0,7361}{1,659} + \frac{0,1844}{1,659^2} \right) * 0,0288^3 + 0,6134 * (1 + 0,721 * 0,0288^2) \\
 & * \left(\frac{0,0288^2}{1,659^3} \right) * \exp(-0,721 * 0,0288^2)
 \end{aligned}$$

$$Z = 0,98197$$

Con el nuevo valor de Z, se evalúa nuevamente M, hasta que el valor de Z recalculado varíe con un error de 0,001. Este proceso iterativo permitirá calcular el valor de Z con el menor error posible (Requena y Rodríguez, 2006, p.68).

Luego del proceso iterativo realizado con la ayuda del programa Excel se obtuvieron los resultados presentados en la Tabla AIII.2.

Tabla AIII.2. Iteración de Z

Z asumido	M	Z calculado
1	0,02883	0,98197
0,98197	0,02937	0,98164
0,98164	0,02937	0,98163
0,98163	0,02937	0,98163

Luego de las iteraciones respectivas se obtuvieron los resultados de M y Z:

$$M = 0,02937$$

$$Z = 0,98163$$

- **Cálculo de la densidad del gas**

Para calcular la densidad del gas se utilizó la Ecuación AIII.5 (Requena y Rodríguez, 2006, p.67).

$$\rho_g = \frac{PM_g * P}{10,73 * T * Z} \quad \text{[AIII.5]}$$

Donde:

P: presión, psia

T: temperatura, °R

ρ_g : densidad del gas, $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$

PM_g : peso molecular del gas de formación, $\frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$

Luego de la transformación de unidades de cada factor se obtiene:

$$\rho_g = \frac{26,51 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} * 120 \text{ psia}}{10,73 * 584,67 \text{ }^\circ\text{R} * 0,98163} = 0,51657 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 0,008266 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 8,266 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

- **Cálculo de la viscosidad del gas**

La viscosidad se evaluó con la Ecuación AIII.6 (Requena y Rodríguez, 2006, p.68).

$$\mu_g = A * \exp(B * \rho_g^C) * 10E - 4 \quad \text{[AIII. 6]}$$

Donde:

μ_g : viscosidad dinámica del gas, cP

A, B y C: factores ecuación de viscosidad, adimensionales

Los factores A, B y C de la Ecuación AIII.6 se calcularon con las Ecuaciones AIII.7, AIII.8, y AIII.9, respectivamente (Requena y Rodríguez, 2006, p.68)

$$A = \frac{(9,379 + 0,0167 * PM_g) * T^{1.5}}{209,2 + 19,26 * PM_g + T} \quad \text{[AIII. 7]}$$

$$B = 3,448 + \frac{986,4}{T} + 0,01009 * PM_g \quad \text{[AIII. 8]}$$

$$C = 2,447 - 0,2224 * B \quad \text{[AIII. 9]}$$

Donde:

T: temperatura, R

PM_g : peso molecular del gas, $\frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$

Luego de realizar los cálculos respectivos en las Ecuaciones AIII.7 hasta la AIII.9, se obtuvieron los valores de los coeficientes A, B y C, respectivamente.

$$A = \frac{\left(9,379 + 0,0167 * 26,51 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}\right) * (584,67 \text{ }^\circ\text{R})^{1.5}}{209,2 + (19,26 * 26,51 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}) + 584,67 \text{ }^\circ\text{R}} = 106,4450$$

$$B = 3,448 + \frac{986,4}{584,67 \text{ }^\circ\text{R}} + (0,01009 * 26,51 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}) = 5,4025$$

$$C = 2,447 - 0,2224 * 5,4025 = 1,2454$$

$$A = 106,4450$$

$$B = 5,4025$$

$$C = 1,2454$$

Por lo tanto, al reemplazar los valores de A, B y C en la Ecuación AIII.6 se tiene la viscosidad del gas asociado.

$$\mu_g = 106,44 * \exp(5,4025 * 0,0109^{1,2454}) * 1E - 4$$

$$\mu_g = 0,01079 \text{ cP}$$

- **Cálculo de la velocidad de asentamiento**

Permite evaluar la rapidez con la que la fase líquida se desprende del gas. Se evalúa a partir de la Ecuación AIII.10 (Requena y Rodríguez, 2006, p.92).

$$V_t = 0,0119 * \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * \frac{d_m}{C_D} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [\text{AIII. 10}]$$

Dónde:

- ρ_l : densidad del líquido, $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$
 ρ_g : densidad del gas, $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$
 d_m : diámetro de la gota, μm
 V_t : velocidad del asentamiento, $\frac{\text{pie}}{\text{s}}$
 C_D : coeficiente de arrastre, adimensional

Para determinar el coeficiente de arrastre (C_D) se empieza por asumir un valor en la Ecuación AIII.10. El proceso iterativo empieza por asumir un valor de (C_D) igual a 0,34., esta asunción se debe a que los dos primeros términos de la Ecuación AIII.12 se aproximan a cero tomando como base la no gobernación de la separación gas-líquido por la ley de Stokes (Velasco, 2016, p.65).

Reemplazando los datos de la Tabla AIII.1 y la densidad del gas calculada con la Ecuación AIII.5 en la Ecuación AIII.10, se tiene:

$$V_t = 0,0119 * \left[\left(\frac{58,39 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} - 0,5165 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{0,5165 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} \right) * \frac{100 \mu\text{m}}{0,34} \right]^{1/2}$$

$$V_t = 2,16 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Posteriormente, se calculó el número de Reynolds usando la velocidad de arrastre (V_t) determinada en el paso anterior, por medio de la Ecuación AIII.11.

$$\text{Re} = 0,0049 * \frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu_g} \quad [\text{AIII. 11}]$$

Donde:

- Re: número de Reynolds, adimensional
 V_t : velocidad de arrastre calculada para C_D igual 0,34; $\frac{\text{pie}}{\text{s}}$

Reemplazando los datos en la Ecuación AIII.11, se obtiene:

$$Re = 0,0049 * \frac{0,5165 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} * 100 \mu\text{m} * 2,1601 \frac{\text{pie}}{\text{s}}}{0,01079 \text{ cP}}$$

$$Re = 50,66$$

Con el valor de Reynolds, se determinó el valor de C_D , por medio de la Ecuación AIII.12.

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0,34 \quad [\text{AIII. 12}]$$

Reemplazando el número de Reynolds evaluado en el paso anterior se obtiene:

$$C_D = \frac{24}{50,66} + \frac{3}{50,66} + 0,34$$

$$C_D = 1,2351$$

Con el valor de C_D obtenido se vuelve a calcular el valor de V_t con la Ecuación AIII.10. Se debe de realizar el proceso hasta que los valores de V_t coincidan.

$$V_t = 0.0119 * \left[\left(\frac{58,39 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} - 0,5165 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{0,5165 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} \right) * \frac{100 \mu\text{m}}{1,2351} \right]^{1/2}$$

Resolviendo la expresión matemática anterior se obtiene que:

$$V_t = 1,133 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Luego del proceso de iteración para el cálculo de C_D , se obtuvieron los resultados descritos en la Tabla AIII.3.

Tabla AIII.3. Iteración coeficiente de arrastre separadores horizontales

C_D asumido	Re	V_t (pies/s)	C_D Calculado
0,3400	50,6600	2,1601	1,2351
1,2351	26,5800	1,1333	1,8246
1,8246	21,8700	0,9324	2,0788
2,0788	20,4900	0,8736	2,1740
2,1740	20,0366	0,8542	2,2080
2,2080	19,8817	0,8476	2,2199
2,2199	19,8283	0,8454	2,2241
2,2241	19,8096	0,8446	2,2255
2,2255	19,8034	0,8443	2,2260
2,2260	19,8012	0,8442	2,2262
2,2260	19,8000	0,8442	2,2263

De la Tabla AIII.3, se puede concluir que los valores de coeficiente de arrastre (C_D) y velocidad de asentamiento (V_t) son 2,2263 y 0,844 pies/s, respectivamente.

$$C_D = 2,2263$$

$$V_t = 0,844 \text{ pies/s}$$

- **Cálculo de la constante K (Souders & Brown)**

Es un parámetro que predice el comportamiento de los fluidos dentro del recipiente, y que depende de las características del líquido, gas y tamaño de gota del líquido que va a ser separado del gas. Se evalúa a partir de la Ecuación AIII.13 (Requena y Rodríguez, 2006, p.92).

$$K = \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad \text{[AIII. 13]}$$

Donde:

K: constante de Souders & Brown, adimensional

d_m : diámetro de la gota, μm

ρ_g : densidad del gas, $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$

ρ_l : densidad del líquido, $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$

Luego de reemplazar la densidad del gas evaluada con la Ecuación AIII.5, el coeficiente de arrastre determinado en la Tabla AIII.3, y los datos de la Tabla AIII.1 en la Ecuación AIII.13 se obtiene:

$$K = \left[\left(\frac{0,5165 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{58,39 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} - 0,5165 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} \right) * \frac{2,2263}{100 \mu\text{m}} \right]^{1/2} = 0,01409$$

- **Capacidad del gas**

El diámetro y la longitud efectiva del separador horizontal se relacionan por medio de la Ecuación 3.1. Así mismo la capacidad del gas, se describe a través de la Ecuación AIII.14, la cual se deriva de la Ecuación 3.1, y que sirve para diseñar un separador horizontal *HALF FULL* (nivel medio del líquido) (Oña y Palma, 2016, p.22).

$$d * L_{ef} = 420 * \left[\frac{T * Z * Q_g}{P} \right] * \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [\text{AIII. 14}]$$

Donde:

d : diámetro del separador, in

L_{ef} : longitud efectiva del separador, ft

T : temperatura de operación, R

Z : factor de compresibilidad, adimensional

C_D : coeficiente de arrastre, adimensional

d_m : diámetro de partícula de líquido a ser separada, μm

- ρ_l : densidad del líquido, $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$
 ρ_g : densidad del gas, $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$
 Q_g : Caudal de gas, MMPCPD

Al remplazar los datos correspondientes en la Ecuación AIII.14 se obtiene:

$$d * L_{ef} = 420 * \left[\frac{584,67 R * 0,9816 * 0,893 760 \frac{\text{MMPCPD}}{\text{día}}}{120 \text{ psia}} \right] * \left[\left(\frac{0,5165 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{58,39 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} - 0,5165 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} \right) * \frac{2,2263}{100 \mu\text{m}} \right]^{1/2}$$

Resolviendo la expresión anterior se tiene la Ecuación AIII.15 de restricción de gas:

$$d * L_{ef} = 25,236 \text{ ft} * \text{in} \quad \text{[AIII. 15]}$$

Para determinar los valores de diámetro (d) y longitud de costura a costura (L_{ss}) que satisfagan la relación de esbeltez del separador, se debe realizar una tabla con los valores calculados de longitud efectiva (L_{eff}) para diferentes diámetros que cumplan con la Ecuación AIII.15, considerando para este caso la restricción de capacidad de gas.

Los valores calculados de longitud de costura a costura (L_{ss}) también deberán presentarse en la tabla de resultados, y se determinarán con la Ecuación AIII.16.

Para mostrar el desarrollo de obtención de la longitud de efectiva para un diámetro establecido con base en la Ecuación AIII.15, se procederá a presentar un ejemplo usando un diámetro de 12 pulgadas.

Considerando para el ejemplo de cálculo con diámetro de 12 pulgadas, y despejando la longitud efectiva de la Ecuación AIII.15 obtiene:

$$L_{ef} = \frac{25,308}{d}$$

$$L_{ef} = \frac{25,308 \text{ ft} * \text{in}}{12 \text{ in}} = 2,109 \text{ ft}$$

Posteriormente se debe de calcular la longitud de costura a costura (L_{ss}) con base en la capacidad del gas, como se muestra en la Ecuación AIII.16.

$$L_{ss} = L_{ef} + \frac{d}{12} \quad [\text{AIII. 16}]$$

Donde:

L_{ss} : longitud de costura a costura, ft

d: diámetro, in

Reemplazando los datos en la Ecuación AIII.16 para un diámetro de 12 pulgadas.

$$L_{ss} = 2,109 \text{ ft} + \frac{12 \text{ in}}{12} = 3,109 \text{ ft}$$

- **Relación de esbeltez**

Para determinar la relación de esbeltez se utilizó la Ecuación AIII.17.

$$R = \frac{L_s}{d} \quad [\text{AIII. 17}]$$

Reemplazando los datos de diámetro y longitud en la Ecuación AIII.17 se tiene:

$$R = \frac{3,109}{12} * 12 = 3,109$$

- **Capacidad de líquido**

La capacidad del líquido está relacionada con el tiempo de retención, ya que éste va a permitir la separación óptima de la fase líquida de la gaseosa, y se describe a través de la Ecuación 3.2.

$$d^2 * L_{ef} = \frac{Q_o * t_o}{4,71 * 10^{-5} * \alpha}$$

Para que la fase líquida alcance el equilibrio con la fase gaseosa en el interior del separador, se puede llenar el recipiente hasta el 50 % de su nivel (diseño conocido como *HALF FULL*), de esta manera la Ecuación 3.2 quedaría expresada según la Ecuación AIII.18 (Oña y Palma, 2016, p.24):

$$d^2 * L_{ef} = \frac{Q_o * t_o}{0,7} \quad \text{[AIII. 18]}$$

Donde:

t_o : tiempo de retención de líquido, min

Q_o : tasa del líquido, BFPD

d : diámetro, in

L_{ef} : longitud efectiva, in

Reemplazando los datos de caudal de diseño del separador de prueba (4 000 BFPD) y tiempo de residencia (4 minutos dentro del criterio de diseño) en la Ecuación AIII.18 se obtiene:

$$d^2 * L_{ef} = \frac{4\,000 \text{ BFPD} * 4 \text{ min}}{0,7}$$

Con la resolución de la expresión anterior se obtiene la Ecuación AIII.18 que representa la restricción de líquido en función del diámetro y la longitud efectiva.

$$d^2 * L_{ef} = 22\,857,1429 \quad \text{[AIII. 19]}$$

Para calcular los valores de longitud efectiva y diámetro que satisfagan la ecuación anterior se debe desarrollar una tabla para diferentes diámetros, luego se calcula la longitud de costura a costura con la Ecuación AIII.19.

Para mostrar el desarrollo de obtención del diámetro y longitud de efectiva para un diámetro establecido con base en la restricción de líquido, se procederá a presentar un ejemplo usando un diámetro de 48 pulgadas.

