

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**CONCEPTUALIZACIÓN DE UN SISTEMA DE SEPARACIÓN
LÍQUIDO-VAPOR PARA UNA ESTACIÓN DE FLUJO DE
CRUDO EXTRAPESADO**

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
por la Br. Ferro F., Esther
para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2008.

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

CONCEPTUALIZACIÓN DE UN SISTEMA DE SEPARACIÓN LÍQUIDO-VAPOR PARA UNA ESTACIÓN DE FLUJO DE CRUDO EXTRAPESADO

Tutor industrial:
Ing. Michele Mossuto
Tutor académico:
Prof. Jaime Hernández

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
por la Br. Ferro F., Esther M.
para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2008.

Caracas, 08 de octubre de 2008.

Los abajo firmantes miembros del jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Esther María Ferro, titulado:

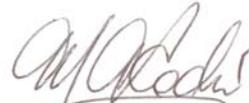
“CONCEPTUALIZACIÓN DE UN SISTEMA DE SEPARACIÓN LÍQUIDO-VAPOR PARA UNA ESTACIÓN DE FLUJO DE CRUDO EXTRAPESADO”

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



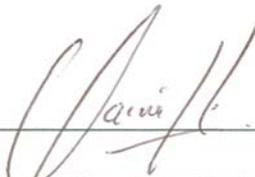
Prof. Andrés Rosales

Jurado



Profa. María Alejandra Rodríguez

Jurado



Prof. Jaime Hernández

Tutor Académico



Ing. Michele Mossuto

Tutor Industrial

Ferro, Esther M.

CONCEPTUALIZACIÓN DE UN SISTEMA DE SEPARACIÓN LÍQUIDO-VAPOR PARA UNA ESTACIÓN DE FLUJO DE CRUDO EXTRAPESADO

**Tutor Académico: Prof. Jaime Hernández/ Tutor Industrial: Ing. Michele
Mossuto**

**Tesis. Caracas, UCV, Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.
Año 2008, 112 p.**

**Palabras Claves: Crudo extrapesado, instalaciones de superficie, inyección de
vapor, SAGD, HASD, separadores bifásicos**

La mayor parte de las reservas petrolíferas del país están constituidas por crudos pesados y extrapesados. Debido a esto, actualmente se están implementando nuevas tecnologías de producción que contemplan la inyección de vapor para optimizar el recobro de estos crudos, entre éstas SAGD (Steam Assisted Gravity Drainage) y HASD (Horizontal Alternate Steam Drive). A través de la empresa VEPICA (Venezolana de Proyectos Integrados) se está desarrollando un proyecto destinado a la creación de instalaciones de superficie para la producción de 4 MBPD de un crudo extrapesado de la Faja Petrolífera del Orinoco (FPO), de composición conocida, utilizando como método de producción los anteriormente señalados.

En este Trabajo Especial de Grado se hizo énfasis en la estación de flujo de estas instalaciones, estableciendo los métodos para la determinación de las propiedades de los fluidos y balances de masa y energía, además del dimensionamiento de equipos de separación y tuberías en régimen bifásico.

Los separadores de producción y de prueba que forman parte de esta estación de flujo fueron diseñados tanto en configuración vertical como horizontal. Debido a la relación gas/líquido que manejan estos equipos, las dimensiones de los mismos fueron idénticas en ambas configuraciones, de modo que el análisis de costo no es relevante en la escogencia de uno u otro. Tras los cálculos pertinentes se determinó que el régimen de flujo en las tuberías de alimentación a estos separadores es tipo tapón. Bajo estas condiciones debe considerarse el uso de soportes para mitigar los daños por vibración en las líneas, además de la consideración de volúmenes adicionales para el manejo de cambios bruscos de volumen de líquido en los equipos aguas abajo.

ÍNDICE GENERAL

| CONTENIDO | Pág. |
|---|-------------|
| ÍNDICE DE TABLAS | vii |
| ÍNDICE DE FIGURAS | viii |
| LISTA DE SÍMBOLOS | x |
| LISTA DE ABREVIATURAS | xiv |
| CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN | 1 |
| I.1 Planteamiento del problema | 1 |
| I.2 Objetivos..... | 2 |
| CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO | 4 |
| II.1 El petróleo | 4 |
| II.1.1 Propiedades..... | 4 |
| II.1.2 Composición del petróleo..... | 10 |
| II.2 Recipientes de proceso | 13 |
| II.2.1 Función de un separador..... | 14 |
| II.2.2 Clasificación de los separadores..... | 15 |
| II.2.3 Características de los separadores | 17 |
| II.2.4 Función de los accesorios internos y externos de un separador gas-líquido | 19 |
| II.2.5 Secciones de un separador..... | 20 |
| II.2.6 Selección de configuración de separadores | 21 |
| II.2.7 Mecanismos de separación | 22 |
| II.2.8 Diseño de separadores gas-líquido | 24 |
| II.2.9 Boquillas de proceso | 30 |
| II.3 Flujo bifásico de líquidos y gases..... | 33 |
| II.3.1 Flujo en tuberías horizontales..... | 33 |
| II.3.1.1 Patrones de flujo..... | 33 |
| II.3.1.2 Variables del flujo en dos fases | 38 |

| | |
|--|------------|
| II.3.1.3 Caída de presión en tuberías con componentes simples..... | 40 |
| II.4 Introducción a la producción de petróleo | 49 |
| II.4.1 La Faja Petrolífera del Orinoco (FPO) | 49 |
| II.4.2 Reservas probadas | 51 |
| II.4.3 Exploración y Producción | 53 |
| II.4.4 Etapas de la producción de petróleo | 53 |
| II.4.5 Instalaciones de superficie..... | 55 |
| II.4.6 Problemas operacionales potenciales | 58 |
| II.4.7 Recuperación térmica de petróleo | 60 |
| II.5 Selección de métodos termodinámicos para cálculos de balances de masa y energía..... | 63 |
| CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO..... | 68 |
| III.1 Bases de diseño | 68 |
| III.2 Selección de modelos termodinámicos y establecimiento de balances de masa y energía..... | 79 |
| III.3 Dimensionamiento de tuberías con flujo bifásico..... | 80 |
| III.4 Dimensionamiento de separadores..... | 82 |
| III.4.1 Separadores verticales..... | 82 |
| III.4.2 Separadores horizontales..... | 87 |
| CAPÍTULO IV. PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS..... | 93 |
| IV.1 Diagrama de Flujo de Procesos y balances de masa y energía | 93 |
| IV.2 Tuberías de proceso | 98 |
| IV.2.1 Regímenes de flujo para tuberías bifásicas..... | 102 |
| IV.3 Equipos de proceso | 106 |
| IV.3.1 Separadores líquido-vapor | 106 |
| IV.3.2 Bombas e intercambiadores de calor | 108 |
| CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES..... | 112 |
| CAPÍTULO VI. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 114 |
| CAPÍTULO VII. APÉNDICES | 117 |

ÍNDICE DE TABLAS

| CONTENIDO | Pág. |
|--|-------------|
| Tabla 1. Recomendación de tipo de separador para algunas situaciones comunes.... | 21 |
| Tabla 2. Criterios de estimación de las alturas de los espacios de gas y líquido para separadores verticales..... | 28 |
| Tabla 3. Recomendaciones para diseño de boquillas de proceso..... | 31 |
| Tabla 4. Características del crudo de la región occidental y la Faja Petrolífera del Orinoco..... | 52 |
| Tabla 5. Modelos para propiedades físicas disponibles en un simulador. | 64 |
| Tabla 6. Sumario de flujos de producción..... | 68 |
| Tabla 7. Data experimental para el crudo extrapesado. | 69 |
| Tabla 8. Composición molar del gas producido..... | 72 |
| Tabla 9. Composición molar del gas natural..... | 73 |
| Tabla 10. Data experimental para el diluyente..... | 74 |
| Tabla 11. Temperatura del aire. | 75 |
| Tabla 12. Datos de tuberías de proceso..... | 99 |
| Tabla 13. Regímenes de flujo para tuberías bifásicas. | 103 |
| Tabla 14. Dimensiones de recipientes de proceso..... | 107 |
| Tabla 15. Dimensiones de bombas..... | 108 |
| Tabla 16. Dimensiones de intercambiadores de calor..... | 109 |
| Tabla 17. Dimensiones de aerofriadores. | 111 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| CONTENIDO | Pág. |
|---|------|
| Figura 1. Punto final de destilación TBP en función del punto final de destilación ASTM..... | 9 |
| Figura 2. Parafinas presentes en el crudo..... | 11 |
| Figura 3. Naftenos presentes en el crudo. | 12 |
| Figura 4. Hidrocarburos aromáticos presentes en el crudo..... | 13 |
| Figura 5. Esquema de un separador horizontal..... | 15 |
| Figura 6. Esquema de un separador vertical. | 16 |
| Figura 7. Esquema de un separador esférico..... | 17 |
| Figura 8. Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido en una corriente de gas. | 23 |
| Figura 9. Coeficiente de dragado para esferas rígidas. | 24 |
| Figura 10. Parámetros de diseño de un separador vertical..... | 29 |
| Figura 11. Patrones de flujo en dos fases en tuberías horizontales..... | 36 |
| Figura 12. Límites de varios patrones de flujo en flujo horizontal de dos fases..... | 37 |
| Figura 13. Factor de cabezal de elevación para caída de presión en dos fases..... | 43 |
| Figura 14. Correlación de líquido retenido para tuberías horizontales..... | 46 |
| Figura 15. Factores de fricción en flujo bifásico. | 47 |
| Figura 16. Faja Petrolífera del Orinoco. | 49 |
| Figura 17. División en bloques de la FPO..... | 50 |
| Figura 18. Diagrama de flujo típico para instalaciones de superficie..... | 57 |
| Figura 19. Esquema del método de producción CSS..... | 61 |
| Figura 20. Esquema del método de producción SAGD..... | 62 |
| Figura 21. Esquema del método de producción por combustión in situ..... | 62 |
| Figura 22. Árbol de decisión para selección de modelos termodinámicos..... | 65 |
| Figura 23. Procedimiento para componentes polares y no electrolitos..... | 66 |
| Figura 24. Opciones de cálculo para la fase vapor con modelos de coeficiente de actividad..... | 67 |

| | |
|--|-----|
| Figura 25. Viscosidad de mezcla crudo - agua en función de la temperatura para un crudo de 17 °API y un corte de agua de 62.55 %..... | 70 |
| Figura 26. Viscosidad de mezcla crudo - agua en función de la temperatura para un crudo de 8.5 °API y un corte de agua de 66.5 %..... | 71 |
| Figura 27. Esquema preliminar de la estación de flujo..... | 75 |
| Figura 28. Esquema del sistema de generación de vapor. | 77 |
| Figura 29. Esquema del sistema de gas combustible..... | 79 |
| Figura 30. Diagrama de Flujo de Procesos para la estación de flujo..... | 94 |
| Figura 31. Balance de masa y energía..... | 95 |
| Figura 32. Puntos de operación para la línea de alimentación al separador de producción. Variación de diámetros de 10 a 20 plg..... | 104 |
| Figura 33. Puntos de operación para la línea de alimentación al separador de prueba. Variación de diámetros de 6 a 16 plg..... | 105 |

LISTA DE SÍMBOLOS

| Símbolo | Unidades SI | Unidades inglesas |
|---|----------------|-------------------|
| A_p : Área de sección transversal de la gota | m ² | pie ² |
| A_{REC} : Área transversal total de recipiente | m ² | pie ² |
| A_{TUB} : Área de sección transversal de tubería | m ² | pie ² |
| A_{VD} : Área de flujo de vapor disponible | m ² | pie ² |
| A_{VR} : Área de flujo de vapor requerida | m ² | pie ² |
| A_{X-Y} : Área vertical entre dos niveles de líquido “ X ”e“ Y ” (separadores horizontales) | m ² | pie ² |
| A_{X-Y}^* : Área vertical fraccional entre dos niveles de líquido “ X ”e“ Y ” (separadores horizontales) | Adim | Adim |
| C : Constante empírica para diseño de separadores | m/s | pie/h |
| C' : Coeficiente de dragado | Adim | Adim |
| CI : Índice de correlación | | |
| d : Diámetro de tubería | m | pie |
| d_{eq} : Diámetro hidráulico equivalente | m | pie |
| D : Diámetro del recipiente | m | pie |
| D_{min} : Diámetro mínimo de recipiente | m | pie |
| D_p : Diámetro de partícula | m | pie |
| E_H : Factor de cabezal de elevación | | |
| f : Factor de fricción de Fanning | | |
| f_w : Factor de fricción de Weymouth | | |
| $f_{1\phi}$: Factor de fricción de Fanning para una fase | | |

| Símbolo | Unidades | Unidades |
|--|---------------------|--------------------------|
| | SI | inglesas |
| $f_{2\phi}$: Factor de fricción de Fanning para dos fases | | |
| F: Factor de seguridad para velocidad permisible de vapor en separadores | Adim | Adim |
| g : Aceleración debido a la gravedad | m/s ² | pie/s ² |
| G : Gravedad específica a 60 °F | Adim | Adim |
| Gm : Máxima velocidad másica de gas necesaria para asentar partículas de tamaño D_p | Kg/m ² s | lb/(h.pie ²) |
| h_{X-Y} : Distancia vertical entre dos niveles de líquido “ X ”e“ Y ” (separadores horizontales) | m | pie |
| J : Grupo de aceleración | Adim | Adim |
| K : Constante empírica para diseño de separadores | m/s | pie/s |
| K_w : Factor de caracterización de Watson | | |
| L : Longitud tangente/tangente del recipiente | m | pie |
| L_S : Longitud de tapón de líquido esperado | m | pie |
| L_{TUB} : Longitud de tubería | m | pie |
| Mp : Masa de la gota | Kg | lb |
| P : Presión | KPa | psi |
| \bar{P} : Presión promedio | KPa | psi |
| P_1 : Presión aguas arriba de la línea | KPa | psi |
| P : Presión aguas abajo de la línea | KPa | psi |
| Q_G : Caudal de gas | Am ³ /s | Apie ³ /s |
| Q_L : Caudal de líquido | Am ³ /s | Apie ³ /s |
| Re : Número de Reynolds | Adim | Adim |

| Símbolo | Unidades SI | Unidades inglesas |
|---|---------------------|--------------------------|
| $Re_{2\phi}$: Número de Reynolds para mezcla de dos fases | Adim | Adim |
| R_L : Retención de líquido | | |
| R_X^* : Altura fraccional a cierto nivel de líquido “ X ” (separadores horizontales) | Adim | Adim |
| t_{RES} : Tiempo de residencia | min | min |
| T_B : Temperatura de ebullición promedio | K | °R |
| V_G : Velocidad real de gas | m/s | pie/s |
| V_L : Velocidad real de líquido | m/s | pie/s |
| V_{max} : Volumen máximo | Am ³ | Apie ³ |
| V_{MEZ} : Velocidad de mezcla | m/s | pie/s |
| V_{MG} : Velocidad másica de gas | Kg/m ² s | lb/(h.pie ²) |
| V_{ML} : Velocidad másica de líquido | Kg/m ² s | lb/(h.pie ²) |
| V_P : Velocidad de gas permisible | m/s | pie/s |
| V_S : Volumen de tapón de líquido esperado | Am ³ | Apie ³ |
| V_{SG} : Velocidad superficial de gas | m/s | pie/s |
| V_{SL} : Velocidad superficial de líquido | m/s | pie/s |
| V_{SLIP} : Velocidad de deslizamiento (Slip velocity) | m/s | pie/s |
| V_t : Velocidad límite | m/s | pie/s |
| V_{X-Y} : Volumen retenido entre dos niveles de líquido “ X ” e “ Y ” (separadores horizontales) | Am ³ | Apie ³ |

| Símbolo | Unidades SI | Unidades inglesas |
|--|--------------------|----------------------|
| $V_{2\phi}$: Velocidad promedio de mezcla | m/s | pie/s |
| W_G : Flujo másico de gas | Kg/s | Klb/h |
| W_L : Flujo másico de líquido | Kg/s | Klb/h |
| α : Factor de corrección de presión y temperatura | | |
| $(\Delta P)_a$: Caída de presión por cambios de aceleración | KPa | psi |
| $(\Delta P)_E$: Caída de presión por cambios de elevación | KPa | psi |
| $(\Delta P)_f$: Caída de presión por fricción | KPa | psi |
| $(\Delta P)_T$: Caída de presión total | KPa | psi |
| ε : Rugosidad relativa | | |
| λ : Fracción volumétrica de líquido | Adim | Adim |
| μ : Viscosidad de la fase continua | Pa.s | cP |
| μ_G : Viscosidad de gas | Pa.s | cP |
| μ_L : Viscosidad del líquido | Pa.s | cP |
| $\mu_{2\phi}$: Viscosidad promedio de mezcla | Pa.s | cP |
| ρ_G : Densidad de la fase gaseosa | Kg/Am ³ | lb/Apie ³ |
| $\bar{\rho}_G$: Densidad promedio de gas | Kg/Am ³ | lb/Apie ³ |
| ρ_L : Densidad de la fase líquida | Kg/Am ³ | lb/Apie ³ |
| ρ_M : Densidad de la mezcla promediada en volumen | Kg/Am ³ | lb/Apie ³ |
| $\rho_{2\phi}$: Densidad promedio de mezcla | Kg/Am ³ | lb/Apie ³ |
| σ_L : Tensión superficial del líquido | mN/m | dinas/cm |
| τ : Factor de corrección de presión y temperatura | | |

LISTA DE ABREVIATURAS

| Abreviatura | |
|--------------------|--|
| ABN | Agencia Bolivariana de Noticias |
| API | American Petroleum Institute (Instituto Americano de Petróleo) |
| ASTM | American Section of the International Association (Sección Americana de la Asociación Internacional) |
| CSD | Controlled Steam Drive (Unidad Controlada de Vapor) |
| CSS | Cyclic Steam Stimulation (Estimulación Cíclica por Vapor) |
| DFP | Diagrama de Flujo de Procesos |
| FPO | Faja Petrolífera del Orinoco |
| HASD | Horizontal Alternating Steam Drive (Unidad Horizontal Alternada de Vapor) |
| HLL | High Liquid Level (Nivel Alto de Líquido) |
| HLL | High Liquid Level (Nivel Alto de Líquido) |
| HTRI | Heat Transfer Research, Inc. (Investigación de Transferencia de Calor S.A.) |
| LACT | Lease Automatic Custody Transfer (Transferencia Automática de Custodia para Venta) |
| LLL | Low Liquid Level (Nivel Bajo de Líquido) |
| LLL | Low Low Liquid Level (Nivel Bajo Bajo de líquido) |
| MENPET | Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo |
| NLL | Normal Liquid Level (Nivel Normal de líquido) |
| OTSG | Once Through Steam Generator (Generador de Vapor de Un Paso) |
| ppm | Partes por millón |

| Abreviatura | |
|--------------------|---|
| PTB | Pounds per Thousand Barrels (Libras por Miles de Barriles) |
| SAGD | Steam Assisted Gravity Drainage (Drenaje por gravedad asistido por vapor) |
| TBP | True Boiling Point (Punto de Ebullición Verdadero) |
| TDS | Total Disolved Solids (Sólidos Totales Disueltos) |

CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

El contenido de este capítulo expone el proceso de separación líquido-vapor como una etapa importante en el tratamiento de crudos extrapesados y la razón por la cual se ha desarrollado este Trabajo Especial de Grado, mostrando adicionalmente los objetivos perseguidos.

I.1 Planteamiento del problema

Es bien conocido que la mayor parte de las reservas petrolíferas del país están constituidas por crudos pesados y extrapesados, para los cuales el transporte y tratamiento se hace más complejo que para los crudos convencionales. Las corrientes de fluidos provenientes de las áreas de producción son generalmente mezclas de crudo, gas natural, agua salada, arena y otros sólidos. Estas mezclas, por lo general, son difíciles de cuantificar, transportar y procesar, además se encuentran fuera de las especificaciones ambientales y las impuestas por refinerías y plantas de gas en cuanto a contenido de sales, azufre y otros contaminantes.

Actualmente se están implementando nuevas tecnologías de producción que contemplan la inyección de vapor para optimizar el recobro de estos crudos, entre éstas SAGD y HASD. En virtud de esto, a través de la empresa VEPICA (Venezolana de Proyectos Integrados) se está desarrollando un proyecto destinado a la creación de instalaciones de superficie para la producción de 4 MBPD de un crudo extrapesado de la Faja Petrolífera del Orinoco (FPO), de composición conocida, utilizando como método de producción los anteriormente señalados. Estas instalaciones comprenden el sistema de recolección (líneas de flujo y múltiples), una planta de separación gas-líquido o estación de flujo y una estación centralizada de procesamiento de crudo.

El primer proceso que se realiza es el de separación de la corriente de producción, la cual se encuentra en flujo de dos fases. Esto se logra mediante la utilización de separadores bifásicos (separación de fases líquidas y gaseosas) y trifásicos (Separación adicional de la fase líquida en sus componentes). Ésta es una etapa clave del proceso pues estos equipos alivian el exceso de presión en el sistema debido al gas asociado. Adicionalmente se puede separar el agua libre del crudo, permitiendo luego que cada corriente sea tratada adecuadamente en el área de producción.

Por otro lado, el transporte de la corriente de producción desde el pozo hasta la estación de flujo, comprende una tubería en flujo bifásico. Las correlaciones para el modelado y predicción de los regímenes de flujo y determinación de la caída de presión en estas condiciones, han sido producto de numerosos estudios empíricos y ensayos a escala de laboratorio con sistemas aire-agua, por lo cual aun se buscan mejores resultados que arrojen cada vez un menor error.

Esta investigación persigue consolidar los conocimientos sobre los aspectos técnicos relacionados con el análisis y dimensionamiento de tuberías a través de las cuales fluye un crudo extrapesado bajo un esquema bifásico y el efecto que este tipo de flujo presenta sobre el diseño de los equipos aguas abajo. En particular, se centrará la atención en la estación de flujo, determinando, de acuerdo a las condiciones de operación, el número y configuración de los equipos involucrados, teniendo en cuenta por supuesto, el análisis de costo asociado. De esta manera es posible proporcionar procedimientos y criterios para el diseño de este tipo de instalaciones con el manejo de crudos extrapesados.

I.2 Objetivos

El desarrollo de este trabajo especial de grado comprende el cumplimiento de los siguientes objetivos:

General

Dimensionar una estación de flujo para el tratamiento de crudo extrapesado considerando los efectos del flujo bifásico sobre el transporte en tuberías y el funcionamiento de los equipos involucrados.

Específicos

1. Seleccionar los modelos termodinámicos apropiados para la generación de propiedades de los fluidos de acuerdo a su naturaleza y condiciones de operación.
2. Establecer los balances de masa y energía del sistema.
3. Realizar el dimensionamiento de la línea de producción una vez determinado el régimen de flujo.
4. Realizar el dimensionamiento de los separadores de la estación de flujo, en ambas configuraciones (vertical y horizontal).
5. Seleccionar la configuración apropiada para el servicio en función de la operatividad y el análisis de costo asociado.

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

La información presentada a continuación, permite conocer las características principales de los crudos, así como también los fundamentos de los procesos de separación por los que debe pasar durante su tratamiento, lo cual facilitará la comprensión de los cálculos llevados a cabo y el análisis de los resultados obtenidos.

II.1 El petróleo

II.1.1 Propiedades

El petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos y excepto por los componentes de bajo punto de ebullición ningún ensayo es realizado por las refinerías para analizar los componentes puros contenidos en éste. Pruebas relativamente simples son realizadas en el crudo y los resultados son utilizados junto a correlaciones empíricas para evaluar los crudos como materias primas para una refinería en particular. Cada crudo es comparado con la otra materia prima disponible, y basados en los costos operacionales y la realización del producto se asigna un valor. Las propiedades más útiles se mencionan a continuación.

Gravedad API

La densidad del crudo es expresada por lo general como gravedad API más que como gravedad específica, ambas se relacionan de forma tal que un incremento en la gravedad API corresponde a una disminución de la gravedad específica. Las unidades en las que se expresa esta gravedad son °API y puede ser calculada de la gravedad específica mediante la siguiente ecuación:

$$^{\circ} API = \left(\frac{141.5}{\text{gravedad específica}} \right) - 131.5 \quad \text{Ec. 1}$$

En la ecuación anterior la gravedad específica y la API se refieren a peso por unidad de volumen a 60 °F comparado con agua a 60 °F (Gary, 2001).

La clasificación de crudos por rango de gravedad API utilizada en la industria venezolana de los hidrocarburos, a 15,5 °C (60 °F) es como sigue:

- Extrapesados, menos de 16 ° API
- Pesados, menos de 21,9 ° API
- Medianos 22,0 - 29,9 ° API
- Livianos 30 ° API - y más

(FONCIED, 1998)

Contenido de azufre

El contenido de azufre y la gravedad API son dos propiedades que afectan la calidad del crudo y tienen una gran influencia sobre su precio, aun cuando el contenido de nitrógeno y metales está cobrando importancia. El contenido de azufre es expresado como porcentaje en peso de azufre y varía desde menos de 0.1 % p/p hasta valores superiores a 5 % p/p. Crudos con contenidos de azufre superiores a 0.5 % p/p generalmente requieren un procesamiento más extensivo que aquellos con un contenido de azufre menor. Sin embargo el término “crudo agrio” inicialmente hacía referencia a aquellos crudos que contenían sulfuro de hidrógeno disuelto, independiente del contenido total de azufre, lo que ha pasado a significar cualquier crudo con un contenido de azufre lo suficientemente alto como para requerir procesamiento especial. No existe una línea divisoria marcada entre crudos agrios y

dulces, sin embargo un contenido de 0.5 % p/p de azufre es frecuentemente utilizado como criterio.

Punto de fluidez

El punto de fluidez de un crudo, en °F o °C, es un indicador de la parafinidad y aromaticidad relativa del crudo. Mientras más bajo el punto de fluidez, menor es el contenido de parafinas y mayor el contenido de aromáticos.

Carbón residual

El carbón residual es determinado por destilación de un residuo de coque en ausencia de aire. El carbón residual está relacionado con el contenido de asfalto del crudo y con la fracción de lubricante que puede ser recuperada. En la mayoría de los casos, mientras menor es el carbón residual, más valioso es el crudo. Esto es expresado en términos de porcentaje en peso de carbón ya sea mediante la prueba ASTM Ramsbottom (RCR) o Conradson (CCR), procedimientos D-524 y D-189 respectivamente.

Contenido de sal

Si el contenido de sal en el crudo expresado como NaCl, es mayor que 10 lb/1000bbl, generalmente es necesario desalar el crudo antes de procesarlo. Si la sal no es removida, pueden encontrarse severos problemas de corrosión. Si el residuo es procesado catalíticamente, la desalación es deseable a valores aun menores de contenido de sal en el crudo. Aunque no es posible tener una unidad de conversión precisa entre lb/1000 bbl y ppm debido a las diferentes densidades de los crudos, 1 lb/1000 bbl es aproximadamente 3 ppm.

Factores de caracterización

Existen muchas correlaciones para indicar la aromaticidad y parafinidad de los crudos, pero los más ampliamente utilizados son el UOP o “factor de caracterización de Watson” (K_w) y el “índice de correlación de la U.S. Bureau of Mines” (CI).

$$K_w = \frac{T_B^{1/3}}{G} \quad \text{Ec. 2}$$

$$CI = \frac{87.552}{T_B} + 473.7G - 456.8 \quad \text{Ec. 3}$$

El factor de caracterización de Watson varía desde valores menores a 10 para materiales altamente aromáticos hasta casi 15 para componentes altamente parafínicos. Los crudos muestran un rango más estrecho de K_w y varía de 10.5 para crudos altamente nafténicos hasta 12.9 para crudos de base parafínica. El índice de correlación es útil en la evaluación de fracciones individuales de crudo. La escala se basa en parafinas de cadenas lineales teniendo un valor de CI de 0, y benceno con un valor de CI de 100. Los valores de CI no son cuantitativos, pero mientras menor es el valor, mayor es la concentración de hidrocarburos parafínicos en la fracción; mientras mayor es el valor de CI, mayor es la concentración de naftenos y aromáticos.

Contenido de nitrógeno

Un contenido alto de nitrógeno es indeseable en el crudo pues los compuestos orgánicos nitrogenados causan envenenamiento severo de los catalizadores utilizados en los procesos y causan problemas de corrosión como ataque por hidrógeno. Los crudos que contienen cantidades de nitrógeno sobre los 0.25 % en peso requieren procesamiento especial para remover el nitrógeno.

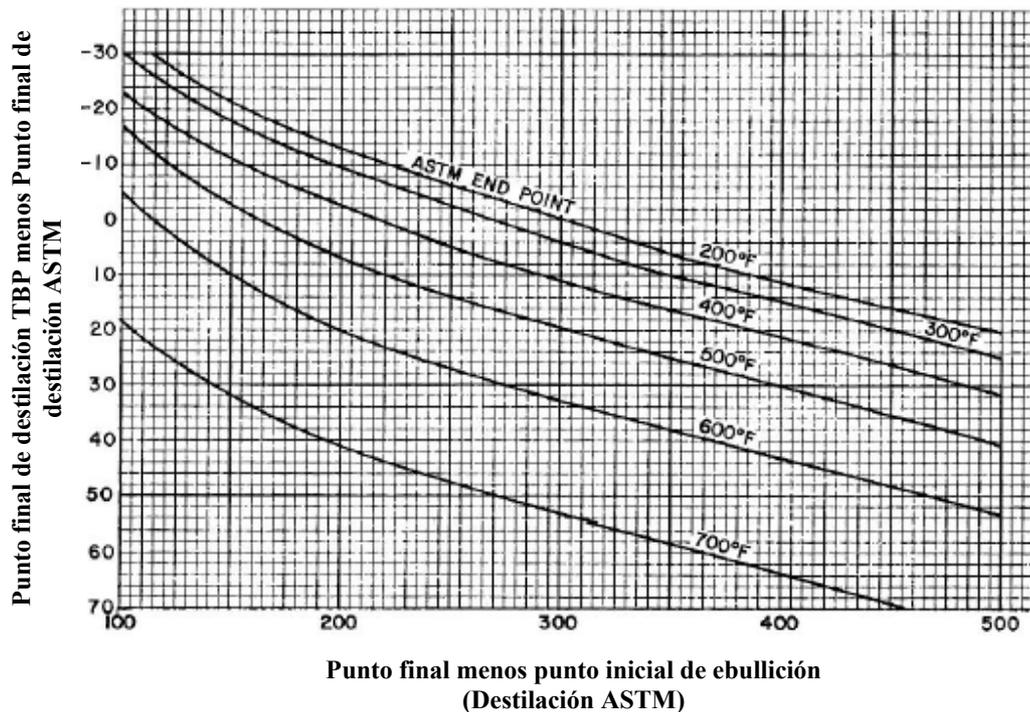
Rango de destilación

Debido a que las corrientes derivadas del petróleo contienen componentes de diversas clases de hidrocarburos, un análisis componente por componente no es práctico y resulta muy costoso, razón por la cual, es raramente llevado a cabo en el laboratorio. Más aun, estos análisis usualmente no son necesarios pues las composiciones de los productos finales e intermedios son controladas para realizar pruebas simples de laboratorio.

Estas pruebas están diseñadas para ser rápidas, económicas y reproducibles. La destilación de temperatura de ebullición verdadera (TBP, por sus siglas en inglés) es la mejor representación de la composición de una corriente de petróleo. Desafortunadamente el tiempo y el gasto requerido para esta prueba restringen su uso a muestras de crudo. Pruebas más simples y menos costosas son utilizadas para el control de procesos de refinación.

No hay un procedimiento estándar para destilaciones TBP. El método Hempel de la U.S. Bureau of Mines (Departamento de minas de los Estados Unidos) y la destilación ASTM D-285 son los más comúnmente utilizados (Nelson, 1958). Ninguna de éstas especifica el número de platos teóricos o el reflujo utilizado y como resultado hay una tendencia a usar los resultados de la destilación 15:5 (D-2892) más que la TBP. La destilación 15:5 es llevada a cabo utilizando 15 platos teóricos y un reflujo de 5:1.

El rango de destilación de crudo debe estar correlacionado también con las destilaciones ASTM pues las especificaciones de los productos se basan generalmente en las pruebas simples de destilación ASTM D-86 y D-1160. El punto final de destilación TBP para varias fracciones puede aproximarse mediante el uso de la Figura 1.



Fuente: Gary, 2001.

Figura 1. Punto final de destilación TBP en función del punto final de destilación ASTM.

Contenido de metales

El contenido de metales en los crudos puede variar de unas pocas partes por millón hasta más de 1000 ppm y a pesar de sus concentraciones relativamente bajas son de considerable importancia. Pequeñas cantidades de algunos de estos metales (níquel, vanadio y cobre) pueden afectar severamente la actividad de los catalizadores y resultar en un valor bajo de distribución de producto. Concentraciones de vanadio sobre los 2 ppm en fuel oils pueden ocasionar corrosión en los álabes de las turbinas y deterioro de forros y chimeneas refractarias de hornos. La destilación concentra los constituyentes metálicos del crudo en los residuos pero algunos de los compuestos organometálicos son volatilizados y aparecen destilados de alto punto de ebullición. El contenido metálico puede reducirse por extracción con solvente (propano o

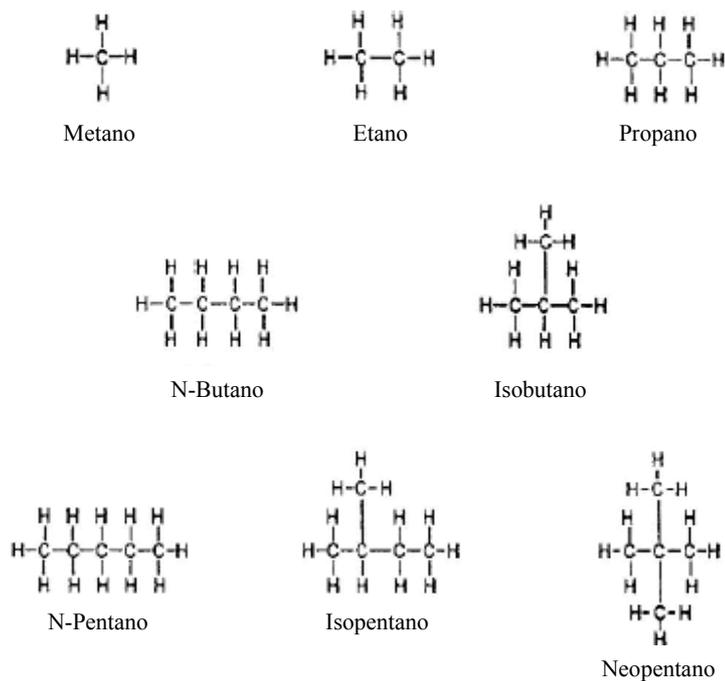
similares) así los compuestos organometálicos son precipitados con los asfaltenos y resinas.

II.1.2 Composición del petróleo

El crudo y las fracciones de crudo de alto punto de ebullición están compuestos de hidrocarburos que forman parte de series relativamente homólogas. La composición de la mezcla, en términos de composición elemental no varía mucho, pero pequeñas diferencias en la composición pueden afectar en gran medida las propiedades físicas y los procesos requeridos para la obtención de productos de mayor valor comercial. Los hidrocarburos presentes en el crudo se clasifican en tres tipos generales: parafinas, naftenos y aromáticos. Además de estos existe un cuarto tipo, las olefinas, que se forman durante el procesamiento por deshidrogenación de parafinas y naftenos.

Parafinas

Estos hidrocarburos se caracterizan por la regla de que los átomos de carbono forman un enlace simple y los otros enlaces están saturados con átomos de hidrógeno. Su fórmula general es: C_nH_{2n+2} . Cuando el número de átomos de carbono es mayor a tres pueden existir muchos hidrocarburos con el mismo número de carbón e hidrógeno pero con distinta estructura, esto es porque el carbono es capaz no solo de formar cadenas sino de formar cadenas ramificadas, dando lugar a isómeros que pueden tener propiedades significativamente diferentes. En la Figura 2 se muestra la estructura química de algunas parafinas.



Fuente: Gary, 2001.

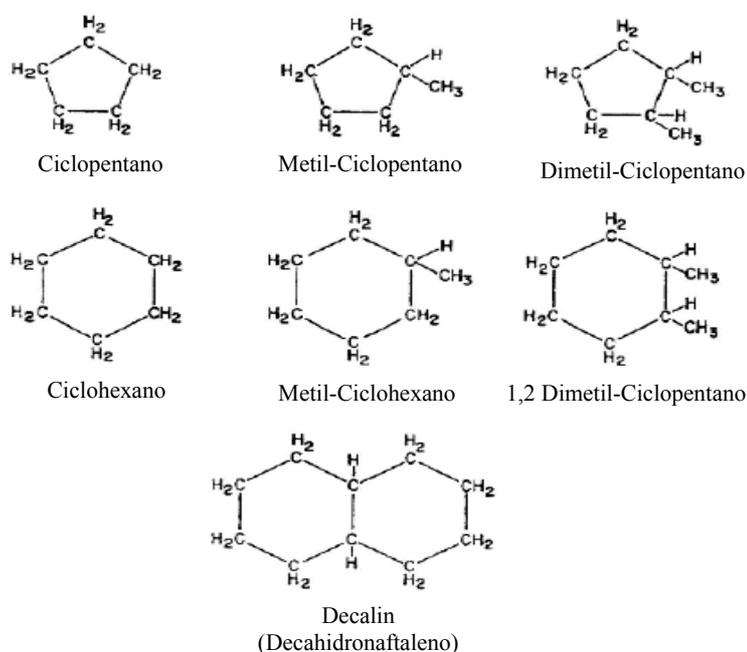
Figura 2. Parafinas presentes en el crudo.

Olefinas

Las olefinas no se encuentran naturalmente en el crudo, éstas se forman durante su procesamiento. Son estructuralmente similares a las parafinas pero al menos dos de los átomos de carbono están unidos por un doble enlace. Su fórmula general es: C_nH_{2n} . Las olefinas son generalmente indeseables en los productos finales debido a que los dobles enlaces son reactivos y los compuestos son más fácilmente oxidados y polimerizados para formar gomas y barnices. Sin embargo, en fracciones de gasolina, algunas olefinas son deseables porque presentan un mayor número de octano que las parafinas para un mismo número de átomos de carbono.

Naftenos (cicloparafinas)

Los hidrocarburos cicloparafínicos en los cuales todos los enlaces de los átomos de carbono disponibles están saturados con hidrógeno son llamados naftenos. Existen muchos tipos de naftenos presentes en el crudo, pero, excepto por los compuestos de menor peso molecular como el ciclopentano y el ciclohexano, generalmente no son manejados como compuestos individuales. Son clasificados de acuerdo al rango de ebullición y sus propiedades, determinadas con la ayuda de factores de caracterización como el factor Kw o CI. Algunos compuestos nafténicos típicos son mostrados en la Figura 3.