Reemplazando el diámetro dispuesto para el ejemplo de cálculo en la Ecuación AIII.19 y despejando la longitud efectiva se obtiene:

$$L_{ef} = \frac{22\,857,1429}{(48\text{ in})^2} = 9,921\text{ ft}$$

- **Longitud de costura a costura**

Esta longitud debe ser determinada una vez calculada la longitud efectiva, a través de la Ecuación AIII.20 (Oña y Palma, 2016, p.24).

$$L_{ss} = \frac{4}{3} * L_{ef} \quad \text{[AIII. 20]}$$

Donde:

L_{ss} : longitud de costura a costura, pies

Reemplazando la longitud efectiva determinada para un diámetro de 12 pulgadas en la Ecuación AIII.20 se obtiene:

$$L_{ss} = \frac{4}{3} * 9,92\text{ pies} = 13,227\text{ pies}$$

- **Relación longitud- diámetro**

Esta relación permite seleccionar un separador para garantizar un correcto funcionamiento.

La relación longitud-diámetro es usada normalmente como criterio de diseño para un rango entre 3 a 4 (Oña y Palma, 2016, p.27). Como se mencionó anteriormente esta relación viene expresada según la Ecuación AIII.17.

Utilizando la Ecuación AIII.17 para los datos obtenidos con el ejemplo de cálculo se obtiene:

$$R = \frac{13,227 \text{ ft}}{48 \text{ in} * \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}}}$$

$$R = 3,3$$

El cálculo de la longitud de costura a costura, para diferentes diámetros, así como las respectivas relaciones de esbeltez se presenta en la Tabla AIII.4.

Tabla AIII.4. Resumen de cálculo del separador de prueba

Diámetro (in)	d*Lef gas	Lef g (ft)	d^2*Lef	Lef l (pie)	Lss (pies)	Esbeltez
12	25,308	2,109	22 857,142	158,730	211,640	211,640
16	25,308	1,581	22 857,142	89,285	119,047	89,285
20	25,308	1,265	22 857,142	57,142	76,190	45,714
24	25,308	1,054	22 857,142	39,682	52,910	26,455
28	25,308	0,903	22 857,142	29,154	38,873	16,659
32	25,308	0,790	22 857,142	22,321	29,762	11,160
36	25,308	0,703	22 857,142	17,636	23,515	7,838
40	25,308	0,632	22 857,142	14,285	19,047	5,714
44	25,308	0,575	22 857,142	11,806	15,741	4,293
48	25,308	0,527	22 857,142	9,920	13,227	3,306
52	25,308	0,486	22 857,142	8,453	11,270	2,600
56	25,308	0,451	22 857,142	7,288	9,718	2,082

De la Tabla AIII.4 se puede determinar que, para un diámetro de 48 pulgadas, se tiene una longitud de costura a costura igual a 13,23 pies, y una relación de esbeltez igual a 3,3.

- **Dimensionamiento cabezal**

El tipo de cabezal seleccionado para los separadores horizontales es elipsoidal, es uno de los contemplados en el código ASME Sección VIII - división 1. La altura del cabezal se calculó con la Ecuación AIII.21 (Massa, Giro y Giundici, 2015, p.375).

$$D/h = 4 \quad \text{[AIII. 21]}$$

Donde:

D: diámetro del separador, in

h: altura del cabezal, in

Reemplazando el valor del diámetro que satisface el diseño del separador igual a 48 pulgadas en la Ecuación AIII.21 se obtiene:

$$h = \frac{D}{4} = \frac{48 \text{ in}}{4} = 12 \text{ in}$$

AIII.2 DIMENSIONAMIENTO SEPARADOR HORIZONTAL BIFÁSICO DE 10 000 BLS

En la Tabla AIII.5 se presentan los datos para el diseño de los dos separadores de capacidad de 10 000 BFPD. Por efectos de cálculo no es viable dimensionar los separadores para una relación de gas-crudo muy baja, por la tanto se realiza el dimensionamiento para todo el flujo de gas de entrada, es decir que para cada separador ingresaría todo el gas disuelto.

El cálculo de los coeficientes de compresibilidad (Z) y de arrastre (Cd), seguirán el mismo procedimiento realizado para el separador de prueba, y como las

condiciones de diseño son las mismas en los 4 separadores horizontales estos factores van a tener el mismo valor.

Tabla AIII.5. Condiciones de diseño separador horizontal bifásico de 10 000 BFPD

Propiedad	Símbolo	Cantidad	Unidad
Caudal de agua	Qw	7 000	BWPD
Caudal de petróleo	Qo	3 000	BOPD
Caudal de gas	Qg	893 760	PCPD
Presión de operación	Pop	90	Psia
Presión de diseño	Pd	120	Psia
Temperatura de diseño	Td	125	°F
Gravedad API	API	17	°API
Gravedad específica gas	GEg	0,6	adimensional
Tiempo de residencia	Tr	4	minutos
Diámetro de partícula	dm	100	μm
Peso molecular del gas	PMg	26,52	g/mol

Según los datos para el diseño del separador de 10 000 BFPD se obtuvieron los resultados presentados en la Tabla AIII.6.

Tabla AIII.6. Resultados para el diseño del separador de 10 000 BLS

Diámetro (in)	$d \cdot L_{ef \text{ gas}}$	$L_{ef \text{ g}}$ (pies)	$d^2 \cdot L_{ef}$	$L_{ef \text{ l}}$ (pies)	L_{ss} (pies)	Esbeltez
24	25,308	1,054	57 142,857	99,206	132,275	66,138
28	25,308	0,903	57 142,857	72,886	97,182	41,649
32	25,308	0,790	57 142,857	55,804	74,405	27,902
36	25,308	0,703	57 142,857	44,092	58,789	19,596
40	25,308	0,632	57 142,857	35,714	47,619	14,286
44	25,308	0,575	57 142,857	29,516	39,354	10,733
48	25,308	0,527	57 142,857	24,802	33,069	8,267
52	25,308	0,487	57 142,857	21,133	28,177	6,502
56	25,308	0,452	57 142,857	18,222	24,295	5,206

Tabla AIII.6. Resultados para el diseño del separador de 10 000 BLS (continuación...)

60	25,308	0,421	57 142,857	15,873	21,164	4,233
64	25,308	0,395	57 142,857	13,950	18,601	3,488
68	25,308	0,372	57 142,857	12,358	16,477	2,908

En la Tabla AIII.6 se puede observar que el mejor valor para el diámetro es de 64 pulgadas, y una longitud de costura a costura igual a 18,60 pies. Con esos resultados se obtiene una relación de esbeltez igual a 3,5.

- **Dimensionamiento cabezal**

El tipo de cabezal seleccionado para los separadores horizontales es elipsoidal. La altura del cabezal se calculó con la Ecuación AIII.20 (Massa, Giro y Giundici, 2015, p.375).

Reemplazando los datos de diámetro y longitud de costura que cumplen con la relación de esbeltez que se encuentran en la Tabla AIII.6 en la Ecuación AIII.20 se obtiene:

$$h = \frac{D}{4} = \frac{64 \text{ in}}{4} = 16 \text{ in}$$

AIII. 3 DIMENSIONAMIENTO SEPARADOR HORIZONTAL BIFÁSICO DE 20 000 BFPD

En la Tabla AIII.7 se muestran las condiciones de diseño para el separador de producción de 20 000 BFPD.

Tabla AIII.7 Condiciones de diseño separador horizontal bifásico de 20 000 BFPD

Propiedad	Símbolo	Cantidad	Unidad
Caudal de agua	Q _w	16 000	BWPD
Caudal de petróleo	Q _o	4 000	BOPD
Caudal de gas	Q _g	893 760	PCPD

Tabla AIII.7 Condiciones de diseño separador horizontal bifásico de 20 000 BFPD
(continuación...)

Presión de operación	Pop	90	psia
Presión de diseño	Pd	120	psia
Temperatura de diseño	Td	125	°F
Gravedad API	API	17	°API
Gravedad específica gas	SGg	0,6	adimensional
Tiempo de residencia	Tr	4	minutos
Diámetro de partícula	dm	100	µm
Peso molecular gas	PM _G	26,51	g/mol

En la Tabla AIII.8, se muestran los resultados para el diseño de un separador de producción de 20 000 BFPD.

Tabla AIII.8 Resultados de diseño separador de 20 000 BFPD

Diámetro (in)	d*Lef gas	Lef g (pies)	d ² *Lef	Lef l (pies)	Lss (pies)	Esbeltez
44	25,308	0,575	114 285,714	59,032	78,709	21,466
48	25,308	0,527	114 285,714	49,6032	66,138	16,534
52	25,308	0,487	114 285,714	42,265	56,354	13,005
56	25,308	0,452	114 285,714	36,443	48,591	10,412
60	25,308	0,422	114 285,714	31,746	42,328	8,466
64	25,308	0,395	114 285,714	27,902	37,202	6,975
68	25,308	0,372	114 285,714	24,716	32,954	5,815
72	25,308	0,352	114 285,714	22,046	29,394	4,899
76	25,308	0,333	114 285,714	19,786	26,382	4,166
80	25,308	0,316	114 285,714	17,857	23,809	3,571
84	25,308	0,301	114 285,714	16,197	21,596	3,085
88	25,308	0,288	114 285,714	14,758	19,677	2,683

En la Tabla AIII.8 se puede observar que el mejor valor para el diámetro es de 80 pulgadas, y una longitud de costura a costura igual a 23,81 pies. Con esos resultados se obtiene una relación de esbeltez igual a 3,57.

- **Dimensionamiento del cabezal**

El tipo de cabezal seleccionado para los separadores horizontales es elipsoidal. La altura de éste se calculó con la Ecuación AIII.20 (Massa, Giro y Giundici, 2015, p.375).

Reemplazando el valor del diámetro y longitud de costura a costura que satisface la relación de esbeltez en la Ecuación AIII.21 se obtiene:

$$h = \frac{D}{4} = \frac{80 \text{ in}}{4} = 20 \text{ in}$$

AIII. 4 DIMENSIONAMIENTO DEL SEPARADOR VERTICAL GAS-LÍQUIDO (BOTA DE GAS)

En la Tabla AIII.9 se presentan las condiciones de diseño para el separador vertical. Este tipo de separadores se construyen para separar cantidades de gas remanentes. Tomando en cuenta la proyección de producción de gas, se realizó el diseño considerando el doble de gas del que actualmente entra al proceso de separación, debido principalmente a la posible perforación de 3 nuevos pozos.

Tabla AIII.9. Propiedades para el diseño de separador vertical

Propiedad	Símbolo	Cantidad	Unidad
Caudal gas	Qg	2 000 000	PCPD
Caudal líquido	Ql	21 120	BFPD
Caudal agua	Qw	15 120	BWPD
Temperatura diseño	Td	150	° F
Presión diseño	Pd	45	psia
Diámetro de gota	dm	100	µm
Tiempo de retención	Tr	1	minutos
Gravedad específica gas	SGg	0,6	adimensional
Peso molecular gas	PMg	29,51	g/mol

- **Capacidad de gas (separador vertical)**

La Ecuación 3.5 describe la retención del gas en un separador vertical.

$$d^2 = 34\,365 * \left[\frac{Q_g * Z * T}{P} \right] * \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_o - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Al igual que en el diseño de separadores horizontales, se debe evaluar Z a las condiciones descritas en la Tabla AIII.9. En la Tabla AIII.10 se muestran los valores de iteración para el cálculo de Z.

Tabla AIII.10 Iteración de Z

Z Asumido	M	Z calculado
1	0,0103	0,99380
0,99380	0,0104	0,98382
0,99382	0.0104	0,99382

De la Tabla AIII.10 se concluye que el valor de Z con el cual se obtiene un error de iteración menor a 0,0001 es de 0,99382.

- **Cálculo de C_D**

Para determinar el coeficiente de arrastre (C_D) se realiza el mismo procedimiento efectuado en los separadores horizontales. En primer lugar, se calcula la velocidad de asentamiento (V_t) asumiendo un valor de 0,34 para C_D , utilizando la Ecuación AIII.10.

$$V_t = 0,0119 * \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * \frac{d_m}{C_D} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Donde:

- ρ_l : densidad del líquido, $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$
 ρ_g : densidad del gas, $\frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$
 d_m : diámetro de la gota, μm
 V_t : velocidad del asentamiento, $\frac{\text{pie}}{\text{s}}$
 C_D : coeficiente de arrastre, adimensional

Reemplazando los datos de la Tabla AIII.9 y las densidades del gas y líquido a la temperatura de diseño en la Ecuación AIII.10 se obtiene:

$$V_t = 0,0119 * \left[\left(\frac{58,39 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} - 0,183 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{0,183 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} \right) * \frac{100 \mu\text{m}}{0,34} \right]^{1/2}$$

$$V_t = 3,64 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Posteriormente, se calcula el número de Reynolds usando la velocidad de arrastre determinada en el paso anterior usando la Ecuación AIII.11.

$$\text{Re} = 0,0049 * \frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu_g}$$

Donde:

- Re: número de Reynolds, adimensional
 V_t : velocidad de asentamiento calculada para $C_D=0,34$; $\frac{\text{pie}}{\text{s}}$

$$\text{Re} = 0,0049 * \frac{0,1834 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} * 100 \mu\text{m} * 3,64 \frac{\text{pie}}{\text{s}}}{0,01156 \text{ cP}}$$

$$\text{Re} = 28,286$$

Con el valor de Reynolds calculado en el paso anterior, se determina el valor de C_D , por medio de la Ecuación AIII.12.

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = \frac{24}{28,286} + \frac{3}{28,286^{1/2}} + 0,34$$

$$C_D = 1,714$$

Con el valor de C_D se recalcula el valor de V_t con la Ecuación AIII.10. Se debe realizar el proceso hasta que valores de V_t coincidan, en ese caso ya se habrá encontrado el valor correcto de C_D .

$$V_t = 0,0119 * \left[\left(\frac{58,39 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} - 0,183 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{0,183 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} \right) * \frac{100 \text{ um}}{1,714} \right]^{1/2}$$

$$V_t = 1,619 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Luego de realizar el proceso iterativo para encontrar C_d , se encontraron los resultados descritos en la Tabla AIII.11.

Tabla AIII.11. Iteración de C_d , diseño separador vertical

C_D	Re	V_t (pies/s)	C_D Calculado
0,34	28,286	3,634	1,714
1,714	13,044	1,619	3,010
3,010	9,842	1,221	3,735
3,735	8,836	1,097	4,065
4,065	8,470	1,051	4,204
4,204	8,328	1,033	4,261
4,261	8,273	1,027	4,284
4,284	8,250	1,024	4,293
4,293	8,242	1,023	4,296
4,296	8,241	1,023	4,296

De la Tabla AIII.11 se deduce que la velocidad asentamiento en el interior del separador vertical es de 1,023 pies/s para un coeficiente de arrastre igual a 4,296.

- **Capacidad de retención de gas**

Por medio de la Ecuación 3.5, la misma que describe la capacidad de retención de gas, se calculó el diámetro del separador vertical.

$$d^2 = 34\,365 * \left[\frac{Q_g * Z * T}{P} \right] * \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_o - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Reemplazando los datos correspondientes en la Ecuación 3.5 se obtiene:

$$d^2 = 34\,365 * \left[\frac{2\,361,55 \frac{\text{m}^3}{\text{hora}} * 0,99 * 338,71 \text{ K}}{310,26 \text{ kPa}} \right] * \left[\left(\frac{2,94 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{936,6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 2,94 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right) * \frac{4,29}{100 \text{ um}} \right]^{1/2}$$

$$d^2 = 1\,024\,958,875$$

$$d = 10\,124,02 \text{ mm} = 1,012 \text{ m} = 39,84 \text{ in}$$

- **Capacidad de retención de líquido**

Para calcular la altura del separador vertical en función del tiempo de retención y el caudal de fase líquida, se utilizó la Ecuación 3.6.

$$d^2 * h_o = \frac{Q_o * t_o}{4,71 * 10^{-8}} \quad [3.6]$$

Resolviendo la Ecuación AIII.6, y recordando que el tiempo de retención elegido para esta operación es de 1 minuto (Requena y Rodríguez, 2006, p.21), se obtiene:

$$1\,024\,958,875 * h_o = \frac{139,71 * 1 \text{ min}}{4,71 * 10^{-8}}$$

$$h_o = \left(\frac{\frac{139,71 * 1}{4,71 * 10^{-8}}}{1\ 024\ 958,875} \right) = 2\ 893,98 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1\ 000 \text{ mm}} = 2,89 \text{ m} = 9,48 \text{ pies}$$

Para calcular la longitud de costura a costura (L_{ss}) con base en la capacidad de retención de gas se utilizó la Ecuación 3.7.

$$L_{ss} = 1\ 016 + h_o + d$$

Reemplazando los datos respectivos en la Ecuación 3.7 se obtiene:

$$L_{ss} = 1\ 016 + 2893,98 \text{ mm} + 1012,402 \text{ mm}$$

$$L_{ss} = 4\ 922,38 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1\ 000 \text{ mm}} = 4,922 \text{ m} = 16,15 \text{ pies}$$

Para calcular la longitud de costura a costura (L_{ss}) con base en la capacidad de retención de líquido se utilizó la Ecuación 3.8.

$$L_{ss} = 1\ 930 + h_o$$

Reemplazando los datos respectivos en la Ecuación 3.8 se obtiene:

$$L_{ss} = 1\ 930 + 2\ 893,98 \text{ mm} = 4\ 823,98 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1\ 000 \text{ mm}} = 4,82 \text{ m} = 15,82 \text{ pies}$$

El cálculo de la relación de esbeltez se realizó con la Ecuación AIII.17:

$$R = \frac{L_{ss}}{d} = \frac{4,82 \text{ m}}{1,012 \text{ m}} = 4,76$$

En la Tabla AIII.12 se presenta el resumen de cálculo para el diseño del separador vertical. En la mencionada tabla se puede observar las longitudes de costura a

costura con sus respectivas relaciones de esbeltez para diferentes valores de tiempo.

Tabla AIII.12. Resultados separadores verticales

t_o (min)	d(in)	h(m)	L_{ss} g(m)	L_{ss} l(m)	R
1	40	2,89	4,92	4,82	4,76
2	40	2,89	7,816	7,718	7,72
3	40	2,89	10,71	10,61	10,58
4	40	2,89	13,604	13,505	13,44
5	40	2,89	16,49	16,39	16,29

AIII.5 DISEÑO DEL TANQUE DE LAVADO

Las ecuaciones utilizadas en el diseño del tanque de lavado tienen una marcada similitud con las correlaciones usadas en el separador vertical, debido a que la geometría y el patrón de flujo son parecidas (Velasco, 2013, p.88).

En los separadores se opera con tiempos de residencia de minutos, mientras que el tanque de lavado puede retener la emulsión hasta rangos de 36 horas.

- **Tiempo de residencia en el tanque de lavado**

El tiempo de residencia de un tanque de lavado se calcula con la Ecuación AIII.22:

$$t_{res} = \frac{V}{Q} * 24 \quad [AIII. 22]$$

Donde:

t_{res} : tiempo de residencia del fluido en el tanque de lavado, horas

V: volumen de emulsión en el tanque, barriles

Q: caudal de emulsión, BFPD

Al reemplazar los datos en la Ecuación AIII.22 se obtiene:

$$t_{\text{res}} = \frac{21\ 120 \text{ Barriles}}{21\ 120 \text{ BFPD}} * 24$$

$$t_{\text{res}} = 24 \text{ horas}$$

Actualmente se maneja este mismo tiempo en el tanque de lavado de la estación Pindo por lo cual se recomienda mantenerlo debido a que está dentro de los límites del criterio para este tipo de recipientes. No se recomienda mantener el crudo por más tiempo en el tanque de lavado, porque se ha evidenciado por experiencia en campo que éste puede llegar a “quemarse”, es decir re emulsionarse.

El diámetro interno mínimo del tanque de lavado se calcula a través de la Ecuación 3.9.

$$d = 25\ 230 * \left[\frac{F * Q_o * \mu_o}{\Delta SG * d_m^2} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Donde:

- d: diámetro mínimo interno del tanque de lavado, mm
- ΔSG : diferencia de gravedad específica entre el agua y el petróleo, adimensional
- Q_o : flujo de petróleo, m³/h
- d_m : diámetro de la gota, μm
- μ_o : viscosidad del petróleo, cP
- F: factor de corto circuito, adimensional
- h_o : altura de la sección de coalescencia del petróleo, mm
- t_o : tiempo de retención del petróleo, minutos

Como la corriente de entrada al tanque de lavado está conformada por 20 000 BFPD de emulsión más el flujo de recirculación de agua igual 1 120 BWPD se tiene un flujo volumétrico de 21 120 considerando flujos aditivos.

$$Q_0 = 21\,120 \frac{\text{barriles}}{\text{día}} * \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ barril}} * \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 139,89 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Los datos de viscosidad del crudo, densidad del crudo y de las gravedades específicas de los fluidos fueron tomados de la Tabla AI.3.

Para determinar la viscosidad dinámica del petróleo (μ_o) se utilizó la Ecuación AIII.23.

$$\mu_o = \delta_o \times \nu \quad \text{[AIII. 23]}$$

Donde:

μ_o : viscosidad dinámica del crudo, cP

ν : viscosidad cinemática del crudo, cSt

δ_o : densidad del crudo, $\frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$

Al resolver la Ecuación AIII.23 se obtiene:

$$\mu_o = \delta_o \times \nu = 129,9 \text{ cSt} \times \frac{1 \text{ St}}{100 \text{ cSt}} \times \frac{\frac{\text{cm}^2}{\text{s}}}{1 \text{ St}} \times 0,953 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \times \frac{1 \text{ P}}{1 \frac{\text{g}}{\text{cm} \cdot \text{s}}} \times \frac{100 \text{ cP}}{1 \text{ P}}$$

$$\mu_o = 123,79 \text{ cP}$$

El gradiente de gravedad específica entre el agua y el crudo se obtuvo usando la Ecuación AIII.24.

$$\Delta SG = SG_{\text{agua}} - SG_{\text{petróleo}} \quad \text{[AIII. 24]}$$

$$\Delta SG = 1,014 - 0,953 = 0,061$$

La separación de gotas de agua, en un proceso de lavado deberá tener al menos un tamaño de gota de 500 μm , con el fin de beneficiar al proceso (Velasco, 2013, p.32; Molina y Sánchez, p.86).

Reemplazando los datos en la Ecuación 3.9, considerando un factor de cortocircuito (F) igual a 1 se tiene:

$$d = 25\,230 * \left[\frac{1 * 139,89 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 123,79 \text{ cP}}{0,061 * (500 \mu\text{m})^2} \right]^{\frac{1}{2}} = 26\,886,38 \text{ mm}$$

$$d = 26\,886,38 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} = 26,89 \text{ m} = 88,19 \text{ pies}$$

Luego, se procede a calcular la altura de la sección de coalescencia del petróleo empleando la Ecuación 3.10.

$$d^2 * h_o = \frac{F * Q_o * t_o}{4,713 * 10^{-8}}$$

Al reemplazar el tiempo de residencia del tanque de lavado calculado con la Ecuación AIII.22, y los datos restantes correspondientes en la Ecuación 3.10 se obtiene:

$$(26\,886,38 \text{ mm})^2 * h_o = \frac{1 * 139,89 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1\,440 \text{ min}}{4,713 * 10^{-8}}$$

$$h_o = 5912,72 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} = 5,913 \text{ m} = 19,39 \text{ pies}$$

Las alturas mínima y máxima de costura del tanque de lavado se determinaron a través de las Ecuaciones 3.11 y 3.12, respectivamente.

$$H = 2\,600 + h_o$$

$$H = 5\,000 + h_o$$

Aplicando la Ecuación 3.11 se obtiene:

$$H = 2\,600 + h_o = 2\,600 + 5\,912,72 = 8\,512,72 \text{ mm}$$

$$H = 8\,512,72 \text{ mm} * \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} = 8,513 \text{ m} = 27,92 \text{ pies}$$

Aplicando la Ecuación 3.12 se tiene:

$$H = 5\,000 + h_o = 5\,000 + 5\,912,72 = 10\,912,72 \text{ mm}$$

$$H = 10\,912,72 \text{ mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}} = 10,912 \text{ m} = 35,79 \text{ pies}$$

AIII.6 DISEÑO DEL TANQUE DE SURGENCIA O REPOSO

Para diseñar el tanque de surgencia se van a utilizar los mismos criterios empleados para el diseño del tanque de lavado. La diferencia es el valor máximo de ingreso de %BSW del crudo que será de 0,5. Además éste no poseerá un colchón de agua.

El tiempo de residencia para el tanque de reposo será de seis horas debido a que a cada intervalo de ese tiempo se realizan las mediciones para controlar el nivel de petróleo y la cantidad bombeada (Jiménez, 2009, p.25).

Para determinar el diámetro y altura del tanque de reposo se utilizaron las Ecuaciones 3.9 y 3.10, respectivamente.

$$d = 25\,230 * \left[\frac{F * Q_o * \mu_o}{\Delta SG * d_m^2} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$d^2 * h_o = \frac{F * Q_o * t_o}{4,713 * 10^{-8}}$$

Como la capacidad del tanque de reposo es de 6 000 BFPD se tiene:

$$Q_o = 6\,000 \frac{\text{barriles}}{\text{día}} * \frac{42 \text{ gal}}{1 \text{ barril}} * \frac{3,785 \text{ L}}{1 \text{ gal}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}}$$

$$Q_o = 39,74 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Los datos de viscosidad dinámica y de gradiente de gravedad específica entre el agua y el crudo, que serán los mismos que se utilizó para el diseño del tanque de lavado, calculados con las Ecuaciones AIII.22 y AIII.23, respectivamente.

La separación de gotas de agua, en un proceso de separación en deshidratación deberá tener al menos un tamaño de gota de 500 μm , con el fin de beneficiar al proceso (Velasco, 2013, p.32).

Resolviendo la Ecuación 3.9 concerniente al cálculo del diámetro del tanque de reposo se obtiene:

$$d = 25\,230 * \left[\frac{1 * 39,7425 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 123,79 \text{ cP}}{0,061 * (500 \mu\text{m})^2} \right]^{\frac{1}{2}} = 14\,330,48 \text{ mm}$$

$$d = 14\,330,48 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} = 14,33 \text{ m} = 47,01 \text{ pies}$$

Al reemplazar los datos de caudal, tiempo de residencia y diámetro del tanque de reposo se procede a calcular la altura de la sección de coalescencia del petróleo por medio de la Ecuación 3.10.

$$(14\,330,48 \text{ mm})^2 * h_o = \frac{1 * 39,7425 * 360 \text{ min}}{4,713 * 10^{-8}}$$

$$h_o = 1\,478,22 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} = 1,478 \text{ m} = 4,85 \text{ pies}$$

Las alturas mínima y máxima de costura a costura en el tanque de reposo se obtienen aplicando las Ecuaciones 3.11 y 3.12, respectivamente:

$$H = 2\,600 + h_o = 2\,600 + 1\,478,22 = 4\,078,22 \text{ mm}$$

$$H = 4\,078,22 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} = 4,078 \text{ m} = 13,38 \text{ ft}$$

Al aplicar la Ecuación 3.12 para determinar la altura máxima de costura se obtiene:

$$H = 5\,000 + h_o = 5\,000 + 1\,478,22 = 6\,478,22 \text{ mm}$$

$$H = 6\,478,22 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} = 6,48 \text{ m} = 21,25 \text{ ft}$$

AIII.7 DISEÑO DEL CALENTADOR ELÉCTRICO

Para empezar con el diseño del equipo de calentamiento se seleccionó el diámetro de los tubos calefactores con base en el voltaje máximo de trabajo que mantiene la estación. Para ello se utilizaron los datos de la Tabla AIII.13 (CRN, 2017, p.2).

Tabla AIII.13. Características eléctricas de tubos calefactores

Diámetro tubos calefactores (mm)	6,5	8,5	10	13,5	16
Voltaje máximo (V)	415	415	500	750	750
Intensidad máxima (A)	10	14	14	20	60
Tolerancia de potencia >100 W	+5 - 10 %	+5 - 10 %	+5 - 10 %	+5 - 10 %	+5 - 10%
Tolerancia de potencia <100 W	+5 - 10 %	+5 - 10 %	+5 - 10 %	+5 - 10 %	+5 - 10%

(CRN, 2017, p.2)

- **Cálculo de la longitud total de la resistencia eléctrica**

La longitud útil o longitud calefactora de una resistencia eléctrica se calcula con el fin de asegurar un reparto uniforme de calor del medio a calentar, se calcula por la Ecuación AIII.25.

$$L_T = L_U + L_{NC} \quad [AIII. 25]$$

Donde:

L_T : longitud total del tubo calefactor, cm

L_U : longitud útil, cm

L_{NC} : longitud no calefactada, cm

La longitud útil se determina con la Ecuación AIII.26.

$$L_U = \frac{p}{C * S} \quad \text{[AIII. 26]}$$

Donde:

p: potencia nominal del elemento calefactor, W

C: carga específica, $\frac{W}{cm^2}$

S: circunferencia de la tubería, cm

Para seleccionar la potencia nominal del tubo calefactor se emplearon los datos de la Tabla AIII.13.