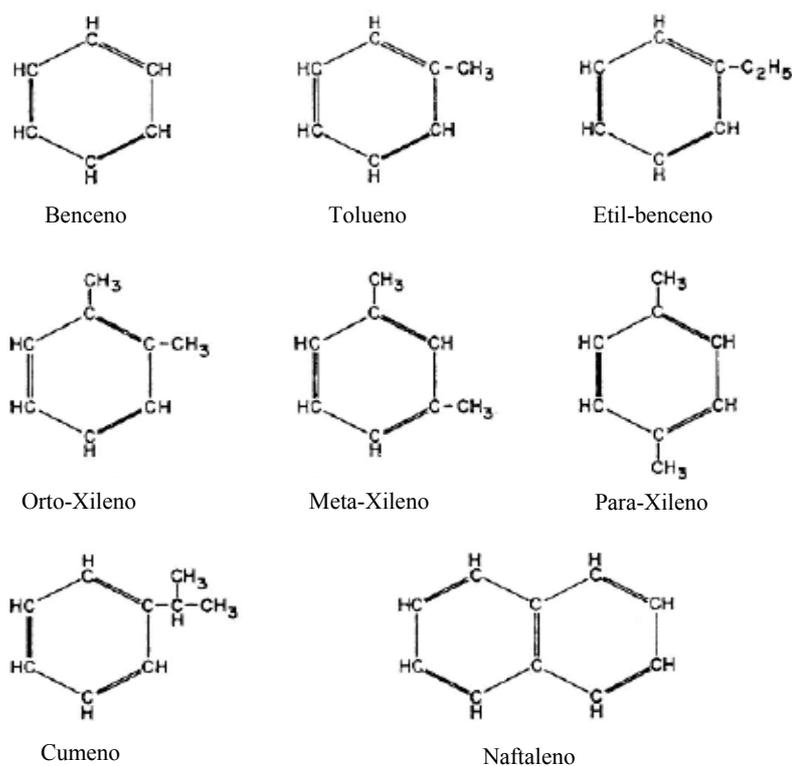
Fuente: Gary, 2001.

Figura 3. Naftenos presentes en el crudo.

Aromáticos

La serie de hidrocarburos aromáticos es física y químicamente muy diferente de las parafinas y cicloparafinas. Estos hidrocarburos contienen un anillo bencénico

insaturado pero muy estable y frecuentemente se comporta como un compuesto saturado. Los hidrocarburos nafténicos y aromáticos pueden adicionar cadenas parafínicas en lugar de alguno de los hidrógenos en el anillo formando una estructura mixta. Estos compuestos presentan muchas de las características físicas y químicas de los dos compuestos de origen, pero generalmente son clasificados de acuerdo a la familia de compuestos cíclicos (Gary, 2001). En la Figura 4 se muestran algunos compuestos aromáticos típicos.



Fuente: Gary, 2001.

Figura 4. Hidrocarburos aromáticos presentes en el crudo.

II.2 Recipientes de proceso

Los recipientes en los procesos químicos pueden ser de dos tipos: aquellos con internos y aquellos esencialmente sin éstos. Las funciones principales de los

primeros, llamados tambores o tanques, es proveer almacenamiento intermedio o tratamiento de una corriente de proceso, durante un período de tiempo limitado o extendido para proveer una separación de fases. Sus dimensiones deben ser establecidas mediante cálculos de proceso definidos o reglas generales basadas en la experiencia. La segunda categoría comprende las carcasas de equipos como intercambiadores de calor, reactores, mezcladores, fraccionadores y otros equipos contenedores que pueden ser diseñados y construidos independientemente de los internos que sean necesarios. Sus dimensiones principales son establecidas por los requerimientos de proceso (Walas, 1990).

II.2.1 Función de un separador

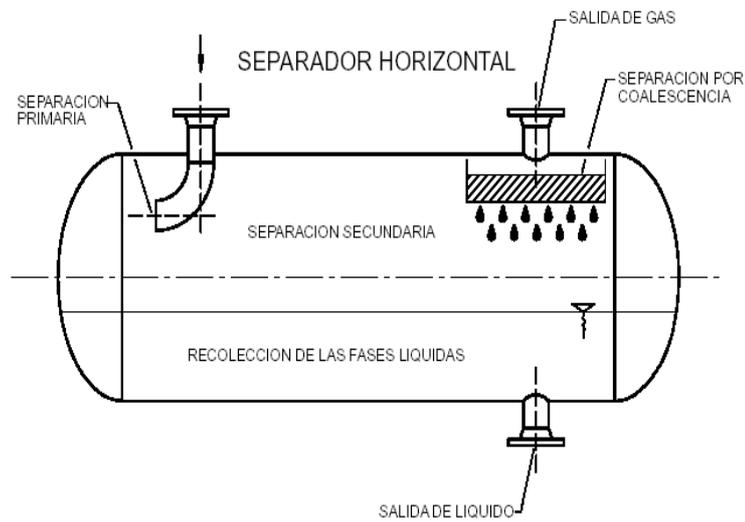
Los separadores de mezclas gas-líquido forman parte de un gran grupo de equipos que involucran los procesos físicos de separación de fases: sólidas, líquidas y gaseosas. Se diseñan equipos para separar mezclas de diferentes fases, a saber: gas-líquido, gas-sólido, líquido-líquido, líquido-sólido, sólido-sólido y sólido-líquido-gas. El propósito esencial de todo separador es liberar la fase deseada tan completamente de la (s) otra (s) como sea posible, y para esto hay que seleccionar el proceso físico adecuado. Existen varios procesos físicos de separación, los cuales se basan en los principios siguientes:

- Gravedad
- Fuerza centrífuga (inercia)
- Choque
- Precipitación electrostática
- Precipitación sónica
- Filtración
- Adherencia
- Adsorción
- Difusión térmica

En los equipos utilizados en la industria petrolera los principios más usados son los tres primeros: Gravedad, inercia y choque. De esta amplia variedad de separadores se centrará la atención en los separadores gas-líquido, los cuales son utilizados frecuentemente en las áreas de producción para separar el gas del petróleo y el agua.

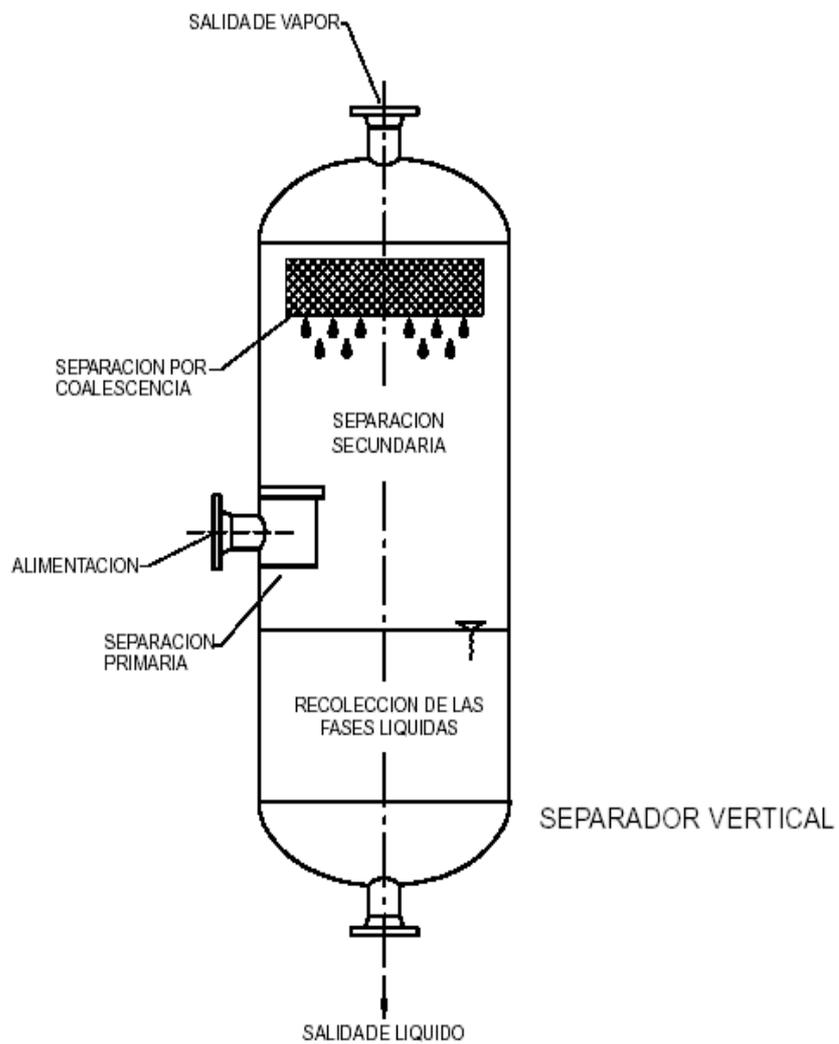
II.2.2 Clasificación de los separadores

Los separadores gas-líquido generalmente se clasifican por su forma en tres grupos: horizontales, verticales y esféricos. En las Figuras 5, 6 y 7 se muestran esquemas de cada uno de estos tipos de separadores. Otra forma de clasificación considera el número de fases que deben separarse: bifásicos (dos fases) o trifásicos (tres fases). Frecuentemente en las áreas de producción petrolera se trata de evitar la operación de separadores trifásicos principalmente cuando el agua separada es corrosiva; en estos casos el agua se drena continuamente.



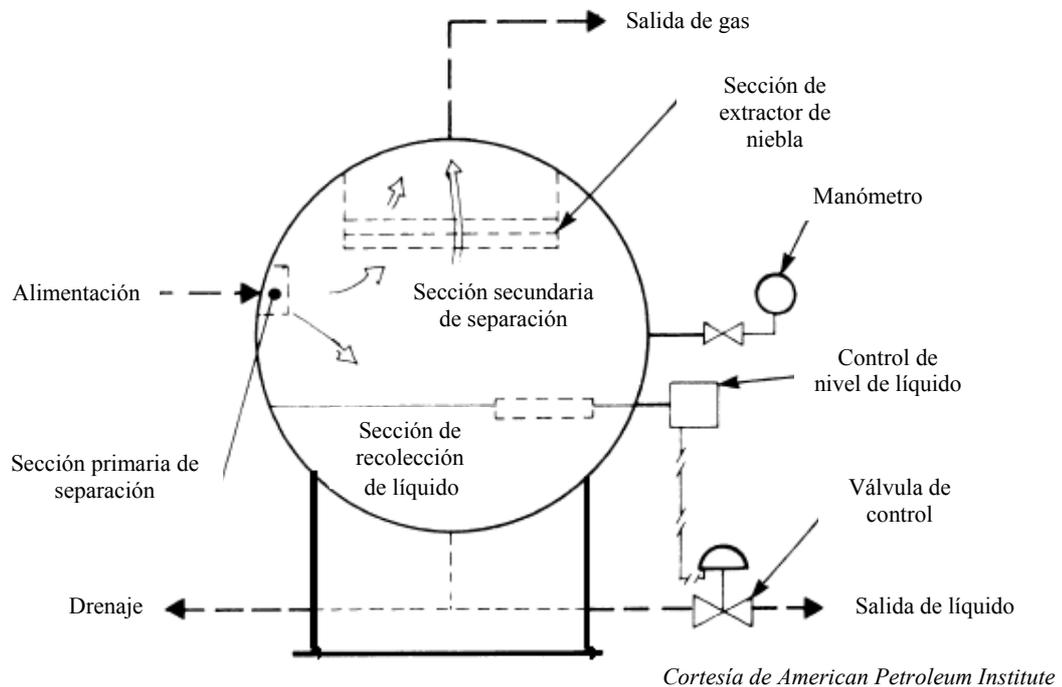
Fuente: PDVSA MDP-03-S-01, 1995.

Figura 5. Esquema de un separador horizontal.



Fuente: PDVSA MDP-03-S-01, 1995.

Figura 6. Esquema de un separador vertical.



Fuente: GPSA, 1990.

Figura 7. Esquema de un separador esférico.

II.2.3 Características de los separadores

Dentro de las características más importantes que presentan los distintos tipos de separadores gas-líquido, según su geometría, encontramos las siguientes:

Separadores verticales

Son usualmente seleccionados cuando la razón gas-líquido es alta o el volumen total de gas es pequeño, entre sus características principales se encuentran:

- El nivel de líquido no es crítico.
- Pueden acumular gran cantidad de arena.
- Son fáciles de limpiar.
- Tienen mayor capacidad para manejar volúmenes anormales de líquido.

- El uso de extractores de niebla puede disminuir considerablemente el diámetro requerido del recipiente.

Separadores horizontales

Son más eficientes donde se manejan altos volúmenes de fluido y grandes cantidades de gas disuelto presentes en el líquido. Mientras mayor sea el área de superficie del líquido en esta configuración, se optimizan las condiciones para la liberación de gas atrapado. Sus características principales son las siguientes:

- Pueden manejar bien la producción de petróleos con espuma.
- Resultan más económicos que los verticales.
- Son más fáciles de colocar sobre una plataforma metálica.
- Resultan más económicos y más eficientes para manejar altos caudales de gas y líquidos.
- Requieren de diámetros más bajos para una capacidad determinada con respecto a los verticales.

Separadores esféricos

Estos separadores son ocasionalmente utilizados para servicios de alta presión donde un tamaño compacto es deseado y se manejan volúmenes pequeños de líquido, entre sus características se tiene:

- Son los más económicos.
- Tienen buena capacidad para manejar volúmenes de reserva.
- Son más difíciles de construir.

En este trabajo especial de grado se hará énfasis en los separadores verticales y horizontales pues son los más comúnmente utilizados en la industria.

II.2.4 Función de los accesorios internos y externos de un separador gas-líquido

Los separadores presentan una serie de accesorios internos y externos que cumpliendo distintas funciones ayudan a mejorar la separación de las fases garantizando una operación confiable y segura. Los accesorios internos se especifican para efectuar dentro del recipiente la separación primaria de la mezcla gas-líquido, mejorar la distribución del líquido que entra, disminuir las turbulencias y reducir el arrastre de líquido por el gas y el arrastre de gas por el líquido que sale del separador. Dentro de los accesorios internos más comúnmente utilizados se encuentran los siguientes:

- Placas desviadoras (baffles) y placas de choque
- Deflectores
- Ciclones
- Placas alineadas de flujo
- Eliminadores de niebla
- Correctores de vórtices

Como accesorios externos se tienen:

- Válvulas de seguridad y alivio
- Válvulas de control de contra-presión
- Válvulas de control de líquido
- Instrumentos de medición y control (CIED, 1995).

En el Apéndice A, se da una breve explicación de los accesorios internos y externos para separadores anteriormente señalados

II.2.5 Secciones de un separador

Sin considerar la forma, los recipientes de separación usualmente presentan cuatro secciones principales:

Una sección de separación primaria utilizada para separar la porción principal de líquido libre en la entrada de la alimentación. Esta sección incluye la boquilla de entrada, que puede ser tangencial o una placa para tomar ventaja del efecto inercial de la fuerza centrífuga o un cambio abrupto de dirección, para separar la porción principal del líquido de la corriente de gas.

La sección de separación secundaria o de gravedad es diseñada para utilizar la fuerza de gravedad para mejorar la separación de las gotas de líquido entrantes. Consiste en una porción de recipiente a través de la cual el gas se mueve con una velocidad relativamente baja y con muy poca turbulencia propiciando la decantación de la fase líquida.

La sección de coalescencia utiliza un extractor de niebla para remover las gotas de líquido más pequeñas por impacto sobre una superficie en la que coalescen. Un arrastre típico de líquido es menor a 0.1 gal/MMscf.

La sección de recolección de líquido actúa como un receptor para todo el líquido removido de la fase gas en las secciones primaria, secundaria y de coalescencia. Dependiendo de los requerimientos, esta sección deberá tener un cierto volumen de retención para desgasificación o manejo de tapones de líquido (slug catching) sobre un nivel mínimo de líquido necesario para el apropiado funcionamiento de los controladores. La desgasificación puede requerir un separador horizontal con un nivel de líquido poco profundo mientras que la separación de emulsiones puede requerir altas temperaturas, altos niveles de líquido y/o la adición de surfactantes (GPSA, 1990).

II.2.6 Selección de configuración de separadores

Para seleccionar de forma apropiada la configuración de un separador se deben tomar en cuenta los siguientes factores:

- Manejo de materiales como arena, lodo, productos corrosivos, entre otros.
- Espacio requerido.
- Incorporación de serpentines (calentamiento) o sand jets (manejo de arena).
- Área superficial requerida para desgasificación del líquido separado.
- Cambios de nivel de líquido.
- Volumen de retención requerido.

En virtud de esto se muestra a continuación la Tabla 1 que resume algunas de las situaciones más comunes en las que debe diseñarse un separador y las sugerencias correspondientes en cuanto a configuración.

Tabla 1. Recomendación de tipo de separador para algunas situaciones comunes.

| Situación | Vertical sin malla | Vertical con malla | Horizontal sin malla | Horizontal con malla |
|---|--------------------|--|--|--|
| Alta relación vapor/líquido | Muy recomendable | Muy recomendable | Moderado | Moderado |
| Alto “turndown” de flujo de gas | Muy recomendable | Muy recomendable | Moderado | Moderado |
| Baja relación vapor/líquido | Moderado | Moderado | Muy recomendable | Muy recomendable |
| Alto “turndown” de flujo de líquido | Moderado | Moderado | Muy recomendable | Muy recomendable |
| Presencia de sólidos/materiales pegajosos | Recomendable | Moderado: considerar internos especiales | Moderado: considerar internos especiales/inclinación | Moderado: considerar internos especiales/inclinación |
| Limitaciones en área de planta | Recomendable | Recomendable | No recomendable | No recomendable |
| Limitaciones en espacio vertical o altura | No recomendable | No recomendable | Recomendable | Recomendable |

Fuente: PDVSA MDP-03-S-01, 1995.

Nota: Se define “turndown” como la relación entre los caudales límite (máximo/mínimo) de operación.

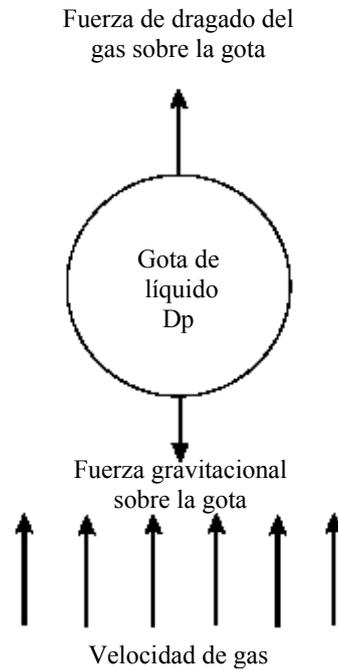
II.2.7 Mecanismos de separación

Momento

Dos fases con distintas densidades tendrán diferentes momentos. Si una corriente bifásica cambia de dirección bruscamente, el momento ahora de mayor magnitud, no permitirá a las partículas de la fase más pesada moverse tan rápidamente como el fluido más liviano, ocurriendo así la separación. El momento es usualmente empleado para la separación por volumen de dos fases en una corriente.

Separación por gravedad

Las gotas de líquido se asentarán si la fuerza de gravedad que actúa sobre éstas es mayor que la fuerza de dragado del gas que fluye a su alrededor. En la Figura 8 se muestra un diagrama de fuerzas para ilustrar esta situación.



Fuente: GPSA, 1990.

Figura 8. Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido en una corriente de gas.

Estas fuerzas pueden ser descritas matemáticamente usando la velocidad límite:

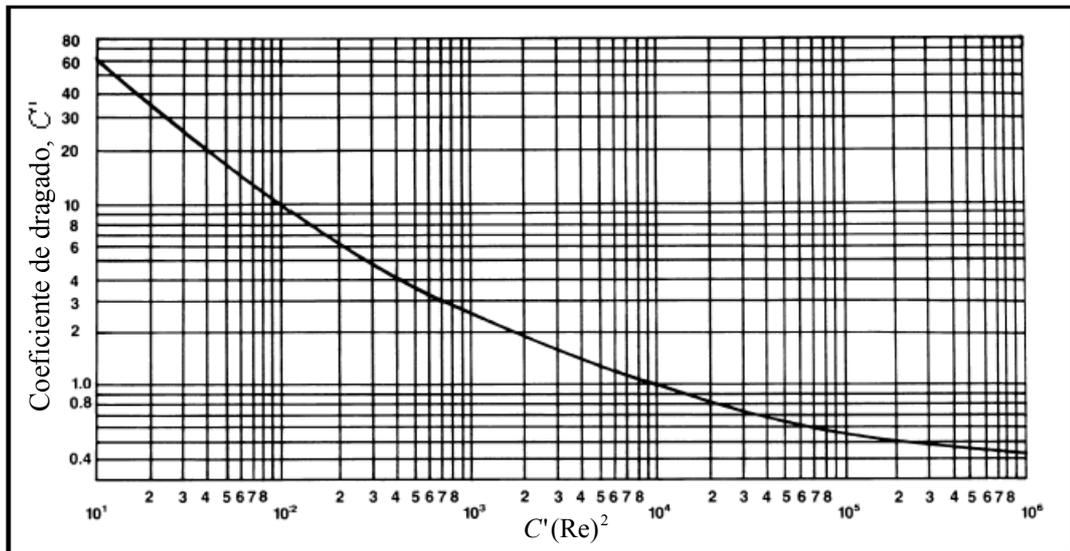
$$V_t = \sqrt{\frac{2gMp(\rho_L - \rho_G)}{\rho_L \rho_G Ap C'}} = \sqrt{\frac{4gDp(\rho_L - \rho_G)}{3\rho_G C'}} \quad \text{Ec. 4}$$

Se ha determinado que el coeficiente de dragado es una función de la forma de la partícula y el número de Reynolds del gas fluyente. Para los propósitos de esta ecuación la partícula se considera una esfera rígida. El número de Reynolds se define como:

$$\text{Re} = \frac{1.488DpV_t\rho_G}{\mu} \quad \text{Ec. 5}$$

De esta forma se requiere una solución de ensayo y error, ya que el tamaño de la partícula Dp y la velocidad límite Vt están involucrados. Para evadir el tanteo, se presentan valores del coeficiente de dragado en la Figura 9, como una función del producto del coeficiente de dragado C' y el cuadrado del número de Reynolds; esta técnica elimina la velocidad de la expresión, de modo que la abscisa viene dada por (GPSA, 1990):

$$C' \text{Re} = \frac{(0.95)(10^8) \rho_G Dp^3 (\rho_L - \rho_G)}{\mu^2} \quad \text{Ec. 6}$$



Fuente: GPSA, 1990.

Figura 9. Coeficiente de dragado para esferas rígidas.

II.2.8 Diseño de separadores gas-líquido

Para el diseño de separadores es necesario conocer la presión y temperatura de operación, flujos y propiedades físicas de las corrientes así como también el grado de separación requerido. En esta sección serán presentadas las ecuaciones básicas de diseño para estos recipientes.

Los separadores que no presentan eliminador de niebla son diseñados utilizando la Ec. 4 y los valores para el coeficiente de dragado presentados en la Figura 9. Típicamente el diseño está basado en la remoción de partículas de 150 micrones de diámetro, aunque este número puede variar dependiendo de la fase líquida presente. La mayoría de los separadores que utilizan eliminador de niebla son dimensionados utilizando ecuaciones derivadas de la Ec. 4 las dos más comunes son la ecuación de velocidad crítica:

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad \text{Ec. 7}$$

Y la correlación desarrollada por Souders y Brown para relacionar el diámetro del recipiente con la velocidad del vapor ascendente la cual no causará arrastre excesivo:

$$Gm = C \sqrt{\rho_G (\rho_L - \rho_G)} \quad \text{Ec. 8}$$

Los separadores horizontales de longitud mayor a 10 pies con eliminador de niebla son diseñados utilizando las Ecs. 9 y 10. Separadores horizontales de longitud menor a 10 pies deben utilizar las Ecs. 7 y 8. En los separadores horizontales la fuerza de dragado del gas no se opone directamente a la fuerza de asentamiento gravitacional. Se asume que la velocidad verdadera de la gota es el vector suma de la velocidad límite vertical y la velocidad del gas horizontal. De aquí que la longitud mínima del recipiente se calcula asumiendo que el tiempo que el gas tarda en fluir desde la entrada hasta la salida, es el mismo tiempo que tarda la gota de líquido en caer desde el tope del recipiente hasta la superficie de líquido.

En los cálculos de capacidad de gas para separadores horizontales, el área transversal del recipiente ocupada por el líquido es sustraída del área de sección transversal total. Los separadores pueden tener cualquier longitud, pero la razón entre la longitud

tangente/tangente y el diámetro del recipiente, (L/D) , se encuentra usualmente en el rango de 2:1 a 4:1.

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \left(\frac{L}{10}\right)^{0.56} \quad \text{Ec. 9}$$

$$Gm = C \sqrt{\rho_G (\rho_L - \rho_G)} \left(\frac{L}{10}\right)^{0.56} \quad \text{Ec. 10}$$

Frecuentemente los separadores sin eliminador de niebla son diseñados utilizando las Ecs. 7 y 8 con una constante K ó C de típicamente la mitad de aquellas utilizadas para separadores con eliminador de niebla (GPSA, 1990).

Las constantes K y C de las ecuaciones anteriores dependen de los factores que afectan la separación: propiedades de los fluidos, turbulencias, vórtices, formación de espuma, tipo de flujo, presencia de sólidos, grado de separación deseada, magnitud de la relación gas-líquido, longitud del separador, etc. Los valores de estas constantes se determinan por métodos experimentales y varían para diversas aplicaciones.

En la práctica, se aplica un factor de corrección F , a la velocidad límite para obtener una velocidad permisible V_p . Este factor de seguridad F , es generalmente un 85% de la velocidad límite, de manera que para separadores verticales:

$$V_p = 0.85V_t \quad \text{Ec. 11}$$

Para los separadores horizontales la velocidad permisible es mayor que en los verticales ya que, como se explicó en líneas anteriores, la fuerza de dragado del gas no se opone directamente a la fuerza de asentamiento gravitacional. Se tiene entonces para el cálculo de la velocidad permisible de este tipo de separadores:

$$V_p = 0.85V_t \left(\frac{L}{D} \right) \text{ para } \left(\frac{L}{D} \right) > 1 \quad \text{Ec. 12}$$

Consideraciones generales para estimar las dimensiones de separadores verticales

Para el adecuado dimensionamiento de separadores verticales deben tenerse en cuenta las siguientes consideraciones:

- La altura de nivel de líquido en un separador vertical depende esencialmente del tiempo de retención, el cual a su vez se fija en base a consideraciones de proceso.
- La máxima velocidad permisible del vapor en un separador será igual a la velocidad límite, V_t , y el diámetro calculado en base a ésta será redondeado en 6 plg. Sin embargo, de utilizar eliminador de niebla esta velocidad no deberá exceder el 85% de V_t .
- El espacio para el desprendimiento y sedimentación de las gotas, es decir, la distancia entre la parte superior del tubo de entrada y la parte inferior del eliminador de niebla deberá ser igual al diámetro del separador. Sin embargo cuando el diámetro del separador es menor a 3 pies, el espacio de sedimentación será como mínimo 3 pies.
- La distancia entre la boquilla de entrada y el máximo nivel de líquido será igual a la mitad del diámetro, o por lo menos 2 pies.
- La distancia entre la línea tangente superior del separador y el fondo del eliminador de niebla será por lo menos de 15 plg.
- Los diámetros de recipientes de 3 pies y mayores deberán especificarse en incrementos de 6 plg. En los separadores cuya carcasa se fabrique con plancha, se especificarán sus diámetros internos. Sus longitudes serán especificadas en incrementos de 3 plg.

- Los separadores de 30 plg de diámetro y menores deberán fabricarse con tuberías, se especificarán sus diámetros externos.
- Las entradas deberán tener un accesorio interno para desviar el flujo hacia el fondo del separador. Los recipientes de 3 pies de diámetro y mayores tendrán como accesorio de entrada una caja abierta por el fondo, soldada a la boca de la entrada, por la parte interior del equipo. Para los recipientes hechos con tuberías, el accesorio se fabricará con un codo de 90°.

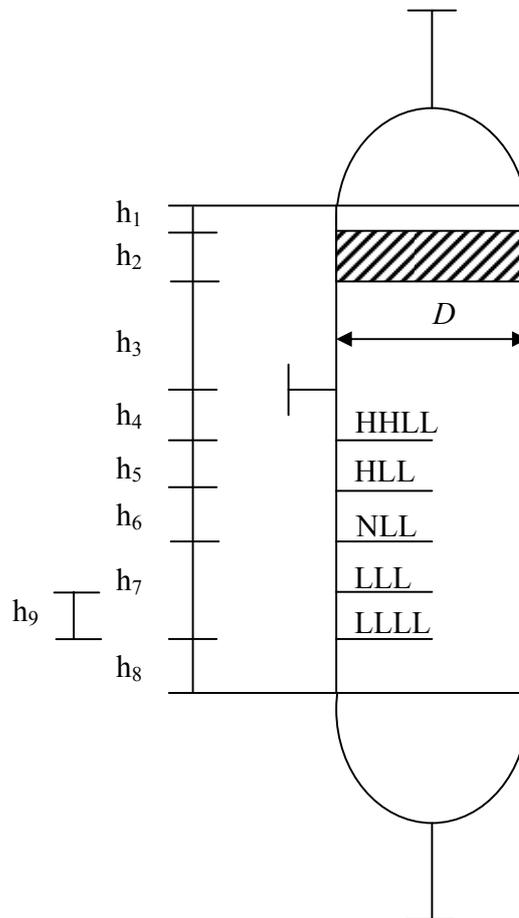
Los criterios para estimar las alturas se resumen en la Tabla 2. En la Figura 10 se muestran los parámetros de diseño de un separador vertical.

Tabla 2. Criterios de estimación de las alturas de los espacios de gas y líquido para separadores verticales.

| Altura | | Criterios |
|--|-------------|---|
| Espacio para evitar arrastre | $h_1^{(a)}$ | 15% D o 400mm (use el mayor valor) |
| Espacio para remoción de neblina | $h_2^{(a)}$ | Recomendado: 6plg |
| Espacio para remoción por gravedad | $h_3^{(a)}$ | 50% D o 600mm (Use el mayor valor) |
| HLL (Nivel alto alto de líquido, por sus siglas en inglés) | h_4 | 300 mm por debajo de la entrada de alimentación |
| HLL (Nivel alto de líquido, por sus siglas en inglés) | h_5 | Q_L /Tiempo de respuesta del operador o controlador (1-2) min mínimo: 190 mm |
| NLL (Nivel normal de líquido, por sus siglas en inglés) | h_6 | Q_L /Tiempo mínimo de residencia entre HLL y NLL (1min) |
| LLLL(Nivel bajo bajo de líquido, por sus siglas en inglés) | h_7 | Q_L /Tiempo de retención |
| LLL (Nivel bajo de líquido, por sus siglas en inglés) | h_9 | Q_L /Tiempo de respuesta del operador o controlador (1-2) min mínimo: 190 mm sobre LLLL |
| Altura | h_8 | Controlador de nivel, conexión por el fondo: 150 mm Controlador de nivel, conectado lateralmente: 300 mm |

Fuente: CIED, 1995.

Nota: (a) Si no se usa malla: $h_1 + h_2 + h_3 = 60\% D$ ó 800mm.



Fuente: CIED, 1995.

Figura 10. Parámetros de diseño de un separador vertical.

Consideraciones generales para estimar las dimensiones de separadores horizontales

De forma similar a los separadores verticales para separadores en configuración horizontal se tienen las siguientes consideraciones:

- El máximo nivel de líquido debe dejar una altura mínima de 15 plg para el espacio de vapor, pero nunca este nivel debe estar por encima de la línea media del separador.
- El volumen de los cabezales no se toma en cuenta en los cálculos de las dimensiones de los separadores.
- Las boquillas de entrada y salida deberán ubicarse tan cerca, como sea práctico, de las líneas tangentes del separador.
- Se especificarán valores de relación (L/D) entre 2.5 hasta 6, pero ciertas empresas fabricantes utilizan 3, 4 y 5 como valores económicos de esta relación (CIED, 1995).

II.2.9 Boquillas de proceso

Boquillas de entrada

Se pueden presentar diferentes regímenes de flujo en las tuberías de entrada de los separadores. Los tambores separadores se diseñan normalmente con régimen de flujo anular/rocío o flujo tipo rocío en la tubería de entrada. La presencia de flujo estratificado, anular u ondulado en la tubería de entrada de los tambores separadores, incrementa la eficiencia de separación de líquido del tambor hasta 99.8%. Sin embargo, estos tipos de flujo no se encuentran usualmente en las operaciones de proceso, debido a que se requerirían diámetros de tubería relativamente grandes para lograrlos. A pesar de lo anterior, el diseño de la tubería de entrada para obtener estos regímenes de flujo se debe considerar para aquellos servicios especiales en los que es esencial minimizar el arrastre de líquido y el uso de malla u otros internos no se permite debido a que se trata de un servicio con elevado factor de ensuciamiento.

Se debe evitar el flujo tipo tapón o el flujo tipo burbuja en la tubería de entrada a separadores verticales. Estos regímenes de flujo resultan en arrastre excesivo de líquido y vibraciones, si no pueden evitarse, el arrastre de líquido se puede minimizar con un distribuidor con ranuras. En el caso que el flujo tipo tapón o burbuja en la

tubería de entrada, aparezca para tambores horizontales, se recomienda usar flujo dividido de alimentación, con dos boquillas de entrada en los extremos del tambor y una boquilla central de salida de vapor/gas.

Boquillas de proceso en general

Son muchos los casos donde la información de las tuberías de interconexión no está disponible al momento de preparar la especificación de procesos del tambor, por lo que es necesario presentar un tamaño preliminar de boquillas para que sea considerado en la cotización del fabricante. Para todos los efectos, la Tabla 3 muestra varias recomendaciones para diseñar las boquillas de proceso:

Tabla 3. Recomendaciones para diseño de boquillas de proceso.

| Descripción del caso | En unidades | En unidades |
|---|----------------------------------|-----------------------------------|
| | SI | Inglesas |
| Alimentación líquida: Velocidad menor o igual que: | 3.0 m/s | 10.0 pies/s |
| Salida de líquido: Velocidad menor que: | 2.0 m/s | 6.56 pies/s |
| Salida de vapor: Velocidad menor que: | $\frac{73.2}{\sqrt{\rho_G}}$ m/s | $\frac{60}{\sqrt{\rho_G}}$ pies/s |
| Alimentación bifásica en tambores sin malla: Velocidad de la mezcla menor o igual que: | $\frac{54.9}{\sqrt{\rho_L}}$ m/s | $\frac{45}{\sqrt{\rho_L}}$ pies/s |
| Alimentación bifásica en tambores con malla: Velocidad de la mezcla menor o igual que: | $\frac{73.2}{\sqrt{\rho_M}}$ m/s | $\frac{60}{\sqrt{\rho_M}}$ pies/s |

Fuente: PDVSA MDP-03-S-03, 1995.

Nota: Los criterios de velocidad recomendada reportados en esta tabla se refieren a velocidad superficial.

Para determinar la densidad de la mezcla en el caso de alimentación bifásica en tambores con malla, se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} \quad \text{Ec. 13}$$

$$\rho_M = (1 - \lambda)\rho_G + \lambda\rho_L \quad \text{Ec. 14}$$

A menos que se indique lo contrario, las recomendaciones presentadas en la tabla anterior se consideran firmes, excepto cuando:

- Se tienen tambores verticales con entradas tangenciales horizontales.
- Se tienen los tamaños de las tuberías de interconexión, y éstos son más grandes que los obtenidos por estas recomendaciones.
- Debido a limitaciones en los internos que se puedan usar en el tambor, y debido al tipo de fluido alimentado, se requiera tener flujo bifásico anular en la entrada.

Los diámetros de las boquillas de entrada y salida del separador son por lo general los mismos que aquellos correspondientes a las líneas de proceso conectadas a éste. Sin embargo, si no se tiene el diámetro de la tubería de entrada y la aplicación exige tener flujo bifásico anular se debe diseñar la boquilla de forma tal de asegurar este tipo de flujo en la entrada del recipiente. En la especificación de proceso del recipiente, se deberá exigir que la tubería de entrada a este tambor tenga el diámetro aquí obtenido, en una distancia de al menos cinco diámetros de boquilla medidos desde la brida de la boquilla de entrada.

Si no se tiene el diámetro de la tubería de entrada, y la aplicación no exige tener flujo bifásico anular, se debe usar la Tabla 3 para estimar el diámetro de la boquilla de entrada. De igual forma esta tabla se utiliza para estimar el diámetro de las boquillas de salida de gas y de líquido (PDVSA MDP-03-S-03, 1995).

II.3 Flujo bifásico de líquidos y gases

II.3.1 Flujo en tuberías horizontales

La pérdida por fricción efectiva para el flujo bifásico de crudo y gas en una tubería horizontal, es mayor que la suma de las pérdidas por fricción de cada una de las fases. Esto es debido a que la pérdida por fricción de un líquido que fluye por una tubería varía inversamente proporcional al área de sección transversal al flujo, la fase gas ocupa parte de esta sección transversal reduciendo así el espacio disponible para la fase líquida. La pérdida por fricción de la fase gas se ve afectada de manera similar por la presencia de la fase líquida. En algunos sistemas de flujo bifásico, la interfase líquido-gas es turbulenta, “áspera”, esta aspereza incrementa las pérdidas por fricción de la misma forma en que la rugosidad relativa de la pared de la tubería lo hace. Por otro lado, en alguna sección de la tubería, la altura de la interfase variará más frecuentemente durante el flujo y esta variación de altura también consume energía.

II.3.1.1 Patrones de flujo

Un gas y un líquido fluyendo juntos en una tubería horizontal pueden asumir una variedad de arreglos geométricos uno con respecto al otro. Los arreglos típicos son llamados patrones de flujo. Éstos pueden ser: flujo tipo burbuja, pistón, estratificado, ondulante, tapón, anular o disperso (Szilas, 1975). A continuación se da una breve explicación de cada uno de estos patrones de flujo.

Flujo Tipo Burbuja

El líquido ocupa el volumen de la sección transversal y el flujo de vapor forma burbujas a lo largo del tope de la tubería. Las velocidades del vapor y el líquido son aproximadamente iguales. Si las burbujas tienden a dispersarse a través del líquido, esto se llama algunas veces flujo tipo espuma. En el flujo ascendente las burbujas retienen su identidad en un rango más amplio de condiciones. En el flujo descendente el comportamiento se desliza en la dirección del flujo tipo pistón.

Flujo Intermitente Tipo Pistón

Al aumentar el vapor, las burbujas se unen y se forman secciones alternadas de vapor y líquido a lo largo del tope de la tubería con una fase líquida continua remanente en el fondo. En una orientación ascendente, el comportamiento es desplazado en la dirección del flujo tipo burbuja; si el flujo es descendente se favorece el flujo estratificado.