Tabla AIII.14. Datos de potencia nominal tubos calefactores

RACOR DE LATÓN Y TUBO DE COBRE NIQUELADO DE 16mm de DIÁMETRO								
Racor M77*200		Racor 2 1/2"		W	L (mm)	$\frac{W}{cm^2}$	Peso (kg)	Gama Tto.
Código	Modelo	Código	Modelo					
278934040	CRN34-040	278936040	CRN36-040	4 000	230	8,7	1,8	EG
278934060	CRN34-060	278936060	CRN36-060	6 000	310	8,6	2,1	EG
278934080	CRN34-080	278936080	CRN36-080	8 000	390	8,6	2,6	EG
2789340100	CRN34-100	278936100	CRN36-100	10 000	470	8,7	3,0	EG
278934150	CRN34-150	278936150	CRN36-150	15 000	700	8,1	4,2	CA-CT
278934200	CRN34-200	278936200	CRN36-200	20 000	900	8,2	5,2	CA-CT
278934240	CRN34-240	278936240	CRN36-240	24 000	1 070	8,1	6,0	CA-CT

(CRN, 2017)

Para el diseño del calentador eléctrico se seleccionó de la Tabla AIII.13 el modelo CRN34-100 con una potencia de 10 000 W de potencia por tubo. Reemplazando los

datos de potencia nominal, carga específica y circunferencia de la tubería en la Ecuación AIII.25 se obtiene:

$$L_U = \frac{10\,000\text{ W}}{8,7 \frac{\text{W}}{\text{cm}^2} * S}$$

El perímetro de cada tubo calefactor se calculó por medio de la Ecuación AIII.27.

$$S = 2\pi * r \quad \text{[AIII. 27]}$$

Donde:

r: radio de la tubería

Reemplazando el radio en la Ecuación AIII.27:

$$S = 2\pi * 8\text{ mm} * \frac{1\text{ cm}}{10\text{ mm}} = 5,03\text{ cm}$$

Finalmente, la longitud útil calculada con la Ecuación AIII.26 se obtiene:

$$L_U = \frac{10\,000\text{ W}}{8,7 \frac{\text{W}}{\text{cm}^2} * 5,03\text{ cm}} = 228,51\text{ cm}$$

Considerando una longitud no calefactada es de 250 mm (CNR, 2017, p.2), se tiene:

$$L_T = 228,51\text{ cm} + 250\text{ mm} * \frac{1\text{ cm}}{10\text{ mm}} = 253,51\text{ cm}$$

$$L_T = 253,51\text{ cm} * \frac{1\text{ m}}{100\text{ cm}} = 2,54\text{ m}$$

- **Diámetro del calentador eléctrico**

Se ha considerado el diámetro máximo para una cantidad de 90 tubos distribuidos en pares en forma de horquilla según el catálogo que representa la Figura AV.3.

$$d_{ce} = 416 \text{ mm} * \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} * \frac{1 \text{ in}}{2,54 \text{ cm}} = 16,38 \text{ in}$$

Donde:

d_{ce} : diámetro calentador eléctrico

- **Número de tubos de calefacción**

Para calcular el número de tubos necesarios en el calentador eléctrico se utilizó la Ecuación AIII.28.

$$\text{Número de tubos de calefacción} = \frac{\text{Potencia total requerida}}{\text{Potencia de cada tubo}} \quad [\text{AIII. 28}]$$

La potencia calefactora de cada tubo se seleccionó de la Tabla AIII.14.

$$\text{Potencia de cada tubo} = 10\,000 \frac{\text{J}}{\text{s}} * \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} * \frac{1 \text{ BTU}}{1\,055,06 \text{ J}} = 34\,121,3 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}$$

Reemplazando los datos correspondientes en la Ecuación AIII.28 se obtiene:

$$\text{Número de tubos de calefacción} = \frac{2,76 * 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}}{34\,121,3 \frac{\text{BTU}}{\text{hora}}} = 81 \text{ tubos}$$

Se tendrá un equipo de calentamiento 82 tubos calefactores, conformado por 41 horquillas de 2,31 m de longitud.

ANEXO AIV

DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS SECUNDARIOS

AIV.1 SELECCIÓN DE TUBERÍAS

En la Figura AIV.1 se indican las secciones de tubería necesarias para la ubicación del calentador en el rediseño del sistema de deshidratación. La distribución de tuberías en los equipos principales se mantendrá según la operación actual.

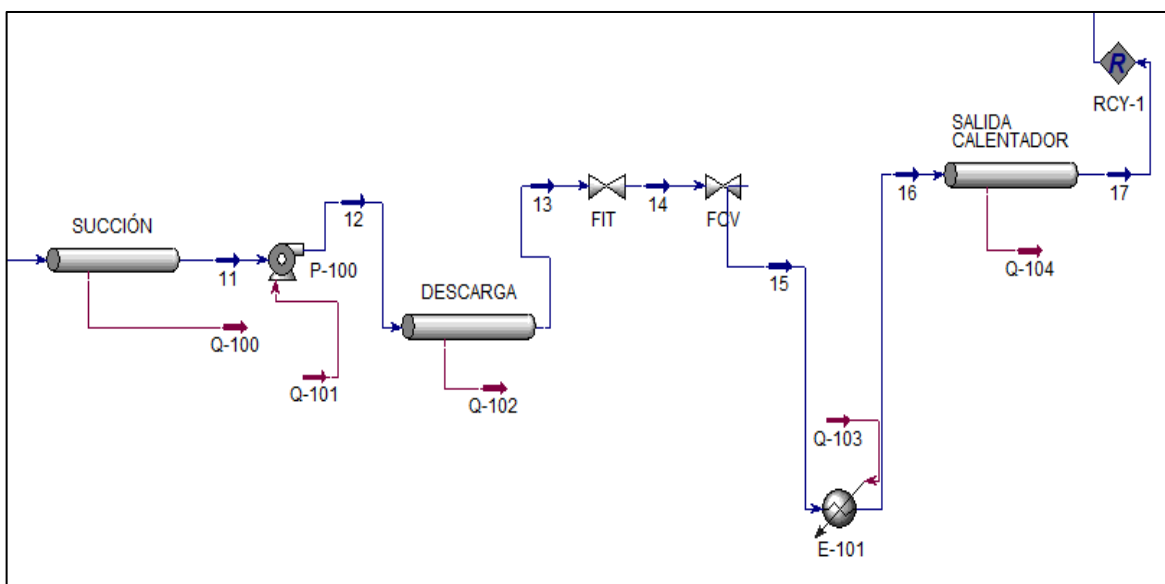


Figura AIV.1. Esquema de tuberías incorporadas

Para el cálculo de la velocidad del agua en el interior de las tuberías se utilizó la Ecuación AIV.1. Para el ejemplo de cálculo se utilizó la sección A (succión hacia la bomba).

Como el proceso de calentamiento del agua es continuo, se consideró constante la velocidad del agua en las tres secciones.

$$v = \frac{Q_{\text{agua}}}{A_T}$$

[AIV. 1]

Donde:

Q_{agua} : caudal de agua de recirculación, $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$

A_T : área transversal de la tubería, m^2

v : velocidad del fluido, $\frac{\text{m}}{\text{h}}$

- **Cálculo caudal agua de recirculación**

$$Q_{\text{agua}} = 1\,120 \frac{\text{barriles}}{\text{día}} * \frac{0,1589873 \text{ m}^3}{1 \text{ barril}} * \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} = 7,42 \frac{\text{m}^3}{\text{hora}}$$

- **Cálculo del área transversal**

Para una tubería de 4 in de diámetro interno se obtiene utilizando la Ecuación AIV.2.

$$A_T = \frac{\pi * D_i^2}{4} \quad [\text{AIV. 2}]$$

Donde:

D_i : diámetro interno de la tubería, m

Reemplazando los datos en la Ecuación AIV.2 se obtiene:

$$A_T = \frac{\pi * (0,1016 \text{ m})^2}{4} = 0,008107 \text{ m}^2$$

- **Cálculo de la velocidad del agua de recirculación**

Reemplazando los datos de caudal y área transversal en la Ecuación AIV.1 se obtiene la velocidad del agua.

$$v = \frac{7,42 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{0,008107 \text{ m}^2}$$

$$v = 915,185 \frac{\text{m}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} * \frac{3,28 \text{ pies}}{1 \text{ m}} = 0,833 \frac{\text{pies}}{\text{s}} = 0,25 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

En la Tabla AIV.1 los resultados de velocidad del agua que circula por las tuberías de succión al sistema de bombeo, descarga del sistema de bombeo y salida del calentador.

Tabla AIV.1. Resultados de velocidad del agua por el interior de las tuberías

Sección de tubería	Diámetro de tubería (in)	Longitud aproximada (m)	Velocidad del fluido ($\frac{\text{pies}}{\text{s}}$)	Velocidad del fluido ($\frac{\text{m}}{\text{s}}$)
Sección A (tanque de lavado hacia succión)	4	118,80	0,833	0,25
Sección B (descarga bomba de recirculación)	4	3,60	0,833	0,25
Sección C (salida del calentador)	4	139,80	0,833	0,25

AIV.2 DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE LAS BOMBAS

Para dimensionar las bombas centrífugas que forman parte del sistema de calentamiento se tienen que calcular las cabezas de pérdidas asociadas al rozamiento en las tuberías y la ubicación de accesorios.

- **Pérdidas por rozamiento en las tuberías (Sección A)**

Para calcular las pérdidas de altura por tubería se utilizó la Ecuación 3.14.

$$h_f = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2g}$$

Donde:

h_f : cabeza de pérdida asociada al rozamiento, m

L: longitud, m

- g: aceleración de la gravedad, $\frac{m}{s^2}$
 D: diámetro, m
 f: factor de fricción de Darcy, adimensional

Para determinar f (factor de Darcy) se debe utilizar la Figura AIV.2, para ello se tiene que calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa. Para determinar el número de Reynolds se utilizó la Ecuación AIV.4.

$$Re = \frac{v * \rho * D}{u} \quad [AIV.4]$$

Donde:

- Re: Número de Reynolds, adimensional
 v: velocidad del fluido, $\frac{m}{s}$
 ρ : densidad del agua, $\frac{kg}{m^3}$
 D: diámetro interno de la tubería, m
 u: viscosidad del agua, $\frac{kg}{m*s}$

Tomando en cuenta que la viscosidad del agua a 80 °F es igual a 0,000867 $\frac{kg}{m*s}$ (Mills, 1995, Apéndice A), y reemplazando los datos de la Ecuación AIV.4 se obtiene:

$$Re = \frac{v * \rho * D}{u} = \frac{0,25 \frac{m}{s} * 1014 \frac{kg}{m^3} * 0,1016 m}{0,000867 \frac{kg}{m * s}}$$

$$Re = 29\,706,60$$

Para determinar el valor de factor de fricción de Darcy (f), se tiene que calcular la rugosidad relativa del material a ser empleado en la tubería. La rugosidad relativa se calcula a través de la relación presentada en la Ecuación AIV.5.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D} \quad [\text{AIV. 5}]$$

Donde:

ε : rugosidad, mm

D: diámetro de la tubería, m

En la Figura AIV.2 se presenta el diagrama de Moody

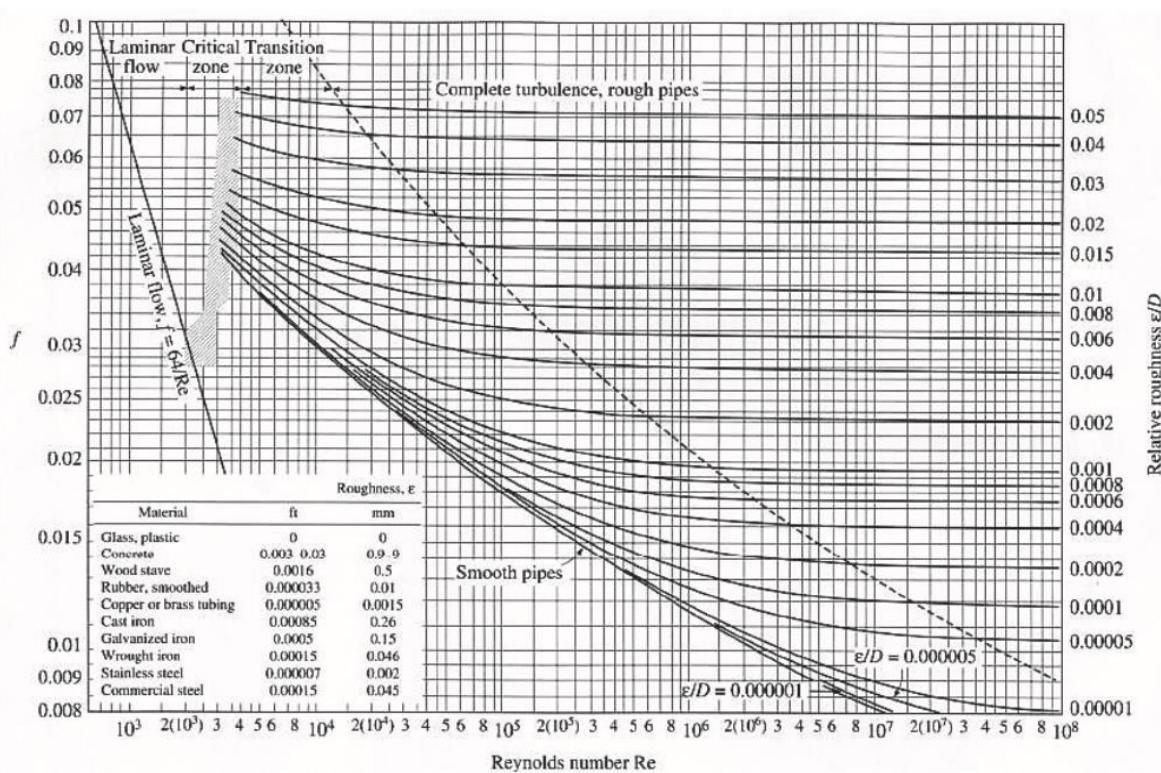


Figura AIV.2. Diagrama de Moody
(Mott, 2006, p.236)

La rugosidad para el acero inoxidable se tomó de la Figura AIV.2.

Al reemplazar los datos correspondientes en la Ecuación AIV.5 se obtiene:

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0002 \text{ cm}}{0,1016 \text{ m} * \frac{10 \text{ cm}}{1 \text{ m}}} = 0,00002$$

Con los valores del número de Reynolds (Re) y de rugosidad relativa, se utilizó el diagrama de Moody presentado en la Figura AIV.2, y se obtuvo un valor del factor de fricción de Darcy (f) igual a:

$$f = 0,024$$

De modo que las pérdidas asociadas a la sección A de tubería son:

$$hf_1 = f * \frac{L_1}{D} * \frac{v^2}{2g}$$

Donde:

hf_1 : cabeza de pérdida asociada al rozamiento sección A, m

L_1 : longitud de sección A, m

Reemplazando los datos en la Ecuación AIV.3 se obtiene:

$$hf_1 = 0,024 * \frac{112,0 \text{ m}}{0,1016 \text{ m}} * \frac{\left(0,25 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_1 = 0,084 \text{ m}$$

- **Pérdidas por rozamiento en las tuberías (Secciones B y C)**

Como la velocidad es la misma en las secciones B y C se tiene:

$$hf_{2-3} = f * \frac{L_{2-3}}{D} * \frac{v^2}{2g}$$

Donde:

hf_{2-3} : cabeza de pérdida asociada al rozamiento secciones B y C, m

L_{2-3} : longitud de secciones B y C, m

$$hf_{2-3} = 0,024 * \frac{143,4 \text{ m}}{0,1016 \text{ m}} * \frac{\left(0,25 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,108 \text{ m}$$

$$hf_{1-3} = hf_1 + hf_{2-3} = 0,084 \text{ m} + 0,108 \text{ m} = 0,192 \text{ m}$$

- **Cálculo de las pérdidas de carga por accesorios de la tubería de interconexión desde el tanque de lavado hacia succión de bombas (sección A).**

Para calcular la cabeza de pérdida asociada a los accesorios colocados en las tuberías se utilizó la Ecuación 3.15.

$$h_{\text{facc}} = \sum_{i=1}^n k_i * \frac{u_2^2}{2g}$$

En la Tabla IV.2 se muestra el listado de accesorios de la tubería sección A.

Tabla IV.2. Listado de accesorios de la tubería sección A

ítems	Accesorios	Número de cargas de velocidad
1	Entrada	0,50
4	Codos de 90°	0,75
1	Válvula de compuerta abierta	0,20

(Moot, 2006, p.293)

$$h_{\text{facc } 1} = (0,50 + 4 * 0,75 + 0,20) * \frac{(0,25 \text{ m/s})^2}{2g}$$

$$h_{\text{facc } 1} = (0,50 + 4 * 0,75 + 0,20) * \frac{(0,25 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,012 \text{ m}$$

- **Cálculo de las pérdidas de carga por accesorios de la tubería de descarga de la bomba de recirculación (sección B)**

En la Tabla IV.3 se muestra el listado de accesorios de la tubería sección B.

Tabla AIV.3. Listado de accesorios de la tubería sección B

Ítems	Accesorios	Número de cargas de velocidad
1	Salida	1,00
4	Codos de 90°	0,75
1	Válvula de compuerta abierta	0,20

(Moot, 2006, p.293)

$$h_{\text{facc } 2} = (1,00 + 4 * 0,75 + 0,20) * \frac{(0,25 \text{ m/s})^2}{2g}$$

$$h_{\text{facc } 2} = (1,00 + 4 * 0,75 + 0,20) * \frac{(0,25 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{\text{facc } 2} = 0,013 \text{ m}$$

- **Cálculo de las pérdidas de carga por accesorios de salida del calentador hacia el tanque de lavado (sección C)**

En la Tabla IV.3 se muestra el listado de accesorios de la tubería sección C.

Tabla AIV.4. Listado de accesorios de la tubería sección C

Ítems	Accesorios	Número de cargas de velocidad
1	Entrada	0,50
1	Salida	1,00
4	Codos de 90°	0,75
1	Válvula de compuerta abierta	0,20

(Moot, 2006, p.293)

$$h_{\text{facc } 3} = (1,00 + 0,50 + 4 * 0,75 + 0,20) * \frac{(0,25 \text{ m/s})^2}{2g}$$

$$h_{\text{facc } 3} = (1,00 + 0,50 + 4 * 0,75 + 0,20) * \frac{(0,25 \text{ m/s})^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{\text{facc } 3} = 0,015 \text{ m}$$

La pérdida de cabeza total por accesorios en tubería es igual a:

$$h_{\text{facc total}} = h_{\text{facc } 1} + h_{\text{facc } 2} + h_{\text{facc } 3}$$

$$h_{\text{facc total}} = 0,012 + 0,013 + 0,015 = 0,04 \text{ m}$$

- **Pérdidas de cabeza en el calentador**

Existen también pérdidas de altura asociadas al calentador. Éstas se describen en la Tabla IV.5 e indican las pérdidas de presión asociadas a los accesorios del calentador.

Tabla AIV.5. Pérdidas de presión predominantes en el sistema de calentamiento

Pérdidas estimadas	Valor	Unidad
Sistema de calentamiento	15	psig
Sistema de medición de flujo	16	psig
Válvula de control	5 a 7	psig
Total	38	psig

(Design, 2017)

Para calcular las pérdidas de altura asociada al calentador se utilizó la Ecuación AIV.34:

$$hf_{\text{sc}} = \frac{\Delta P}{\gamma} = \frac{\Delta P}{\rho * g} \quad [\text{AIV.3}]$$

Donde:

ΔP : caída de presión, Pa

γ : peso específico, $\frac{\text{N}}{\text{m}^3}$

hf_{sc} : cabeza de pérdidas de carga asociadas a los accesorios del calentador, m

Reemplazando los datos en la Ecuación AIV.34 se tiene:

$$hf_{\text{sc}} = \frac{\Delta P}{\gamma} = \frac{\Delta P}{\rho * g} = \frac{36 \text{ psi} * \frac{6894,76 \text{ Pa}}{1 \text{ psi}}}{1014 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 24,98 \text{ m}$$

- **Cabeza de la bomba**

La presión hidrostática que ejercen los fluidos en el tanque de lavado es de 11,2 psig, estableciendo que el nivel de agua se ubica en 8 pies y el nivel de crudo a 27 pies. En la Tabla AIV.6 se muestra las alturas y presión de columna de cada fluido.

Tabla AIV.6 Cabezal estático del tanque de lavado

Tipo de Fluido	Altura de Fluido (ft)	Presión de la columna (psig)
Agua	8	3,5
Crudo	19	7,7
Presión columna total (psig)		11,2

- **Altura de la bomba**

Para calcular la altura de la bomba se utilizó la Ecuación 3.13.

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{u_1}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{u_2}{2g} + Z_2 + hf$$

Tomando en cuenta que la velocidad del fluido se va a considerar constante en todo el trayecto de las tuberías, y que la altura Z_1 (nivel de salida del agua del tanque de lavado) es igual a cero, la Ecuación 3.13 quedaría:

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + hf \quad [\text{AIV. 4}]$$

Despejando H_B de la Ecuación AIV.4 se tendría:

$$H_B = \frac{P_2}{\gamma} - \frac{P_1}{\gamma} + Z_2 + hf \quad [\text{AIV. 5}]$$

Donde:

hf: cabeza de pérdidas de altura por longitud y accesorios, m

Se debe considerar también que la altura Z_2 será igual a 2,41 m; debido a que el agua de recirculación ingresará a una altura media del separador vertical.

Reemplazando los datos en la Ecuación A1.36 se tiene:

$$H_B = \frac{30,0 \text{ psi} * \frac{6\,894,76 \text{ Pa}}{1 \text{ psi}}}{1\,014 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - \frac{11,2 \text{ psi} * \frac{6\,894,76 \text{ Pa}}{1 \text{ psi}}}{1\,014 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + (0,19 + 0,04 + 24,98)\text{m} + 2,41 \text{ m}$$

$$H_B = 20,82 \text{ m} - 7,77 \text{ m} + 25,21 \text{ m} + 2,41 \text{ m} = 40,67 \text{ m}$$

La potencia hidráulica de la bomba se calcula con la Ecuación 3.16.

$$P_{\text{bomba}} = Q * \gamma * H_B \quad [3.16]$$

Donde:

P_{bomba} : Potencia hidráulica de la bomba, HP

Q : Caudal de agua, $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$

γ : Peso específico, $\frac{\text{N}}{\text{m}^3}$

H_B : Altura de la bomba, m

Reemplazando los datos en la Ecuación 3.16 se tiene:

$$P_{\text{bomba}} = 7\,522,26 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{1\text{m}^3}{1\,014 \text{ kg}} * 40,67 \text{ m} * 1014 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 7,42 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 40,67 \text{ m} * 9\,937,2 \frac{\text{N}}{\text{m}^3} * \frac{1\text{h}}{3600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 832,99 \text{ W} * \frac{1,34 * 10^{-3} \text{ HP}}{1\text{W}} = 1,12 \text{ HP}$$

Luego de obtener el resultado de la potencia hidráulica de la bomba se emplea la Ecuación 3.17.

$$n = \frac{P_{\text{bomba}}}{P_{\text{Motor}}}$$

Donde:

P_{bomba} : Potencia hidráulica de la bomba, HP

P_{Motor} : Potencia de motor-bomba, HP

Asumiendo una eficiencia de la bomba igual a 0,6; y reemplazando los datos correspondientes en la Ecuación 3.17 se tiene que la potencia de motor de la bomba es iguala:

$$P_{\text{motor}} = \frac{P_{\text{bomba}}}{n} = \frac{1,12 \text{ HP}}{0,60} = 1,87 \text{ HP}$$

AIV.3 DIMENSIONAMIENTO DE VÁLVULAS

Para calcular los coeficientes de las válvulas se consideró como parámetro de diseño el caudal máximo de circulación por la tubería, la caída de presión, la densidad del agua y una apertura de las válvulas entre el 20 y 50 % (Hans, 2009, pp. 21-26).

Para calcular el coeficiente de descarga de las válvulas se utilizó la Ecuación 3.18:

$$K_v = Q * \sqrt{\frac{SG}{\Delta P}}$$

Donde:

K_v : coeficiente de descarga, $\frac{m^3}{h} * Pa^{-1/2}$

ΔP : caída de presión, Pa

SG : gravedad específica del fluido, adimensional

Q: caudal del fluido, $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$

Para determinar el coeficiente de descarga de las válvulas dispuestas para el sistema de calentamiento de agua, se consideró la mayor caída de presión asociada al equipo tomada de la válvula de control de la Tabla AIV.5.

Reemplazando los datos de caudal, caída de presión y gravedad específica del agua se obtiene:

$$K_v = 7,42 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \sqrt{\frac{1,014}{(11,2 + 14,7)\text{psia} * \frac{6\,894,76 \text{ Pa}}{1 \text{ psi}}}}$$

$$K_v = 0,017 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \text{Pa}^{-1/2}$$

ANEXO AV

CATÁLOGOS Y DATOS DE CURVA DE DESTILACIÓN ASTM-D86

La Figura AV.1 muestra los resultados de la prueba ASTM D-86 para el crudo Pindo.

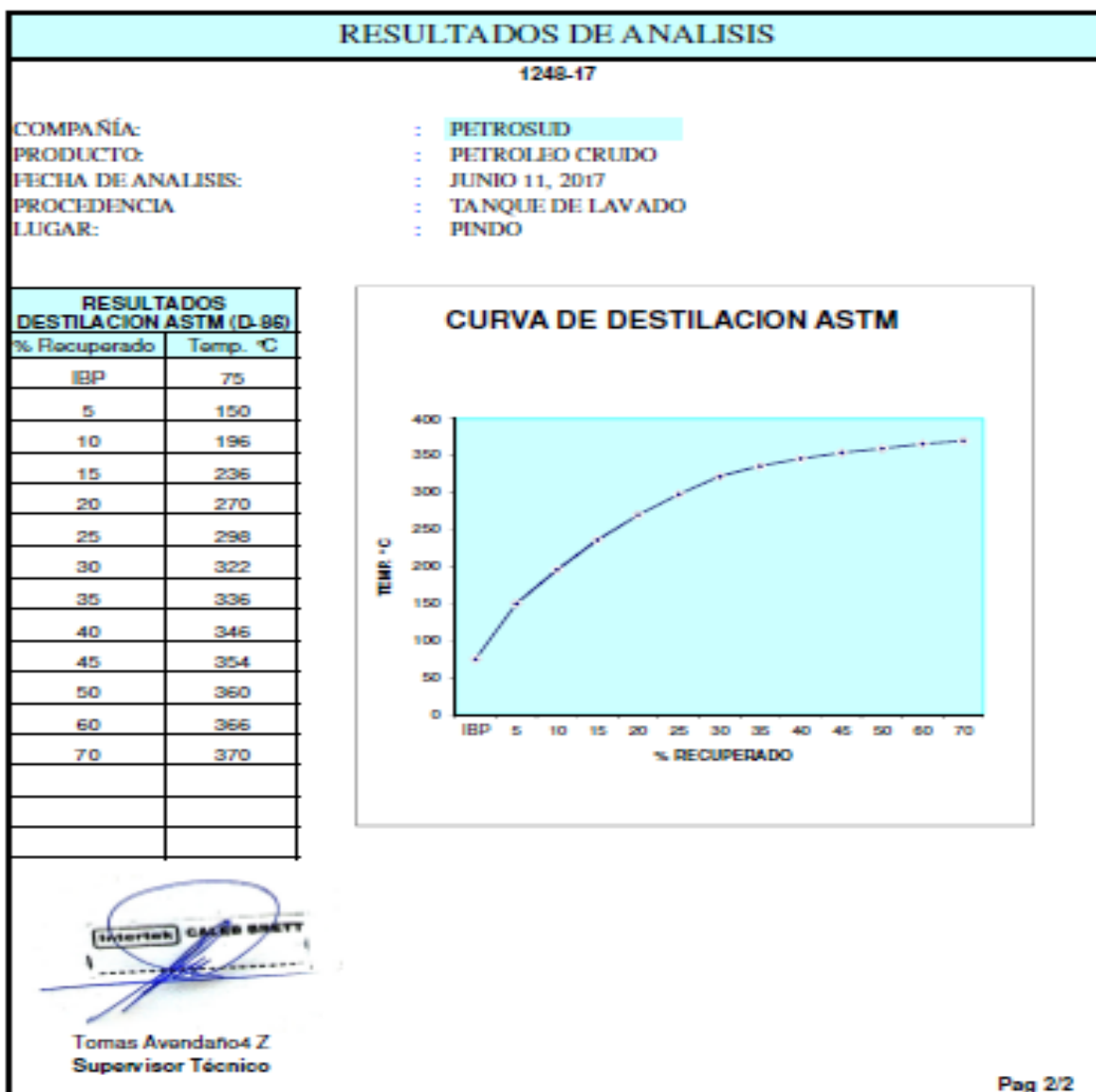


Figura AV.1. Curva de destilación ASTM-D86
(Intertek, 2017)

La Figura AV.2 muestra el catálogo de modelos de resistencias eléctricas.