Flujo Estratificado

Como el flujo de vapor continúa incrementando, los tapones de vapor tienden a una fase continua. El vapor fluye a lo largo del tope de la tubería y el líquido fluye a lo largo del fondo. La interfase entre fases es relativamente suave y la fracción ocupada por cada fase permanece constante. En flujo ascendente, el flujo tipo estratificado ocurre raramente favoreciendo el flujo ondulante. En flujo descendente, el flujo estratificado es favorecido, siempre y cuando la inclinación no sea demasiado pronunciada.

Flujo Ondulante

Como el flujo de vapor aumenta aún más, el vapor se mueve apreciablemente más rápido que el líquido y la fricción resultante en la interfase forma olas de líquido. La amplitud de las olas se incrementa con el aumento del flujo de vapor. El flujo ondulante puede ocurrir hacia arriba, pero en un rango de condiciones más restringido que en una tubería horizontal. Hacia abajo, las olas son más moderadas para un determinado flujo de vapor y en la transición a flujo tipo tapón, si es que ocurre, tiene lugar a caudales más altos que en la tubería horizontal.

Flujo Intermitente Tipo Tapón

Cuando el flujo de vapor alcanza cierto valor crítico, las crestas de las olas de líquido tocan el tope de la tubería y forman tapones espumosos. La velocidad de estos tapones es mayor que la velocidad promedio de líquido. En la estructura del tapón de vapor, el líquido es presionado de manera que el vapor ocupe la mayor parte del área

de flujo en ese punto. En flujo ascendente, el flujo tipo tapón comienza a caudales de vapor más bajos que en las tuberías horizontales. En flujo descendente, se necesitan caudales de vapor más altos que en tuberías horizontales para establecer el flujo tipo tapón y el comportamiento se desplaza hacia el flujo anular. Ya que el flujo tipo tapón puede producir pulsaciones y vibraciones en codos, válvulas y otras restricciones de flujo, debe ser evitado en lo posible (PDVSA MDP-02-FF-05, 1996).

Una de las variables importantes para este tipo de flujo es la longitud del tapón de líquido (*slug length*, en inglés), L_s . Para tuberías de diámetros pequeños ($d \leq 2$ plg), un valor de $L_s = 30d$ es recomendado. Para tuberías de mayor diámetro ($d > 2$ plg) se recomienda la correlación desarrollada por Scott, S. L., Shoham, O. y Brill, J. P., la cual viene dada por (Shoham, 2005):

$$\ln(L_s) = -25.4 + 28.5[\ln(d)]^{0.1}, \quad (d \text{ en plg y } L_s \text{ en pies)} \quad \text{Ec. 15}$$

Flujo Anular

El líquido fluye como una película anular de espesor variable a lo largo de la pared, mientras que el vapor fluye como un núcleo a alta velocidad en el centro. Hay gran cantidad de deslizamiento entre las fases. Parte del líquido es extraído fuera de la película por el vapor y llevado al centro como gotas arrastradas. La película anular en la pared es más espesa en el fondo que en el tope de la tubería y esta diferencia decrece al distanciarse de las condiciones de flujo de tipo tapón. Corriente abajo de los codos, la mayor parte del líquido se moverá hacia el lado de la pared externa.

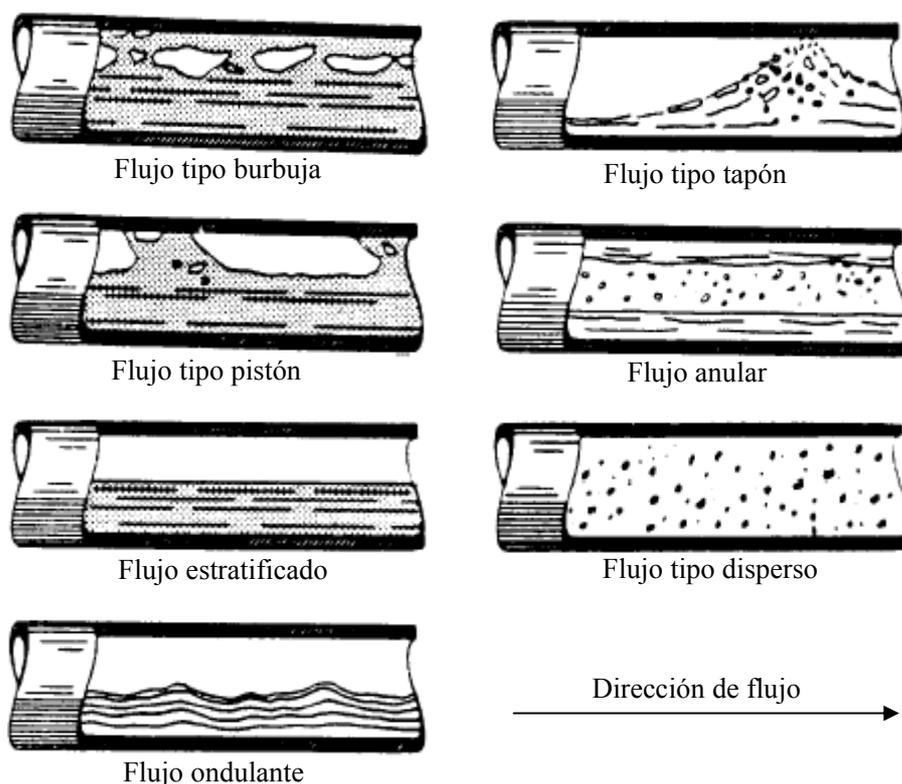
En flujo anular, los efectos de caída de presión y momento sobrepasan los de gravedad, por lo tanto la orientación de la tubería y la dirección del flujo tienen menos influencia que en los regímenes anteriores. El flujo anular es un régimen muy

estable. Por esta razón y debido a que la transferencia de masa vapor-líquido es favorecida, este régimen de flujo es ventajoso para algunas reacciones químicas.

Flujo Tipo Disperso (También conocido como flujo tipo rocío)

Cuando la velocidad del vapor en flujo anular se hace lo suficientemente alta, toda la película de líquido se separa de la pared y es llevada por el vapor como gotas arrastradas. Este régimen de flujo es casi completamente independiente de la orientación de la tubería o de la dirección del flujo (PDVSA MDP-02-FF-05, 1996).

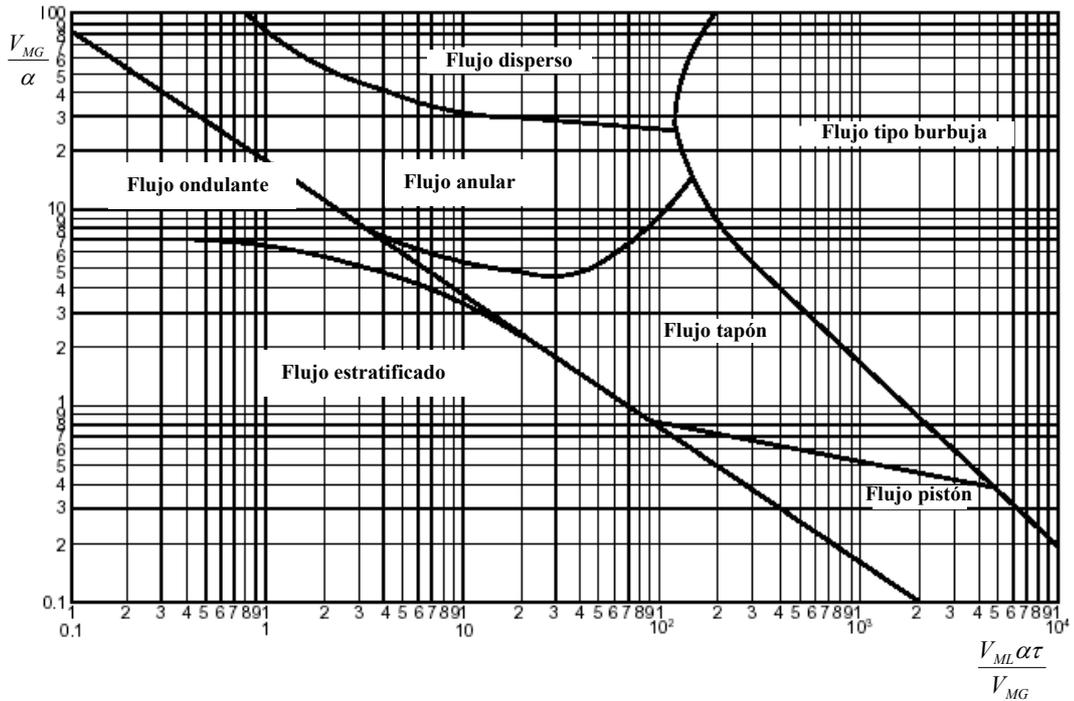
En la Figura 11 se ilustran los distintos patrones de flujo explicados anteriormente.



Fuente: Szilas, 1975.

Figura 11. Patrones de flujo en dos fases en tuberías horizontales.

Para predecir el patrón de flujo que prevalece bajo determinadas condiciones se puede recurrir al diagrama de Baker mostrado en la siguiente figura:



Fuente: Szilas, 1975.

Figura 12. Límites de varios patrones de flujo en flujo horizontal de dos fases.

La abscisa se obtiene mediante la razón efectiva líquido-gas en términos de la expresión:

$$X = \frac{V_{ML}\alpha\tau}{V_{MG}} \quad \text{Ec. 16}$$

Siendo:

$$V_{ML} = 1.27 \frac{\rho_L Q_L}{d^2} \quad \text{Ec. 17}$$

$$V_{MG} = 1.27 \frac{\rho_G Q_G}{d^2} \quad \text{Ec. 18}$$

Mientras la ordenada es calculada utilizando la velocidad másica de gas, dada por la expresión:

$$Y = \frac{V_{MG}}{\alpha} \quad \text{Ec. 19}$$

α y τ son factores de corrección de presión y temperatura mediante los cuales los factores base derivados del flujo de agua y aire a presión atmosférica y a 20 °C pueden ser adaptados a las condiciones prevalecientes. Sus valores son calculados de la siguiente manera (Szilas, 1975):

$$\alpha = \left[\frac{\rho_G \rho_L}{1.20 \cdot 998} \right]^{0.5} \quad \text{Ec. 20}$$

$$\tau = \frac{0.073}{\sigma_L} \left[10^3 \mu_L \left(\frac{998}{\rho_L} \right)^2 \right]^{1/3} \quad \text{Ec. 21}$$

II.3.1.2 Variables del flujo en dos fases

Para los cálculos de caída de presión en tuberías que presentan flujo en dos fases, se deben tomar en cuenta las siguientes variables:

Retención de líquido

La retención de líquido, R_L (*Liquid Holdup*, en inglés), se define como la relación entre el volumen que ocupa la fase líquida contenida en un segmento de tubería y el volumen total de dicho segmento, para un instante de tiempo y una posición determinada dentro de la tubería. Para flujo bifásico $R_L > 0$. Para flujo en una sola fase R_L puede ser 0 ó 1.

La retención de líquido sin deslizamiento se define como la relación entre el volumen de líquido presente en un segmento de tubería, que existiría si el gas y el líquido viajaran a la misma velocidad, y el volumen de la tubería. Ésta viene dada por la fracción volumétrica de líquido definida en la Ec. 13.

Velocidad superficial

La velocidad superficial de una fase es el flujo volumétrico de la fase dividido por el área de sección transversal de la tubería, el cual representa el flujo volumétrico por unidad de área. En otras palabras, la velocidad superficial de una fase es aquella que tendría lugar si sólo esa fase fluyera en la tubería. El cálculo de la velocidad superficial para cada fase se realiza mediante las siguientes ecuaciones:

$$V_{SL} = 1.27 \frac{Q_L}{d^2} \quad \text{Ec. 22}$$

$$V_{SG} = 1.27 \frac{Q_G}{d^2} \quad \text{Ec. 23}$$

Velocidad de mezcla

La velocidad de la mezcla se refiere al flujo volumétrico total de ambas fases por unidad de área y viene dada por:

$$V_{MEZ} = 1.27 \frac{Q_L + Q_G}{d^2} = V_{SL} + V_{SG} \quad \text{Ec. 24}$$

Velocidad real

Las velocidades superficiales, definidas previamente, no son las velocidades reales (*Actual velocities*, en inglés) de las fases ya que cada una ocupa sólo una fracción de la sección transversal de la tubería. De esta manera, las velocidades reales de ambas fases se obtienen mediante las siguientes expresiones:

$$V_L = \frac{Q_L}{A_L} = \frac{V_{SL}}{R_L} \quad \text{Ec. 25}$$

$$V_G = \frac{Q_G}{A_G} = \frac{V_{SG}}{1 - R_L} \quad \text{Ec. 26}$$

Velocidad de deslizamiento

Las velocidades reales de las fases líquida y gaseosa, por lo general son diferentes. La velocidad de deslizamiento (*Slip velocity*, en inglés) representa la velocidad relativa entre las dos fases y viene dada por (Shoham, 2005):

$$V_{SLIP} = V_G - V_L \quad \text{Ec. 27}$$

II.3.1.3 Caída de presión en tuberías con componentes simples

Para cálculo de caída de presión en tuberías circulares, existen dos procedimientos independientes del régimen de flujo: el *método homogéneo modificado* y el *método por analogías*, los cuales serán explicados a continuación. Para ductos no circulares, estos métodos deben utilizar el diámetro hidráulico equivalente definido por:

$$d_{eq} = 4 \left(\frac{\text{Area de sección transversal}}{\text{Perímetro de ducto}} \right) \quad \text{Ec. 28}$$

Método homogéneo modificado

Éste es el modelo más simple pues parte de que las dos fases se encuentran combinadas en un fluido de una sola pseudo-fase con una velocidad promedio y propiedades promedio de fluido, asumiendo que la condición de deslizamiento entre las fases no está presente, lo que lo hace independiente de la retención de líquido, R_L ,

utilizando en su lugar la fracción volumétrica de líquido. Los cálculos de caída de presión por este método se realizan como se describe a continuación.

Si la presión aguas arriba de la línea es conocida, se asume un valor de presión aguas abajo, o viceversa, y se calcula una presión promedio. La fracción volumétrica de líquido y la densidad promedio de la mezcla se determinan mediante las Ecs. 13 y 14 respectivamente.

La viscosidad promedio de la mezcla se asume igual a la viscosidad del líquido:

$$\mu_{2\phi} = \mu_L \quad \text{Ec. 29}$$

La velocidad promedio de la mezcla viene dada por:

$$V_{2\phi} = 1.27 \times 10^6 \frac{(Q_L + Q_G)}{d^2} \quad \text{Ec. 30}$$

y el número de Reynolds se calcula asumiendo flujo homogéneo (no separado):

$$\text{Re}_{2\phi} = 10^{-3} \frac{dV_{2\phi}\rho_M}{\mu_{2\phi}} \quad \text{Ec. 31}$$

El factor de fricción de Fanning se determina de la forma tradicional haciendo uso del número de Reynolds de dos fases:

Para $\text{Re} > 2000$ (flujo laminar)

$$f = \frac{16}{\text{Re}} \quad \text{Ec. 32}$$

Para $Re > 4000$ (flujo turbulento)

$$f = \left[-3.6 \log \left[\left(\frac{6.9}{Re} \right) + \left(\frac{\varepsilon/d}{3.7} \right)^{1.11} \right] \right]^{-2} \quad \text{Ec. 33}$$

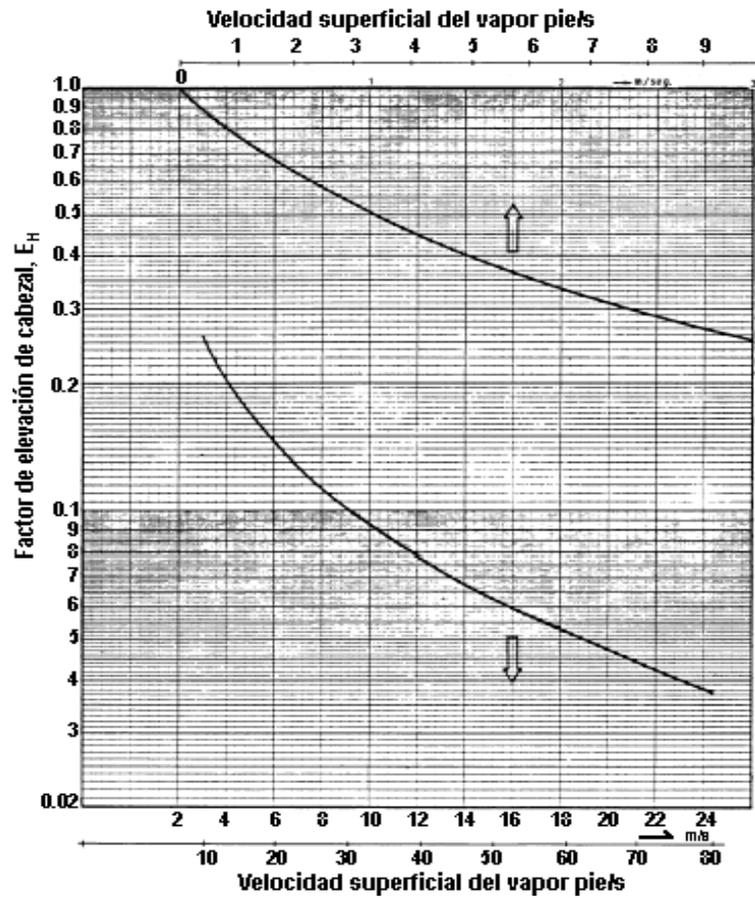
La caída de presión por fricción se calcula entonces mediante la siguiente ecuación:

$$(\Delta P)_f = \frac{2fV_{2\phi}^2 \rho_M L_{TUB}}{d} \quad \text{Ec. 34}$$

La caída de presión debido a cambios de elevación se obtiene a través de la siguiente ecuación:

$$(\Delta P)_E = 9.8 \times 10^{-3} E_H \rho_L \Sigma H \quad \text{Ec. 35}$$

El factor de cabezal de elevación, E_H , se determina a partir de la velocidad superficial de gas, V_{SG} , mediante la Figura 13:



Fuente: PDVSA MDP-02-FF-05, 1996.

Figura 13. Factor de cabezal de elevación para caída de presión en dos fases.

En la Ec. 35, ΣH , es la sumatoria de la altura de todos los tramos ascendentes, leídos en dirección vertical, es importante aclarar que esto no es lo mismo que el cambio neto de altura entre la entrada y la salida de la tubería.

La caída de presión debido a la aceleración es normalmente pequeña y puede ser despreciable. Sin embargo, esto debe ser chequeado calculando el grupo de aceleración, J :

$$J = \frac{1.62 \times 10^9 (W_L + W_G) W_G \bar{P}}{d^4 P_1 P_2 \bar{\rho}_G} \quad \text{Ec. 36}$$

En este caso la presión promedio y densidad promedio de vapor se calculan de la siguiente manera:

$$\bar{P} = \frac{P_1 + P_2}{2} \quad \text{Ec. 37}$$

$$\bar{\rho}_G = \frac{\rho_{G1} + \rho_{G2}}{2} \quad \text{Ec. 38}$$

Si $J \leq 0.1$, la aceleración puede ser despreciable, y la caída de presión puede calcularse a partir de la siguiente ecuación:

$$(\Delta P)_T = (\Delta P)_f + (\Delta P)_E \quad \text{Ec. 39}$$

Si $J > 0.1$, con los valores de $(\Delta P)_f$ y $(\Delta P)_E$ obtenidos, se calcula $(\Delta P)_T$ mediante la ecuación:

$$(\Delta P)_T = \frac{(\Delta P)_f + (\Delta P)_E}{1 - J} \quad \text{Ec. 40}$$

Finalmente, debe verificarse la presión promedio asumida y repetir el procedimiento si se desea un resultado más preciso, particularmente cuando la aceleración debe ser tomada en cuenta.

Método por analogías

Este método está basado en el método por analogías (*Similarity method*, en inglés) de Dukler, el cual considera la retención de líquido bajo la condición de deslizamiento;

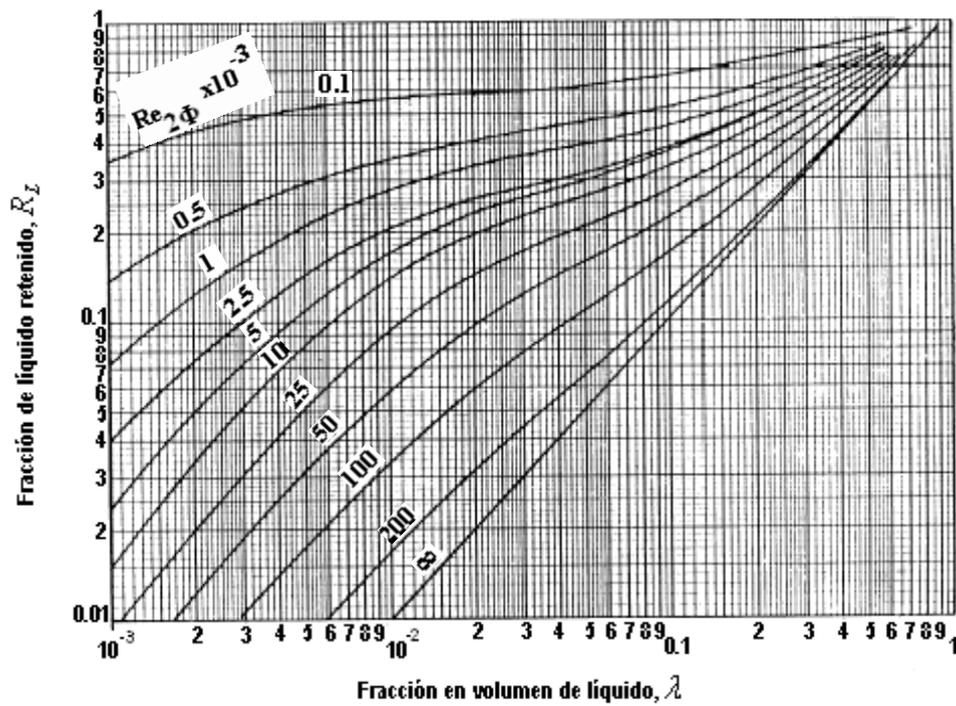
es ligeramente más preciso que el método homogéneo modificado cuando se aplica a flujo horizontal, y se espera una precisión de hasta $\pm 30\%$. Es conveniente utilizar este método cuando el flujo y la presión aguas arriba o aguas abajo sean conocidas y además se desea conocer la retención de líquido.

En primer lugar debe asumirse una presión promedio y calcular λ de acuerdo a la Ec. 13. La viscosidad de la mezcla se determina entonces de la siguiente manera:

$$\mu_{2\phi} = \lambda\mu_L + (1 - \lambda)\mu_G \quad \text{Ec. 41}$$

La velocidad promedio de la mezcla se determina mediante la Ec. 29. Por su parte la determinación del número de Reynolds es un procedimiento de tanteo que consta de los siguientes pasos:

- a) Estimar un valor de retención de líquido, R_L , a partir de λ mediante la siguiente figura:



Fuente: PDVSA MDP-02-FF-05, 1996.

Figura 14. Correlación de líquido retenido para tuberías horizontales.

b) Calcular el número de Reynolds a partir de:

$$Re_{2\phi} = 10^{-3} \frac{dV_{2\phi} \rho_{2\phi}}{\mu_{2\phi}} \quad \text{Ec. 42}$$

$$\rho_{2\phi} = \frac{\rho_L \lambda^2}{R_L} + \frac{\rho_G (1 - \lambda)^2}{1 - R_L} \quad \text{Ec. 43}$$

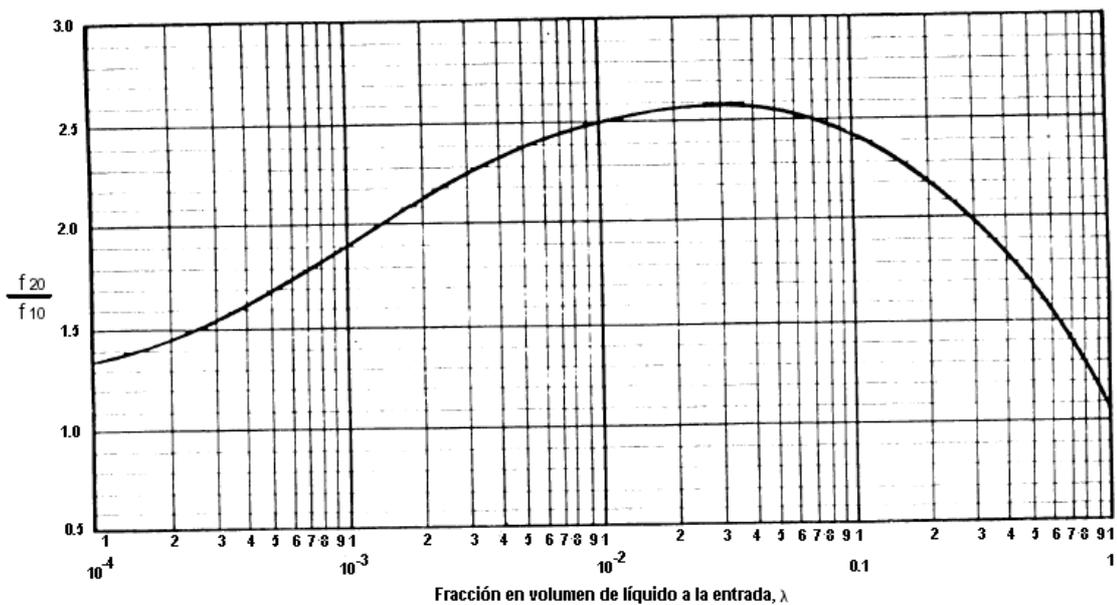
Si los valores asumido y calculado de R_L presentan una desviación inferior al 5%, la precisión es suficiente. Si no es así, se debe repetir el paso b) con un nuevo valor de

R_L . Cuando los valores asumido y calculado presentan una desviación inferior al 5%, use el último valor calculado de R_L para calcular $Re_{2\phi}$ a partir de la Ec. 42.

El factor de fricción de Fanning para una fase, se obtiene a partir de:

$$f_{1\phi} = 0.0014 + \frac{0.125}{(Re_{2\phi})^{0.32}} \quad \text{Ec. 44}$$

Luego con ayuda de la Figura 15 se obtiene la relación $\frac{f_{2\phi}}{f_{1\phi}}$ a partir de la cual, con el valor de $f_{1\phi}$, se determina $f_{2\phi}$.



Fuente: PDVSA MDP-02-FF-05, 1996.

Figura 15. Factores de fricción en flujo bifásico.

La caída de presión por fricción se calcula entonces de la siguiente forma:

$$(\Delta P)_f = \frac{2f_{2\phi} V_{2\phi}^2 \rho_{2\phi} L_{TUB}}{d} \quad \text{Ec. 45}$$

La caída de presión por cambio de altura se calcula tal como se explicó para el método anterior. La verificación del valor de caída de presión por aceleración se realiza como se indica a continuación:

$$(\Delta P)_a = \left[\frac{1.62 \times 10^9}{d^4} \left[\frac{\rho_G Q_G^2}{1 - R_L} + \frac{\rho_L Q_L^2}{R_L} \right] \right]_2 - \left[\frac{1.62 \times 10^9}{d^4} \left[\frac{\rho_G Q_G^2}{1 - R_L} + \frac{\rho_L Q_L^2}{R_L} \right] \right]_1 \quad \text{Ec. 46}$$

Los subíndices 1 y 2 se refieren a las condiciones aguas arriba y aguas abajo, respectivamente. Si se tienen dos o más líneas que se unen, se debe calcular separadamente el término aguas arriba para cada línea, y sumar todos los valores para obtener el término total de la aceleración aguas arriba. En la Ec. 46 ρ_G , Q_G y R_L varían con la posición. R_L se puede obtener de la Figura 14 a las condiciones aguas arriba y aguas abajo.

Si $\frac{(\Delta P)_a}{(\Delta P)_f + (\Delta P)_E} \leq 0.1$ el valor de $(\Delta P)_a$ es suficientemente pequeño (o la aceleración puede ser despreciable).

Si $\frac{(\Delta P)_a}{(\Delta P)_f + (\Delta P)_E} > 0.1$ se requiere un procedimiento de tanteo que involucra las Ecs.

41, 42, 44, 34 y 45 hasta que se obtiene convergencia para el valor $(\Delta P)_a$. Debe verificarse la presión promedio asumida y repetir el procedimiento si es necesario (PDVSA MDP-02-FF-05, 1996).

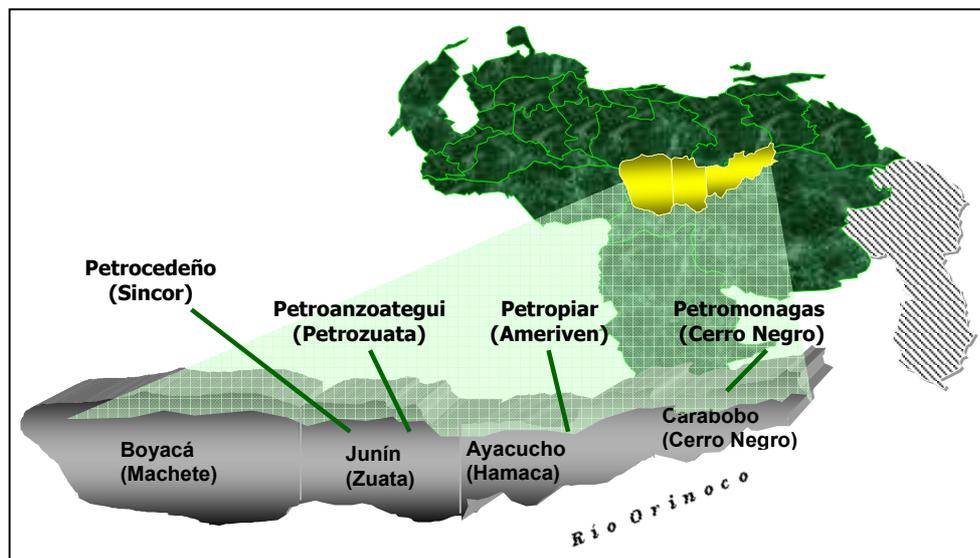
Nota: Para los dos procedimientos de cálculo de caída de presión descritos en líneas anteriores, el diámetro, d , debe ser introducido en las ecuaciones en [mm], todas las

demás variables en unidades del SI, tal como se muestra en la lista de símbolos y abreviaturas.

II.4 Introducción a la producción de petróleo

II.4.1 La Faja Petrolífera del Orinoco (FPO)

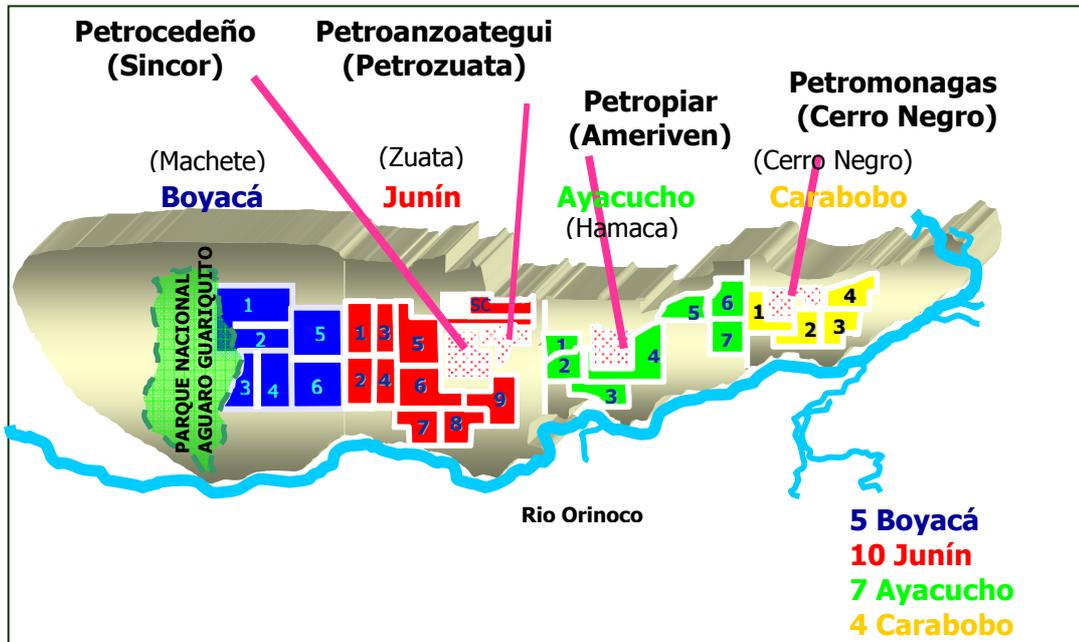
La FPO es una zona donde se concentra la mayor reserva de crudo extrapesado del país, tiene unos 700 Km de largo y va desde Tucupita, Delta Amacuro, atraviesa los estados Monagas y Anzoátegui y cubre parte del estado Guárico. Tiene un ancho de 32 a 100 Km y su área abarca unos 53.720 Km². Geológicamente es la parte sur de la Cuenca de Maturín o de Oriente y geográficamente se le ha dado el nombre de Orinoco porque en parte su límite sur corre a lo largo y cercano al río (FONCIED, 1998). En la Figura 16 se muestra la ubicación de la Faja petrolífera del Orinoco y las principales operadoras dedicadas a la explotación petrolera en esta zona.



Fuente: Hernández, 2008.

Figura 16. Faja Petrolífera del Orinoco.

La Figura 17 muestra la división en bloques de la FPO para la cuantificación de las reservas:



Fuente: Hernández, 2008.

Figura 17. División en bloques de la FPO.

Las exploraciones en la FPO se iniciaron en 1920, pero los resultados fueron decepcionantes: el petróleo que se encontró era demasiado pesado para su explotación comercial de acuerdo con las condiciones tecnológicas y económicas de entonces. La misma historia se repitió en los años treinta, cuando se perforaron unos 45 pozos. Un tercer esfuerzo se realizó en 1956/57, llegándose a producir unos 20.000 barriles diarios de crudo pesado. En efecto, las exploraciones arrojaron como resultado que la Faja contenía, predominantemente, petróleo pesado -de acuerdo con la nomenclatura del presente, extrapesado- y no una materia bituminosa como se pensaba previamente. Por último, hacia fines de los años sesenta y principios de los setenta, el

Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo (MENPET) –entonces Ministerio de Minas e Hidrocarburos- condujo un programa exploratorio bastante intensivo, llegando a perforarse 116 pozos.

Después de la nacionalización el MENPET pasó, en 1978, la FPO a PDVSA para que condujera un estudio más detallado. Para esto se le concedió un plazo de cinco años. Fue entonces cuando PDVSA dividió el área de la Faja, de aproximadamente 54 mil km², en las cuatro partes que se conocen hoy en día, asignándolas a las diferentes filiales. Entre los años 1979 y 1983, se llegaron a perforar unos 662 pozos exploratorios adicionales (Sitio web Soberanía).

II.4.2 Reservas probadas

Las reservas de hidrocarburos de Venezuela para el año 2003, señalan que en Occidente existen unos 11.4 MMMBLS en lo que se refiere a livianos y unos 10.2 MMMBLS en lo que se refiere a crudos pesados. En la zona centro-sur y el oriente del país se tienen cifras globales de 1.7 MMMBLS y 0.1 MMMBLS respectivamente. Por su parte, en la FPO se estiman unos 34.8 MMMBLS y en lo que es la cuenca oriental de Venezuela 11.2 MMMBLS de livianos y 7.7 MMMBLS de pesados (Sitio web PDVSA).

Para el año 2008, año en curso, un total de 5.553 MMBLS de petróleo se incorporaron a las reservas probadas de Venezuela, con lo cual el volumen asciende a 134 mil 866 MMBLS, de acuerdo con el MENPET. Con esta cifra, Venezuela se posiciona como el tercer país del mundo con las mayores reservas probadas de petróleo.

Según el informe de la Dirección General de Exploración y Producción de Hidrocarburos, las nuevas reservas provienen del área Junín, Bloque Junín Tres, Campos Iguana Zuata Uno y Zuata Norte de la Faja Petrolífera del Orinoco.

Para el año 1998, las reservas probadas de Venezuela eran de 76 mil 108 MMBLS. De acuerdo con la información suministrada por la ABN, con la puesta en marcha del Proyecto Socialista Orinoco Magna Reserva, a partir de noviembre de 2006, la cifra de reservas cuantificadas y certificadas ascendió significativamente. El total de reservas probadas de petróleo incorporadas desde el 2006 hasta la fecha es de 55.549 MMBLS, 23,6 % del total de reservas correspondientes al Proyecto Orinoco Magna Reserva (Sitio web El Universal).

Con fines ilustrativos se muestran en la Tabla 4 las características principales de los crudos de la región occidental y la Faja Petrolífera del Orinoco:

Tabla 4. Características del crudo de la región occidental y la Faja Petrolífera del Orinoco.

| Propiedad | Región Occidental | | | FPO |
|--------------------------------------|-------------------|-------------------|-----------------------|------------------------|
| | Crudos Livianos | Crudos medianos | Crudos pesados | Crudo extrapesado |
| Gravedad API | 31.9 °API | 22.0 °API | 11.0 °API | 8.5 °API |
| Contenido de azufre | 1.184 % p/p | 2.97 % p/p | 2.66 % p/p | 3.5 % p/p |
| Acidez (número de neutralización) | 0.221 mg KOH/g | 0.703 mg KOH/g | 4.22 mg KOH/g | 2.3 mg KOH/g |
| Contenido de metales | 108 ppm | 653 ppm | 485 ppm | 488 ppm |
| Viscosidad @ 100 °F | 8.80 cSt | 85.88 cSt | 1425 cSt (140 °F) | 9960 cSt (117.7 °F) |
| Viscosidad @ 122 °F | 6.62 cSt | 49.46 cSt | 287.6 cSt (188 °F) | 36.26 cSt (302 °F) |

Fuente:VEPICA, 2008.

Tal como puede apreciarse en la tabla anterior, el crudo de la FPO es un crudo extrapesado de elevada viscosidad, en comparación con otros crudos de mayor

gravedad API, que además requiere un procesamiento especial debido a su elevada densidad y contenido de azufre.

II.4.3 Exploración y Producción

El objeto del proceso de Exploración y Producción es maximizar el valor económico a largo plazo de las reservas de hidrocarburos gaseosos y no gaseosos en el subsuelo, garantizando la seguridad de sus instalaciones y su personal, en armonía con el medio ambiente.

Uno de los procesos vitales de la industria petrolera es la exploración, pues de él depende el hallazgo de hidrocarburos, su misión primordial, consiste en la incorporación de recursos de acuerdo a los lineamientos de las corporaciones para asegurar la continuidad del negocio.

La etapa de producción se refiere a la explotación del petróleo y el gas natural de los yacimientos o reservas. La fase de producción de un campo productor de hidrocarburos comienza después de que se ha comprobado la presencia del recurso gracias a la perforación de pozos exploratorios.

Hay una amplia y profunda relación entre la Exploración y las diferentes organizaciones de Producción, como por ejemplo, la perforación, estudios integrados, ingeniería y construcción, reservas, entre otras. Esta es una relación bidireccional (cliente-proveedor) que debe ser altamente dinámica y efectiva para que se logren los objetivos comunes.

II.4.4 Etapas de la producción de petróleo

Flujo en el yacimiento

Esta fase se refiere a la difícil y complicada trayectoria que sigue el petróleo dentro del yacimiento a través de los micro-canales de roca porosa y permeable hasta llegar

al fondo del pozo. Este recorrido lo hace el petróleo gracias a la presión o energía natural que existe en el yacimiento.

Producción en el pozo

Una vez que el petróleo llega al fondo del pozo, continúa su recorrido por la tubería vertical de producción hasta alcanzar la superficie. A medida que el petróleo asciende (bien sea por medios naturales o por métodos de levantamiento artificial) la presión disminuye y ocurre la liberación del gas originalmente disuelto en el crudo.

Recolección de crudo

Después que el petróleo de cada uno de los pozos del yacimiento ha alcanzado la superficie, se recolecta mediante un sistema de líneas de flujo que van desde el cabezal de los pozos hasta las estaciones de flujo.

Separación del gas

En las estaciones de flujo, el petróleo y el gas producidos por los pozos entran a los separadores donde se completa la separación del gas que aún quedaba mezclado con el petróleo. Al salir por los separadores, el petróleo y el gas siguen rutas diferentes para cumplir con los distintos usos y aplicaciones establecidas.

Almacenamiento de crudo

Los diferentes tipos de petróleo que llegan a las estaciones de flujo son bombeados a través de las tuberías hasta los patios de tanques, donde finalmente se recolecta y almacena toda la producción de petróleo de un área determinada, para ser tratada, eliminando el agua y la sal, colocándolo bajo especificaciones comerciales.

Transporte en oleoductos

El crudo limpio (sin agua y desalado) almacenado en los patios de tanques es enviado a través de los oleoductos a las refinerías del país y a los terminales de embarque para su exportación.

Embarque a exportación

El petróleo que llega a los terminales de embarque es cargado a la flota tanquera para su envío a los distintos mercados del mundo (Sitio web PDVSA).

II.4.5 Instalaciones de superficie

El objetivo de las instalaciones de superficie es separar la corriente proveniente de los pozos en tres componentes típicamente llamados fases: crudo, gas y agua; una vez hecho esto, se procesan estas fases para convertirlas en productos de mayor valor comercial o disponer de ellas de una forma ambientalmente aceptable. Esta separación de fases se lleva a cabo en equipos separadores.

El gas obtenido debe ser comprimido y tratado para su uso dentro de las instalaciones, o para la venta. La compresión se lleva a cabo usualmente en compresores reciprocantes y debido a que el gas por lo general se encuentra saturado con agua, se utilizan deshidratadores para llevar la humedad a un nivel aceptable. En algunas ocasiones es necesario además retirar hidrocarburos pesados o contaminantes como H_2S y CO_2 , para lo cual se necesitan equipos adicionales para el tratamiento del gas.

El crudo y la emulsión retirada en los separadores deben ser tratados para remover el agua. La mayoría de los compradores especifican un porcentaje máximo de agua y sólidos el cual varía típicamente entre 0.5 y 3% dependiendo de la locación. Adicionalmente las refinerías tienen un límite en el contenido de sal en el crudo, lo cual puede requerir varios procesos de dilución con agua fresca y posterior tratamiento para retirar el agua. Los límites típicos para el contenido de sal oscilan entre 10 y 15 PTB.

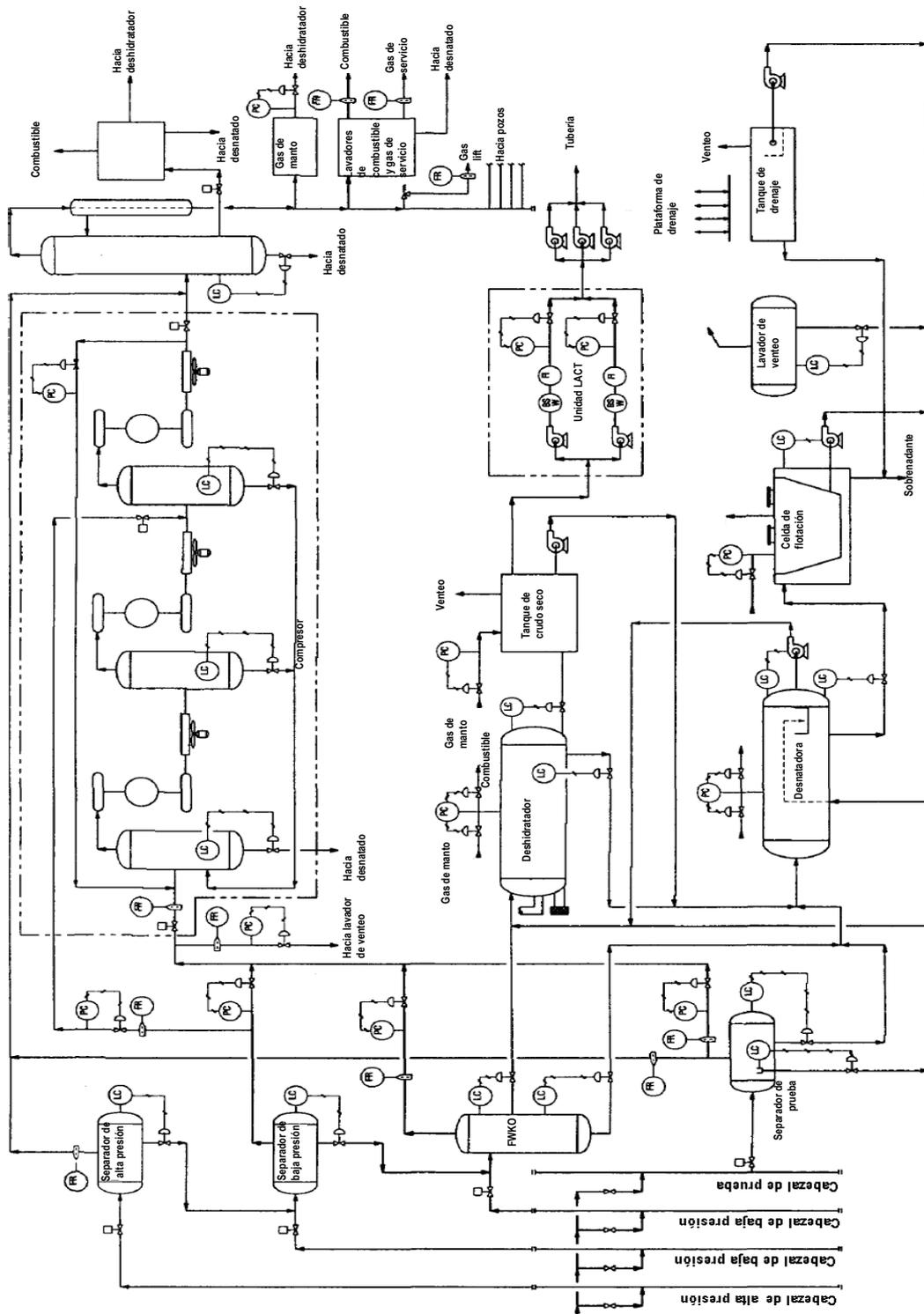
Las instalaciones de superficie deben proporcionar además medición precisa y muestreo del crudo producido, esto puede ser realizado automáticamente mediante una unidad o con indicadores en un tanque calibrado.

El agua producida junto con el crudo puede ser dispuesta o evaporada. Usualmente es inyectada en pozos de disposición final o usada para mecanismos de producción por inundación de agua (Waterflooding). En cualquier caso, el agua proveniente de los separadores debe ser tratada para remover el crudo y partículas sólidas que pueda tener. El tratamiento del agua puede realizarse en recipientes desnatadores horizontales o verticales, los cuales son muy parecidos a los separadores convencionales.

Las instalaciones deben proveer mediciones y ensayos, de esta forma el gas, crudo y agua de producción, pueden ser asignados apropiadamente a cada pozo. Esto es necesario no solo para propósitos de contabilización sino también para ejecutar estudios sobre las reservas a medida que el campo se agota (Arnold, 1999).

Para realizar las mediciones y pruebas para los pozos de producción se utilizan separadores de prueba, éstos son versiones reducidas de los separadores de producción que segregan y miden el gas, el petróleo y el agua producidos. Habitualmente los separadores de prueba son recipientes cilíndricos que se despliegan en forma horizontal. Estos recipientes poseen una longitud que oscila entre 4.6 y 9.1 m [15 y 30 pies] y una altura que fluctúa entre 2.4 y 4 m [8 y 123 pies] y pesan hasta 9.072 Kg. Estos sistemas miden las fases de los fluidos independientes de forma individual cuando salen del recipiente, antes de mezclar y hacer retornar los fluidos a una línea de flujo. Las condiciones operacionales normales para un separador de prueba se limitan a presiones que oscilan entre 200 y 1000 lpc [1.4 y 6.9 MPa], con presiones de trabajo máximas de hasta 1400 lpc [9.9 MPa] (Oilfield Review, 2005).

En la Figura 18 se muestra un diagrama de flujo típico para instalaciones de superficie.



Fuente: Arnold, 1999.

Figura 18. Diagrama de flujo típico para instalaciones de superficie.

II.4.6 Problemas operacionales potenciales

Crudos espumosos

La formación de espuma en un recipiente separador origina los siguientes problemas:

- El control mecánico del nivel de líquido se ve afectado pues ningún dispositivo de control puede tratar con esencialmente tres fases líquidas en lugar de dos.
- La espuma presenta una alta proporción volumen/peso por lo que puede ocupar mucho espacio del recipiente que debería estar disponible para la sección de recolección de líquido o de asentamiento por gravedad.
- En un banco de espuma no controlado se vuelve imposible remover el gas separado o el crudo desgasificado del recipiente sin la fuga de una porción de material espumoso en la salida de gas o de líquido.

Es importante señalar que la cantidad de espuma depende de la caída de presión a la que está sujeta la entrada de líquido así como también de las características del líquido a las condiciones del separador. En algunos casos los efectos de la temperatura pueden ser significativos. Supresores de espuma frecuentemente hacen un buen trabajo en el aumento de la capacidad de un separador dado.

Parafinas

La operación de un separador puede verse afectada por la acumulación de parafinas. Placas coalescedoras y extractores de niebla son particularmente propensos a taponarse por acumulación de parafinas. Donde se haya determinado que la acumulación de parafinas es un problema potencial, deberán considerarse el uso de extractores de niebla centrífugos. Las entradas de mantenimiento y boquillas deben estar diseñadas para permitir la limpieza de los internos del separador, ya sea por vapor, solvente u otros medios.

Arena

La arena puede ser problemática en los separadores causando fallas en las válvulas, taponamiento de los internos y acumulación en el fondo del separador. Internos especiales para válvulas pueden minimizar los efectos de la arena en éstas. La acumulación de arena en los separadores por su parte, puede ser aliviada mediante el uso de *sand jets* (dispositivos de remoción de arena por chorros de agua a presión).

Corrosión

Los principales problemas de corrosión en la producción de crudo mediante recuperación térmica vienen dados por la presencia de los gases CO₂ y H₂S en combinación con agua líquida. El H₂S disuelto en agua es un ácido débil. El CO₂ al disolverse e hidratarse forma ácido carbónico [H₂CO₃]. Ambos ácidos débiles son fuente de protones que tienden a corroer las tuberías y equipos de proceso. La existencia de bacterias, microorganismos y sólidos depositados agravan estos problemas. Los microorganismos pueden adherirse a las paredes de las tuberías y degradar el metal. Sólidos como la arena pueden erosionar internamente las tuberías y en caso de estancamiento puede causar problemas de corrosión bajo los depósitos.

Por su parte, el oxígeno no es encontrado en los reservorios y se realizan grandes esfuerzos para garantizar que éste no ingrese al ambiente de producción, sin embargo, en algunos casos unas pocas partes por millón (ppm) de oxígeno ingresan a las tuberías ocasionando corrosión en éstas. La utilización de aceros aleados resistentes a la corrosión, uso de inhibidores o el aumento en el espesor de corrosión de tuberías pueden ayudar a retrasar la degradación de los materiales (Ruschau R., G. et al, 2008).

Otros problemas operacionales frecuentes son el arrastre de líquido y los escapes de gas con la fase líquida (gas blowby). El arrastre puede ser indicativo de altos niveles de líquido, daño en los internos del separador, espuma, diseño inapropiado, taponamiento de las salidas de líquido o un flujo que excede al de diseño. Por su parte

el escape de gas con la fase líquida puede ser indicativo de bajos niveles de líquido, formación de vórtices o fallas de control de nivel (Arnold, 1999).

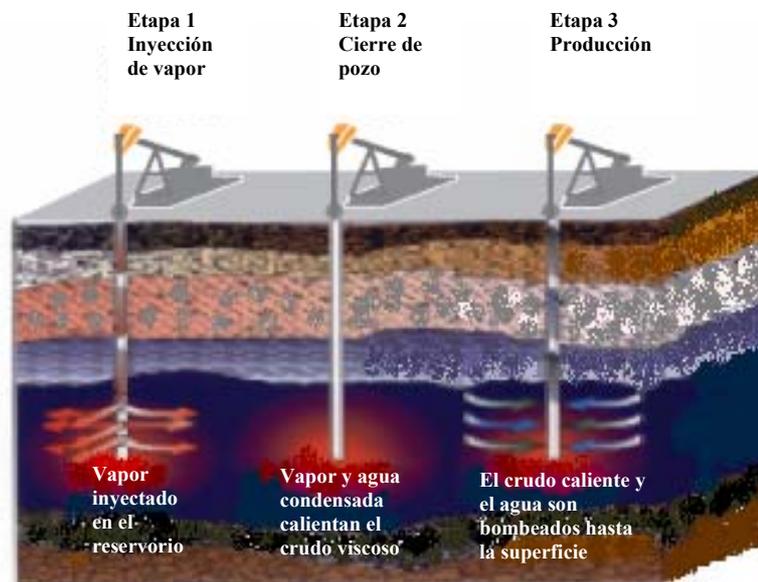
II.4.7 Recuperación térmica de petróleo

Las reservas de crudo pesado presentan un problema único de producción, la alta viscosidad del crudo dificulta el proceso y en algunos casos lo hace imposible. El mejor método para movilizar el crudo es calentar la formación para reducir su viscosidad. Cuando el calentamiento es utilizado en la recuperación de petróleo, el método de recuperación se denomina recuperación térmica. Los métodos de recuperación térmica más comunes son los siguientes:

- *Estimulación por vapor*: En este método se inyecta vapor en el pozo productor durante un período de tiempo especificado (normalmente más de un mes); luego el pozo se cierra por otro período de tiempo (normalmente unos pocos días). El vapor inyectado calienta los alrededores de la formación causando una reducción significativa en la viscosidad del crudo, El pozo es entonces puesto en producción por un período de tiempo hasta que el flujo disminuya. El proceso es repetido a través del mismo ciclo de inyección, cierre y producción. Este método es también conocido como CSS, HASD o método Hugh and Pugh.
- *Inundación por vapor*: En este método el vapor se inyecta en un pozo de inyección para reducir la viscosidad del crudo mientras el vapor condensado lo desplaza hacia el pozo de producción. Una forma de inundación por vapor que se ha vuelto popular es el SAGD, esta técnica utiliza dos pozos horizontales, uno algunos metros encima del otro, siendo el pozo superior el pozo de inyección.
- *Combustión in situ*: En este proceso se inyecta aire en la formación a través de un pozo de inyección en condiciones tales que se inicie la ignición del crudo dentro de la formación cercana. La zona de combustión crea un frente de crudo destilado, vapor y gases. La inyección continua de aire dirige el frente

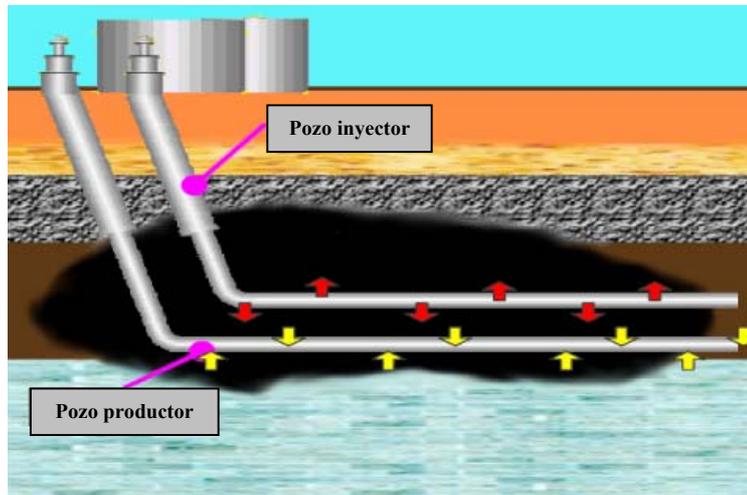
de combustión hacia los pozos productores. La combinación de calentamiento y desplazamiento por el vapor, gases y líquidos condensados mejora la recuperación de petróleo (Abdel-Aal et al, 2003).

En las Figuras 19, 20 y 21 se muestran esquemas para cada método de recuperación.



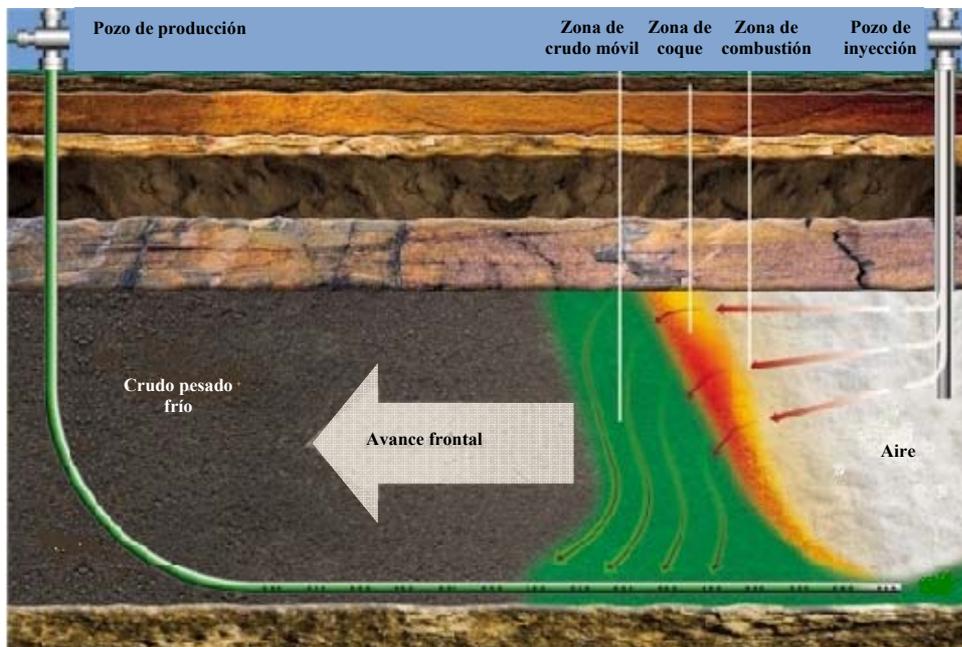
Fuente: Sitio web The Oil Drum.

Figura 19. Esquema del método de producción CSS.



Fuente: Sitio web The Oil Drum.

Figura 20. Esquema del método de producción SAGD.



Fuente: Sitio web Heavy Oil Information

Figura 21. Esquema del método de producción por combustión in situ.

II.5 Selección de métodos termodinámicos para cálculos de balances de masa y energía

En ingeniería química se utiliza la simulación de procesos para realizar una variedad de trabajo importante que puede ir desde cálculos de balances de masa y energía hasta la ejecución de procesos alternativos de gran complejidad. Actualmente un ingeniero químico puede configurar las especificaciones básicas de simulación, incluyendo las propiedades físicas, en muy corto tiempo. Sin embargo, una inadecuada o ausente propiedad física, puede disminuir significativamente la precisión de un modelo e incluso prevenir al usuario de ejecutar la simulación. Esto quiere decir que si falta alguna información no es un descuido del simulador, después de todo, los parámetros de cálculo de propiedades físicas, para la mayoría de los compuestos, no son conocidos para todos los modelos termodinámicos o para todos los rangos de temperatura y presión.

La selección de los modelos termodinámicos para generación de propiedades físicas en una simulación, es una de las más importantes decisiones, deben considerarse diversos factores y un sólo método no puede manejar todos los sistemas; la Tabla 5 muestra algunos de los modelos termodinámicos disponibles en los simuladores.

Tabla 5. Modelos para propiedades físicas disponibles en un simulador.

| Modelos de ecuaciones de estado | Modelos de coeficientes de actividad |
|--|---|
| Benedict-Webb-Rubin (BWR)-Lee-Starting | Electrolitos NRTL |
| Hayden-O'Connell* | Flory-Huggins |
| Ecuación de estado Hidrógeno-Fluoruro para hexamerización* | NRTL |
| Ley del gas ideal* | Scatchard-Hildebrand |
| Lee-Kesler (LK) | UNIQUAC |
| Lee-Kesler-Plocker | UNIFAC |
| Peng-Robinson (PR) | Van Laar |
| Perturbación de cadena rígida (Perturbed-Hard-Chain) | Wilson |
| SKR predictivo | Modelos especiales |
| Redlich-Kwong (RK) | Método API para aguas amargas (API sour-water method) |
| Redlich-Kwong-Soave (RKS) | Braun K-10 |
| Regla de mezclado RKS o PR con Wong-Sandler (WS) | Chao-Seader |
| Regla de mezclado RKS o PR con Huron-Vidal-2 modificado (HV2M) | Grayson-Streed |
| Sanchez-Lacombe para polímeros | Kent-Eisenberg |
| | Steam tables |
| *No utilizados para la fase líquida | |

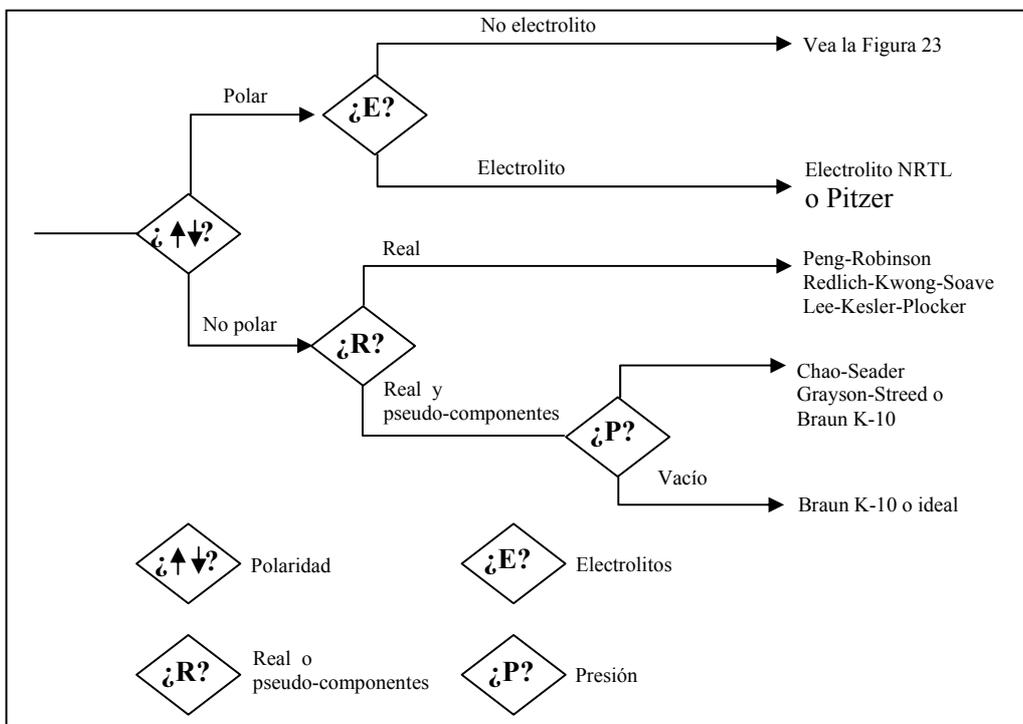
Fuente: Carlson, 1996.

Los cuatro factores que deben considerarse al elegir un modelo termodinámico son los siguientes:

- Naturaleza de las propiedades de interés.
- Composición de la mezcla.

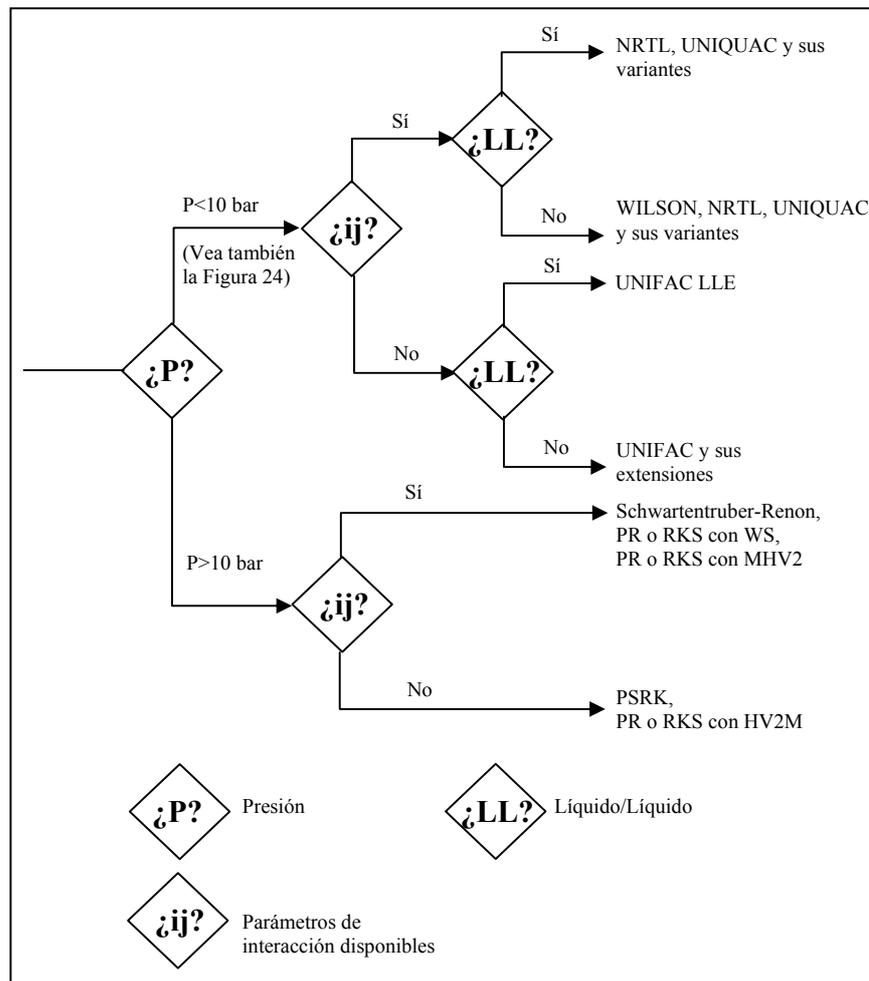
- Rango de presión y temperatura.
- Disponibilidad de parámetros.

Para facilitar la selección del modelo termodinámico apropiado se sugiere utilizar los árboles de decisión de las Figuras 22, 23 y 24. Estos árboles están basados en los cuatro factores mencionados anteriormente y pueden utilizarse cuando la composición química y rangos de presión y temperatura aproximados son conocidos (Carlson, 1996).



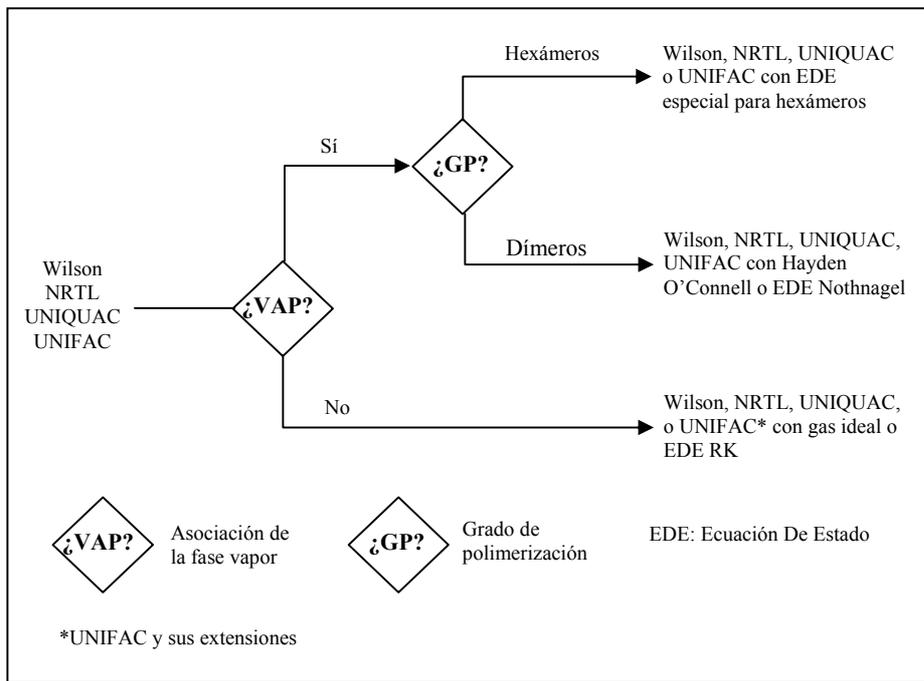
Fuente: Carlson, 1996.

Figura 22. Árbol de decisión para selección de modelos termodinámicos.



Fuente: Carlson, 1996.

Figura 23. Procedimiento para componentes polares y no electrolitos.



Fuente: Carlson, 1996.

Figura 24. Opciones de cálculo para la fase vapor con modelos de coeficiente de actividad.

Con la ayuda de las figuras anteriores es posible entonces seleccionar de manera apropiada el modelo termodinámico a utilizar en una simulación para la determinación de las propiedades físicas de los compuestos. En el Apéndice B, se señalan algunos puntos que pueden facilitar la utilización de estos árboles de decisión.

CAPÍTULO III. MARCO METODOLÓGICO

Antes de iniciar con la descripción del procedimiento a seguir para el dimensionamiento de los equipos, resulta conveniente definir las bases de diseño consideradas para los cálculos posteriores.

III.1 Bases de diseño

Tal como fue mencionado en el Capítulo I de este Trabajo Especial de Grado, el sistema en estudio se encuentra enmarcado en un proyecto desarrollado por la empresa VEPICA, para la creación de instalaciones de superficie destinadas a la producción neta de 4 MBPD de un crudo extrapesado de la FPO. Este crudo tiene una gravedad de 8.5 °API, diluido a 17 °API para exportación. Se explotarán 8 pozos utilizando tres mecanismos de producción por vapor, combinados con levantamiento artificial. Los detalles en cuanto a tipo de mecanismo, cantidad de vapor y gas de levantamiento artificial (gas lift) a utilizar, producción de crudo y gas asociado, se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 6. Sumario de flujos de producción.

| Mecanismo | N° de pozos | Crudo producido [Bpd] | Gas producido [KSCF/d] | Vapor [Bpd] | Gas lift [SCF/d] |
|------------------|--------------------|------------------------------|-------------------------------|--------------------|-------------------------|
| SAGD | 3 | 1700 | 164,5 | 4900 | 373181,9 |
| HASD | 3 | 1300 | 125,8 | 2900 | 389963,0 |
| CSD | 2 | 1000 | 96,8 | 1300 | 219518,7 |
| Total | 8 | 4000 | 387,0 | 9100 | 982663,6 |

Fuente: VEPICA, 2008.

Nota: El método de producción CSD es una variante del método SAGD, que aún está en evaluación, la propuesta es colocar tres pozos verticales de inyección entre dos

pozos horizontales productores. El principio de recuperación es idéntico al explicado en la sección II.4.7 para SAGD.

Caracterización del crudo extrapesado

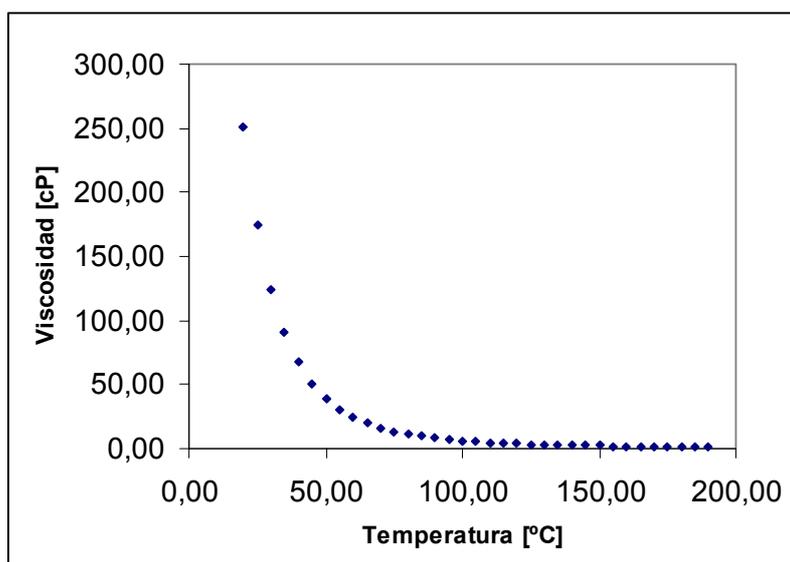
El crudo fue caracterizado en siete (7) pseudo-componentes. En la siguiente tabla se muestra la data utilizada para la simulación del proceso y bases de diseño:

Tabla 7. Data experimental para el crudo extrapesado.

| | |
|--------------------------------|------------------------|
| Densidad @ Cond. Std | 1011 Kg/m ³ |
| Viscosidad @ 47.6 °C | 9960 Cst |
| Viscosidad @ 150 °C | 36.26 Cst |
| Data de destilación TBP | |
| Corte (% másico) | TBP (°C) |
| 0 | 128.3 |
| 2 | 215.58 |
| 5 | 268.16 |
| 10 | 313.18 |
| 15 | 346.88 |
| 20 | 378.06 |
| 30 | 439.88 |
| 40 | 490.34 |
| 50 | 543.56 |
| 60 | 607.78 |
| 70 | 704.22 |
| 80 | 811.37 |
| 90 | 866.24 |

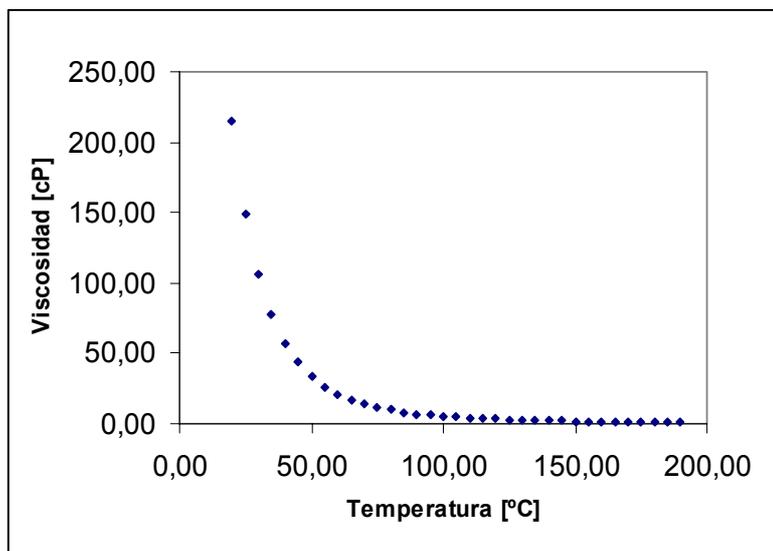
Fuente: VEPICA, 2008.

Debido a la complejidad del crudo extrapesado así como de sus mezclas con agua, su viscosidad no puede ser reproducida mediante simulación, pues en los métodos termodinámicos disponibles en el software utilizado (PROII) la forma de calcular esta propiedad es promediando su valor entre los compuestos presentes o tomando como referencia datos de crudos de comportamiento distinto al analizado, es por esto que se desarrollan pruebas experimentales que permiten obtener valores de viscosidad como los reportados en la Tabla 7, para crudo seco sin diluir, y las curvas de las Figuras 25 y 26 para determinación de viscosidad de mezclas crudo diluido-agua:



Fuente: VEPICA, 2008.

Figura 25. Viscosidad de mezcla crudo - agua en función de la temperatura para un crudo de 17 °API y un corte de agua de 62.55 %.



Fuente: VEPICA, 2008.

Figura 26. Viscosidad de mezcla crudo - agua en función de la temperatura para un crudo de 8.5 °API y un corte de agua de 66.5 %.

Composición del gas producido

De acuerdo a estudios realizados, se espera que la fracción molar de H₂S y CO₂ presentes en el gas producido varíen entre 1.2 %– 4.5 % molar para el primero y entre 8 % – 16 % molar para el segundo. El diseño de los equipos se realizó tomando en cuenta la condición más desfavorable: 4.5 %molar de H₂S y 16 %molar de CO₂. En la Tabla 8 se muestra la composición molar del gas producido.

Tabla 8. Composición molar del gas producido.

| Componente | % molar |
|--------------------|---------|
| Butano | 0,03 |
| Ciclohexano | 0,03 |
| CO ₂ | 16,00 |
| Etano | 0,15 |
| H ₂ S | 4,50 |
| Heptano | 0,09 |
| Hexano | 0,08 |
| i-Pentano | 0,03 |
| Metano | 92,81 |
| Metil-Ciclohexano | 0,04 |
| Metil-Ciclopentano | 0,04 |
| N ₂ | 0,48 |
| Nonano | 0,03 |
| Octano | 0,09 |
| Pentano | 0,03 |
| Tolueno | 0,05 |

Fuente: VEPICA, 2008.

Composición del gas natural

Se utilizará gas natural de alta presión para suplir las necesidades de gas de manto (blanketing), servicios y gas lift. La Tabla 9 muestra la composición molar de este gas natural.

Tabla 9. Composición molar del gas natural.

| Componente | % molar |
|------------|---------|
| Butano | 0,02 |
| CO2 | 7,39 |
| Decano | 0,00 |
| Etano | 0,14 |
| H2O | 0,01 |
| H2S | 0,00 |
| Heptano | 0,00 |
| Hexano | 0,05 |
| i-Butano | 0,03 |
| i-Pentano | 0,02 |
| Metano | 92,10 |
| N2 | 0,15 |
| Nonano | 0,00 |
| Octano | 0,01 |
| Pentano | 0,01 |
| Propano | 0,04 |

Fuente: VEPICA, 2008.

Caracterización del diluyente

El diluyente es necesario para reducir la viscosidad y densidad del crudo, alcanzando así un producto de 17 °API. Esto permite mejorar el transporte del crudo a través de tuberías y equipos, y facilitar la remoción del agua mediante procesos de separación por gravedad convencionales. El diluyente es obtenido a 30 °C y 14 bar, el cual es una nafta que presenta las siguientes características:

Tabla 10. Data experimental para el diluyente.

| Destilación ASTM D-86-96 | |
|---|--|
| Destilado recuperado (% volumen) | Temperatura de destilación (°C) |
| 0 | 97.7 |
| 5 | 117.5 |
| 10 | 123.4 |
| 20 | 128.9 |
| 30 | 135.9 |
| 40 | 142.3 |
| 50 | 151.0 |
| 60 | 160.2 |
| 70 | 172.0 |
| 80 | 187.0 |
| 90 | 208.9 |
| 95 | 228.6 |
| Densidad @ Cond. Std: 790.1 Kg/m³ | |

Fuente: VEPICA, 2008.