MODELOS CON VAINA PARA TERMOSTATO. SERIE CRN3

Características generales

- Elementos tubulares en Cobre niquelado, acero inox AISI 316L, acero inox AISI 321 o acero.
 - Cabezales roscados de latón estampado o acero inox AISI 304.
 - Todos los modelos se suministran con vaina para termostato del mismo material que el tubo.
 - Caja de conexiones de aluminio, orientable, con protección IP66 según norma EN-60529.
- Se suministra con todos los accesorios de conexión, enclavamiento y conexión del termostato.

Todos los modelos se suministran con la caja de bornes, orientable, de aluminio IP66 apta para integrar termostato. El termostato, adecuado para la aplicación, se suministra por separado

RACOR DE LATÓN Y TUBO DE COBRE NIQUELADO Ø 8mm								
Racor M45 x 200		Racor 1 ½" G		W	L mm	W/cm²	Peso Kg	Gama Tto.
Código	Modelo	Código	Modelo					
278930020	CRN30-020	278932020	CRN32-020	2000	205	10,3	0,60	EG
278930030	CRN30-030	278932030	CRN32-030	3000	285	9,5	0,58	EG
278930040	CRN30-040	278932040	CRN32-040	4000	360	9,5	0,80	EG
278930060	CRN30-060	278932060	CRN32-060	6000	520	9,1	1,00	EG

DATOS DE UTILIDAD

Carga 2 W/cm², para aire, aceite y fuel pesado.

Carga 4 W/cm², para agua y aceites térmicos.

Carga superior a 8 W/cm², para agua.

RACOR DE LATÓN Y TUBO DE ACERO AISI 316L DE Ø 8mm								
Racor M45 x 200		Racor 1 ½" G		W	L mm	W/cm²	Peso Kg	Gama Tto.
Código	Modelo	Código	Modelo					
278931010	CRN31-010	278933010	CRN33-010	1000	160	8,3	0,24	EG
278931020	CRN31-020	278933020	CRN33-020	2000	270	7,0	0,48	EG
278931030	CRN31-030	278933030	CRN33-030	3000	380	6,7	0,60	EG
278931050	CRN31-050	278933050	CRN33-050	5000	600	6,5	0,89	EG
278931065	CRN31-065	278933065	CRN33-065	6500	770	6,4	1,1	EG

IMPORTANTE

-Para calentamiento de agua **NO** utilizar termostatos con escala de regulación superior a 100 °C
 -Para calentamiento de aceite térmico de alta calidad o con gran velocidad de circulación **NO** utilizar resistencias en tubo de cobre o cobre niquelado.
 El efecto corrosivo del aceite sobre el cobre puede hacer que la vida de la resistencia se vea seriamente perjudicada.

RACOR DE LATÓN Y TUBO DE COBRE NIQUELADO DE Ø 16mm								
Racor M77 x 200		Racor 2 ½" G		W	L mm	W/cm²	Peso Kg	Gama Tto.
Código	Modelo	Código	Modelo					
278934040	CRN34-040	278936040	CRN36-040	4000	230	8,7	1,8	EG
278934060	CRN34-060	278936060	CRN36-060	6000	310	8,6	2,1	EG
278934080	CRN34-080	278936080	CRN36-080	8000	390	8,6	2,6	EG
278934100	CRN34-100	278936100	CRN36-100	10000	470	8,7	3,0	EG
278934150	CRN34-150	278936150	CRN36-150	15000	700	8,1	4,2	CA-CT
278934200	CRN34-200	278936200	CRN36-200	20000	900	8,2	5,2	CA-CT
278934240	CRN34-240	278936240	CRN36-240	24000	1070	8,1	6,0	CA-CT
278934350	CRN34-350	278936350	CRN36-350	35000	1500	8,5	8,7	CA-CT

RACOR DE ACERO AISI 304 Y TUBO DE ACERO AISI 316L DE Ø 16mm								
Racor M77 x 200		Racor 2 ½" G		W	L mm	W/cm²	Peso Kg	Gama Tto.
Código	Modelo	Código	Modelo					
278935030	CRN35-030	278937030	CRN37-030	3000	315	6,6	1,1	EG
278935040	CRN35-045	278937040	CRN37-040	4500	445	6,5	1,3	EG
278935060	CRN35-060	278937060	CRN37-060	6000	589	6,2	1,5	EG
278935090	CRN35-090	278937090	CRN37-090	9000	845	6,3	2,1	EG
278935120	CRN35-120	278937120	CRN37-120	12000	1110	6,4	2,9	CA-CT

RACOR DE LATÓN Y TUBO DE ACERO DE Ø 16mm								
Racor M77 x 200		Racor 2 ½" G		W	L mm	W/cm²	Peso Kg	Gama Tto.
Código	Modelo	Código	Modelo					
278938060	CRN38-060	278939060	CRN39-060	6000	980	2,2	2,7	EG

Figura AV.2. Modelos CRN3 de resistencia eléctrica (CRN, 2017)

La Figura AV.3 muestra el catálogo de modelos de grupos calefactores con brida.

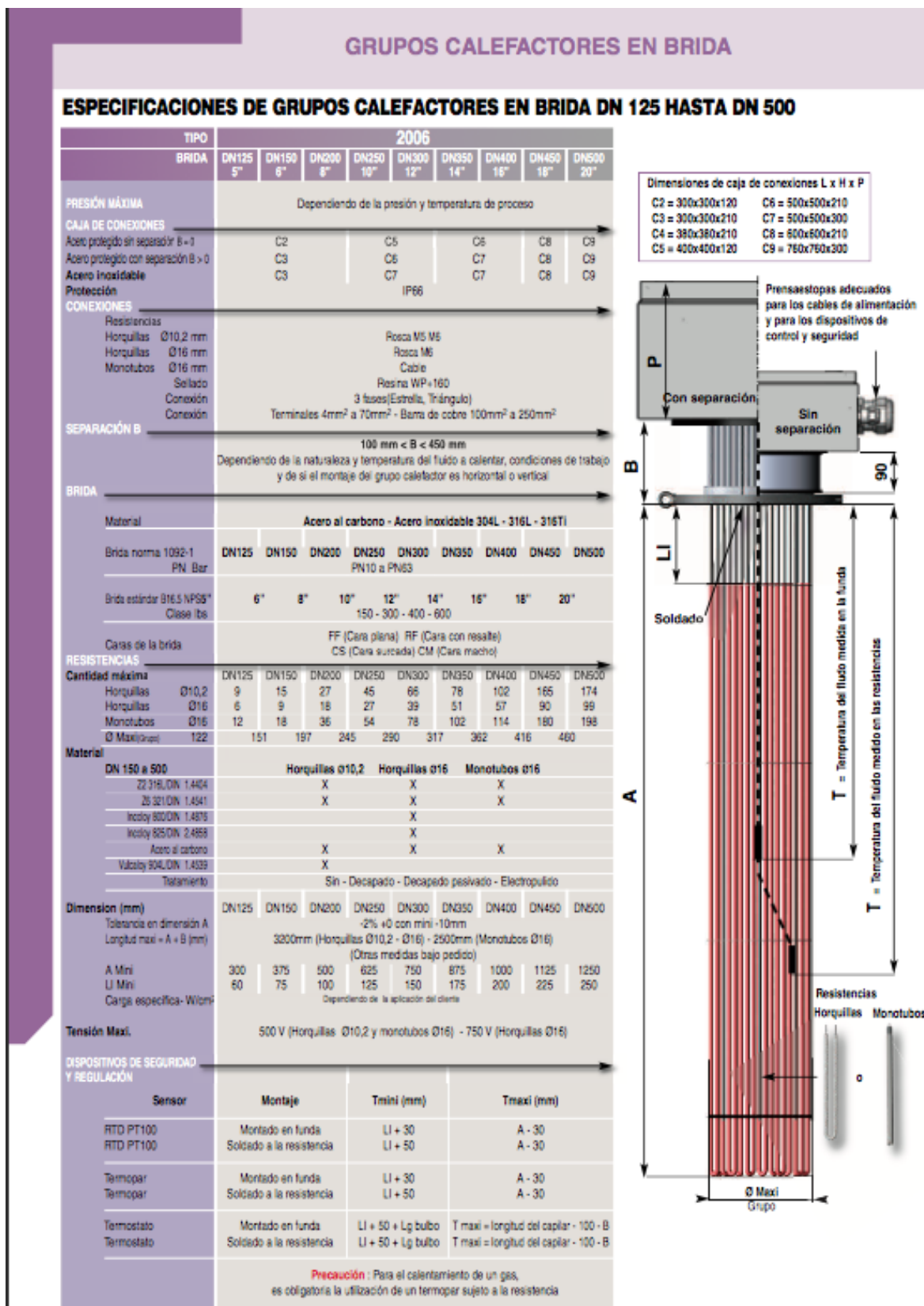


Figura AV.3. Grupos de calefactores con brida (Europe Heaters, 2018)



■ **Aplicaciones:**
Bombas centrífugas adecuadas para pequeños traslados de líquidos, llenado de depósitos y otros usos generales. Las de 2 turbinas son las más adecuadas para su utilización para equipos de presión.

■ **Características constructivas:**
Cuerpo bomba y soporte en fundición con tratamiento anticorrosivo, incluso en superficie interna. Turbina en Tecnopolimero, eje en acero inoxidable.

■ **Motor:**
Asíncrono hermético de ventilación externa, protección térmico-empírica incorporada y condensador en versión monofásica. Protección de seguridad en versión trifásica.

TEMPERATURA DEL AGUA A BOMBLEAR:
K-5/8/10/15/17/20/30/31/41 de -10° a + 50° C.
K-25/40/55/65/75/100/125/150 de -15° a + 110° C.

MÁXIMA TEMPERATURA AMBIENTE: +40° C

MÁXIMA PRESIÓN DE TRABAJO:
K-5/8/10/15/20 6 kg./cm²
K-17/25/31/41/56 8 kg./cm²
K-30/40 10 kg./cm²
K-55/75/100/125/150 12 kg./cm²

TIPOS:
K-5/8/31/41/56 Monoturbinas
K-15/20 2 Turbinas iguales
K-101/125/30/40/55/75/100/125/150 2 Turbinas contrapuestas

■ **Aplicaciones:**
Centrifugas pumps suitable for small transfer work with liquids, filling tanks and other general uses. The double impeller versions are the most suitable to be used as a pressuring system.

■ **Construction:**
Pump body and support in cast iron with rust-proof treatment, including the internal surface. Technopolimer impeller, with a stainless steel shaft.

■ **Motor:**
Sealed asynchronous motor with external ventilation, built-in thermal and ampereometric protection and capacitor in the single phase version. Safety protection in the triple phase version.

TEMPERATURE OF THE WATER TO BE PUMPED:
K-5/8/10/15/17/20/30/31/41 from -10° to + 50° C.
K-25/40/55/65/75/100/125/150 from -15° to + 110° C.

MAXIMUM AMBIENT TEMPERATURE: +40° C

MAXIMUM WORKING PRESSURE:
K-5/8/10/15/20 6 Kg./cm²
K-17/25/31/41/56 8 Kg./cm²
K-30/40 10 Kg./cm²
K-55/75/100/125/150 12 Kg./cm²

TIPOS:
K-5/8/31/41/56 Single impeller
K-15/20 2 equal impellers
K-101/125/30/40/55/75/100/125/150 2 counter-posed impellers



Tipo Type	Potencia HP KW		"A"			Cond. µF	Caudal m ³ /h / Flow m ³ /h Altura m.c.a. / Height w.c.m.						Diámetro ASP. IMP.				
	II	III	III	III	III		1.2	2.4	3.6	4.8	6.0	7.2	8.4	9.6	10.8		
K 5-M	0.5	0.37	-	2.3	1.3	-	10	22	19	17	14	7			1"	1"	
K 8-M	1	0.75	-	4.3	2.5	-	20	30	27.5	23	19	16			1"	1"	
K 10-T	1	0.75	-	3.8	2.2	-	20	42	41	36	27	14			1"	1"	
K 15-M	1.5	1.1	-	7.1	-	-	25	39	38	36	34	32	28	24	18	14	1 1/2"
K 17-M	1.5	1.1	-	8.3	-	-	31.5	52	47	42	34	24			1 1/4"	1"	
K 17-T	1.5	1.1	-	6	3.5	-	-										1 1/4"

Tipo Type	Potencia HP KW		"A"			Cond. µF	Caudal m ³ /h / Flow m ³ /h Altura m.c.a. / Height w.c.m.						Diámetro ASP. IMP.					
	II	III	III	III	III		1.2	3	4.5	6	7.5	9	10.5	12	18	24	27	
K 20-M	2.5	1.83	9	-	-	40	49	48	45	42	37	30	23					1 1/2"
K 20-T	2.5	1.83	12.8	-	-	40	60	55	47	35								1 1/4"
K 30-T	3	2.2	-	11.6	6.7	-	63	60	57	52	45	39						1 1/2"
K 31-T	3	2.2	-	9	5.2	-	37	36	36	35	34	33	32	31	25			2"
K 40-T	4	3	-	14.6	8.4	-	72	68	65	61	57	52						1 1/2"
K 41-T	4	3	-	11.1	6.4	-	41	41	41	40	39	38	37	35	28			2"
K 55-T	5.5	4	-	16.5	9.5	-	82	80	78	73	69	61	51					1 1/2"
K 56-T	5.5	4	-	16.3	9.4	-	55	55	54	53	52	51	43					1 1/4"
K 75-T*	7.5	5.5	-	-	12.9	-	-	73	72	71	70	69	58	43				2"
K 100-T*	10	7.5	-	-	18	-	-	93	93	91	90	89	79	59				2"
K 125-T*	12.5	9.2	-	-	18	-	-	84	83	82	74	65	55					2"
K 150-T*	15	11	-	-	21	-	-	95	95	95	96	88	77	70				2"

* Voltaje habitual 400/500 (Bajo demanda 230/400).
* Standard voltage 400/500 (Under demand 230/400).

Figura AV.4. Catálogo bomba centrífuga (Saci pumps, 2016)

ANEXO AVI

ANÁLISIS ECONÓMICO

AVI.1 INVERSIONES

En las Tablas AVI.1 – AVI.8, se muestran los precios unitarios de los separadores, tanque de reposo, tanque de lavado, sistema de generación de energía y calentador eléctrico. El precio unitario de cada ítem asociado a la fabricación de cada equipo se obtuvo del resumen de costos que la empresa ofrece para la cotización.