Temperatura del aire

Para el enfriamiento de algunas corrientes de proceso se utilizarán aroenfriadores, por lo cual es necesario conocer las temperaturas del aire registradas en la zona, éstas se muestran en la Tabla 11:

Tabla 11. Temperatura del aire.

| Temperatura | |
|-----------------------|---------|
| Máxima registrada | 35.0 °C |
| Mínima registrada | 13.1 °C |
| Promedio máx. mensual | 34.1 °C |
| Promedio mín. mensual | 17.8 °C |
| Máxima de diseño | 35.0 °C |
| Promedio | 26.7 °C |

Fuente: VEPICA, 2008.

Esquema preliminar

Para el diseño de la estación de flujo, la empresa VEPICA realizó un estudio inicial que condujo al siguiente esquema preliminar:

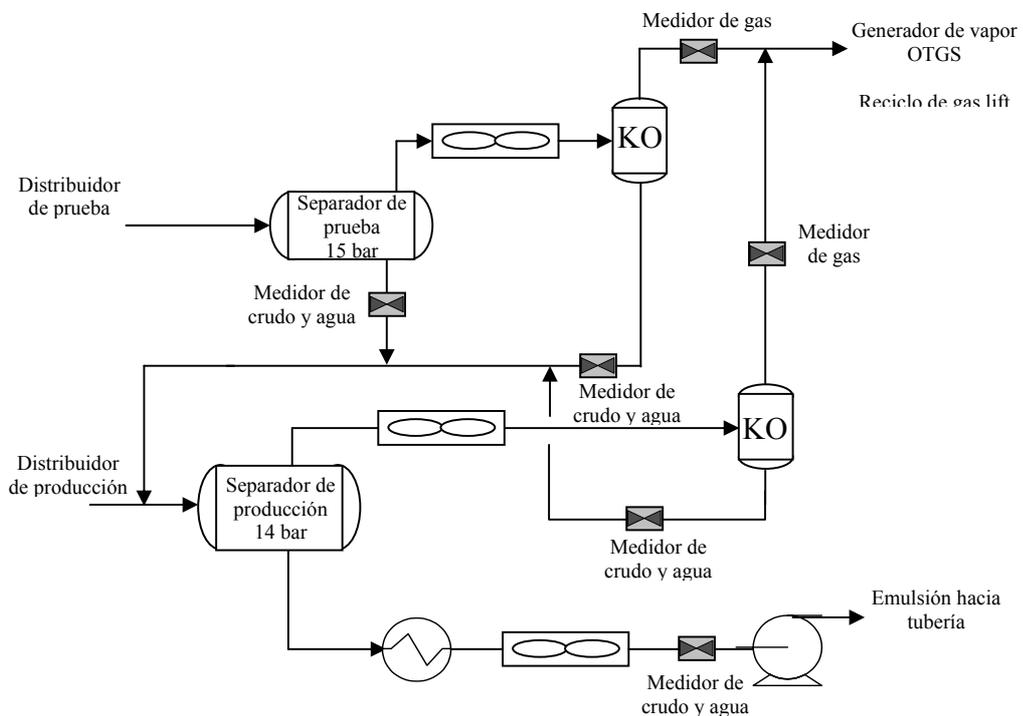


Figura 27. Esquema preliminar de la estación de flujo.

El separador de prueba opera de la forma descrita en la sección II.4.5, de igual manera el distribuidor de prueba se encuentra a una presión ligeramente mayor que la del distribuidor de producción, esto para evadir la necesidad de equipamiento extra. La presión en el separador de prueba es de 15 bar.

El gas proveniente del separador de prueba se enfría hasta 50 °C para remover el vapor de agua y cualquier otro líquido que pueda condensar, en un tambor Knock out, a 14.5 bar. El líquido del separador de prueba es medido antes de ser reinyectado a la corriente de entrada del separador de producción el cual opera a 14 bar.

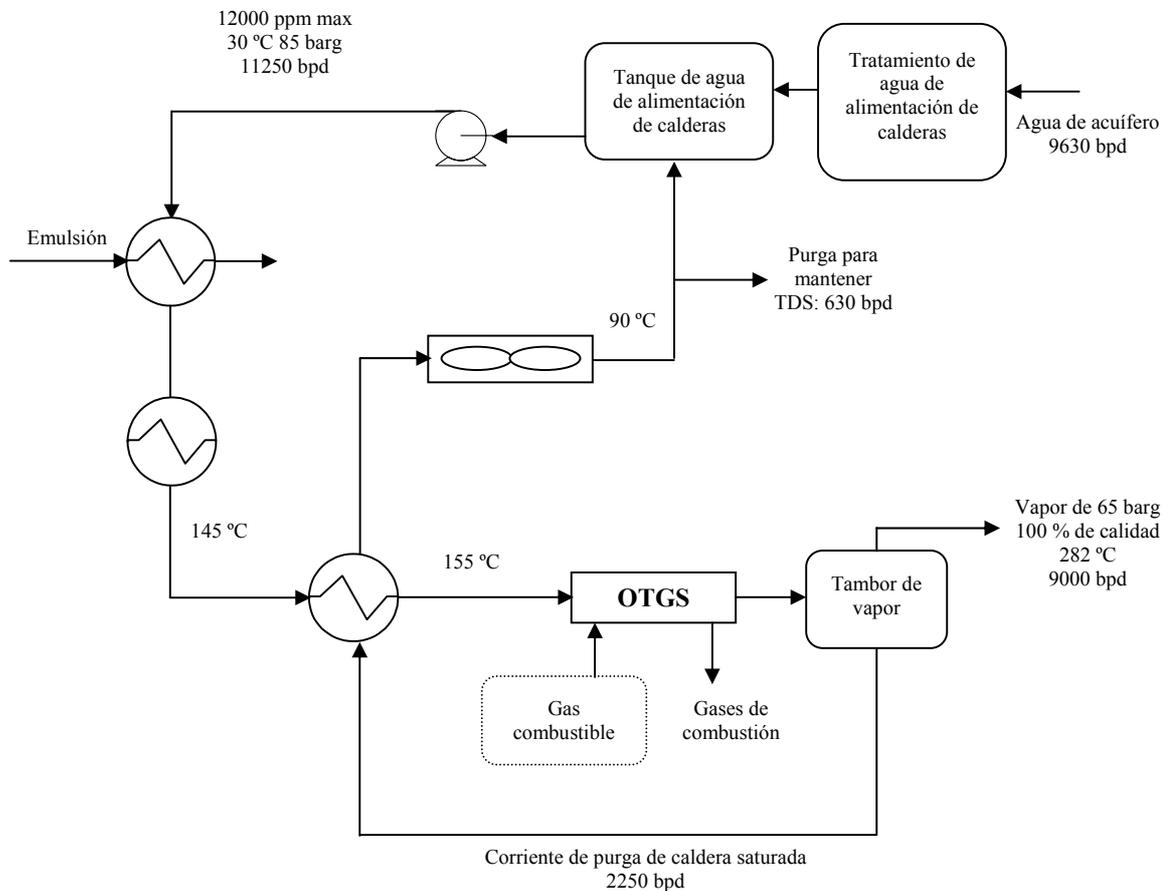
El gas proveniente del separador de producción es sometido a separación flash y enfriado de la misma manera que para el separador de prueba. El gas producido será utilizado como combustible en la generación de vapor y como gas lift de reciclo. La emulsión crudo/agua obtenida en el separador de producción es enfriada hasta 60 °C, temperatura conveniente para su exportación por tubería.

En la sección de presentación y análisis de resultados se mostrará el diagrama de flujo de procesos definitivo para el sistema, en el cual podrán apreciarse los cambios realizados tras la simulación y diseño de los equipos involucrados.

Generación de vapor

El vapor es producido en generadores OTSG a 66 bar. Los OTSG han sido utilizados previamente en otras aplicaciones para crudo pesado debido a que la calidad del agua requerida permite reducir costos de capital en tratamiento de agua, en comparación con otros equipos.

Los generadores OTSG producen vapor de 80 % de calidad, el cual es llevado a un tambor de separación para obtener un vapor de 100 % de calidad. En la Figura 28 se muestra un esquema del sistema de generación de vapor:



Fuente: VEPICA, 2008.

Figura 28. Esquema del sistema de generación de vapor.

La alimentación de agua fresca será obtenida de un acuífero en las cercanías de las instalaciones. El sistema ha sido diseñado para maximizar la recuperación de vapor del 20 % de la corriente de residuo, el cual es un líquido saturado, de modo que cualquier pérdida de presión resultará en la generación de vapor. Este vapor es enfriado en contracorriente con el agua de alimentación para caldera, disminuyendo luego su temperatura a 90 °C con la ayuda de un aroenfriador.

A partir de aquí se tiene una corriente de purga para mantener la cantidad de sólidos disueltos (TDS) dentro del límite requerido por los OTSG.

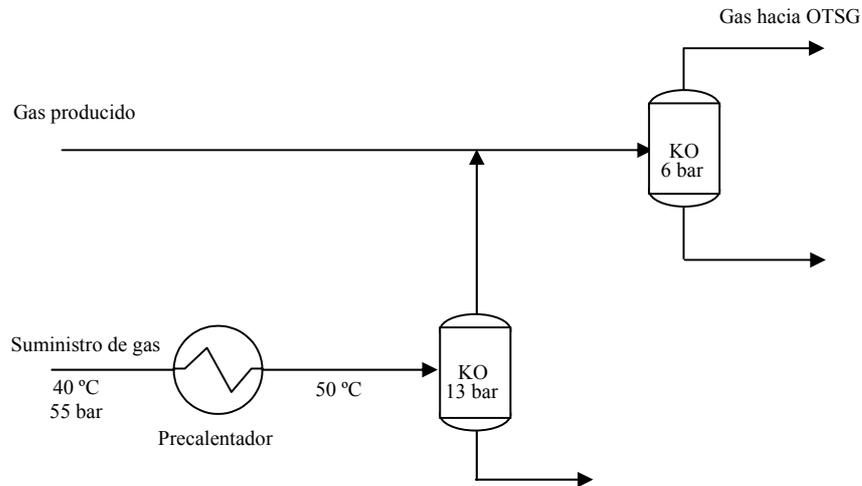
El líquido remanente se almacena en el tanque de agua de alimentación para caldera, a presión atmosférica. Este tanque es mantenido bajo una atmósfera de nitrógeno para prevenir la entrada de oxígeno, lo cual elimina la necesidad de una unidad de desaireado.

Para alcanzar la presión requerida en los OTSG se necesitan bombas de alta presión. La caída de presión a través de éstos es de 250 psi ó aprox. 17 bar. Los OTSG son considerados calderas de combustible dual, pues en caso de haber déficit de gas son capaces de utilizar diesel como fuente de energía.

En lo que se refiere al tratamiento del agua de alimentación a los generadores, se cuenta con filtros para la remoción de cualquier partícula de arena, el agua proveniente del acuífero no necesita mayores tratamientos para su uso. En acuíferos cercanos se han encontrado niveles de TDS de 3500 ppm, sin embargo para realizar un diseño más conservador se tomó un límite de 12000 ppm.

Sistema de gas combustible

Debido a que el gas producido no es suficiente para satisfacer las necesidades de combustible, gas de manto y gas lift, se obtiene la cantidad faltante de una planta cercana a través de una tubería de distribución. Este gas se asume estar saturado con agua, por lo que es precalentado y sometido a separación flash para luego unirse al gas producido y alimentarse a un último separador antes de ser utilizado en los generadores de vapor. En la Figura 29 se muestra un esquema de este sistema:



Fuente: VEPICA, 2008.

Figura 29. Esquema del sistema de gas combustible.

Nota: En este Trabajo Especial de Grado se realizó el diseño sólo de los equipos involucrados en la estación de flujo, los sistemas de gas combustible y generación de vapor fueron incluidos sólo para efectos de simulación, los diagramas de flujo para ésta y los balances de masa y energía correspondientes a los sistemas antes mencionados se muestran en los Apéndices J e I de este libro.

III.2 Selección de modelos termodinámicos y establecimiento de balances de masa y energía.

Para el establecimiento de los balances de masa y energía se utilizó el paquete de simulación PROII. Antes de iniciar los cálculos mediante esta herramienta, el primer paso fue seleccionar el método termodinámico para la generación de propiedades de los fluidos. De acuerdo a la información presentada en la sección II.5, siguiendo el árbol de decisiones de la Figura 22, el modelo termodinámico más apropiado para la generación de propiedades es Grayson-Streed, pues a pesar de que la mezcla es polar debido a la presencia de agua, este es un proceso simple de separación bifásica en el que el cálculo de la composición y el estudio del comportamiento de la corriente de producción no son relevantes, ya que el objetivo principal es estimar las propiedades

y los flujos de gas y emulsión producidos para el diseño de los equipos involucrados, razón por la cual esta desviación es tolerable y el modelo de Grayson-Streed fue utilizado para los cálculos subsiguientes. Por esta misma razón y con fines comparativos, se realizaron los cálculos con el método termodinámico de Peng-Robinson, arrojando resultados similares. Los balances de masa y energía de cada corriente de proceso mediante el método de Peng-Robinson se encuentran en el Apéndice E.

Para iniciar la simulación, se disponen y distribuyen los equipos y corrientes según el diagrama de flujo correspondiente, introduciendo luego los datos de flujo, composición y caracterización mostrados en las Tablas 5 a 9. Las condiciones de operación utilizadas se muestran en los esquemas de las figuras 27, 28 y 29. Una vez introducidos todos los datos, al correr el programa fueron generadas las propiedades de los fluidos así como los balances de masa y energía necesarios para el diseño de los equipos.

III.3 Dimensionamiento de tuberías con flujo bifásico

Para el dimensionamiento de la línea de producción, así como de otras corrientes de proceso que manejan flujo bifásico, se utilizaron los métodos de determinación de flujo y cálculo de caída de presión mostrados en la sección II.3, a continuación se muestra el procedimiento detallado para cada uno.

Determinación del régimen de flujo

Para la determinación del régimen de flujo es necesario conocer el diámetro de la tubería, de modo que es un cálculo iterativo en el que deben tomarse varios valores de diámetro hasta obtener el régimen de flujo deseado. Para esto deben seguirse los pasos siguientes:

- Se asume una presión promedio entre la presión de entrada y salida de la línea.

- Con este valor y la temperatura correspondiente se calculan las propiedades físicas de los fluidos.
- Se asume luego un valor de diámetro de tubería y se determinan las coordenadas “X” e “Y” del mapa de patrones de flujo de la Figura 12, con las Ecs. 16 y 19 respectivamente. Con estas coordenadas se ubica el punto de operación en el diagrama y se verifica el régimen de flujo.

Una vez obtenido el régimen de flujo deseado finaliza el cálculo y se toma el último valor de diámetro supuesto como diámetro de la tubería.

Cálculo de la caída de presión

Para el cálculo de la caída de presión en tuberías bifásicas se eligió el método por analogías, pues como fue explicado anteriormente presenta una mayor precisión que el método homogéneo para tuberías horizontales, como es el caso. A continuación se describe detalladamente el procedimiento utilizado:

- Una vez determinado el régimen de flujo y establecido el diámetro de la tubería, se determina la fracción volumétrica de líquido mediante la Ec. 13.
- Con el valor de fracción volumétrica de líquido se determina entonces la viscosidad de mezcla mediante la Ec. 41.
- Tal como fue explicado en la sección II.3.1.2, se determina la retención de líquido y se calcula el número de Reynolds y la densidad de la mezcla mediante las Ecs. 42 y 43 respectivamente.
- Una vez hecho esto se calcula el factor de fricción de Fanning para una fase mediante la Ec. 44 y se determina entonces el factor de fricción de dos fases.
- Para obtener la caída de presión por cada 100 m de tubería, se fija este valor como longitud y se procede al cálculo de la caída de presión por fricción y por cambios de elevación mediante las Ecs. 45 y 35 respectivamente.
- Se verifica luego la caída de presión por aceleración mediante la Ec. 46.

- Si la caída de presión por aceleración es significativa se calcula la pérdida total como la suma de las caídas de presión por fricción, elevación y aceleración, de no ser así, puede despreciarse este último término y sólo sumar los dos primeros.

III.4 Dimensionamiento de separadores

Los separadores que formarán parte de la estación de flujo fueron diseñados en ambas configuraciones: vertical y horizontal. Los procedimientos serán descritos a continuación:

III.4.1 Separadores verticales

Determinación de diámetro y altura

- En primer lugar debe definirse el tipo de servicio y establecer el tiempo de residencia, para lo cual puede revisarse la Tabla C-1 del Apéndice C.
- Debe obtenerse la distancia mínima permisible entre LLLL y el fondo del tambor de acuerdo a la información mostrada en la Tabla 2.
- Para separadores sin malla, se calcula la velocidad permisible de flujo de vapor como la velocidad límite mediante la Ec. 4. En caso de usar malla se calcula esta velocidad con la Ec. 11.
- Una vez hecho esto se calcula el área de vapor requerida mediante la siguiente ecuación:

$$A_{VR} = \frac{Q_G}{V_p} \quad \text{Ec. 47}$$

Debe tomarse en cuenta que, si se tiene flujo dividido de la alimentación, el flujo volumétrico de gas a utilizar será la mitad de lo alimentado.

- El diámetro mínimo se obtiene del valor de A_{VR} usando la Ec. 48 de la siguiente manera:

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4A_{VR}}{\pi}} \quad \text{Ec. 48}$$

- De acuerdo a la información de la sección II.2.8 se fija un valor de (L / D)
- Se asume un valor de diámetro (no menor al diámetro mínimo) para el cálculo de los niveles de líquido del separador.
- Con el tiempo de residencia y el flujo de líquido se calculan el volumen y altura de líquido entre los niveles NLL-LLLL mediante las siguientes ecuaciones:

$$V_{NLL-LLLL} = Q_L t_{RES} \quad \text{Ec. 49}$$

$$h_{NLL-LLLL} = \frac{V_{NLL-LLLL}}{A_{REC}} = \frac{4V_{NLL-LLLL}}{\pi D^2} \quad \text{Ec. 50}$$

- Los niveles de líquido se determinan considerando la información mostrada en la Tabla 2 con respecto a los tiempos de residencia y distancias recomendadas. En primer lugar se calculan los volúmenes entre los niveles de líquido con el tiempo de residencia y el caudal de líquido; luego se calculan las alturas correspondientes con el volumen que corresponda y el área del recipiente, tal como se mostró con las Ecs. 49 y 50.
- De esperarse flujo tipo tapón a la entrada del separador, con los datos de la tubería de alimentación se calcula la longitud del tapón de líquido mediante la Ec. 15. Una vez calculada esta longitud, se determina el volumen de líquido esperado mediante la siguiente ecuación:

$$V_S = L_S \frac{\pi d^2}{4} \quad \text{Ec. 51}$$

- Este volumen de tapón de líquido debe expresarse como altura de recipiente mediante la Ec. 52 para incluirse de esta forma entre los niveles NLL-HLL.

$$h_S = \frac{V_S}{A_{REC}} \quad \text{Ec. 52}$$

- Una vez determinadas todas las alturas de líquido correspondientes a cada nivel dentro del separador, la altura total efectiva será la suma de éstas. Con este valor de L y el diámetro supuesto se calcula el nuevo valor de (L/D) , si es idéntico al valor establecido el diámetro es el correcto, de no ser así, debe suponerse un nuevo valor de D y repetir el procedimiento hasta obtener un error dentro de la tolerancia permitida.

Dimensionamiento de las boquillas

El diámetro de las boquillas será idéntico al de las tuberías de proceso conectadas a éstas, las cuales serán dimensionadas considerando las recomendaciones de las tablas D-1 a D-4 del Apéndice D. Tanto para tuberías de gas como de líquido, deben seguirse tres pasos:

- Suponer un valor de diámetro.
- Calcular la velocidad y caída de presión.
- Verificar que cumplan con los criterios señalados en las tablas del Apéndice D.

El procedimiento termina al encontrar un valor de diámetro que satisfaga los criterios de velocidad y caída de presión establecidos. Las velocidades de gas y líquido a

través de tuberías se calculan mediante las Ecs. 22 y 23. Para los cálculos de caída de presión se siguen los procedimientos siguientes:

Cálculo de la caída de presión para tuberías que transportan líquidos

- Se calcula el número de Reynolds mediante la Ec. 53

$$\text{Re} = \frac{dV_{SL}\rho_L}{\mu_L} \quad \text{Ec. 53}$$

- Se calcula el factor de fricción de Fanning mediante las Ecs. 32 o 33 según sea el caso. El factor de fricción también puede calcularse utilizando los diagramas de Moody de la Figura D-1 del Apéndice D.
- La caída de presión por fricción se calcula mediante la Ec. 54. En caso de que la tubería presente accesorios, las pérdidas por fricción se cuantifican adicionando a la longitud de la tubería, la longitud equivalente de los accesorios presentes. De este modo, se sustituye L_{TUB} por $(L_{TUB} + L_{eq})$, en la Ec. 54.

$$(\Delta P)_f = \frac{fV_{SL}^2\rho_L L_{TUB}}{2d} \quad \text{Ec. 54}$$

- En caso de que la tubería no sea horizontal, la caída de presión debido al cambio en la elevación se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$(\Delta P)_E = 9.81 \times 10^{-3} \rho_L (Z_2 - Z_1) \quad \text{Ec. 55}$$

- La caída de presión total se obtiene de la suma de las pérdidas por fricción y por elevación.

Nota: Este procedimiento para cálculo de caída de presión fue extraído de: PDVSA MDP-02-FF-03, 1996.

Cálculo de la caída de presión para tuberías que transportan gases

- Se determina el factor de fricción de Weymouth mediante la siguiente ecuación:

$$f_w = \frac{0.094}{d^{1/3}}, \quad d \text{ en milímetros} \quad \text{Ec. 56}$$

- Conociendo la presión aguas arriba de la línea y asumiendo una longitud de 100 m (cálculo de caída de presión por cada 100 m de tubería), se determina la presión aguas abajo, de acuerdo con la fórmula para descarga en una tubería horizontal:

$$W_G^2 = \left[\frac{d\rho_1 A_{TUB}^2}{f_w L_{TUB}} \right] \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{P_1} \right], \quad P_1 \text{ y } P_2 \text{ en N/m}^2 \quad \text{Ec. 57}$$

- La caída de presión se determina como la diferencia entre las presiones aguas arriba y aguas debajo de la línea.

Nota: Para fines prácticos, la información presentada aquí se ha simplificado, para ampliar la información sobre flujo de fluidos compresibles en tuberías, consulte el material bibliográfico del autor: Crane, 1998.

III.4.2 Separadores horizontales

Determinación de diámetro y longitud

- Al igual que para los separadores verticales el primer paso es definir el tipo de servicio y establecer el tiempo de residencia, para lo cual puede revisarse la Tabla C-1 del Apéndice C.
- Debe obtenerse la distancia mínima permisible entre LLLL y el fondo del tambor, el criterio para esta distancia es el mismo que para tambores verticales mostrado en la Tabla 2.
- Se calcula la velocidad permisible de flujo de vapor como la velocidad límite mediante la Ec. 4.
- Una vez hecho esto se calcula el área vertical para el flujo de vapor requerida mediante la Ec. 47. Debe tomarse en cuenta que si se tiene flujo dividido de alimentación, el flujo volumétrico de gas a usar será la mitad de lo alimentado.
- Con el tiempo de residencia y el flujo de líquido se calcula el volumen de líquido entre los niveles NLL y LLLL mediante la Ec. 49.
- Los volúmenes de líquido entre los niveles NLL-HLL y LLL-LLLL se determinan, al igual que para separadores verticales, considerando la información mostrada en la Tabla 2 con respecto a los tiempos de residencia y distancias recomendadas. Se calculan los volúmenes entre los niveles de líquido con el tiempo de residencia y el caudal de líquido tal como se muestra en la Ec. 49, sustituyendo $V_{NLL-LLL}$ por el volumen que corresponda.
- De esperarse flujo tipo tapón a la entrada del separador, con los datos de la tubería de alimentación se calcula la longitud del tapón de líquido mediante la Ec. 15. Una vez calculada esta longitud, se determina el volumen de líquido esperado mediante la Ec. 51. Este volumen debe ser incluido entre los niveles NLL y HLL.

- Una vez hecho esto se determina el volumen máximo de retención entre los niveles HHLL-LLLL de acuerdo a la siguiente expresión:

$$V_{\max} = V_{HHLL-HLL} + V_{HLL-NLL} + V_{NLL-LLLL} \quad \text{Ec. 58}$$

- Para fijar un valor de (L/D) se siguen los siguientes criterios:

| | |
|----------------------|---------------------|
| $P < 250$ psig | $1.5 < (L/D) < 3.0$ |
| $250 < P < 500$ psig | $3.0 < (L/D) < 4.0$ |
| $P > 500$ psig | $4.0 < (L/D) < 6.0$ |

- Se asume un valor de diámetro y a partir de la relación (L/D) se calcula la longitud efectiva del recipiente.
- El área vertical total del recipiente se calcula mediante la Ec. 59

$$A_{REC} = \frac{\pi D^2}{4} \quad \text{Ec. 59}$$

- El área vertical entre HHLL-LLLL se obtiene dividiendo el volumen máximo de retención entre la longitud:

$$A_{HHLL-LLLL} = \frac{V_{\max}}{L} \quad \text{Ec. 60}$$

- Una vez hecho esto se calcula el área fraccional $A_{LLLL-FONDO}^*$ de la sección transversal localizada entre el fondo del tambor y el LLLL. El término área fraccional se refiere a la razón de un área transversal sobre el área transversal total del tambor:

$$A_{LLLL-FONDO}^* = \frac{A_{LLLL-FONDO}}{A_{REC}} \quad \text{Ec. 61}$$

De igual manera el término altura fraccional se refiere a la razón de una altura sobre el diámetro del tambor.

Para calcular $A_{LLLL-FONDO}^*$ se utiliza la Tabla C-2 del Apéndice C, donde con el valor de $R_{LLLL}^* = h_{LLLL} / D$ (altura fraccional correspondiente a LLLL) se lee el valor correspondiente a $A_{LLLL-FONDO}^*$.

- El área vertical entre LLLL y el fondo del tambor se obtiene multiplicando el área fraccional por el área vertical total del tambor:

$$A_{LLLL-FONDO} = A_{LLLL-FONDO}^* \cdot A_{REC} \quad \text{Ec. 62}$$

- El área vertical disponible para el flujo de vapor se calcula de la siguiente manera:

$$A_{VD} = A_{REC} - (A_{LLLL-FONDO} + A_{HHLL-LLLL}) \quad \text{Ec. 63}$$

- Se compara entonces el valor de A_{VD} obtenido con el valor de A_{VR} , si ambas son iguales, el diámetro asumido es correcto. Si A_{VD} es significativamente mayor a A_{VR} , el tamaño del tambor supuesto es demasiado grande para el servicio y si A_{VD} es significativamente menor a A_{VR} , el tamaño del tambor supuesto es demasiado pequeño. El tanteo termina al encontrar el valor de diámetro que permita obtener un A_{VD} igual o ligeramente mayor a A_{VR} . Este diámetro debe redondearse al diámetro comercial, por encima, más cercano y calcular el correspondiente valor de L .
- Se determina nuevamente el valor de $A_{HHLL-LLLL}$ mediante la Ec. 60.

- El área vertical de líquido retenido entre el fondo del recipiente y el HHLL se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$A_{HHLL-FONDO} = A_{HHLL-LLL} + A_{LLL-FONDO} \quad \text{Ec. 64}$$

- De igual manera el área fraccional entre el fondo y el HHLL se obtiene mediante la Ec. 61 sustituyendo $A_{LLL-FONDO}$ y $A_{LLL-FONDO}^*$ por $A_{HHLL-FONDO}$ y $A_{HHLL-FONDO}^*$ respectivamente.

$$h_{HHLL} = R_{HHLL}^* * D \quad \text{Ec. 65}$$

Nota: si $A_{HHLL-FONDO}^*$ es mayor que 0.5, la Tabla C-2 deberá usarse de la siguiente manera:

- Sea $A_{HHLL-FONDO}^* = 1 - A_{HHLL-FONDO}^*$
- Se lee en la tabla R_{HHLL}^* como valor correspondiente a $A_{HHLL-FONDO}^*$
- Luego $R_{HHLL}^* = 1 - R_{HHLL}^*$

- Con los volúmenes de líquido retenido entre los niveles NLL-LLLL, NLL-HLL y LLL-LLLL se calculan las áreas verticales correspondientes:

$$A_{HLL-NLL} = \frac{V_{HLL-NLL}}{L} \quad \text{Ec. 66}$$

$$A_{NLL-LLL} = \frac{V_{NLL-LLL}}{L} \quad \text{Ec. 67}$$

$$A_{LLL-LLL} = \frac{V_{LLL-LLL}}{L} \quad \text{Ec. 68}$$

- Las áreas verticales entre el fondo del recipiente y los niveles HLL, NLL y LLL se determinan de la siguiente manera:

$$A_{HLL-FONDO} = A_{HLL-NLL} + A_{NLL-LLL} + A_{LLL-FONDO} \quad \text{Ec. 69}$$

$$A_{NLL-FONDO} = A_{NLL-LLL} + A_{LLL-FONDO} \quad \text{Ec. 70}$$

$$A_{LLL-FONDO} = A_{LLL-LLL} + A_{LLL-FONDO} \quad \text{Ec. 71}$$

- Una vez determinadas éstas áreas, se calculan las áreas fraccionales mediante la Ec. 61, sustituyendo $A_{LLL-FONDO}$ y $A_{LLL-FONDO}^*$ por las áreas correspondientes.
- Los distancias verticales h_{HLL} , h_{NLL} y h_{LLL} se determinan de la misma forma que para h_{HLL} .

Para el dimensionamiento de las boquillas el procedimiento es idéntico al mostrado para los separadores verticales.

Nota: los procedimientos para el dimensionamiento de separadores verticales y horizontales aquí mostrados fueron extraídos de: PDVSA MDP-03-S-03, 1995. Material al cual fueron agregadas algunas modificaciones para adaptarlo al caso de interés.

En el capítulo siguiente se mostrarán las dimensiones y características de las tuberías y equipos de proceso. Como es notorio se ha hecho particular énfasis en los separadores y tuberías con flujo bifásico. Por su parte, los intercambiadores de calor y bombas presentes en la estación de flujo, también fueron diseñados, sin embargo, los detalles de la metodología utilizada no son mostrados aquí, pues los objetivos de este

Trabajo Especial de Grado no cubren el dimensionamiento de estos equipos, no obstante, es conveniente mencionar que para el diseño de los intercambiadores de calor: carcasa y tubo y aerofriadores, se utilizó el paquete de simulación HTRI. La información mínima necesaria para realizar un diseño mediante este software es la siguiente:

- Flujo y propiedades de los fluidos
- Presión de entrada y caída de presión permitida
- Temperaturas de entrada de ambos fluidos y temperatura de salida requerida para uno de éstos.
- Tipo y número de intercambiadores (si se requieren equipos en serie)
- Tipo y arreglo de los tubos
- Factores de ensuciamiento

Los criterios seguidos para el diseño de aerofriadores e intercambiadores carcasa y tubo, fueron los establecidos por las normas PDVSA MDP-05-E-03 y PDVSA MDP-05-E-02, respectivamente. De igual manera, para el dimensionamiento de las bombas se utilizó la norma PDVSA MDP-02-P-06, la cual establece los criterios y la metodología de diseño. En el Capítulo IV se muestran las dimensiones de estos equipos junto a las correspondientes a los recipientes de proceso. En el Apéndice K, se muestran las hojas de especificación para cada uno de los intercambiadores de calor y bombas del sistema.

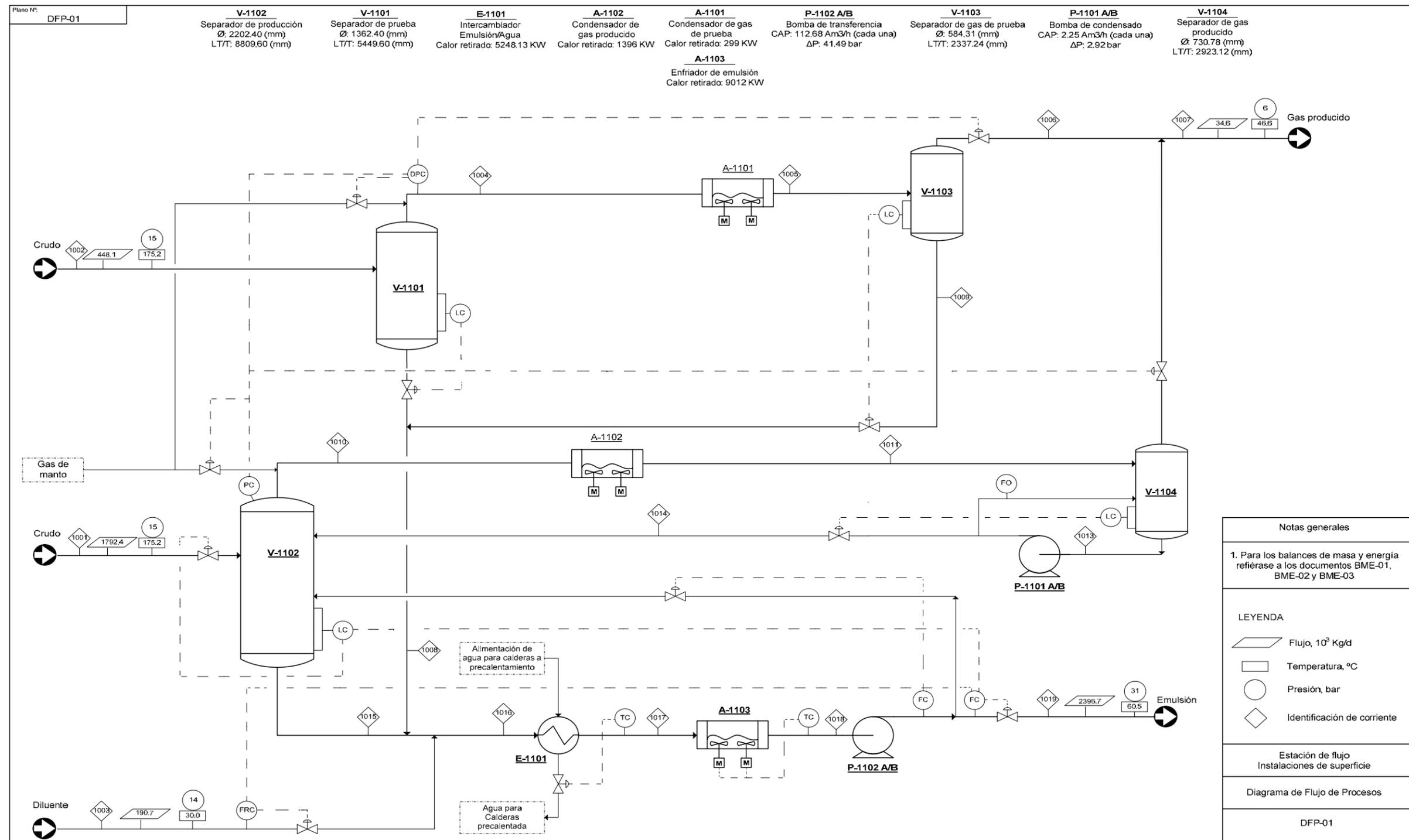
CAPÍTULO IV. PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

Tras el cumplimiento de cada uno de los objetivos planteados, mediante la metodología anteriormente descrita, se presentan en este capítulo los resultados obtenidos, mostrando además los análisis pertinentes.

IV.1 Diagrama de Flujo de Procesos y balances de masa y energía

Una vez realizada la simulación del proceso se obtuvieron, para la estación de flujo, los balances de masa y energía a partir de los cuales se realizaron los diseños de los equipos. En las siguientes figuras se muestran el DFP y los balances respectivos.

Note que a diferencia del esquema preliminar, la corriente de líquido proveniente del separador de prueba, se une, no a la alimentación al separador de producción sino a la emulsión obtenida de éste, pues no es necesario procesar esta corriente nuevamente. Una vez mezclados ambos líquidos de fondo (emulsión), se inyecta el diluyente para aumentar su gravedad API y disminuir su viscosidad, mejorando así la calidad del producto y la fluido-dinámica del sistema.



Fuente: Elaboración propia.

Figura 30. Diagrama de Flujo de Procesos para la estación de flujo.

| Identificación de corriente | 1001 | 1002 | 1003 | 1004 | 1005 | 1006 |
|--|---|--------------------------------------|-----------|---|---|--|
| Descripción | Alimentación al separador de producción | Alimentación del separador de prueba | Diluyente | Gas producido desde separador de prueba | Condensado hacia separador de gas de prueba | Gas producido desde separador de gas de prueba |
| Flujo másico de hidrocarburo (10^3 Kg/d) | 570,7 | 142,7 | 190,7 | 7,4 | 7,4 | 6,8 |
| Flujo másico de vapor (10^3 Kg/d) | 38,4 | 9,6 | n/a | 9,6 | 0,1 | 0,1 |
| Flujo másico de agua (10^3 Kg/d) | 1183,2 | 295,8 | n/a | n/a | 9,6 | n/a |
| Flujo másico total (10^3 Kg/d) | 1792,4 | 448,1 | 190,7 | 17,0 | 17,0 | 6,9 |
| Flujo volumétrico total de líquido (Am^3/d) | 1914,4 | 478,6 | 244,4 | n/a | 10,3 | n/a |
| Gravedad específica total | 0,976 | 0,976 | 0,790 | 0,575 | 0,575 | 0,357 |
| Viscosidad de líquido (cP) | 5,9 | 5,9 | 2,3 | n/a | 0,5 | n/a |
| Flujo volumétrico estándar de gas (Sm ³ /d) | 80468,0 | 20117,0 | n/a | 20117,0 | 8140,5 | 8140,5 |
| Flujo volumétrico estándar de líquido (Sm ³ /d) | 1720,6 | 430,1 | 241,7 | n/a | 10,2 | n/a |
| Peso molecular de gas | 18,92 | 18,92 | n/a | 18,92 | 19,01 | 19,01 |
| Viscosidad de gas (cP) | 0,016 | 0,016 | n/a | 0,016 | 0,013 | 0,013 |
| Entalpía específica (KJ/Kg) | 648,9 | 648,9 | 52,5 | 1820,5 | 249,1 | 314,1 |
| Temperatura (°C) | 175,2 | 175,2 | 30,0 | 175,2 | 50,0 | 46,1 |
| Presión (bar) | 15,0 | 15,0 | 14,0 | 15,0 | 14,5 | 6,0 |

Estación de flujo
Instalaciones de superficie

Balance de masa y energía

BME-01

Fuente: Elaboración propia.