En la Tabla AVI.1 se puede observar el detalle de costos para la fabricación de un separador horizontal bifásico de 4 000 BIs de capacidad de operación diaria.

Tabla AVI.1. Detalle de costos para la fabricación de un separador bifásico de 4 000 BIs

Ítem	Cantidad	Unidad	Precio unitario (USD)	Precio total (USD)
Procura de materiales	3 000	kg	3,50	10 500,00
Prefabricados	1 500	kg	1,60	2 400,00
Skid	1 000	kg	1,60	1 600,00
Montaje y soldadura				
Cuerpo	2 000	kg	2,40	4 800,00
Tapas	1 000	kg	2,40	2 400,00
Accesorios	500	kg	2,40	1 200,00
Escalera	40	kg	2,50	100,00
Válvulas y fittings	1	Global	6 000,00	6 000,00
Ensayos no destructivos (inspección soldadura)	1	Global	3 870,00	3 870,00
Ensayos no destructivos (integridad física)	1	Global	2 680,00	2 680,00
Aplicación de recubrimiento	1	Global	3 000,00	3 000,00
Tasas de aprobación ARCH	1	Global	1 500,00	1 500,00
Obra civil	1	Global	4 000,00	4 000,00
Subtotal				44 050,00
Imprevistos			1 %	440,50
Total				44 490,50

En la Tabla AVI.2 se puede observar el detalle de costos para la fabricación de un separador horizontal bifásico de 10 000 Bls de capacidad de operación diaria.

Tabla AVI.2. Detalle de costos para la fabricación de un separador bifásico de 10 000 Bls

Ítem	Cantidad	Unidad	Precio unitario (USD)	Precio total (USD)
Procura de materiales	6 000	Kg	3,50	21 000,00
Prefabricados	3 000	Kg	1,60	4 800,00
Skid	2 000	Kg	1,60	3 200,00
Montaje y soldadura				
Cuerpo	4 000	Kg	2,40	9 600,00
Tapas	2 000	Kg	2,40	4 800,00
Accesorios	1 000	Kg	2,40	2 400,00
Escalera	90	Kg	2,50	225,00
Válvulas y fittings	1	Global	8 000,00	8 000,00
Ensayos no destructivos (inspección soldadura)	1	Global	3 870,00	3 870,00
Ensayos no destructivos (integridad física)	1	Global	2 680,00	2 680,00
Aplicación de recubrimiento	1	Global	6 000,00	6 000,00
Tasas de aprobación ARCH	1	Global	1 500,00	1 500,00
Obra civil	1	Global	4 000,00	4 000,00
			Subtotal	72 075,00
			Imprevistos	1 % 720,75
			Total	72 795,75

En la Tabla AVI.3 se puede observar el detalle de costos para la fabricación de un separador horizontal bifásico de 20 000 Bls de capacidad de operación diaria.

Tabla AVI.3. Detalle de costos para la fabricación de un separador bifásico de 20 000 Bls

Ítem	Cantidad	Unidad	Precio unitario (USD)	Precio total (USD)
Procura de materiales	9 000	Kg	3,50	31 500,00
Prefabricados	4 000	Kg	1,60	6 400,00
Skid	2 600	Kg	1,60	4 160,00
Montaje y soldadura				
Cuerpo	5 000	Kg	2,40	12 000,00
Tapas	3 000	Kg	2,40	7 200,00
Accesorios	1 200	Kg	2,40	2 880,00
Escalera	120	Kg	2,50	300,00

Tabla AVI.3. Detalle de costos para la fabricación de un separador bifásico de 20 000 Bls (continuación...)

Válvulas y fittings	1	Global	10 000,00	10 000,00
Ensayos no destructivos (inspección soldadura)	1	Global	3 870,00	3 870,00
Ensayos no destructivos (integridad física)	1	Global	2 680,00	2 680,00
Aplicación de recubrimiento	1	Global	8 000,00	8 000,00
Tasas de aprobación ARCH	1	Global	1 500,00	1 500,00
Obra civil	1		4 000,00	4 000,00
Subtotal				94 490,00
Imprevistos			1 %	944,90
Total				95 434,90

Los costos que intervienen en el diseño de un separador vertical bifásico tienen cierta similitud con el de un separador horizontal, con un precio menor en cuanto a accesorios y suministros se refiere.

La causa del menor costo se debe a que una bota de gas utiliza menor cantidad de elementos de instrumentación.

En la Tabla AVI.4 se puede observar el detalle de costos para la fabricación de un separador vertical bifásico de 21 120 Bls de capacidad de operación diaria, en ella se incluyen costos por montaje, soldadura y pruebas técnicas.

Tabla AVI.4. Detalle de costos para la fabricación del separador bifásico vertical bifásico

Ítem	Cantidad	Unidad	Precio unitario (USD)	Precio total (USD)
Procura de materiales	10 000	Kg	3,50	35 000,00
Prefabricados	3 000	Kg	1,60	4 800,00
Skid	1 600	Kg	1,60	2 560,00
Montaje y soldadura				
Cuerpo	8 000	Kg	2,40	19 200,00
Tapas	2 000	Kg	2,40	4 800,00
Accesorios	1 000	Kg	2,40	2 400,00
Escalera	400	Kg	2,50	1 000,00
Válvulas y fittings	1	Global	8 000,00	8 000,00
Ensayos no destructivos (inspección soldadura)	1	Global	3 870,00	3 870,00

Tabla AVI.4. Detalle de costos para la fabricación del separador bifásico vertical bifásico (continuación)

Ensayos no destructivos (integridad física)	1	Global	2 680,00	2680,00
Aplicación de recubrimiento	1	Global	8 000,00	8 000,00
Tasas de aprobación ARCH	1	Global	1 500,00	1 500,00
Obra civil	1		4 000,00	4 000,00
Subtotal				97 810,00
Imprevistos			1 %	978,10
Total				98 788,10

En la Tabla AVI.5 se puede observar el detalle de costos para la fabricación del tanque de lavado.

Tabla AVI.5. Detalle de costos para la fabricación del tanque de lavado

Ítem	Cantidad	Unidad	Precio unitario (USD)	Precio total (USD)
Procura de materiales	84 000	Kg	3,50	294 000,00
Prefabricados	84 000	Kg	1,60	134 400,00
Skid	19 800	Kg	1,60	31 680,00
Montaje y soldadura				
Fondo	10 680	Kg	2,40	25 632,00
Cuerpo	52 740	Kg	2,40	126 576,00
Techo	10 680	Kg	2,40	25 632,00
Puerta de limpieza, rayos y accesorios	6 250	Kg	2,40	15 000,00
Skid vertical	19 800	Kg	1,82	36 036,00
Escaleras y barandas	3 700	Kg	2,50	9 250,00
Válvulas y fittings	1	Global	18 260,00	18 260,00
Ensayos no destructivos (inspección soldadura)	1	Global	3 870,00	3 870,00
Protección catódica interior	1	Global	4 000,00	4 000,00
Ensayos no destructivos (integridad física)	1	Global	2 680,00	2 680,00
Aplicación de recubrimiento	1	Global	50 000,00	50 000,00
Tasas de aprobación ARCH	1	Global	1 500,00	1 500,00
Ampliación y adecuación cubeto	1	Global	4 000,00	4 000,00
Subtotal				782 516,00
Imprevistos			1 %	7 825,16
Total				790 341,16

En la Tabla AVI.6 se puede observar el detalle de costos para la fabricación del tanque de reposo o surgencia.

Tabla AVI.6. Detalle de costos para la fabricación del tanque de reposo

Ítem	Cantidad	Unidad	Precio unitario (USD)	Precio total (USD)
Procura de materiales	28 000	Kg	3,50	98 000,00
Prefabricados	28 000	Kg	1,60	44 800,00
Skid	6 600	Kg	1,60	10 560,00
Montaje y soldadura				
Fondo	3 560	Kg	2,40	8 544,00
Cuerpo	17 580	Kg	2,40	42 192,00
Techo	3 560	Kg	2,40	8 544,00
Puerta de limpieza, rayos y accesorios	2 080	Kg	2,40	4 992,00
Skid vertical	6 600	Kg	1,82	12 012,00
Escaleras y barandas	1 230	Kg	2,50	3 075,00
Válvulas y fittings	1	Global	6 070,00	6 070,00
Ensayos no destructivos (inspección soldadura)	1	Global	3 870,00	3 870,00
Protección catódica interior	1	Global	4 000,00	4 000,00
Ensayos no destructivos (integridad física)	1	Global	2 680,00	2 680,00
Aplicación de recubrimiento	1	Global	18 000,00	18 000,00
Tasas de aprobación ARCH	1	Global	1 500,00	1 500,00
Ampliación y adecuación cubeto	1	Global	3 000,00	3 000,00
	Subtotal			271 839,00
	Imprevistos		1 %	2 718,39
	Total			274 557,39

En la Tabla AVI.7 se puede observar el detalle de costos para la implementación del sistema de captación de gas y generación de energía eléctrica. Este sistema permitirá captar todo el gas separado en el proceso de deshidratación.

El presupuesto estimado para captación de gas y uso en energía eléctrica se tomó de uno de los proyectos del departamento de facilidades de producción (Petrosud-Petroriva-b, 2017, p.5).

Tabla AVI.7. Detalle de costos para la fabricación del sistema de captación y recuperación de gas

Ítem	Precio total (USD)
Equipos de superficie	429 000,00
Obra mecánica	28 100,00
Obra civil	9 400,00

Tabla AVI.7. Detalle de costos para la fabricación del sistema de captación y recuperación de gas (continuación...)

Obra eléctrica		6 700,00
Tasas de aprobación ARCH		3 000,00
Subtotal		476 200,00
Imprevistos	1 %	4 762,00
Total		480 962,00

En la Tabla AVI.8 se puede observar el detalle de costos para la fabricación del calentador eléctrico.

Tabla AVI.8. Detalle de costos para la fabricación del calentador

Ítem	Cantidad	Unidad	Precio unidad (USD)	Precio total (USD)
Procura de materiales	3 000	kg	3,50	10 500,00
Prefabricados	2 500	kg	3,50	8 750,00
Resistencias forma de horquilla	44	Unidad	2 500,00	110 000,00
Skid	1 000	kg	1,60	1 600,00
Montaje y soldadura				
Cuerpo	2 000	kg	1,82	3 640,00
Tapas	1 000	kg	1,82	1 820,00
Accesorios	500	kg	1,82	910,00
Válvulas y fittings	1	Global	1 000,00	1 000,00
Ensayos no destructivos (inspección soldadura)	1	Global	3 870,00	3 870,00
Ensayos no destructivos (integridad física)	1	Global	2 680,00	2 680,00
Aplicación de recubrimiento	1	Global	2 500,00	2 500,00
Tasas de aprobación ARCH	1	Global	1 500,00	1 500,00
Aislante térmico	1	Global	500,00	500,00
Obra civil	1	Global	3 000,00	3 000,00
Subtotal				152 270,00
Imprevistos		1 %		1 522,70
Total				153 792,70

Al recuperar 352 MPCPD de gas asociado que en la actualidad se queman en las teas, se incrementará el porcentaje de generación eléctrica a gas en planta aproximadamente de 47 a 72 % (2 300 kW generados a gas de los 3 200 kW requeridos diariamente) de tal forma que se pueda mantener la operación de los cuatro grupos electrógenos Waukesha disponibles en la planta de generación, con

una reducción aproximada del consumo de diésel de 309 galones diarios, que representan 112 854 galones al año y un ahorro de 318 958,90 USD.

En la Tabla AVI.9 se muestra la cantidad de gas que actualmente se quema en las teas y que en este proyecto se propone recuperar con el sistema de captación (Petrosud-Petroriva-c, 2017, p.2).

Tabla AVI.9 Gas producido dispuesto para generación eléctrica

Ítem	Descripción	Cantidad	
		MPCD	%
1	Gas para generación	541,74	61
2	Gas quemado en teas	352,02	39
3	Gas producido	893,76	100

(Petrosud-Petroriva-c, 2017)

AVI.2 COSTOS FIJOS

Para la determinación del salario anual de un trabajador de la estación Pindo, se tomará como ejemplo el sueldo de un operador de producción de la estación, considerando un aporte patronal del sector privado igual al 11,15 %, el cual debe cubrir la empresa como un valor fijo para cada operador en planta (IESS, 2018, p.1).

El cálculo del aporte al IESS, se lo efectuó con la Ecuación AVI.1.

$$\text{Aporte al IESS} = 11,15 \% * \text{Salario mensual (USD)} \quad [\text{AVI. 1}]$$

Para el caso de un operador de producción en el que el sueldo mensual, tomado de la Tabla 5.6 es de 1 300,00 USD se obtiene el siguiente valor de aporte al IESS.

$$\text{Aporte al IESS} = 11,15 \% * 1\,300,00 \text{ USD}$$

$$\text{Aporte al IESS} = 144,95 \text{ USD}$$

El pago mensual de un trabajador se calculó con la Ecuación AVI.2.

$$\text{Pago mensual} = \text{Aporte al IESS} + \text{Salario mensual} + \text{Bonificaciones} \quad [\text{AVI. 2}]$$

Las bonificaciones otorgadas por la empresa Petrosud-Petroriva son el 20 % del salario mensual de cada trabajador. Reemplazando los datos de la Tabla 5.6 correspondientes al salario mensual y la bonificación en la Ecuación AVI.2 se obtiene:

$$\text{Pago mensual} = 144,95 \text{ USD} + 1300,00 \text{ USD} + 260,00 \text{ USD} = 1\,704,95 \text{ USD}$$

El pago anual de un trabajador en planta se determinó con la Ecuación AVI.3.

$$\text{Pago anual} = 12 * \text{pago mensual} \quad [\text{AVI. 3}]$$

Reemplazando los datos en la Ecuación AVI.3 se obtiene:

$$\text{Pago anual} = 12 * 1\,704,95 \text{ USD} = 20\,459,40 \text{ USD}$$

En cuanto al décimo tercer sueldo, se encuentra contemplado en la ley como un salario mensual sin aportación, mientras que el décimo cuarto sueldo corresponde a un salario básico unificado (Ministerio del trabajo, 2017). El pago anual para un operador de producción incluyendo bonificaciones, aporte al IESS, décimo tercer y cuarto sueldos, y fondos de reserva se calculó con la Ecuación AVI.4.