Figura 31. Balance de masa y energía.

| Identificación de corriente | 1007 | 1008 | 1009 | 1010 | 1011 | 1012 |
|--|--------------------------------|------------------------------------|--|---|---|--|
| Descripción | Gas producido para combustible | Emulsión desde separador de prueba | Condensados desde separador de gas de prueba | Gas producido desde separador de producción | Condensado hacia separador de gas producido | Gas producido desde separador de gas producido |
| Flujo másico de hidrocarburo (10^3 Kg/d) | 34,3 | 135,3 | 0,5 | 29,7 | 29,7 | 27,5 |
| Flujo másico de vapor (10^3 Kg/d) | 0,3 | n/a | n/a | 38,3 | 0,2 | 0,2 |
| Flujo másico de agua (10^3 Kg/d) | n/a | 295,8 | 9,6 | n/a | 38,0 | n/a |
| Flujo másico total (10^3 Kg/d) | 34,6 | 431,1 | 10,1 | 68,0 | 68,0 | 27,7 |
| Flujo volumétrico total de líquido (Am^3/d) | n/a | 478,6 | 10,3 | n/a | 41,2 | n/a |
| Gravedad específica total | 0,357 | 1,003 | 0,990 | 0,575 | 0,575 | 0,357 |
| Viscosidad de líquido (cP) | n/a | 5,3 | 0,5 | n/a | 0,5 | n/a |
| Flujo volumétrico estándar de gas (Sm^3/d) | 40785,7 | n/a | n/a | 80258,2 | 32645,2 | 32645,2 |
| Flujo volumétrico estándar de líquido (Sm^3/d) | n/a | 430,1 | 10,2 | n/a | 40,7 | n/a |
| Peso molecular de gas | 19,03 | n/a | n/a | 18,98 | 19,03 | 19,03 |
| Viscosidad de gas (cP) | 0,013 | n/a | n/a | 0,016 | 0,013 | 0,013 |
| Entalpia específica (KJ/Kg) | 317,0 | 602,7 | 204,6 | 1808,2 | 250,3 | 317,8 |
| Temperatura ($^{\circ}C$) | 46,6 | 175,2 | 50,0 | 172,2 | 50,0 | 46,8 |
| Presión (bar) | 6,0 | 15,0 | 14,5 | 14,0 | 13,0 | 6,0 |

| |
|--|
| Estación de flujo Instalaciones de superficie |
| Balance de masa y energía |
| BME-02 |

Fuente: Elaboración propia.

Figura 31. Balance de masa y energía (continuación).

| Identificación de corriente | 1013 | 1014 | 1015 | 1016 | 1017 | 1018 | 1019 |
|--|--|--|--|---|--------------------------|---------------------------------------|------------------------|
| Descripción | Condensados desde separador de gas producido | Condensados desde separador de gas producido | Emulsión desde separador de producción | Emulsión hacia intercambiador Emulsión/Agua | Emulsión hacia enfriador | Emulsión hacia bomba de transferencia | Emulsión hacia tubería |
| Flujo másico de hidrocarburo (10^3 Kg/d) | 2,3 | 2,3 | 543,3 | 869,9 | 869,9 | 869,9 | 869,9 |
| Flujo másico de vapor (10^3 Kg/d) | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| Flujo másico de agua (10^3 Kg/d) | 38,0 | 38,0 | 1221,4 | 1526,8 | 1526,8 | 1526,8 | 1526,8 |
| Flujo másico total (10^3 Kg/d) | 40,2 | 40,2 | 1764,7 | 2396,7 | 2396,7 | 2396,7 | 2396,7 |
| Flujo volumétrico total de líquido (Am^3/d) | 41,2 | 41,2 | 1954,3 | 2712,4 | 2582,3 | 2495,2 | 2491,7 |
| Gravedad específica total | 0,989 | 0,989 | 1,003 | 0,982 | 0,982 | 0,982 | 0,982 |
| Viscosidad de líquido (cP) | 0,5 | 0,5 | 5,6 | 1,8 | 4,8 | 24,7 | 24,2 |
| Flujo volumétrico estándar de gas (Sm^3/d) | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| Flujo volumétrico estándar de líquido (Sm^3/d) | 40,7 | 40,7 | 1761,2 | 2443,2 | 2443,2 | 2443,2 | 2443,2 |
| Peso molecular de gas | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| Viscosidad de gas (cP) | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| Entalpía específica (KJ/Kg) | 203,9 | 204,1 | 594,1 | 551,7 | 356,9 | 187,4 | 190,9 |
| Temperatura ($^{\circ}C$) | 50,0 | 50,0 | 172,2 | 165,5 | 110,0 | 60,0 | 60,5 |
| Presión (bar) | 13,0 | 14,0 | 14,0 | 14,0 | 12,5 | 11,0 | 31,0 |

| |
|--|
| Estación de flujo Instalaciones de superficie |
| Balace de masa y energía |
| BME-03 |

Fuente: Elaboración propia.

Figura 31. Balance de Masa y Energía (continuación).

En el balance de masa y energía mostrado en la Figura 30, es notorio que existe una cantidad considerable de agua en las líneas y equipos de proceso, lo cual se debe al método de producción utilizado: recuperación por inyección de vapor. Es importante señalar que debido a los procesos a los que es sometida el agua de alimentación a las calderas para la generación de este vapor, se generan corrientes de desecho que requerirán posteriormente de un tratamiento apropiado para su disposición final en pozos de inyección. Sin embargo, el diseño de este sistema de tratamiento no se encuentra dentro de los alcances de este Trabajo Especial de Grado.

Por otro lado, estos balances confirman que se requiere una gran cantidad de energía en este proceso, pues se generan 2.25 barriles de vapor de alta presión por cada barril de crudo, de modo que para aumentar la factibilidad del proyecto se ha dispuesto que todo el gas producido sea utilizado como fuente de energía. Por supuesto, como fue mencionado en las bases de diseño, este gas no es suficiente por lo que la cantidad faltante se obtiene de una planta cercana a través de una tubería de distribución.

IV.2 Tuberías de proceso

De acuerdo a los datos de balance de masa y energía presentados en el apartado anterior, conjuntamente con los criterios de diseño del Apéndice D, fueron dimensionadas las líneas de proceso de la estación de flujo, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 12. Datos de tuberías de proceso.

| Identificación de corriente | 1001 | 1002 | 1003 | 1004 | 1005 | 1006 |
|-------------------------------|---|--------------------------------------|-----------|---|---|--|
| Descripción | Alimentación al separador de producción | Alimentación del separador de prueba | Diluyente | Gas producido desde separador de prueba | Condensado hacia separador de gas de prueba | Gas producido desde separador de gas de prueba |
| Diámetro nominal [plg] | 12 | 8 | 3 | 3 | 3 | 3 |
| Velocidad promedio [m/s] | 1,9 | 1,0 | 0,7 | 5,8 | 1,8 | 4,0 |
| Caída de presión [Kpa/100 m] | 4,7 | 4,0 | 11,1 | 4,1 | 2,2 | 4,4 |
| Fase | Bifásico | Bifásico | Líquido | Gas | Bifásico | Gas |
| Viscosidad [cP] | 5,90 | 5,90 | 2,30 | 0,02 | 0,02 | 0,01 |
| Densidad [Kg/m ³] | 171,5 | 171,5 | 780,5 | 7,9 | 25,5 | 10,5 |
| Presión [Kpa] | 1501,3 | 1501,3 | 1400,0 | 1501,3 | 1451,3 | 601,3 |
| Temperatura [°C] | 175,2 | 175,2 | 30,0 | 175,2 | 50,0 | 46,1 |

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 12. Datos de tuberías de proceso (continuación).

| Identificación de corriente | 1007 | 1008 | 1009 | 1010 | 1011 | 1012 |
|-------------------------------|--------------------------------|------------------------------------|--|---|---|--|
| Descripción | Gas producido para combustible | Emulsión desde separador de prueba | Condensados desde separador de gas de prueba | Gas producido desde separador de producción | Condensado hacia separador de gas producido | Gas producido desde separador de gas producido |
| Diámetro nominal [pulg] | 4 | 4 | 2 | 6 | 6 | 4 |
| Velocidad promedio [m/s] | 12,4 | 0,7 | 0,1 | 6,3 | 2,6 | 4,6 |
| Caída de presión [Kpa/100 m] | 7,1 | 10,9 | 0,1 | 1,8 | 1,5 | 3,3 |
| Fase | Gas | Líquido | Líquido | Gas | Bifásico | Gas |
| Viscosidad [cP] | 0,01 | 5,32 | 0,54 | 0,02 | 0,02 | 0,01 |
| Densidad [Kg/m ³] | 4,4 | 900,8 | 977,4 | 7,5 | 21,6 | 9,4 |
| Presión [Kpa] | 601,3 | 1501,3 | 1451,3 | 1401,3 | 1301,3 | 601,3 |
| Temperatura [°C] | 46,6 | 175,2 | 50,0 | 172,2 | 50,0 | 46,8 |

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 12. Datos de tuberías de proceso (continuación).

| Identificación de corriente | 1013 | 1014 | 1015 | 1016 | 1017 | 1018 | 1019 |
|------------------------------------|--|--|--|---|--------------------------|---------------------------------------|------------------------|
| Descripción | Condensados desde separador de gas producido | Condensados desde separador de gas producido | Emulsión desde separador de producción | Emulsión hacia intercambiador Emulsión/Agua | Emulsión hacia enfriador | Emulsión hacia bomba de transferencia | Emulsión hacia tubería |
| Diámetro nominal [plg] | 2 | 2 | 8 | 8 | 8 | 8 | 8 |
| Velocidad promedio [m/s] | 0,3 | 0,3 | 1,0 | 1,1 | 1,0 | 1,0 | 1,0 |
| Caída de presión [Kpa/100 m] | 1,8 | 1,7 | 7,1 | 5,0 | 5,6 | 8,6 | 8,4 |
| Fase | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido |
| Viscosidad [cP] | 0,54 | 0,54 | 5,55 | 1,76 | 4,83 | 24,70 | 24,16 |
| Densidad [Kg/m ³] | 976,2 | 976,3 | 903,0 | 883,6 | 928,1 | 960,5 | 961,9 |
| Presión [Kpa] | 1301,3 | 1401,3 | 1401,3 | 1401,3 | 1251,3 | 1101,3 | 3101,3 |
| Temperatura [°C] | 50,0 | 50,0 | 172,2 | 165,5 | 110,0 | 60,0 | 60,5 |

Fuente: Elaboración propia.

Uno de los problemas potenciales de operación de los sistemas que manejan crudo y agua es la corrosión. El contenido de CO₂ y H₂S en corrientes líquidas puede ocasionar corrosión en las tuberías por ataque ácido. En virtud de esto, se propone lo siguiente:

- Para tuberías que se encuentran a temperaturas menores a 130 °C se puede utilizar acero al carbono, considerando además el uso de inhibidores de corrosión (aminas filmicas o neutras).
- Para aquellas tuberías que operan a condiciones de temperatura superiores a ésta se propone utilizar como material aceros aleados de mayor resistencia o un mayor espesor de corrosión.

Nota: Éstas propuestas en cuanto a material e inhibidores de corrosión fueron hechas en base a la experiencia derivada de proyectos similares realizados por la empresa VEPICA, pues el estudio de corrosión de este sistema no se encuentra dentro de los objetivos de este Trabajo Especial de Grado.

Los cálculos tipo para el dimensionamiento de líneas de proceso con flujo en una sola fase son presentados en el Apéndice F.

IV.2.1 Regímenes de flujo para tuberías bifásicas

De las líneas de proceso dimensionadas, sólo cuatro presentan flujo en dos fases, en las tablas anteriores fueron presentadas sus características y condiciones de operación, en la Tabla 13 se muestran los regímenes de flujo para cada una de ellas:

Tabla 13. Regímenes de flujo para tuberías bifásicas.

| Identificación de corriente | Descripción | Régimen de flujo |
|-----------------------------|---|------------------|
| 1001 | Alimentación al separador de producción | Tipo tapón |
| 1002 | Alimentación del separador de prueba | Tipo tapón |
| 1005 | Condensado hacia separador de gas de prueba | Estratificado |
| 1011 | Condensado hacia separador de gas producido | Ondulado |

Fuente: Elaboración propia.

Las líneas 1001 y 1002 presentan flujo tipo tapón. Tal como fue explicado en líneas anteriores, debe evitarse en lo posible este tipo de flujo en las tuberías debido a los inconvenientes que ocasionan, sin embargo, las características del fluido y las condiciones de operación no hicieron posible evitar este tipo de flujo.

Ya que las condiciones de presión y temperatura establecidas son las óptimas para la separación requerida, sólo era posible modificar el diámetro de la tubería. Tal como puede observarse en las Ecs. 16 y 19, para condiciones de operación fijas, una variación del diámetro sólo afectaría el valor de la coordenada “Y”, teniendo para mayores valores de diámetro, menores valores de “Y” y viceversa. Para ilustrar este comportamiento, se muestra para cada línea, en las Figuras 32 y 33, un mapa de patrones de flujo en el que se ha trazado una línea que representa los puntos de operación para una variación de diámetros.

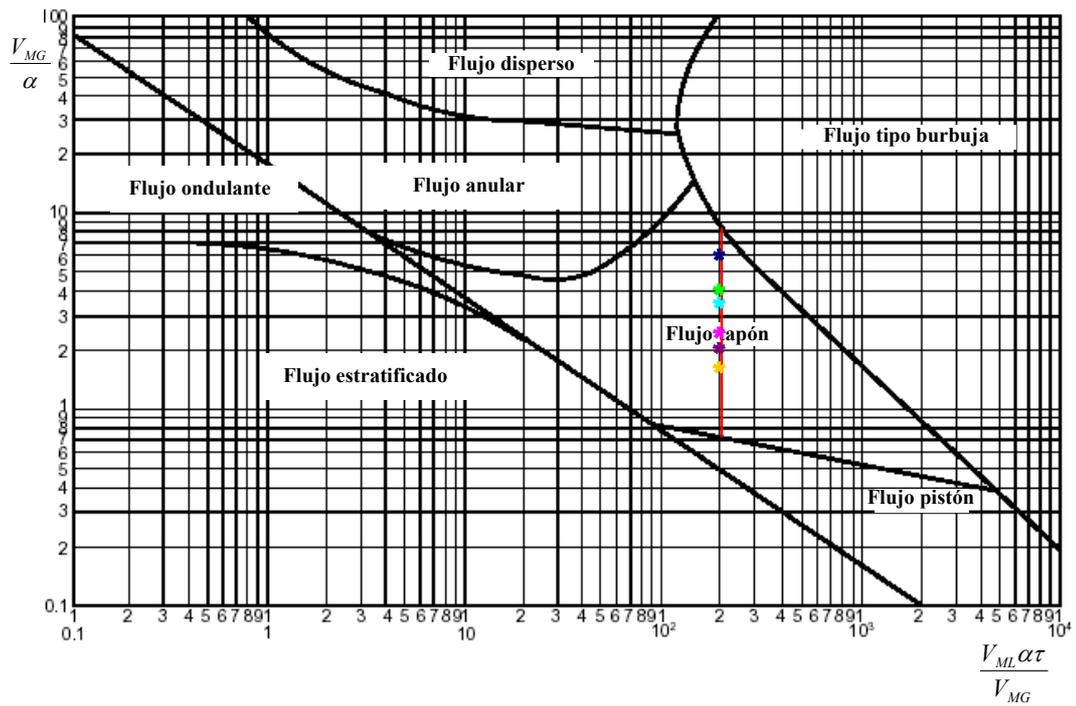


Figura 32. Puntos de operación para la línea de alimentación al separador de producción. Variación de diámetros de 10 a 20 plg.

Leyenda:

- * Tubería de 10 plg
- * Tubería de 12 plg
- * Tubería de 14 plg
- * Tubería de 16 plg
- * Tubería de 18 plg
- * Tubería de 20 plg

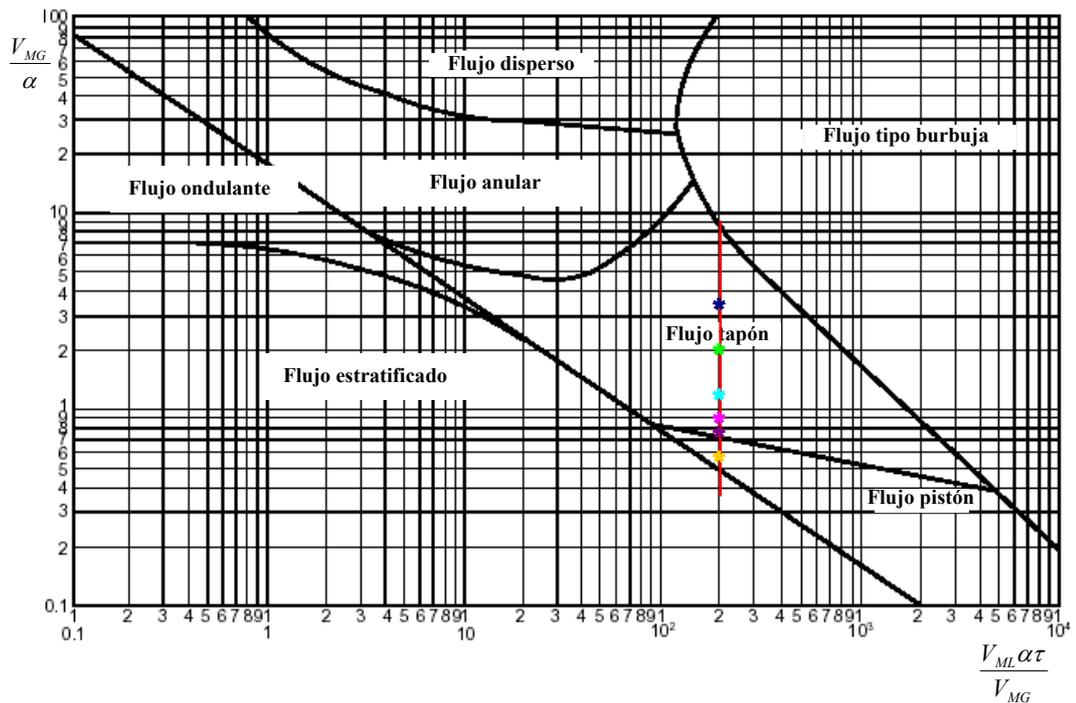


Figura 33. Puntos de operación para la línea de alimentación al separador de prueba. Variación de diámetros de 6 a 16 plg.

Leyenda:

- * Tubería de 6 plg
- * Tubería de 8 plg
- * Tubería de 10 plg
- * Tubería de 12 plg
- * Tubería de 14 plg
- * Tubería de 16 plg

Tal como puede observarse, en ambos casos, la línea que contiene los puntos de operación se encuentra ubicada en el seno de la zona de flujo tipo tapón, sólo para la línea 1002, el último punto se encuentra dentro de la zona de flujo pistón. De estos diámetros posibles, para la línea 1001, sólo el diámetro de 12 plg cumple con los criterios de velocidad y caída de presión utilizados, mientras para la línea 1002 el

diámetro es de 8 plg. En el Apéndice G se muestran los cálculos tipo para la determinación del régimen de flujo y dimensionamiento de tuberías bifásicas.

De acuerdo a los resultados anteriores, la opción disponible es tolerar el flujo tipo tapón en estas líneas, considerando la utilización de soportes para mitigar los daños por vibración en las tuberías y un diseño especial para los equipos aguas abajo: Separador de prueba y separador de producción, los cuales deberán contemplar un volumen adicional a su capacidad para manejar las variaciones inesperadas de volumen de líquido en la alimentación.

IV.3 Equipos de proceso

Mediante la metodología presentada en la sección anterior para el diseño de equipos, fue posible obtener los siguientes resultados:

IV.3.1 Separadores líquido-vapor

Las dimensiones para cada uno de los separadores de la estación de flujo se presentan en la Tabla 14.

Tabla 14. Dimensiones de recipientes de proceso.

| Etiqueta de equipo | | | | | | | Volumen | |
|--------------------|---------|------|----------------------------|---------------|----------------------|----------------------------|-----------------------------|--|
| Designación | Sistema | Ítem | Descripción | Configuración | Dimensiones DxL [mm] | Tiempo de residencia [min] | Capacidad [m ³] | Manejo de tapones de líquido [m ³] |
| V | 11 | 01 | Separador de prueba | Horizontal | 1362,4 x 5449,6 | 5 | 5,21 | 1,58 |
| | | | | Vertical | 1385,6 x 5542,4 | | 4,6 | |
| V | 11 | 02 | Separador de producción | Horizontal | 2072,4 x 8289,6 | 5 | 24,5 | 6,14 |
| | | | | Vertical | 2025,9 x 8103,6 | | 20,4 | |
| V | 11 | 03 | Separador de gas de prueba | Vertical | 584,3 x 2337,2 | 5 | 0,1 | - |
| V | 11 | 04 | Separador de gas producido | Vertical | 730,8 x 2923,1 | 5 | 0,32 | - |

Fuente: Elaboración propia.

Tal como puede apreciarse en la tabla anterior, sólo para los separadores V-1101 y V-1102, se realizaron los cálculos en ambas configuraciones: vertical y horizontal. Es importante señalar que debido a la relación gas/líquido que manejan estos equipos, las dimensiones resultaron ser similares, de modo que la escogencia de la configuración apropiada está basada en la operatividad y no en el costo de los mismos, razón por la cual este cálculo se ha omitido.

Debido a la presencia de arena en la línea de producción, la selección del tipo de separador resulta sencilla. El manejo de este material en separadores horizontales obliga al empleo de sand jets, lo cual crea un problema adicional al tener que proveer al sistema de una unidad de tratamiento para la arena y el agua efluente. Esta unidad de tratamiento no se encuentra dentro de los alcances de este proyecto.

Para evitar el procesamiento de la arena en las instalaciones de la estación de flujo, se utilizarán entonces separadores verticales, los cuales estarán provistos de un fondo

cónico para evitar la acumulación de arena en los equipos. Ambos separadores V-1101 y V-1102, fueron diseñados sin malla, pues la presencia de crudo hace que estos internos tiendan a taponarse. Es importante señalar que a pesar de que se trata del procesamiento de un crudo extrapesado el procedimiento de diseño es el mismo que para otros servicios, las diferencias se presentan a nivel de selección de materiales, tipo de internos y accesorios adicionales para el manejo de sólidos si éstos estuvieran presentes.

En cuanto a los separadores V-1103 y V-1104, la pequeña cantidad de líquido manejado llevó a la escogencia de un separador vertical sin malla (véase la información mostrada en la Tabla 1).

IV.3.2 Bombas e intercambiadores de calor

En las siguientes tablas se muestran las dimensiones obtenidas para cada una de las bombas e intercambiadores de calor que forman parte de la estación de flujo:

Las características principales de las bombas de proceso se muestran en la Tabla 15:

Tabla 15. Dimensiones de bombas.

| Etiqueta de equipo | | | | | | | | | |
|--------------------|---------|------|-----|------------------------|------------|---|-------------|------------------|------------------|
| Designación | Sistema | Ítem | | Descripción | Tipo | Capacidad [Am ³ /h] (°/u) | NPSH [m] | Cabezal [Kpa] | Potencia [KW] |
| P | 11 | 01 | A/B | Bomba de condensado | Centrífuga | 2,25 | 2,74 | 292 | 0,33 |
| P | 11 | 02 | A/B | Bomba de transferencia | Centrífuga | 112,68 | 6,61 | 4149 | 200 |

Fuente: Elaboración propia.

En la Tabla 16 se muestran las características del intercambiador de calor tubo y carcasa, utilizado para enfriar la emulsión a la salida del separador de producción:

Tabla 16. Dimensiones de intercambiadores de calor.

| Etiqueta de equipo | | | Geometría de la unidad | | | | Geometría de la carcasa | | Geometría de los tubos | | | |
|--------------------|---------|------|------------------------------|-----------|-------------------|-----------------|-------------------------|---------------|------------------------|---------------|--------------|----------------------|
| Designación | Sistema | Ítem | Descripción | Tipo TEMA | Unidades en serie | Flujo | Calor transferido [KW] | Diámetro [mm] | N ^a pasos | Diámetro [mm] | Longitud [m] | N ^a pasos |
| E | 11 | 01 | Intercambiador Emulsión/Agua | AES | Unidad 1 | Contracorriente | 2786,1 | 565 | 1 | 25,4 | 6,096 | 3 |
| | | | | AES | Unidad 2 | Contracorriente | 2462,1 | 565 | 1 | 25,4 | 6,096 | 3 |

Fuente: Elaboración propia.

Finalmente, las características de los aerofriadores diseñados se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 17. Dimensiones de aeroenfriadores.

| Etiqueta de equipo | | | Geometría de la unidad | | | | | Geometría de los tubos | | | | | Geometría de los ventiladores | | |
|--------------------|---------|------|------------------------------|---------------|-------------------|-----------------|--------------------|------------------------|----------|--------------|----------------|----------------|-------------------------------|----------|--------------|
| Designación | Sistema | Ítem | Descripción | Flujo de aire | Unidades en serie | N° Bancos/bahía | Ancho de banco [m] | Calor transferido [KW] | Tipo | Longitud [m] | Diámetro [plg] | N° pasos/tubos | N° filas | N°/bahía | Diámetro [m] |
| A | 11 | 01 | Condensador de gas de prueba | Tiro forzado | - | 1 | 1,219 | 299 | Aleteado | 3,05 | 1 | 4 | 4 | 2 | 1,000 |
| A | 11 | 02 | Condensador de gas producido | Tiro forzado | - | 2 | 1,219 | 1396 | Aleteado | 6,10 | 1 | 4 | 6 | 2 | 1,961 |
| A | 11 | 03 | Enfriador de emulsión | Tiro forzado | Unidad 1 | 2 | 2,743 | 2550 | Aleteado | 10,40 | 1 | 6 | 8 | 2 | 3,825 |
| | | | | Tiro forzado | Unidad 2 | 2 | 3,048 | 2140 | Aleteado | 10,40 | 1 | 5 | 10 | 2 | 4,030 |

Fuente: Elaboración propia.

CAPÍTULO V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

De acuerdo a los resultados obtenidos se presentan las siguientes conclusiones y recomendaciones:

Conclusiones:

- El método termodinámico utilizado tradicionalmente para el diseño de instalaciones de superficie es Peng-Robinson, sin embargo, debido a las condiciones particulares de los procesos de recuperación térmica se preseleccionó y evaluó el método termodinámico de Grayson-Streed. Los resultados para la sección de separación gas-emulsión son bastante similares, por lo que la escogencia de uno u otro no presenta un impacto significativo sobre los mismos.
- Debido a la alta temperatura y la presencia de vapor de agua en los fluidos de producción los procesos de recuperación térmica requieren una gran cantidad de energía, de modo que se requiere una adecuada integración térmica. La utilización de agua de caldera como medio de enfriamiento y la combustión del gas producido para la generación de vapor permiten aumentar la rentabilidad del proyecto.
- Las líneas de producción multifásica pueden experimentar flujo tipo “slug” lo cual genera problemas operacionales que pueden evadirse disminuyendo la distancia entre los pozos de producción y las instalaciones de separación y mediante cambios de condiciones de operación y diámetro de tubería. Si esto no es posible, debe considerarse el uso de soportes para tuberías y volúmenes adicionales para los equipos aguas abajo con el fin de mitigar los efectos de las turbulencias y volúmenes inesperados de líquido.
- Los separadores de producción y de prueba seleccionados para este tipo de sistema son de tipo vertical de fondo cónico, esto con la finalidad de evitar la acumulación de arena en el equipo. El manejo de este material en separadores

bifásicos horizontales supone problemas operacionales adicionales: tratamiento de agua y arena efluentes.

- Debido a la relación gas/líquido manejada por los separadores de prueba y de producción, las dimensiones de estos equipos en ambas configuraciones: vertical y horizontal, resultaron bastante similares, siendo la diferencia de costo entre éstos poco significativa. En estas condiciones, el análisis de costo no es relevante en la escogencia del tipo de separador.

Recomendaciones:

- Establecer el impacto de los contenidos de H₂S y CO₂ en la corrosión del sistema para determinar apropiadamente el tipo de material e inhibidores de corrosión que deben utilizarse.
- Evaluar el impacto del modelo termodinámico seleccionado en el diseño del resto de las instalaciones de superficie como unidades de tratamiento de gas y separación de agua.
- Comparar los resultados obtenidos mediante el modelo termodinámico seleccionado con datos reales de una planta existente con el fin de determinar si éstos pueden ser reproducidos con un porcentaje de error aceptable.
- Desarrollar criterios de diseño para instalaciones de superficie dedicadas a recuperación térmica. Esto con la finalidad de estandarizar el tipo de instalación a ser utilizada en la FPO.
- Evaluar el impacto de la ubicación relativa de los pozos de producción con respecto a las instalaciones de separación sobre el diseño de las mismas.

CAPÍTULO VI. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Abdel-Aal, H. K., Aggour, Mohamed, Fahim, M.A. (2003). *Petroleum and gas field processing*. New York: Marcel Dekker, Inc.

Arnold, Ken y Stewart, Maurice (1999). *Surface production operations. Design of oil-handling Systems and facilities* (2^a Ed.). USA: Butterworth-Heinemann Publications.

Carlson, Eric C. (1996). Don't gamble with physical properties for simulations. *Chemical Engineering Progress*, 35-46.

CIED (1995). Separadores de gas-líquido. *Ingeniería de producción nivel IV* pp. 02-134. Centro Internacional de Educación y Desarrollo.

Crane (1988). *Flow of fluids through valves, fittings and pipes*. USA: CRANE CO.

FONCIED (1998). ¿Qué es el petróleo? *El pozo ilustrado* pp. 42-43. Fondo Editorial del Centro Internacional de Educación y Desarrollo.

Gary, J., Handwerk G. (2001). *Petroleum refining. Technology and economics*. New York: Marcel Dekker, Inc.

GPSA (1990). Section 7. Separators and filters. *Engineering data book* [11va edición electrónica]. pp. 1-15.

- Hernández, Nelson (2008).** *La faja petrolífera del Orinoco (FPO)*. Material de postgrado “Economía y políticas energéticas” UNIMET. Extraído el 15 de mayo, 2008 del sitio web <http://www.slideshare.net/energia/faja-petrolifera-del-orinoco/>.
- MDP (Manual de Diseño de procesos) PDVSA (1995).** Principios básicos. (MDP-03-S-01), pp. 03-29.
- MDP (Manual de Diseño de Procesos) PDVSA (1995).** Separadores líquido-vapor. (MDP-03-S-03), pp. 03-70.
- MDP (Manual de Diseño de Procesos) PDVSA (1996).** Flujo bifásico líquido-vapor. (MDP-02-FF-05), pp. 03-33.
- MDP (Manual de Diseño de Procesos) PDVSA (1996).** Flujo en fase líquida. (MDP-02-FF-03), pp. 09-27.
- Nelson, W. L. (1958).** *Petroleum refinery engineering* (4° Ed.). New York: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Ruschau R., Gregory y Al-Anezi, Mohammed A. (2008).** *Oil and gas exploration and production*. Extraído el 25 de agosto, 2008 del sitio web <http://www.corrosioncost.com/pdf/oilgas.pdf>
- Schlumberger (2005).** Mediciones de flujo multifásico. *Oilfield Review*, 58-70.
- Shoham, Ovadia (2005).** *Mechanistic modeling of gas-liquid two-phase flow in pipes*. USA: SPE Books Committee.

Szilas, A. Ap. (1975). *Production and transport of oil and gas.* Amsterdam- Oxford- New York: Elsevier Scientific Publishing Company.

Walas, S. (1990). *Process Vessels. Chemical Process equipment. Selection and design.* USA: Butterworth-Hineman.

Sitio web El Universal: http://www.eluniversal.com/2008/08/07/petro_ava_reservas-probadas-de_07A1893245.shtml. [Consulta: 2008, agosto 14]

Sitio web Heavy Oil Information: www.heavyoilinfo.com/feature_items/thai/exper...
[Consulta: 2008, mayo 15]

Sitio web PDVSA: <http://www.pdvsa.com/>. [Consulta: 2008, junio 12]

Sitio web Soberanía: http://www.soberania.org/Articulos/articulo_1172.htm.
[Consulta 2008, agosto 14]

Sitio web The Oil Drum: www.theoil Drum.com/story/2006/6/19/1571/97105
[Consulta: 2008, mayo 15]

CAPÍTULO VII. APÉNDICES

APÉNDICE A. Accesorios internos y externos utilizados en separadores líquido-vapor..... 118

APÉNDICE B. Selección de métodos termodinámicos: Guía para la comprensión de los árboles de decisión. 126

APÉNDICE C. Criterios y herramientas de diseño para separadores. 130

APÉNDICE D. Criterios y herramientas de diseño para tuberías..... 135

APÉNDICE E. Balances de masa y energía para la estación de flujo mediante el método termodinámico de Peng-Robinson. 139

APÉNDICE F. Cálculos tipo para el dimensionamiento de tuberías con flujo en una sola fase..... 143

APÉNDICE G. Cálculos tipo para el dimensionamiento de tuberías bifásicas..... 147

APÉNDICE H. Cálculos tipo para el dimensionamiento de separadores..... 151

APÉNDICE I. Diagrama de Flujo de Procesos y balances de masa y energía para el sistema de generación de vapor..... 164

APÉNDICE J. Diagrama de Flujo de Procesos y balances de masa y energía para el sistema de combustible. 168

APÉNDICE K. Hojas de especificación..... 171

APÉNDICE A. Accesorios internos y externos utilizados en separadores líquido-vapor

Accesorios internos

Dentro de los accesorios internos más comúnmente utilizados se encuentran los siguientes:

Placas desviadoras (baffles) y placas de choque

Estas placas son ampliamente utilizadas en la entrada del separador para efectuar la separación primaria, la alimentación choca contra la superficie de la plancha donde algunas pequeñas gotas de líquido se aglomeran y descienden como gotas más grandes. También suelen colocarse con el fin de separar líquidos con espuma pues producen suficiente agitación para romper la mayoría de las espumas naturales. Cuando estas espumas son causadas por productos químicos, tales como los empleados en el tratamiento de emulsiones, agua de inyección, etc., los medios mecánicos para romperlas pueden ser inefectivos en un período de tiempo razonable y deben emplearse agentes químicos para eliminar dichas espumas (CIED, 1995).

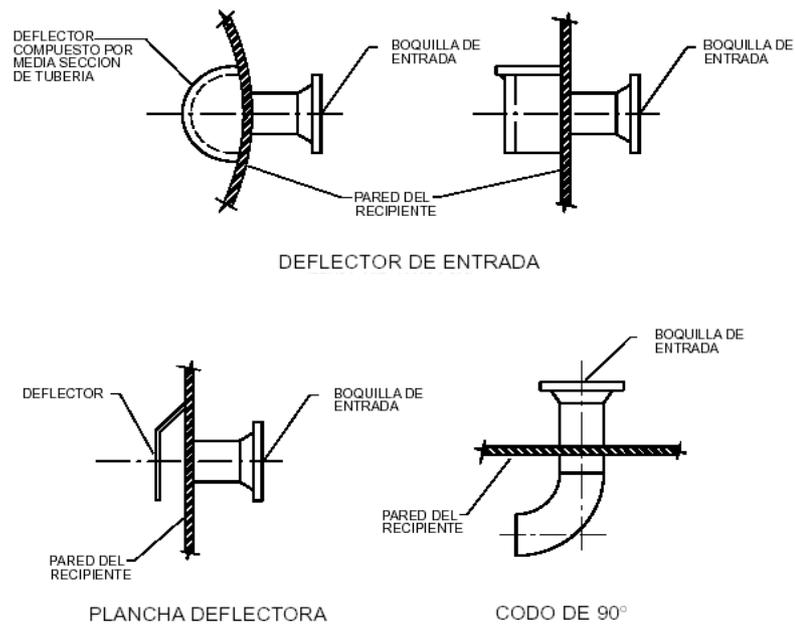
Deflectores

Los deflectores tienen una gran variedad de formas; pueden ser de placa, ángulo, cono, codo de 90°, o semiesfera. El diseño y forma del deflector depende principalmente del soporte requerido para resistir la carga de impacto a la cual es sometido. Estas fuerzas de impacto pueden llegar a desprender el elemento y ocasionar serios problemas de arrastre.

Ciclones

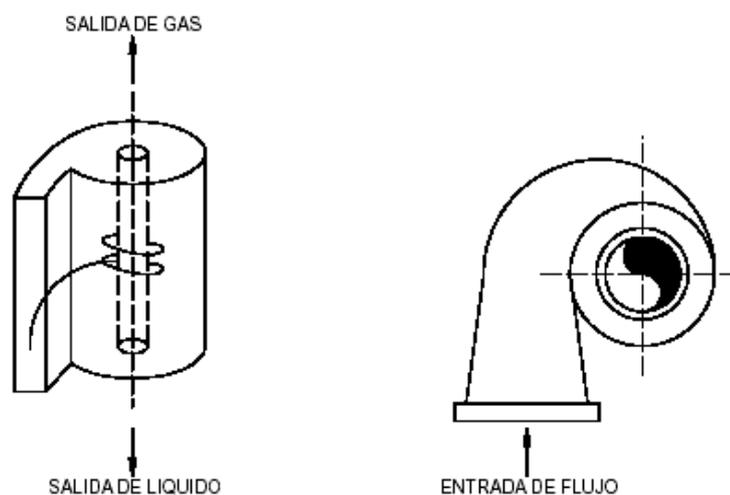
Los ciclones por su parte, funcionan de forma tal que la separación mecánica se efectúa por la fuerza centrífuga que actúa sobre las partículas al provocar el movimiento giratorio sobre la corriente de alimentación. Para lograr este efecto se coloca una chimenea ciclónica cerca de la boquilla de alimentación. Esta chimenea produce una alta velocidad y una gran caída de presión (PDVSA MDP-03-S-01,

1995). En las Figuras A-1 y A-2 se muestran dispositivos para la separación inicial tipo deflector y ciclón.



Fuente: PDVSA MDP-03-S-01, 1995.

Figura A-1. Tipos de deflectores y distribuidores.



Fuente: PDVSA MDP-03-S-01, 1995.

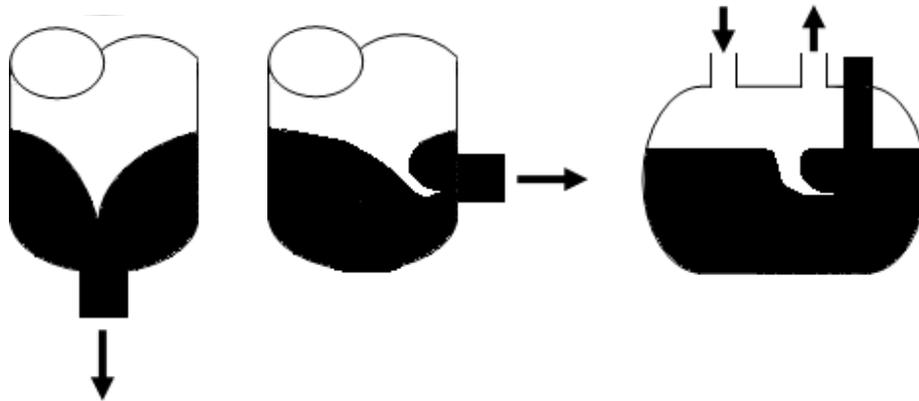
Figura A-2. Dispositivo de separación tipo ciclón.

Placas alineadas de flujo

Algunos equipos estándar vienen provistos de un dispositivo en la entrada fabricado con planchas paralelas colocadas en forma de jaula para disminuir las turbulencias producidas por la plancha de choque, o la fuerza centrífuga resultante de una entrada tangencial.

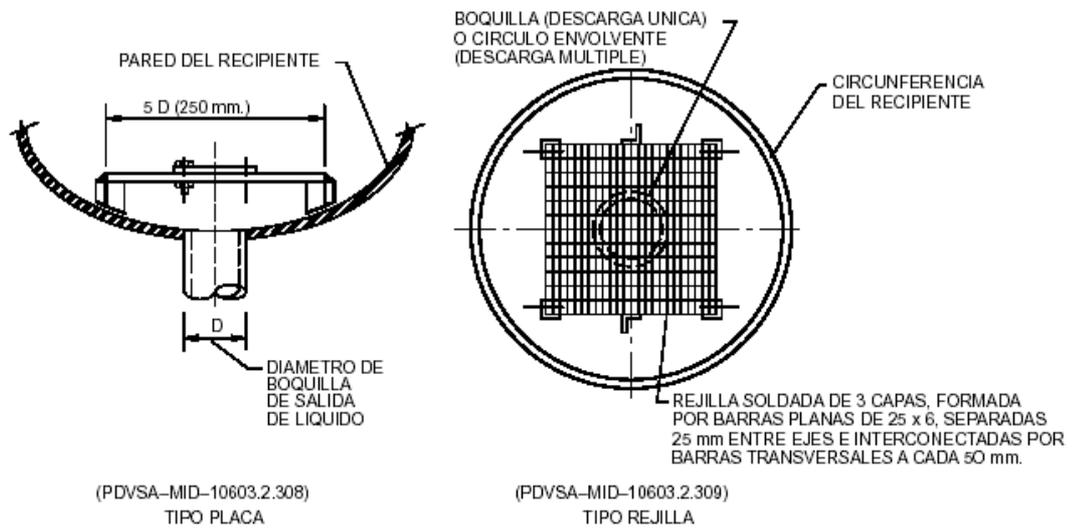
Accesorios internos de salida de líquido

En la práctica se deben especificar dispositivos correctores para cada salida de líquido: petróleo, condensado o agua en los sitios donde la dirección del flujo saliente es vertical. Los dispositivos correctores de vórtices colocados en las salidas de líquido reducen el arrastre de gas. Pueden ser placas planas o pequeños conos, en las Figuras A-3 y A-4 se pueden apreciar la posición de los vórtices y algunos dispositivos correctores (CIED, 1995).



Fuente: CIED, 1995.

Figura A-3. Posición de los vórtices.



Fuente: PDVSA MDP-03-S-01, 1995.

Figura A-4. Correctores de vórtices.

Eliminadores de niebla

Los eliminadores de niebla pueden ser de tres tipos: de mallas, aletas o tipo ciclón. A continuación se explica cada uno de ellos:

Eliminadores de niebla tipo malla

Los eliminadores de este tipo consisten en un filtro trenzado de alambre, normalmente de acero inoxidable empacado en forma de esponja cilíndrica. Este elemento retiene las partículas líquidas hasta que adquieren un tamaño suficientemente grande como para que el peso supere tanto la tensión superficial como la acción de arrastre producida por el gas. Posee una de las más altas eficiencias de remoción y es preferido debido a su bajo costo de instalación. La desventaja principal respecto a los otros tipos de eliminadores radica en el hecho que el gas es forzado a pasar a través de éstos por los mismos canales por los que el líquido es drenado bajo la influencia de la gravedad, es decir, en el área libre del eliminador existe flujo en dos sentidos. Si no son especificados apropiadamente, puede suceder que:

- El líquido no pueda abandonar el elemento y se acumule en éste.
- El flujo de gas sea restringido como consecuencia de esta acumulación.
- La caída de presión llegue a tal valor que el líquido sea expulsado aguas abajo del separador, ocasionando arrastre.

Eliminador de niebla tipo aleta

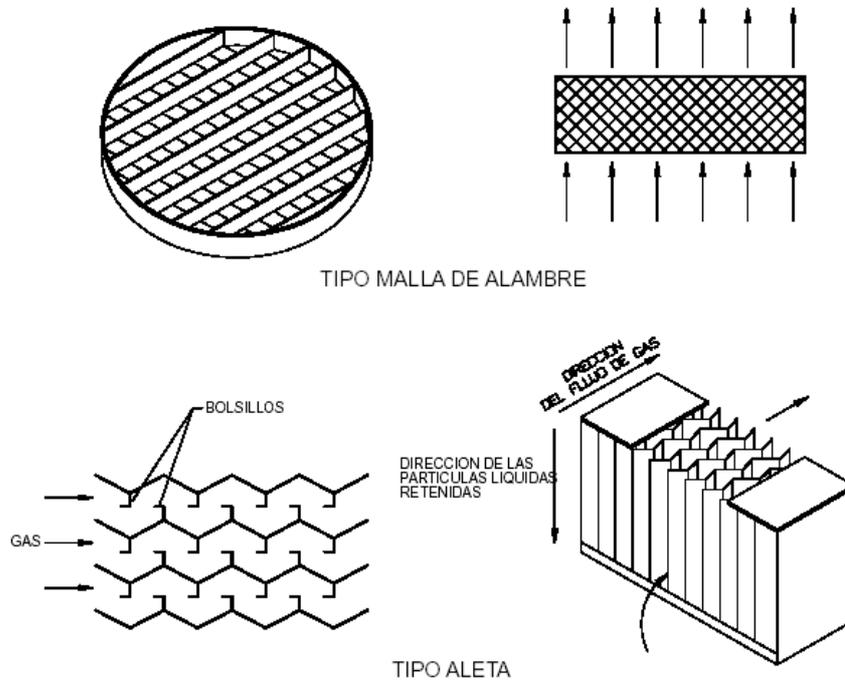
Los eliminadores tipo aleta consisten en un laberinto formado por láminas de metal colocadas paralelamente, con una serie de bolsillos recolectores de líquido. El gas es conducido entre las placas, sometido a sucesivos cambios de dirección, mientras que las partículas líquidas tienden a seguir en línea recta y son atrapadas en los bolsillos del eliminador. Una vez allí, coalescen y son conducidas en dirección perpendicular al flujo de gas hasta el fondo del recipiente. La eficiencia de separación con respecto

al eliminador tipo malla aumenta considerablemente ya que el líquido recolectado no es drenado en contracorriente al flujo de gas. Las desventajas son su susceptibilidad a taponarse cuando manejan crudos parafinosos o asfálticos, además de su alto costo en relación a los otros tipos de eliminadores.

Eliminador de niebla tipo ciclón

Estos dispositivos producen la separación debido a un cambio en la cantidad angular de movimiento de la corriente bifásica. Estos elementos tienen la forma de un cilindro hueco con aberturas que permiten la entrada de la corriente en forma tangencial. El gas gira en torno al eje del cilindro y abandona la parte superior, mientras que las partículas líquidas por efecto de la diferencia de densidades y la fuerza centrífuga aplicada, salen desprendidas de la corriente golpeando las paredes del elemento y goteando por la parte inferior. Su principal uso se limita a corrientes formadas básicamente por gas o cuando la diferencia de densidad relativa entre las fases es pequeña.

Un aspecto importante respecto a estos eliminadores es que la eficiencia de separación depende mucho de la velocidad del gas y por lo tanto del caudal manejado. Cuando este cae por debajo de los valores recomendados por el fabricante, la eficiencia de separación disminuye drásticamente, por esta razón no son recomendados cuando el flujo de alimentación es variable, como por ejemplo en los separadores de estaciones de flujo, (PDVSA MDP-03-S-01, 1995). En la Figura A-5 se muestran algunos eliminadores de niebla comunes.



Fuente: PDVSA MDP-03-S-01, 1995.

Figura A-5. Eliminadores de niebla.

Accesorios externos

Como accesorios externos utilizados por los separadores se tienen:

Válvulas de seguridad y alivio

Son válvulas que se calibran a la máxima presión de operación y sirven para proteger la integridad física del equipo contra presiones excesivas, en el caso de existir alguna obstrucción en las salidas o un aumento anormal en el caudal de entrada.

Válvulas de control de contra-presión

Van colocadas en las tuberías de salida del gas del separador y controlan la presión del separador.

Válvulas de control de líquido

Van en las descargas de líquidos y son reguladoras mediante un controlador de nivel de líquido.

Instrumentos de medición y control

Durante la operación de un separador resulta necesario medir y controlar continuamente variables como presión, temperatura y nivel de líquido para lo cual se cuenta con instrumentos tales como manómetros, termómetros, visores y controladores de nivel.

Además de los accesorios anteriormente mencionados también pueden encontrarse bocas de limpieza e inspección, soportes, aberturas para la remoción de arena y otros depósitos, y boquillas para inyección de solventes (CIED, 1995).

APÉNDICE B. Selección de métodos termodinámicos: Guía para la comprensión de los árboles de decisión.

¿Qué son pseudo-componentes? En muchas aplicaciones cuando sólo se encuentran presentes moléculas no polares (como en procesamiento de hidrocarburos y refinación). La mezcla es tan compleja que en lugar de representarla mediante todos los constituyentes conocidos resulta más fácil agrupar los constituyentes a través de una propiedad útil como el punto de ebullición. De esta manera una mezcla de cientos de constituyentes puede ser reducida a treinta (30) o menos. Las propiedades de estos constituyentes agrupados, llamados pseudo-componentes, son representadas mediante un punto de ebullición promedio, gravedad específica y peso molecular. Si no se utilizan pseudo-componentes, los constituyentes deben ser descritos mediante su fórmula molecular y son llamados componentes reales.

¿Por qué son diferentes las mezclas electrolíticas? Estas mezclas incluyen componentes que son moléculas cargadas (iones) o que forman sales. Algunos simuladores permiten el cálculo de reacciones de electrolitos en equilibrio con equilibrio de fases. Éste es un método muy poderoso y su uso abarca muchas aplicaciones como el lavado cáustico, neutralización, producción ácida y precipitación de sal. La no idealidad de soluciones electrolíticas, usualmente aquellas que contienen agua, puede ser observada en la elevación del punto de ebullición, efecto del ión común (*salting-out*, en inglés) en gases (adición de sales a la solución para modificar la solubilidad de gases) y precipitación de sal. Los métodos para electrolitos más comunes son el modelo de Pitzer y el modelo de coeficiente de actividad NRTL modificado, desarrollado por Chen y colaboradores. Algunos electrolitos como el ácido fórmico y el ácido acético son muy débiles y un método para electrolitos no es requerido.

¿Qué tipo de método debe utilizarse para mezclas que contienen componentes polares pero no electrolitos? Existen dos grupos de métodos: Basados en coeficientes de actividad o ecuaciones de estado. Los métodos por coeficiente de actividad debe utilizarse cuando las presiones son bajas o moderadas (típicamente menores a 10 bar o 150 psia) y si ningún componente se encuentra cerca de su punto crítico. Estos métodos también son frecuentemente utilizados para predecir de forma precisa el comportamiento no ideal de líquidos en equilibrio líquido-vapor (ELV) o líquido-líquido (ELL).

En contraste, las ecuaciones de estado sobresalen por su habilidad de representar y extrapolar datos hasta presiones y temperaturas cerca o por encima del punto crítico de la mezcla. Sin embargo, métodos basados en ecuaciones cúbicas de estado con reglas predictivas de mezclado combinan efectivamente la fuerza de los dos métodos. Para presiones y temperaturas más altas estas ecuaciones de estado especiales son mejores pues fueron desarrolladas para un amplio rango de temperatura. Estos métodos incorporan el coeficiente de actividad en los cálculos de interacción entre componentes representado por la energía libre de Gibbs de exceso. La mayoría de los simuladores más recientes utilizan un modelo de coeficiente de actividad basado en UNIFAC, por defecto, pero el usuario puede utilizar cualquier coeficiente de actividad.

A presiones de simulación menores a 10 atm y donde los componentes no se encuentran cerca de su punto crítico, para mejores resultados se pueden utilizar los parámetros binarios de Wilson, NRTL o UNIQUAC que pueden estar disponibles en la base de datos, o se pueden ajustar parámetros binarios de data experimental (si están disponibles) utilizando modelos de coeficiente de actividad. Estos parámetros pueden haber sido determinados a diferentes temperaturas, presiones y composiciones que las utilizadas en la simulación, por lo que no puede obtenerse la mejor precisión posible. Si los parámetros de interacción no están disponibles puede utilizarse el método UNIFAC.

¿Cuándo debería utilizarse el método UNIFAC? UNIFAC y cualquier método de coeficiente de actividad basado en éste, son aproximaciones predictivas que utilizan grupos estructurales para estimar interacciones entre componentes. A partir de información estructural sobre componentes orgánicos, usualmente disponible en la base de datos, UNIFAC es capaz de predecir los coeficientes de actividad como una función de la composición y temperatura. Puede utilizarse UNIFAC cuando no se cuenta con data experimental de parámetros binarios o cuando un valor aproximado es aceptable (por ejemplo, para un componente de baja prioridad). En años recientes ha habido mejoras a UNIFAC que pueden mejorar la predicción de ELV, calor de mezclado y ELL para un amplio rango de temperatura. No todos los componentes pueden ser descritos utilizando UNIFAC y no todos los grupos de interacción están disponibles. Ejemplos de componentes que no tienen grupos UNIFAC incluyen metales, organometales y fosfatos, por lo cual se recomienda siempre realizar una búsqueda de data disponible para sistemas binarios o ternarios de interés.

¿Cómo debería tratarse la fase vapor? La elección del método para ELV utilizando modelos de coeficiente de actividad requiere también un modelo para las propiedades de la fase vapor. Si se observa asociación de la fase vapor (como en el caso del ácido acético) entonces el modelo a escoger debería ser Hayden-O'Connell o Nothnagel. Un sistema que contiene fluoruro de hidrógeno puede requerir un modelo especial para representar el alto grado de asociación debido a los puentes de hidrógeno. La asociación en la fase vapor puede tener un efecto significativo sobre el equilibrio de fases y la entalpía.

¿Cuándo los métodos que se encuentran seleccionados por defecto deben ser sustituidos? La predicción de densidad, entalpía y viscosidad también son importantes en simulación, y los métodos por defecto no deben ser automáticamente aceptados, en su lugar se realiza un chequeo de la documentación del simulador para el método por defecto y las reglas de mezclado.

La densidad del vapor es calculada por una ecuación de estado o por la ley de gases ideales. Las densidades de mezclas de líquidos pueden ser calculadas mediante una ecuación de estado, un modelo dependiente de la temperatura como el modelo de Racket o por un modelo dependiente de la presión y la temperatura como el COSTALD. Para pseudo-componentes un método de la American Petroleum Institute (API) es típicamente empleado. El modelo de Racket es recomendado para uso general.

La entalpía de vapor usualmente es calculada vía gas ideal o mediante una ecuación de estado. Los métodos de ecuaciones de estado calculan una desviación de la idealidad llamada desviación de entalpía de vapor. Para componentes como el ácido acético el modelo de Hayden-O'Connell es mejor y calculará una desviación de entalpía de vapor mayor a la normal.

Las entalpías de líquido son calculadas por una variedad de métodos, si el simulador utiliza el gas ideal como estado de referencia, entonces la entalpía de líquido del componente puro es calculada a partir de la entalpía del gas ideal y una desviación de entalpía de líquido. La viscosidad es otra propiedad importante para el dimensionamiento de tuberías, bombas, intercambiadores de calor y columnas de destilación. Existen varios métodos para el cálculo de viscosidad de las fases líquida y vapor y por lo general los parámetros requeridos son substanciales (Carlson, 1996).

APÉNDICE C. Criterios y herramientas de diseño para separadores.

Tabla C- 1. Criterios de diseño típicos para algunos servicios específicos

| Parámetro de Diseño | Tambores de Alimentación de Líquidos, Tambores de Destilado | Tambores de Succión/Interetapas de Compresores | Separadores de Gas Combustible |
|---|---|--|--|
| Velocidad de vapor permisible | - | - | - |
| % de Vc sin Malla | - | - | - |
| % de Vc con Malla(1) | 100-125(2) | 100-125(2) | 100(2) |
| Volumen de operación / Tiempo de Residencia | El mayor valor de: 1. Dimensiones mínimas de instrumento según PDVSA-MDP-(Pendiente) (Consultar MDP versión 1988, Sección 12-C, Medida y Control de Nivel; 2. Requerimiento de retención para el control del proceso (normalmente, el volumen retenido de líquido en los niveles alto y bajo de líquido debería ser 2 minutos para productos que van a almacenamiento, 15 minutos para productos alimentando una torre subsiguiente o 5 minutos para productos a ser reciclados, tomando en todo caso el mayor valor). 3. Requerimientos de inventario para arranque, parada, reabastecimiento, etc. | Diez minutos de salida de líquido proveniente de la unidad productora mas grande localizada antes del compresor.(3) Para tambores separadores de interetapas, se deberían suministrar 10 minutos entre NAAL y un punto localizado a una distancia de un Diámetro de tubería, por debajo de la boquilla de entrada, basados en un caudal de producción máxima de condensado entre las etapas. Cuando la succión proviene de los absorbedores, tome 5 minutos basados el caudal de circulación. Para sistemas de refrigeración, use 5 minutos basados en el caudal de flujo normal de refrigerante a la unidad de enfriamiento más grande del sistema.(3) | Igual o mayor que el volumen equivalente a 15 m de flujo condensado en el cabezal adyacente de combustible.(3) 5 minutos al caudal de circulación total de aceite pobre(3), si el tambor está después de un absorbedor. |
| Posición normal del tambor | Horizontal | Vertical | Vertical |
| Tipo de boquilla de entrada | Codo de 90° o distribuidor en "T" con ranuras | Distribuidor en "T" con ranuras. | Distribuidor en "T" con ranuras. |
| Salida vapor | Boquilla simple | Boquilla simple | Boquilla simple |
| Salida líquido | Boquilla simple o extensión recta | Boquilla simple | Boquilla simple |
| Consideraciones especiales | Si hay requerimientos de decantación de agua, consultar PDVSA-MDP-03-S-05 Si el sistema alimenta un compresor o un sistema de gas combustible, se deberían suministrar 10 minutos adicionales de retención basado en el flujo del condensado entre NAAL y un punto 150 mm (6 pulg) del borde más bajo de la boquilla de entrada. El espacio de vapor en este caso se debería dimensionar de acuerdo con los criterios correspondientes a los tambores separadores para compresores. | Ver 4.8.2 | Ver 4.8.4 y 4.8.5 También ver PDVSA-MDP-08-SI-01/ 03 |
| Notas: | (1) No se debería usar Malla en servicio sucio (2) Para cada tipo específico de tambor, refiérase a 4.6.1, 4.6.2, 4.6.3 y 4.8. (3) Medido entre la línea tangente del fondo del tambor y un punto localizado a una distancia equivalente a un Diámetro del tubo, por debajo de la boquilla de entrada. | | |

Fuente: PDVSA MDP 03-S-03, 1995.

Tabla C-1. Criterios de diseño típicos para algunos servicios específicos (Continuación).

| Parámetro de Diseño | Tambores de Vapor | Tambores de Separación de Agua | Tambores de Descarga (Blowdown Drums) de no – Condensables |
|--|---|---|--|
| Velocidad de vapor permisible | | | |
| % de Vc sin Malla | – | 100 | 100 |
| % de Vc con Malla(1) | 100(2) | – | – |
| Volumen de operación / Tiempo de Residencia | Un tercio del volumen del generador de vapor y su red de tuberías, ó 2 minutos basados en el caudal de alimentación de agua, tomando en todo caso el más grande de los dosvalores. Si existe el riesgo de algún daño debido a la pérdida del nivel de agua, estipule una retención mayor, dependiendo del proceso. En diseños recientes se han suministrado alrededor de 5 a 10 minutos de retención basado en el flujo de alimentación de agua. | La retención por debajo del nivel bajo de líquido se basa en un flujo ascendiente de 20 mm/s (50 pulg/min), para vapores de hidrocarburos ascendiendo a través del agua. El estimado del flujo ascendiente se basa en la ecuación de flujo de asentamiento / ascenso dada en PDVSA-MDP-03-S-01. | Ver PDVSA-MDP-08-SD-01/02 |
| Posición normal del tambor | Vertical u Horizontal | Horizontal | Horizontal |
| Tipo de boquilla de entrada | Un distribuidor en "T" con ranuras (tambor vertical). Dos distribuidores en "T" con ranuras o dos codos de 90° con flujo dividido (tambor horizontal) | Codo de 90° | Codo de 90° |
| Salida vapor | Boquilla simple | Boquilla simple | Boquilla simple |
| Salida líquido | Boquilla simple | Boquilla simple | Boquilla simple |
| Consideraciones especiales | Ver 4.8.6 | Ver PDVSA-MDP-08-SD-01/02 | Ver PDVSA-MDP-08-SD-01/02 |
| Notas: | (1) No se debería usar Malla en servicio sucio (2) Para cada tipo específico de tambor, refiérase a 4.6.1, 4.6.2, 4.6.3 y 4.8 | | |

Fuente: PDVSA MDP 03-S-03, 1995.

Tabla C-1. Criterios de diseño típicos para algunos servicios específicos (Continuación).

| Parámetro de Diseño | Tambores de Descarga (Blowdown Drums) de condensables | Tambores Separadores para Alimentación a Depuradores de MEA | Separadores de Alta Presión |
|--|--|---|---|
| Velocidad de vapor permisible | | | |
| % de Vc sin Malla | 100 | - | 100 |
| % de Vc con Malla(1) | - | 100(2) | 100-125(2) |
| Volumen de operación / Tiempo de Residencia | La retención de agua en el reservorio del fondo debería ser suficiente para absorber el calor de una descarga máxima de 2 minutos, sin exceder 90°C (200°F). | Use el mayor valor de: 1. Igual o mayor que el volumen equivalente a 15 m (50 pie) del líquido en la tubería 2. Una retención de diez minutos basados en la descarga combinada de líquidos provenientes de las unidades localizadas aguas arriba. | Adecuado para una separación completa de burbujas de 220 µm, basado en las ecuaciones de flujo de asentamiento (ascenso) dadas en PDVSA-MDP-03-S-01. Altura mínima a nivel bajo de líquido = 450 mm (18 pulg). |
| Posición normal del tambor | Vertical | Vertical | Horizontal |
| Tipo de boquilla de entrada | Codo de 90° | Distribuidor en "T" con ranuras | Distribuidor en "T" con ranuras (Flujo dividido) |
| Salida vapor | Boquilla simple | Boquilla simple | Boquilla simple |
| Salida líquido | Boquilla simple | Boquilla simple | Boquilla simple |
| Consideraciones especiales | Ver MDP de Transferencia de Calor por Contacto directo, y PDVSA-MDP-08-SD-01/02 | Ver 4.8.11 | Ver 4.8.12 |
| Notas: | (1) No se debería usar Malla en servicio sucio (2) Para cada tipo específico de tambor, refiérase a 4.6.1, 4.6.2, 4.6.3 y 4.8 | | |

Fuente: PDVSA MDP 03-S-03, 1995.

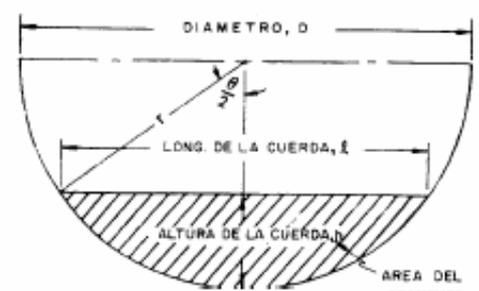
Tabla C-1. Criterios de diseño típicos para algunos servicios específicos
(Continuación).

| Parámetro de Diseño | Tambores alimentados por válvulas de seguridad solamente |
|---|---|
| Velocidad de vapor permisible | |
| % de Vc sin Malla | 170 |
| % de Vc con Malla(1) | - |
| Volumen de operación / Tiempo de Residencia | La retención de líquido es gobernada por el proceso aguas arriba y cada caso debe ser evaluado. |
| Posición normal del tambor | Vertical |
| Tipo de boquilla de entrada | Horizontal tangencial |
| Salida vapor | Boquilla simple |
| Salida líquido | Boquilla simple |
| Consideraciones especiales | Ver 4.4.3 |
| Notas: | |

Fuente: PDVSA MDP 03-S-03, 1995.

Tabla C- 2. Longitudes de cuerdas y áreas de las secciones circulares vs. alturas de la cuerda.

| R* | L* | A* | R* | L* | A* | R* | L* | A* | R* | L* | A* | R* | L* | A* | R* | L* | A* |
|-------|-------|--------|-------|-------|--------|-------|-------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 0.030 | 0.341 | 0.0087 | 0.090 | 0.572 | 0.0446 | 0.150 | 0.714 | 0.0941 | 0.210 | 0.815 | 0.153 | 0.255 | 0.872 | 0.201 | 0.340 | 0.947 | 0.300 |
| 0.031 | 0.347 | 0.0092 | 0.091 | 0.575 | 0.0453 | 0.151 | 0.716 | 0.0950 | 0.211 | 0.816 | 0.154 | 0.256 | 0.873 | 0.202 | 0.342 | 0.949 | 0.302 |
| 0.032 | 0.352 | 0.0096 | 0.092 | 0.578 | 0.0460 | 0.152 | 0.718 | 0.0959 | 0.212 | 0.817 | 0.155 | 0.257 | 0.874 | 0.203 | 0.344 | 0.950 | 0.305 |
| 0.033 | 0.357 | 0.0101 | 0.093 | 0.581 | 0.0468 | 0.153 | 0.720 | 0.0968 | 0.213 | 0.819 | 0.156 | 0.258 | 0.875 | 0.204 | 0.346 | 0.951 | 0.307 |
| 0.034 | 0.362 | 0.0105 | 0.094 | 0.584 | 0.0475 | 0.154 | 0.722 | 0.0977 | 0.214 | 0.820 | 0.157 | 0.259 | 0.876 | 0.205 | 0.348 | 0.953 | 0.309 |
| 0.035 | 0.368 | 0.0110 | 0.095 | 0.586 | 0.0483 | 0.155 | 0.724 | 0.0986 | 0.215 | 0.822 | 0.158 | 0.260 | 0.877 | 0.207 | 0.350 | 0.954 | 0.312 |
| 0.036 | 0.373 | 0.0115 | 0.096 | 0.589 | 0.0490 | 0.156 | 0.726 | 0.0996 | 0.216 | 0.823 | 0.159 | 0.262 | 0.879 | 0.209 | 0.355 | 0.957 | 0.318 |
| 0.037 | 0.378 | 0.0119 | 0.097 | 0.592 | 0.0498 | 0.157 | 0.728 | 0.1006 | 0.217 | 0.824 | 0.160 | 0.264 | 0.882 | 0.211 | | | |
| 0.038 | 0.382 | 0.0124 | 0.098 | 0.595 | 0.0505 | 0.158 | 0.729 | 0.1014 | 0.218 | 0.826 | 0.161 | 0.266 | 0.884 | 0.213 | 0.360 | 0.960 | 0.324 |
| 0.039 | 0.387 | 0.0129 | 0.099 | 0.597 | 0.0513 | 0.159 | 0.731 | 0.1023 | 0.219 | 0.827 | 0.162 | 0.268 | 0.886 | 0.216 | 0.365 | 0.963 | 0.330 |
| 0.040 | 0.392 | 0.0134 | 0.100 | 0.600 | 0.0520 | 0.160 | 0.733 | 0.1033 | 0.220 | 0.828 | 0.163 | 0.270 | 0.888 | 0.218 | 0.370 | 0.966 | 0.336 |
| 0.041 | 0.397 | 0.0139 | 0.101 | 0.603 | 0.0528 | 0.161 | 0.735 | 0.1042 | 0.221 | 0.830 | 0.164 | 0.272 | 0.890 | 0.220 | 0.375 | 0.968 | 0.343 |
| 0.042 | 0.401 | 0.0144 | 0.102 | 0.605 | 0.0536 | 0.162 | 0.737 | 0.1051 | 0.222 | 0.831 | 0.165 | 0.274 | 0.892 | 0.222 | | | |
| 0.043 | 0.406 | 0.0149 | 0.103 | 0.608 | 0.0544 | 0.163 | 0.739 | 0.1061 | 0.223 | 0.833 | 0.166 | 0.276 | 0.894 | 0.225 | 0.380 | 0.971 | 0.349 |
| 0.044 | 0.410 | 0.0155 | 0.104 | 0.611 | 0.0551 | 0.164 | 0.741 | 0.1070 | 0.224 | 0.834 | 0.167 | 0.278 | 0.896 | 0.227 | 0.385 | 0.973 | 0.355 |
| 0.045 | 0.415 | 0.0160 | 0.105 | 0.613 | 0.0559 | 0.165 | 0.742 | 0.1080 | 0.225 | 0.835 | 0.168 | 0.280 | 0.898 | 0.229 | 0.390 | 0.975 | 0.361 |
| 0.046 | 0.419 | 0.0165 | 0.106 | 0.616 | 0.0567 | 0.166 | 0.744 | 0.1089 | 0.226 | 0.836 | 0.169 | 0.282 | 0.900 | 0.231 | 0.395 | 0.978 | 0.367 |
| 0.047 | 0.423 | 0.0171 | 0.107 | 0.618 | 0.0575 | 0.167 | 0.746 | 0.1099 | 0.227 | 0.838 | 0.171 | 0.284 | 0.902 | 0.234 | | | |
| 0.048 | 0.428 | 0.0176 | 0.108 | 0.621 | 0.0583 | 0.168 | 0.748 | 0.1108 | 0.228 | 0.839 | 0.172 | 0.286 | 0.904 | 0.236 | 0.400 | 0.980 | 0.374 |
| 0.049 | 0.432 | 0.0181 | 0.109 | 0.623 | 0.0591 | 0.169 | 0.750 | 0.1118 | 0.229 | 0.840 | 0.173 | 0.288 | 0.906 | 0.238 | 0.405 | 0.982 | 0.380 |
| 0.050 | 0.436 | 0.0187 | 0.110 | 0.626 | 0.0598 | 0.170 | 0.751 | 0.1127 | 0.230 | 0.842 | 0.174 | 0.290 | 0.908 | 0.241 | 0.410 | 0.984 | 0.386 |
| 0.051 | 0.440 | 0.0193 | 0.111 | 0.628 | 0.0606 | 0.171 | 0.753 | 0.1137 | 0.231 | 0.843 | 0.175 | 0.292 | 0.909 | 0.243 | 0.415 | 0.985 | 0.392 |
| 0.052 | 0.444 | 0.0198 | 0.112 | 0.631 | 0.0614 | 0.172 | 0.755 | 0.1146 | 0.232 | 0.844 | 0.176 | 0.294 | 0.911 | 0.245 | | | |
| 0.053 | 0.448 | 0.0204 | 0.113 | 0.633 | 0.0623 | 0.173 | 0.756 | 0.1156 | 0.233 | 0.845 | 0.177 | 0.296 | 0.913 | 0.248 | 0.420 | 0.987 | 0.399 |
| 0.054 | 0.452 | 0.0210 | 0.114 | 0.636 | 0.0631 | 0.174 | 0.758 | 0.1166 | 0.234 | 0.847 | 0.178 | 0.298 | 0.915 | 0.250 | 0.425 | 0.989 | 0.405 |
| 0.055 | 0.456 | 0.0215 | 0.115 | 0.638 | 0.0639 | 0.175 | 0.760 | 0.1175 | 0.235 | 0.848 | 0.179 | 0.300 | 0.917 | 0.252 | 0.430 | 0.990 | 0.411 |
| 0.056 | 0.460 | 0.0221 | 0.116 | 0.640 | 0.0647 | 0.176 | 0.762 | 0.1185 | 0.236 | 0.849 | 0.180 | 0.302 | 0.918 | 0.255 | 0.435 | 0.992 | 0.417 |
| 0.057 | 0.464 | 0.0227 | 0.117 | 0.643 | 0.0655 | 0.177 | 0.763 | 0.1195 | 0.237 | 0.850 | 0.181 | 0.304 | 0.920 | 0.257 | | | |
| 0.058 | 0.468 | 0.0233 | 0.118 | 0.645 | 0.0663 | 0.178 | 0.765 | 0.1204 | 0.238 | 0.852 | 0.182 | 0.306 | 0.922 | 0.259 | 0.440 | 0.993 | 0.424 |
| 0.059 | 0.471 | 0.0239 | 0.119 | 0.648 | 0.0671 | 0.179 | 0.767 | 0.1214 | 0.239 | 0.853 | 0.183 | 0.308 | 0.923 | 0.262 | 0.445 | 0.994 | 0.430 |
| 0.060 | 0.475 | 0.0245 | 0.120 | 0.650 | 0.0680 | 0.180 | 0.768 | 0.1224 | 0.240 | 0.854 | 0.185 | 0.310 | 0.925 | 0.264 | 0.450 | 0.995 | 0.436 |
| 0.061 | 0.479 | 0.0251 | 0.121 | 0.652 | 0.0688 | 0.181 | 0.770 | 0.1234 | 0.241 | 0.855 | 0.186 | 0.312 | 0.927 | 0.266 | 0.455 | 0.996 | 0.443 |
| 0.062 | 0.482 | 0.0257 | 0.122 | 0.655 | 0.0696 | 0.182 | 0.772 | 0.1244 | 0.242 | 0.857 | 0.187 | 0.314 | 0.928 | 0.269 | | | |
| 0.063 | 0.486 | 0.0263 | 0.123 | 0.657 | 0.0705 | 0.183 | 0.773 | 0.1253 | 0.243 | 0.858 | 0.188 | 0.316 | 0.930 | 0.271 | 0.460 | 0.997 | 0.449 |
| 0.064 | 0.490 | 0.0270 | 0.124 | 0.659 | 0.0713 | 0.184 | 0.775 | 0.1263 | 0.244 | 0.859 | 0.189 | 0.318 | 0.931 | 0.273 | 0.465 | 0.998 | 0.455 |
| 0.065 | 0.493 | 0.0276 | 0.125 | 0.661 | 0.0721 | 0.185 | 0.777 | 0.1273 | 0.245 | 0.860 | 0.190 | 0.320 | 0.933 | 0.276 | 0.470 | 0.998 | 0.462 |
| 0.066 | 0.497 | 0.0282 | 0.126 | 0.664 | 0.0730 | 0.186 | 0.778 | 0.1283 | 0.246 | 0.861 | 0.191 | 0.322 | 0.934 | 0.278 | 0.475 | 0.999 | 0.468 |
| 0.067 | 0.500 | 0.0288 | 0.127 | 0.666 | 0.0738 | 0.187 | 0.780 | 0.1293 | 0.247 | 0.863 | 0.192 | 0.324 | 0.936 | 0.281 | | | |
| 0.068 | 0.503 | 0.0295 | 0.128 | 0.668 | 0.0747 | 0.188 | 0.781 | 0.1303 | 0.248 | 0.864 | 0.193 | 0.326 | 0.937 | 0.283 | 0.480 | 0.999 | 0.475 |
| 0.069 | 0.507 | 0.0301 | 0.129 | 0.670 | 0.0755 | 0.189 | 0.783 | 0.1313 | 0.249 | 0.865 | 0.194 | 0.328 | 0.939 | 0.285 | 0.485 | 1.000 | 0.481 |
| 0.070 | 0.510 | 0.0308 | 0.130 | 0.673 | 0.0764 | 0.190 | 0.785 | 0.1323 | 0.250 | 0.866 | 0.196 | 0.330 | 0.940 | 0.288 | 0.490 | 1.000 | 0.487 |
| 0.071 | 0.514 | 0.0314 | 0.131 | 0.675 | 0.0773 | 0.191 | 0.786 | 0.1333 | 0.251 | 0.867 | 0.197 | 0.332 | 0.942 | 0.290 | 0.495 | 1.000 | 0.494 |
| 0.072 | 0.517 | 0.0321 | 0.132 | 0.677 | 0.0781 | 0.192 | 0.788 | 0.1343 | 0.252 | 0.868 | 0.198 | 0.334 | 0.943 | 0.293 | | | |
| 0.073 | 0.520 | 0.0327 | 0.133 | 0.679 | 0.0790 | 0.193 | 0.789 | 0.1353 | 0.253 | 0.869 | 0.199 | 0.336 | 0.945 | 0.295 | 0.500 | 1.000 | 0.500 |
| 0.074 | 0.524 | 0.0334 | 0.134 | 0.681 | 0.0798 | 0.194 | 0.791 | 0.1363 | 0.254 | 0.871 | 0.200 | 0.338 | 0.946 | 0.297 | | | |
| 0.075 | 0.527 | 0.0341 | 0.135 | 0.683 | 0.0807 | 0.195 | 0.792 | 0.1373 | | | | | | | | | |
| 0.076 | 0.530 | 0.0347 | 0.136 | 0.686 | 0.0816 | 0.196 | 0.794 | 0.1383 | | | | | | | | | |
| 0.077 | 0.533 | 0.0354 | 0.137 | 0.688 | 0.0825 | 0.197 | 0.795 | 0.1393 | | | | | | | | | |
| 0.078 | 0.536 | 0.0361 | 0.138 | 0.690 | 0.0833 | 0.198 | 0.797 | 0.1403 | | | | | | | | | |
| 0.079 | 0.539 | 0.0368 | 0.139 | 0.692 | 0.0842 | 0.199 | 0.798 | 0.1414 | | | | | | | | | |
| 0.080 | 0.543 | 0.0375 | 0.140 | 0.694 | 0.0851 | 0.200 | 0.800 | 0.1424 | | | | | | | | | |
| 0.081 | 0.546 | 0.0382 | 0.141 | 0.696 | 0.0860 | 0.201 | 0.801 | 0.1434 | | | | | | | | | |
| 0.082 | 0.549 | 0.0389 | 0.142 | 0.698 | 0.0869 | 0.202 | 0.803 | 0.1444 | | | | | | | | | |
| 0.083 | 0.552 | 0.0396 | 0.143 | 0.700 | 0.0878 | 0.203 | 0.804 | 0.1454 | | | | | | | | | |
| 0.084 | 0.555 | 0.0403 | 0.144 | 0.702 | 0.0886 | 0.204 | 0.806 | 0.1465 | | | | | | | | | |
| 0.085 | 0.558 | 0.0410 | 0.145 | 0.704 | 0.0895 | 0.205 | 0.807 | 0.1475 | | | | | | | | | |
| 0.086 | 0.561 | 0.0417 | 0.146 | 0.706 | 0.0904 | 0.206 | 0.809 | 0.1485 | | | | | | | | | |
| 0.087 | 0.564 | 0.0424 | 0.147 | 0.708 | 0.0913 | 0.207 | 0.810 | 0.1496 | | | | | | | | | |
| 0.088 | 0.567 | 0.0431 | 0.148 | 0.710 | 0.0922 | 0.208 | 0.812 | 0.1506 | | | | | | | | | |
| 0.089 | 0.569 | 0.0439 | 0.149 | 0.712 | 0.0932 | 0.209 | 0.813 | 0.1516 | | | | | | | | | |



$$R^* = \frac{\text{Altura de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{h}{D}$$

$$L^* = \frac{\text{Long. de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{L}{D} = \text{Sen } \frac{\theta}{2} = \text{Sen Cos}^{-1} \left(1 - \frac{2h}{D} \right)$$

$$A^* = \frac{A_{\text{segmento}}}{A_{\text{Circulo}}} = \frac{r^2 (\theta - \text{Sen}\theta)}{2\pi r^2} = \frac{\theta - \text{Sen}\theta}{2\pi}; \theta = 2 \left[\text{Cos}^{-1} \left(1 - \frac{2h}{D} \right) \right]; \theta \text{ en Radianes}$$

Fuente: PDVSA MDP 03-S-03, 1995.