Pago total anual

$$\begin{aligned} &= [(\text{salario mensual} + \text{bonificaciones} + \text{aporte IESS}) * 12 \\ &+ \text{décimo tercero} + \text{décimo cuarto} + \text{fondos de reserva}] \\ &* \text{número de empleados} \quad [\text{AVI. 4}] \end{aligned}$$

Reemplazando los datos en la Ecuación AVI.4 para un operador de producción se obtiene:

Pago total anual

$$= [(1\,300,00 \text{ USD} + 260,00 \text{ USD} + 144,95,00 \text{ USD}) * 12 \\ + 1\,300,00 \text{ USD} + 386,00 \text{ USD} + 1300,00 \text{ USD}]$$

Pago total anual = 23 445,40 USD

AVI.3 COSTOS VARIABLES

COSTO DE QUÍMICO DEMULSIFICANTE

Para el tratamiento de crudo, en el transcurso del mes de diciembre del año 2017 se han utilizado las siguientes cantidades de productos químicos indicados en la Tabla AI.10 (Baker Hugues, 2017, p.8).

Tabla AVI.10. Consumo de químicos para tratamiento químico

Tratamiento químico	Producto	Cantidad (gal)	Concentración (ppm)
Deshidratación	Demulsificante	1 360	204
	Antiparafínico	377	57
	Antiespumante	281	42

(Baker Hugues, 2017)

En la Tabla AI.11 se indica el costo del tratamiento químico por mes, incluyendo el servicio técnico (Baker Hugues, 2017, p.8).

Tabla AVI.11. Costo mensual de tratamiento químico

Parámetro	Costo (USD)
Tratamiento químico	37 681,50
Servicio técnico	2 030,00
Total	39 711,50

(Baker Hugues, 2017; Petrosud-Petroriva-c, 2017)

El costo anual correspondiente al tratamiento químico se calculó con la Ecuación AVI.5.

$$\text{Costo anual TQ} = \text{Costo mensual TQ} * 12 \quad [\text{AVI. 5}]$$

Al reemplazar el costo mensual de tratamiento químico en la Ecuación AVI.5 se obtiene:

$$\text{Costo anual TQ} = 39\,711,50 \text{ USD} * 12 = 476\,538,00 \text{ USD}$$

AVI.4 INGRESOS

La tarifa que recibe la empresa por cada barril producido y entregado bajo especificación (%BSW menor al 1 %) es de 29,51 USD. Este valor se encuentra estipulado en el contrato que el consorcio petrolero mantiene con el estado ecuatoriano (Petrosud-Petroriva-c, 2018).

AVI.5 DEPRECIACIÓN EQUIPOS

En la Tabla AVI.8 se presenta la Tabla de depreciación de equipos. Se consideró un tiempo de vida útil de 10 años para todos los equipos y una depreciación de 10 % durante cada año.

AVI.6 INDICADORES DE RENTABILIDAD

CÁLCULO DEL VAN

Para el cálculo de indicador de rentabilidad VAN (valor actual neto), se utilizó la Ecuación 5.2.

$$VAN = F_0 + \frac{F_1}{(1 + T_d)} + \frac{F_2}{(1 + T_d)^2} + \frac{F_n}{(1 + T_n)^n}$$

Donde:

F_n : Flujo de caja para cada año, USD

T_d : Tasa de descuento establecida por el Banco Central del Ecuador, %

VAN: Valor actual neto, USD

Reemplazando los datos de la Tabla 5.7 en la Ecuación 5.1 se obtiene el valor del VAN.

$$\begin{aligned} VAN = & -2\,121\,059,95 + \frac{1\,943\,680,49}{(1 + 0,1)} + \frac{1\,471\,823,33}{(1 + 0,1)^2} + \frac{1\,104\,823,33}{(1 + 0,1)^3} \\ & + \frac{1\,052\,394,75}{(1 + 0,1)^4} + \frac{1\,026\,180,47}{(1 + 0,1)^5} + \frac{685\,394,74}{(1 + 0,1)^6} + \frac{423\,251,88}{(1 + 0,1)^7} \\ & + \frac{239\,751,88}{(1 + 0,1)^8} + \frac{240\,933,41}{(1 + 0,1)^9} \end{aligned}$$

$$VAN = 3\,864\,787,41 \text{ USD}$$

CÁLCULO DEL TIR

Para el cálculo del TIR (tasa interna de retorno), se consideró la función VAN y se igualó a cero, con el propósito de encontrar la tasa interna de retorno del proyecto tal como se presenta en la Ecuación 5.2.

$$0 = F_0 + \frac{F_1}{(1 + \text{TIR})} + \frac{F_2}{(1 + \text{TIR})^2} + \frac{F_n}{(1 + \text{TIR})^n}$$

Donde:

F_n : Flujo de caja para cada año, USD

TIR: Tasa interna de retorno, %

Luego de reemplazar los datos tomados de la Tabla 5.7 concernientes al flujo de caja para cada año de proyección en la Ecuación 5.2 se obtiene:

$$\begin{aligned} 0 = & -2\,121\,059,95 + \frac{1\,943\,680,49}{(1 + \text{TIR})} + \frac{1\,471\,823,33}{(1 + \text{TIR})^2} + \frac{1\,104\,823,33}{(1 + \text{TIR})^3} + \frac{1\,052\,394,75}{(1 + \text{TIR})^4} \\ & + \frac{1\,026\,180,47}{(1 + \text{TIR})^5} + \frac{685\,394,74}{(1 + \text{TIR})^6} + \frac{423\,251,88}{(1 + \text{TIR})^7} + \frac{239\,751,88}{(1 + \text{TIR})^8} \\ & + \frac{240\,933,41}{(1 + \text{TIR})^9} \end{aligned}$$

$$\text{TIR} = 69,95 \%$$

ANEXO AVII

RESULTADOS SIMULACIÓN

Para realizar la simulación de proceso se creó el hipotético crudo Pindo mediante la introducción de los datos de destilación obtenidos del ensayo ASTM D-86 en la sección Oil manager del software ASPEN HYSYS. En la Figura AVII.1 se puede observar el conjunto de datos de corte obtenidos en la destilación del crudo Pindo.

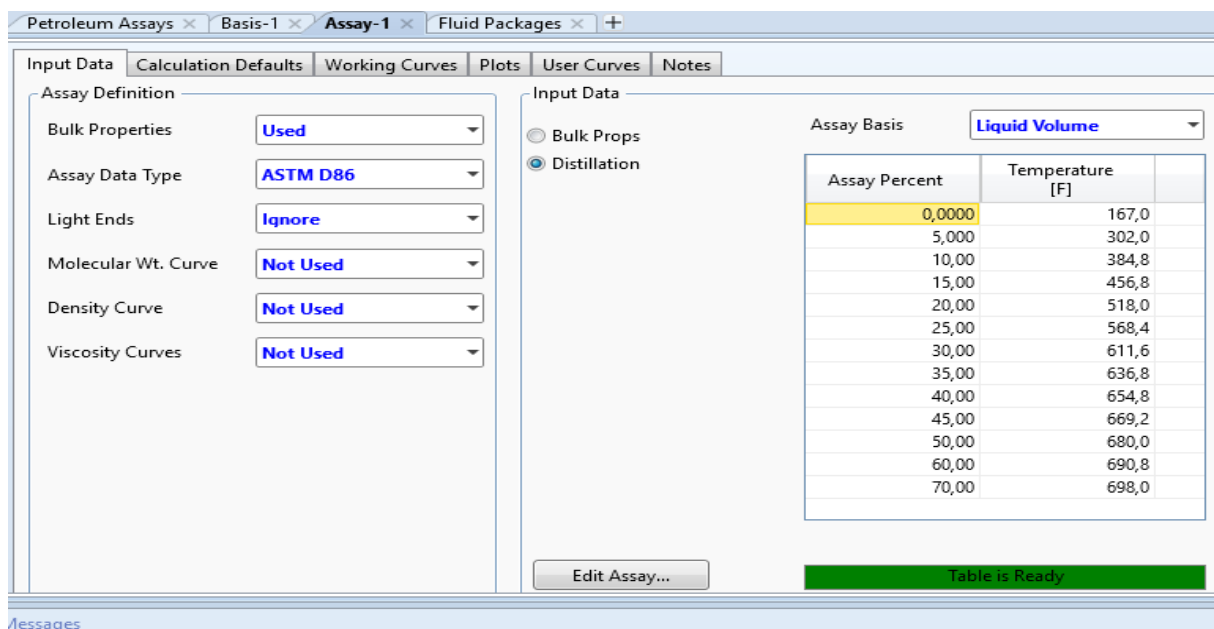


Figura AVII.1. Simulación del crudo Pindo en Aspen Hysys

Las Figuras AVII.2 y AVII.3 muestran el esquema utilizado en la simulación de procesos y la presentación de las corrientes con sus condiciones de presión y temperatura, respectivamente.

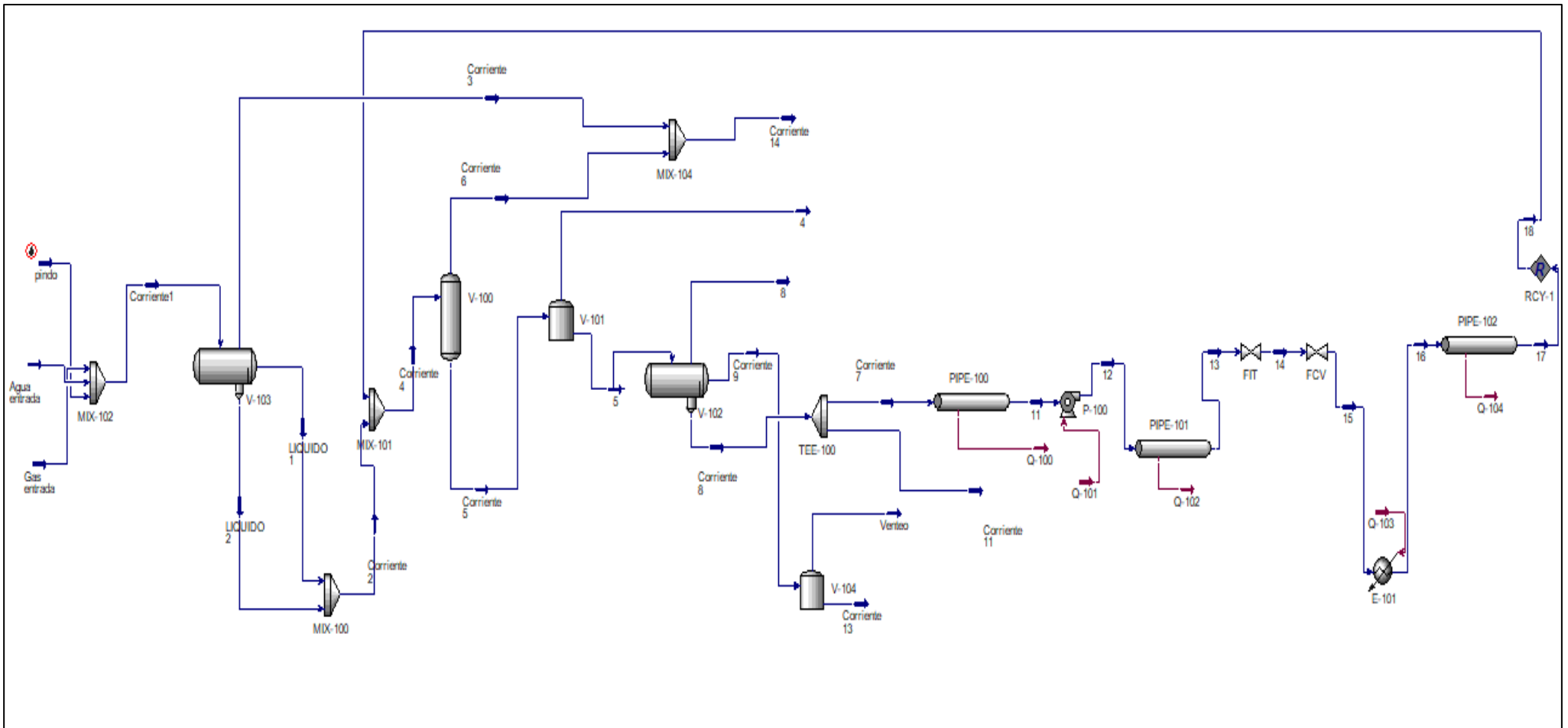


Figura AVII.2. Esquema de la planta usado en Aspen Hysys

pindo		
Temperature	80,00	F
Pressure	75,30	psig
Molar Flow	166,9	kgmole/h
Mass Flow	3,723e+004	kg/h

Agua entrada		
Temperature	80,00	F
Pressure	75,30	psig
Molar Flow	5138	kgmole/h
Mass Flow	9,256e+004	kg/h

Gas entrada		
Temperature	80,00	F
Pressure	75,30	psig
Molar Flow	44,42	kgmole/h
Mass Flow	1177	kg/h

Corriente1		
Temperature	80,57	F
Pressure	75,30	psig
Molar Flow	5349	kgmole/h
Mass Flow	1,310e+005	kg/h

Corriente 2		
Temperature	80,57	F
Pressure	75,30	psig
Molar Flow	5316	kgmole/h
Mass Flow	1,303e+005	kg/h

Corriente 3		
Temperature	80,57	F
Pressure	75,30	psig
Molar Flow	32,90	kgmole/h
Mass Flow	696,6	kg/h

Corriente 4		
Temperature	91,77	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	5685	kgmole/h
Mass Flow	1,369e+005	kg/h

Corriente 5		
Temperature	91,77	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	5681	kgmole/h
Mass Flow	1,368e+005	kg/h

Corriente 7		
Temperature	91,77	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	368,9	kgmole/h
Mass Flow	6647	kg/h

Corriente 6		
Temperature	91,77	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	4,269	kgmole/h
Mass Flow	118,4	kg/h

Corriente 8		
Temperature	91,77	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	5506	kgmole/h
Mass Flow	9,921e+004	kg/h

Corriente 9		
Temperature	91,77	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	174,3	kgmole/h
Mass Flow	3,758e+004	kg/h

Corriente 11		
Temperature	91,77	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	5138	kgmole/h
Mass Flow	9,256e+004	kg/h

Corriente 12		
Temperature	241,8	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	368,9	kgmole/h
Mass Flow	6647	kg/h

Corriente 13		
Temperature	91,77	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	174,3	kgmole/h
Mass Flow	3,758e+004	kg/h

Corriente 14		
Temperature	78,08	F
Pressure	11,20	psig
Molar Flow	37,17	kgmole/h
Mass Flow	815,0	kg/h

Figura AVII.3. Resultados de las corrientes usando Aspen Hysys