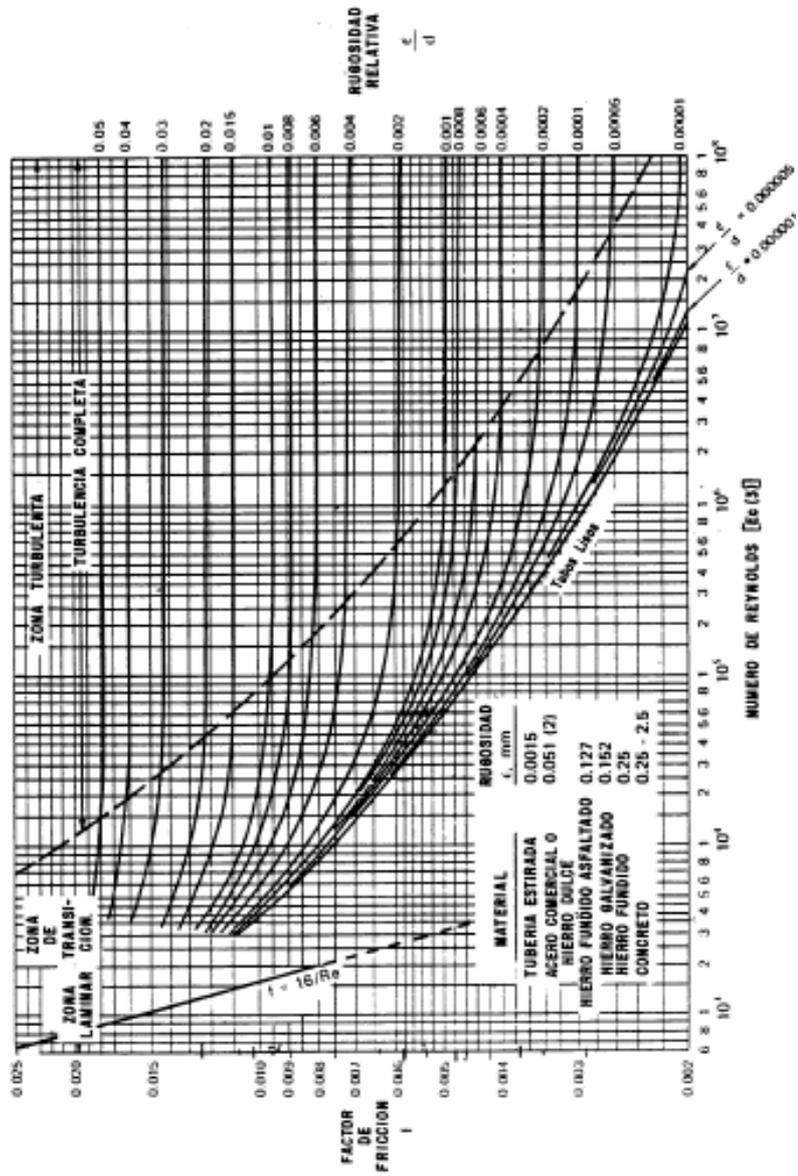
APÉNDICE D. Criterios y herramientas de diseño para tuberías.

Tabla D-1. Bases de diseño para líneas normales de acero al carbono.

| | ΔP Promedio kPa/m | ΔP máximo kPa/m | ΔP total máximo kPa/m (aprox.) |
|---|------------------------------|----------------------------|---|
| Líneas de succión de bombas y líneas de descarga por gravedad | 0.06 | 0.09 | – |
| Líneas de descarga de bombas (excepto alta presión) | 0.34 | 0.45 | – |
| Líneas de descarga de alta presión (4000 kPa manométricos y mayores) | 0.68 | 0.90 | – |
| Líneas de vapor (líneas de topes de torres atm. y a presión) | 0.05 | 0.11 | 3.5–7 |
| Líneas de gas (dentro de los límites de batería) | 0.05 | 0.11 | 28–35 |
| Líneas de gas (líneas de conexión) | – | – | 5–10% |
| Líneas de succión de un compresor (Ver Sección XI para distribución de líneas de succión del compresor) | 0.02 | 0.07 | 0.4–7 |
| Líneas de descarga de compresores | 0.04 | 0.11 | 28–35 |
| Líneas de vapor de alta presión (corta) | 0.11 | 0.23 | 14 |
| Líneas de vapor de alta presión (larga) | 0.02 | 0.09 | 35 |
| Líneas de vapor de escape (corta) | 0.04 | 0.09 | 7 |
| Líneas de vapor de escape (larga) | 0.01 | 0.02 | 10.5–14 |
| Líneas de agua (corta) | 0.23 | 0.34 | 14 |
| Líneas de agua (larga) | 0.06 | 0.11 | 35 |
| Transferencia de líquido y líneas de conexión | – | – | 175 |

* Para convertir de kPa/m a psi/100 pie, multiplique por 4.421.

Fuente: PDVSA MDP-02-FF-03, 1996.



Fuente: PDVSA MDP-02-FF-03, 1996.

Figura D-1. Factores de fricción para cualquier tipo de tubería comercial.

Tabla D-2. Velocidades típicas de líquidos en tuberías de acero.

| LIQUIDO Y LINEA | DIAMETRO NOMINAL DE TUBERIA (pulgadas) | | |
|---|---|--------------------|--------------------|
| | 2 o menor | 3 a 10 | 10 a 20 |
| | Velocidad pie/s | Velocidad pie/s | Velocidad pie/s |
| AGUA | | | |
| Succión de bomba | 1 a 2 | 2 a 4 | 3 a 6 |
| Descarga de bomba (larga) | 2 a 3 | 3 a 5 | 4 a 6 |
| Conexiones de descarga (corta) | 4 a 9 | 5 a 12 | 8 a 14 |
| Alimentación de caldera | 4 a 9 | 5 a 12 | 8 a 14 |
| Drenajes | 3 a 4 | 3 a 5 | – |
| Aguas negras inclinadas | – | 3 a 5 | – |
| HIDROCARBUROS LIQUIDOS (Viscosidades normales) | | | |
| Succión de bomba | 1,5 a 2,5 | 2 a 4 | 3 a 6 |
| Cabezal de descarga (largo) | 2,5 a 3,5 | 3 a 5 | 4 a 7 |
| Conexiones de descarga (corta) | 4 a 9 | 5 a 12 | 8 a 15 |
| Drenajes | 3 a 4 | 3 a 5 | – |
| HIDROCARBUROS VISCOSOS | | | |
| Succión de bomba | | | |
| Viscosidad mediana | – | 1,5 a 3 | 2,5 a 5 |
| Alquitrán y aceites combustibles | – | 0,4 a 0,75 | 0,5 a 1 |
| Descarga (corta) | | | |
| | – | 3 a 5 | 4 a 6 |
| Drenajes | | | |
| | 1 | 1,5 a 3 | – |

Fuente: PDVSA 90616.1.024, 1993.

Tabla D-3. Caídas de presión recomendadas para líneas de gases y vapor.

| SERVICIO | CAIDA DE PRESION Lppc/100 pies de tubería |
|----------------------------|--|
| Línea de Transferencia | 0,5 – 2 |
| Compresor (psig) | |
| Succión, 0 – 10 | 0,05 – 0,125 |
| 10 – 50 | 0,125 |
| 50 – 100 | 0,25 |
| por encima de 200 | 0,50 |
| Descarga, por debajo de 50 | 0,125 – 0,25 |
| 50 – 100 | 0,25 – 0,5 |
| por encima de 200 | 0,5 – 1,0 |

Fuente: PDVSA 90616.1.024, 1993.

Tabla D- 4. Velocidades típicas en líneas de gases y vapor.

| Diámetro Nominal de Tubería (Pulg.) | Vapor de Agua o Vapor Saturado | Vapor de Agua y Vapor Sobrecalentados, gas | |
|---|--|---|------------------------------------|
| | Por debajo de 50 Lppcm Veloc. (pies/s) | 5 a 150 Lppcm Veloc. (pies/s) | 150 a 250 Lppcm Veloc. (pies/s) |
| 2 o menor | 45 a 100 | 40 a 80 | 30 a 60 |
| 3 a 4 | 50 a 110 | 45 a 90 | 35 a 70 |
| 6 | 60 a 120 | 50 a 120 | 45 a 90 |
| 8 a 10 | 65 a 125 | 80 a 160 | 65 a 125 |
| 12 a 14 | 70 a 130 | 100 a 190 | 80 a 145 |
| 16 a 18 | 75 a 135 | 110 a 210 | 90 a 160 |
| 20 | 80 a 140 | 120 a 220 | 100 a 170 |

Fuente: PDVSA 90616.1.024, 1993.

APÉNDICE E. Balances de masa y energía para la estación de flujo mediante el método termodinámico de Peng-Robinson.

Tabla E- 1. Balance de masa y energía para la estación de flujo. Método termodinámico: Peng-Robinson.

| <i>Identificación de corriente</i> | | 1001 | 1002 | 1003 | 1004 | 1005 | 1006 |
|---|---------------------|-----------------|-----------------|----------------|-------------|-----------------|-------------|
| <i>Fase</i> | | Bifásico | Bifásico | Líquido | Gas | Bifásico | Gas |
| <i>Propiedades de corriente total</i> | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,8 | 0,2 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| | Kg/seg | 20,7 | 5,2 | 2,2 | 0,2 | 0,2 | 0,1 |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,021 | 0,005 | 0,003 | 0,000 | 0,000 | 0,000 |
| Temperatura | °C | 175,2 | 175,2 | 30,0 | 175,2 | 50,0 | 46,6 |
| Presión | bar | 15,0 | 15,0 | 14,0 | 15,0 | 14,5 | 6,0 |
| Peso molecular | | 25,4 | 25,4 | 129,7 | 18,9 | 18,9 | 19,0 |
| Entalpía | m*KW | 0,014 | 0,003 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 |
| | Kcal/Kg | 156,5 | 156,5 | 12,5 | 435,4 | 59,7 | 75,5 |
| Fración molar de líquido | | 0,018 | 0,018 | 1,000 | 0,000 | 0,004 | 0,000 |
| Temperatura reducida | | 0,698 | 0,698 | 0,490 | 0,956 | 0,689 | 1,542 |
| Presión reducida | | 0,070 | 0,070 | 0,522 | 0,099 | 0,096 | 0,119 |
| Factor acéntrico | | 0,349 | 0,349 | 0,361 | 0,220 | 0,220 | 0,035 |
| Watson K (UOPK) | | 9,7 | 9,7 | 11,6 | 12,1 | 12,1 | 16,8 |
| Densidad estándar de líquido | Kg/m ³ | 974,8 | 974,8 | 789,3 | 574,0 | 574,0 | 356,4 |
| | Gravedad específica | 0,976 | 0,976 | 0,790 | 0,575 | 0,575 | 0,357 |
| | Gravedad API | 13,5 | 13,5 | 47,6 | 114,8 | 114,8 | 265,2 |
| <i>Propiedades de la fase vapor</i> | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,0 | 0,0 | n/a | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| | Kg/seg | 0,8 | 0,2 | n/a | 0,2 | 0,1 | 0,1 |
| | m ³ /seg | 0,099 | 0,025 | n/a | 0,025 | 0,008 | 0,018 |
| Flujo estándar de vapor | m ³ /seg | 0,928 | 0,232 | n/a | 0,232 | 0,094 | 0,094 |
| Gravedad específica (Aire=1.0) | | 0,652 | 0,652 | n/a | 0,652 | 0,656 | 0,656 |
| Peso molecular | | 18,9 | 18,9 | | 18,9 | 19,0 | 19,0 |
| Entalpía | Kcal/Kg | 435,4 | 435,4 | n/a | 435,4 | 75,5 | 75,5 |
| CP | Kcal/Kg.°C | 0,577 | 0,577 | n/a | 0,577 | 0,483 | 0,471 |
| Densidad | Kg/m ³ | 7,9 | 7,9 | 0,0 | 7,9 | 10,5 | 4,3 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,03 | 0,03 | 0,00 | 0,03 | 0,03 | 0,03 |
| Viscosidad | cP | 0,02 | 0,02 | 0,00 | 0,02 | 0,01 | 0,01 |
| <i>Propiedades de la fase líquida</i> | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,8 | 0,2 | 0,0 | n/a | 0,0 | n/a |
| | Kg/seg | 20,0 | 5,0 | 2,2 | n/a | 0,1 | n/a |
| | m ³ /seg | 0,022 | 0,006 | 0,003 | n/a | 0,000 | n/a |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,020 | 0,005 | 0,003 | n/a | 0,000 | n/a |
| Gravedad específica (H ₂ O @ 60 F) | | 1,003 | 1,003 | 0,790 | n/a | 0,990 | n/a |
| Peso molecular | | 25,8 | 25,8 | 129,7 | | 18,8 | |
| Entalpía | Kcal/Kg | 145,6 | 145,6 | 12,5 | n/a | 48,8 | n/a |
| CP | Kcal/Kg.°C | 8,872 | 8,872 | 0,470 | n/a | 3,649 | n/a |
| Densidad | Kg/m ³ | 900,6 | 900,6 | 780,5 | 0,0 | 978,0 | 0,0 |
| Tensión superficial | dina/cm | 43,0 | 43,0 | 25,6 | 0,0 | 67,8 | 0,0 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,12 | 0,12 | 0,09 | 0,00 | 0,32 | 0,00 |
| Viscosidad | cP | 5,90 | 5,90 | 2,30 | 0,00 | 0,54 | 0,00 |

Fuente: Elaboración propia mediante el paquete de simulación PRO II.

Tabla E-1. Balance de masa y energía para la estación de flujo. Método termodinámico:
Peng-Robinson (continuación).

| <i>Identificación de corriente</i> | | 1007 | 1008 | 1009 | 1010 | 1011 | 1012 |
|---|---------------------|-------------|----------------|----------------|-------------|-----------------|-------------|
| <i>Fase</i> | | Gas | Líquido | Líquido | Gas | Bifásico | Gas |
| <i>Propiedades de corriente total</i> | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,0 | 0,2 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| | Kg/seg | 0,4 | 5,0 | 0,1 | 0,8 | 0,8 | 0,3 |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,001 | 0,005 | 0,000 | 0,001 | 0,001 | 0,001 |
| Temperatura | °C | 47,1 | 175,2 | 50,0 | 172,2 | 50,0 | 47,2 |
| Presión | bar | 6,0 | 15,0 | 14,5 | 14,0 | 13,0 | 6,0 |
| Peso molecular | | 19,0 | 25,8 | 18,8 | 18,9 | 18,9 | 19,0 |
| Entalpía | m*KW | 0,000 | 0,003 | 0,000 | 0,001 | 0,000 | 0,000 |
| | Kcal/Kg | 76,2 | 145,6 | 48,8 | 432,6 | 60,0 | 76,4 |
| Fración molar de líquido | | 0,000 | 0,019 | 0,006 | 0,000 | 0,004 | 0,000 |
| Temperatura reducida | | 1,541 | 0,688 | 0,499 | 0,951 | 0,690 | 1,540 |
| Presión reducida | | 0,119 | 0,069 | 0,066 | 0,093 | 0,086 | 0,119 |
| Factor acéntrico | | 0,036 | 0,356 | 0,345 | 0,219 | 0,219 | 0,036 |
| Watson K (UOPK) | | 16,8 | 9,6 | 8,9 | 12,1 | 12,1 | 16,8 |
| Densidad estándar de líquido | Kg/m ³ | 356,8 | 1002,2 | 989,3 | 573,5 | 573,5 | 356,9 |
| | Gravedad específica | 0,357 | 1,003 | 0,990 | 0,574 | 0,574 | 0,357 |
| | Gravedad API | 264,7 | 9,6 | 11,4 | 115,0 | 115,0 | 264,5 |
| <i>Propiedades de la fase vapor</i> | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,0 | n/a | n/a | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| | Kg/seg | 0,4 | n/a | n/a | 0,8 | 0,3 | 0,3 |
| | m ³ /seg | 0,092 | n/a | n/a | 0,105 | 0,034 | 0,074 |
| Flujo estándar de vapor | m ³ /seg | 0,471 | n/a | n/a | 0,925 | 0,377 | 0,377 |
| Gravedad específica (Aire=1.0) | | 0,657 | n/a | n/a | 0,654 | 0,657 | 0,657 |
| Peso molecular | | 19,0 | | | 18,9 | 19,0 | 19,0 |
| Entalpía | Kcal/Kg | 76,2 | n/a | n/a | 432,6 | 76,4 | 76,4 |
| CP | Kcal/Kg.°C | 0,471 | n/a | n/a | 0,571 | 0,481 | 0,471 |
| Densidad | Kg/m ³ | 4,3 | 0,0 | 0,0 | 7,4 | 9,4 | 4,3 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,03 | 0,00 | 0,00 | 0,03 | 0,03 | 0,03 |
| Viscosidad | cP | 0,01 | 0,00 | 0,00 | 0,02 | 0,01 | 0,01 |
| <i>Propiedades de la fase líquida</i> | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | n/a | 0,2 | 0,0 | n/a | 0,0 | n/a |
| | Kg/seg | n/a | 5,0 | 0,1 | n/a | 0,5 | n/a |
| | m ³ /seg | n/a | 0,006 | 0,000 | n/a | 0,000 | n/a |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | n/a | 0,005 | 0,000 | n/a | 0,000 | n/a |
| Gravedad específica (H ₂ O @ 60 F) | | n/a | 1,003 | 0,990 | n/a | 0,990 | n/a |
| Peso molecular | | | 25,8 | 18,8 | | 18,9 | |
| Entalpía | Kcal/Kg | n/a | 145,6 | 48,8 | n/a | 48,7 | n/a |
| CP | Kcal/Kg.°C | n/a | 8,872 | 3,649 | n/a | 3,626 | n/a |
| Densidad | Kg/m ³ | 0,0 | 900,6 | 978,0 | 0,0 | 977,1 | 0,0 |
| Tensión superficial | dina/cm | 0,0 | 43,0 | 67,8 | 0,0 | 67,8 | 0,0 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,00 | 0,12 | 0,32 | 0,00 | 0,31 | 0,00 |
| Viscosidad | cP | 0,00 | 5,32 | 0,54 | 0,00 | 0,54 | 0,00 |

Fuente: Elaboración propia mediante el paquete de simulación PRO II.

Tabla E-1. Balance de masa y energía para la estación de flujo. Método termodinámico:
Peng-Robinson (continuación).

| <i>Identificación de corriente</i> | | 1013 | 1014 | 1015 | 1016 | 1017 | 1018 | 1019 |
|---|---------------------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| <i>Fase</i> | | Líquido |
| Propiedades de corriente total | | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,0 | 0,0 | 0,8 | 1,0 | 1,0 | 1,0 | 1,0 |
| | Kg/seg | 0,5 | 0,5 | 20,4 | 27,7 | 27,7 | 27,7 | 27,7 |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,000 | 0,000 | 0,020 | 0,028 | 0,028 | 0,028 | 0,028 |
| Temperatura | °C | 50,0 | 50,0 | 172,2 | 164,1 | 110,0 | 60,0 | 60,6 |
| Presión | bar | 13,0 | 14,0 | 14,0 | 14,0 | 12,5 | 11,0 | 31,0 |
| Peso molecular | | 18,9 | 18,9 | 25,6 | 27,3 | 27,3 | 27,3 | 27,3 |
| Entalpía | m*KW | 0,000 | 0,000 | 0,012 | 0,015 | 0,010 | 0,005 | 0,006 |
| | Kcal/Kg | 48,7 | 48,7 | 143,5 | 133,0 | 87,5 | 47,0 | 47,8 |
| Fración molar de líquido | | 0,007 | 0,007 | 0,019 | 0,036 | 0,034 | 0,034 | 0,034 |
| Temperatura reducida | | 0,499 | 0,499 | 0,683 | 0,672 | 0,588 | 0,512 | 0,512 |
| Presión reducida | | 0,059 | 0,064 | 0,065 | 0,066 | 0,059 | 0,052 | 0,145 |
| Factor acéntrico | | 0,345 | 0,345 | 0,356 | 0,356 | 0,356 | 0,356 | 0,356 |
| Watson K (UOPK) | | 8,9 | 8,9 | 9,5 | 9,7 | 9,7 | 9,7 | 9,7 |
| Densidad estándar de líquido | Kg/m ³ | 988,5 | 988,5 | 1001,9 | 980,9 | 980,9 | 980,9 | 980,9 |
| | Gravedad específica | 0,990 | 0,990 | 1,003 | 0,982 | 0,982 | 0,982 | 0,982 |
| | Gravedad API | 11,5 | 11,5 | 9,6 | 12,6 | 12,6 | 12,6 | 12,6 |
| Propiedades de la fase vapor | | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | n/a |
| | Kg/seg | n/a |
| | m ³ /seg | n/a |
| Flujo estándar de vapor | m ³ /seg | n/a |
| Gravedad específica (Aire=1.0) | | n/a |
| Peso molecular | | | | | | | | |
| Entalpía | Kcal/Kg | n/a |
| CP | Kcal/Kg.°C | n/a |
| Densidad | Kg/m ³ | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Viscosidad | cP | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Propiedades de la fase líquida | | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,0 | 0,0 | 0,8 | 1,0 | 1,0 | 1,0 | 1,0 |
| | Kg/seg | 0,5 | 0,5 | 20,4 | 27,7 | 27,7 | 27,7 | 27,7 |
| | m ³ /seg | 0,000 | 0,000 | 0,023 | 0,031 | 0,030 | 0,029 | 0,029 |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,000 | 0,000 | 0,020 | 0,028 | 0,028 | 0,028 | 0,028 |
| Gravedad específica (H ₂ O @ 60 F) | | 0,990 | 0,990 | 1,003 | 0,982 | 0,982 | 0,982 | 0,982 |
| Peso molecular | | 18,9 | 18,9 | 25,6 | 27,3 | 27,3 | 27,3 | 27,3 |
| Entalpía | Kcal/Kg | 48,7 | 48,7 | 143,5 | 133,0 | 87,5 | 47,0 | 47,8 |
| CP | Kcal/Kg.°C | 3,626 | 3,625 | 8,900 | 5,527 | 5,256 | 4,760 | 4,757 |
| Densidad | Kg/m ³ | 977,1 | 977,1 | 902,9 | 884,7 | 928,0 | 960,4 | 961,8 |
| Tensión superficial | dina/cm | 67,8 | 67,8 | 43,7 | 44,9 | 56,2 | 65,2 | 65,1 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,31 | 0,31 | 0,12 | 0,11 | 0,12 | 0,13 | 0,13 |
| Viscosidad | cP | 0,54 | 0,54 | 5,55 | 1,76 | 4,83 | 24,70 | 24,16 |

Fuente: Elaboración propia mediante el paquete de simulación PRO II.

APÉNDICE F. Cálculos tipo para el dimensionamiento de tuberías con flujo en una sola fase.

Cálculo de caída de presión para tuberías que transportan líquidos

Para mostrar éstos cálculos se utilizará como ejemplo la línea 1008 (DFP-01), la cual transporta la emulsión proveniente del separador de prueba V-1101 (DFP-01).

- En primer lugar se debe suponer un valor de diámetro para estimar la velocidad y caída de presión en la línea, escogiendo tuberías de cédula 80 debido a las condiciones de presión en el sistema. Para este caso se tendrá un diámetro nominal de 4 plg.

Para este valor de diámetro el área de sección transversal y la velocidad superficial de líquido son las siguientes:

$$A_{TUB} = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3.1416 \left(\frac{3.826}{39.37} \right)^2}{4} = 0.0074 \text{ m}^2$$

$$V_{SL} = \frac{Q_L}{A_{TUB}} = \frac{0.0055}{0.0074} = 0.74 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Nota: El valor de Q_L fue obtenido del Balance de Masa y Energía de la Figura 31 del capítulo IV.

- El número de Reynolds se obtiene entonces de la siguiente manera:

$$\text{Re} = \frac{dV_{SL}\rho_L}{\mu_L} = \frac{\left(\frac{3.826}{39.37} \right) (0.74)(900.8)}{\left(\frac{5.32}{1000} \right)} = 12176.18$$

- De la Figura D-1 del Apéndice D (diagramas de Moody) se obtiene el factor de fricción:

$$f = 0.03$$

- La caída de presión por fricción para 100 m de tubería es entonces:

$$(\Delta P)_f = \frac{fV_{SL}^2\rho_L L_{TUB}}{2d} = \frac{2(0.03)(0.74)^2(900.8)(100)}{2\left(\frac{3.826}{39.37}\right)(1000)} = 7.61 \text{ KPa}$$

- Como la tubería es horizontal

$$(\Delta P)_E = 0$$

- Finalmente se calcula la caída de presión total:

$$(\Delta P)_T = (\Delta P)_f = 7.61 \text{ KPa}$$

Esta tubería corresponde a una descarga por gravedad, de acuerdo a los criterios de la Tabla D-1, la caída de presión máxima permisible es de 9 KPa por cada 100m. Con el diámetro supuesto se cumple el criterio de caída de presión, por lo que se toma este valor como diámetro de la tubería.

Cálculo de caída de presión para tuberías que transportan gases

Para este cálculo se utilizará como ejemplo la línea 1010 (DFP-01), la cual corresponde al gas producido en el separador V-1102 (DFP-01).

- Al igual que en el caso anterior, el primer paso es suponer un diámetro de tubería para los cálculos subsiguientes. Este tendrá un valor de 6 plg (nominal) cédula 80. El área de sección transversal y velocidad superficial de gas son las siguientes:

$$A_{TUB} = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3.1416 \left(\frac{5.761}{39.37} \right)^2}{4} = 0.0168 \text{ m}^2$$

$$V_{SG} = \frac{Q_G}{A_{TUB}} = \frac{0.1053}{0.0168} = 6.26 \frac{m}{s}$$

Nota: El valor de Q_G fue obtenido del Balance de Masa y Energía de la Figura 31 del capítulo IV.

- Se determina el factor de fricción de Weymouth:

$$f_w = \frac{0.094}{\left(\frac{5.761 * 1000}{39.37} \right)^{1/3}} = 0.018$$

- Para una presión aguas arriba de 14 bar y una longitud de tubería de 100 m se tiene:

$$W_G = Q_G * \rho_G = 0.1053 * 7.467 = 0.786 \frac{Kg}{s}$$

Nota: El valor de ρ_G fue tomado de la Tabla 12 del capítulo IV.

La determinación de la presión de descarga P_2 , requiere manipular matemáticamente la Ec. 57. Para facilitar el cálculo se determina primero el término:

$$B = \frac{W_G^2 f_w L_{TUB}}{d \rho_1 A_{TUB}^2} = \frac{(0.786)^2 (0.018)(100)}{\left(\frac{5.761}{39.37}\right) (7.467)(0.0168)^2} = 3568.709 \text{ Pa}$$

Luego, P_2 se calcula como sigue:

$$P_2 = \sqrt{P_1^2 - (B * P_1)}$$

$$= \sqrt{(14 \times 10^5)^2 - (3568.709 * 14 \times 10^5)} = 1399514.508 \text{ Pa}$$

- Finalmente la caída de presión se determina de la siguiente manera:

$$(\Delta P)_T = P_1 - P_2 = 1400000 - 1399514.508 = 1785.492 \text{ Pa}$$

$$= 1.79 \text{ KPa}$$

Esta tubería corresponde a una línea de vapor de tope de un recipiente a presión, de acuerdo a la Tabla D-1 la caída de presión máxima permisible es de 11 Kpa por cada 100 m. Adicionalmente, de acuerdo a la Tabla D-4, para este diámetro la velocidad debería estar entre 45 y 90 pies/s, la velocidad del gas por la tubería es de 20.54 pies/s. A pesar de que este valor está por debajo de la velocidad típica, se toma éste como diámetro de la tubería, pues con un diámetro menor no puede cumplirse el criterio de caída de presión.

APÉNDICE G. Cálculos tipo para el dimensionamiento de tuberías bifásicas.

Para este cálculo se tomará como ejemplo la línea 1001 (DFP-01) que corresponde a la entrada de crudo al separador de producción V-1102 (DFP-01).

Determinación del régimen de flujo

- Se asume una presión promedio: $P_{prom} = 14 \text{ bar}$
- Con este valor y la temperatura correspondiente, $T_{prom} = 175.2 \text{ } ^\circ\text{C}$, se calculan por simulación los flujos y propiedades físicas de los fluidos:

Tabla G- 1. Flujos y propiedades de los fluidos a través de la línea 1001 (DFP-01).

| | Líquido | Gas | mezcla |
|-------------------------------------|---------|--------------------|---------|
| Flujo másico [ton/d] | 1724.46 | 67.94 | 1792.40 |
| Caudal [m^3/s] | 0.0222 | 0.0990 | 0.1212 |
| Densidad [Kg/m^3] | 900.77 | 7.94 | 171.16 |
| Viscosidad [Pa.s] | 0.0059 | 2×10^{-5} | ----- |
| Tensión superficial [N/m] | 0.043 | ----- | ----- |

Fuente: Elaboración propia mediante el paquete de simulación PRO II.

- Para un diámetro nominal de 12 plg cédula 80 se tiene:

$$V_{ML} = 1.27 \frac{\rho_L Q_L}{d^2} = 1.27 \frac{(900.77)(0.0222)}{\left(\frac{11.376}{39.37}\right)^2} = 304.17 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

$$V_{MG} = 1.27 \frac{\rho_G Q_G}{d^2} = 1.27 \frac{(7.94)(0.0990)}{\left(\frac{11.376}{39.37}\right)^2} = 11.95 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

$$\alpha = \left[\frac{\rho_G}{1.20} \frac{\rho_L}{998} \right]^{0.5} = \left[\frac{7.94}{1.20} \frac{900.77}{998} \right]^{0.5} = 2.44$$

$$\tau = \frac{0.073}{\sigma_L} \left[10^3 \mu_L \left(\frac{998}{\rho_L} \right)^2 \right]^{1/3} = \frac{0.073}{0.043} \left[10^3 (0.0059) \left(\frac{998}{900.77} \right)^2 \right]^{1/3} = 3.29$$

$$\text{Coordenada } X = \frac{V_{ML} \alpha \tau}{V_{MG}} = \frac{(304.17)(2.44)(3.29)}{11.95} = 204.26$$

$$\text{Coordenada } Y = \frac{V_{MG}}{\alpha} = \frac{11.95}{2.44} = 4.89$$

De acuerdo a la Figura 12, el régimen de flujo es tipo tapón.

Cálculo de la caída de presión

- Una vez determinado el régimen de flujo y establecido el diámetro de la tubería, se determina la fracción volumétrica de líquido:

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} = \frac{0.0222}{0.0222 + 0.0990} = 0.18$$

- Luego la viscosidad de la mezcla es:

$$\mu_{2\phi} = \lambda \mu_L + (1 - \lambda) \mu_G = 0.18(0.0059) + (1 - 0.18)(2 \times 10^{-5}) = 0.0011 \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

- La velocidad promedio de la mezcla se obtiene mediante:

$$V_{2\phi} = \frac{1.27 \times 10^6 Q_T}{d^2} = \frac{1.27 \times 10^6 (0.1212)}{(11.376 * 25.4)^2} = 1.85 \frac{m}{s}$$

- Tal como fue explicado en la sección II.3.1.2, se determinó la retención de líquido, la cual tiene un valor de:

$$R_L = 0.18$$

El número de Reynolds y la densidad de la mezcla se calculan como sigue:

$$\text{Re}_{2\phi} = 10^{-3} \frac{dV_{2\phi}\rho_{2\phi}}{\mu_{2\phi}} = 10^{-3} \frac{(11.376 * 25.4)(1.85)(171.63)}{0.0011} = 83535.78$$

$$\rho_{2\phi} = \frac{\rho_L \lambda^2}{R_L} + \frac{\rho_G (1-\lambda)^2}{1-R_L} = \frac{900.77(0.18)^2}{0.18} + \frac{7.94(1-0.18)^2}{1-0.18} = 171.63 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

- El factor de fricción de Fanning para una fase es:

$$f_{1\phi} = 0.0014 + \frac{0.125}{(\text{Re}_{2\phi})^{0.32}} = 0.0014 + \frac{0.125}{(83535.78)^{0.32}} = 0.0047$$

De la Figura 15, $\frac{f_{2\phi}}{f_{1\phi}} = 2.45$, luego el factor de fricción de dos fases es el siguiente:

$$f_{2\phi} = \left(\frac{f_{2\phi}}{f_{1\phi}} \right) f_{1\phi} = 2.45 * 0.0047 = 0.0116$$

- Para 100 m de tubería, la caída de presión por fricción es:

$$(\Delta P)_f = \frac{2f_{2\phi}V_{2\phi}^2\rho_{2\phi}L_{TUB}}{d} = \frac{2(0.0116)(1.85)^2(171.63)(100)}{(11.376 * 25.4)} = 4.70 \text{ KPa}$$

- Como la tubería es horizontal

$$(\Delta P)_E = 0$$

- Debido a que no se esperan modificaciones en el diámetro o cambios significativos de temperatura en la línea 1001 (DFP-01), las velocidades no variarán y las propiedades se mantendrán relativamente constantes e iguales a los valores presentados en la Tabla G-1, por lo que la caída de presión por aceleración no es significativa, razón por la cual no será tomada en cuenta para el cálculo de caída de presión total.

$$(\Delta P)_T = (\Delta P)_f = 4.70 \text{ KPa}$$

APÉNDICE H. Cálculos tipo para el dimensionamiento de separadores.

Para los cálculos de separadores, tanto vertical como horizontal se utilizará como ejemplo el separador V-1102 (DFP-01), el cual corresponde al separador de producción. Las propiedades de los fluidos se encuentran reportadas en la Tabla G-1.

Separadores verticales

De acuerdo a la información de la Tabla C-1, para este servicio es conveniente un tiempo de residencia de 5 min. Los tiempos de residencia y distancias recomendadas entre niveles están dados en la Tabla 2.

- De acuerdo a la experiencia en el área, un diámetro de partícula de 300 μm será considerado para el cálculo de la velocidad límite de gas. En primer lugar debe determinarse el coeficiente de dragado mediante la Figura 9. La abscisa correspondiente a esta gráfica se calcula como sigue:

$$\begin{aligned}
 C' \text{Re} &= \frac{(0.95)(10^8) \rho_G Dp^3 (\rho_L - \rho_G)}{\mu^2} \\
 &= \frac{(0.95)(10^8)(7.94 * 0.0624)(300 * 10^{-6} * 3.2808)^3 (900.77 - 7.94)0.0624}{(2 * 10^{-5} * 10^3)^2} \\
 &= 6249.05
 \end{aligned}$$

Luego $C' = 1.1$

La velocidad límite es entonces:

$$\begin{aligned}
 V_t &= \sqrt{\frac{4gDp(\rho_L - \rho_G)}{3\rho_G C'}} \\
 &= \sqrt{\frac{4(32.2)(300 * 10^{-6} * 3.2808)(900.77 - 7.94)0.0624}{3(7.94 * 0.0624)1.1}} = 2.08 \frac{\text{pies}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

Nota: El cálculo de la velocidad límite se ha hecho en unidades inglesas debido a que el gráfico de la Figura 9 maneja dichas unidades. El resto de los cálculos serán realizados en unidades del SI.

- Una vez determinada la velocidad límite, se calcula el área de vapor requerida y el diámetro mínimo de recipiente de la siguiente manera:

$$A_{VR} = \frac{Q_G}{Vp} = \frac{0.099}{\left(\frac{2.08}{3.2808}\right)} = 0.16 \text{ m}^2$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4A_{VR}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(0.16)}{3.1416}} = 0.446 \text{ m}$$

- Tomando en consideración la información mostrada en la sección II.2.8, y de acuerdo a la experiencia en el área, se tomará como razón Longitud/Diámetro para el recipiente un valor de:

$$(L/D) = 4$$

- Para iniciar el tanteo se toma un diámetro $D = 1873.5 \text{ mm}$

$$A_{REC} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3.1416 \left(\frac{1873.5}{1000}\right)^2}{4} = 2.76 \text{ m}^2$$

- El volumen de operación se calcula como:

$$V_{NLL-LLLL} = Q_L t_{RES} = 0.0222 * 5 * 60 = 6.66 \text{ m}^3$$

- Luego la altura entre los niveles NLL-LLLL es:

$$h_{NLL-LLLL} = \frac{V_{NLL-LLLL}}{A_{REC}} = \frac{4V_{NLL-LLLL}}{\pi D^2} = \frac{4(6.66)}{3.1416 \left(\frac{1873.5}{1000} \right)^2} = 2.416m$$

$$h_{NLL-LLLL} = 2415.89 \text{ mm}$$

- De acuerdo a la Tabla 2 se tienen las siguientes distancias entre niveles:
 - Tope-Boquilla de alimentación (h_a) = 800 mm
 - Boquilla de alimentación-HHLL (h_b) = 300 mm
 - LLLL-Fondo (h_c) = 300 mm

Asimismo, el tiempo de residencia entre los niveles HHLL-HLL y LLL-LLLL, es de 2min, con lo cual se tiene:

$$V_{HHLL-HLL} = Q_L t_{RES} = 0.0222 * 2 * 60 = 2.66 \text{ m}^3$$

$$h_{HHLL-HLL} = \frac{V_{HHLL-HLL}}{A_{REC}} = \frac{4V_{HHLL-HLL}}{\pi D^2} = \frac{4(2.66)}{3.1416 \left(\frac{1873.5}{1000} \right)^2} = 0.966m$$

$$h_{HHLL-HLL} = 966.36 \text{ mm}$$

$$V_{LLL-LLLL} = Q_L t_{RES} = 0.0222 * 2 * 60 = 2.66 \text{ m}^3$$

$$h_{LLL-LLLL} = \frac{V_{LLL-LLLL}}{A_{REC}} = \frac{4V_{LLL-LLLL}}{\pi D^2} = \frac{4(2.66)}{3.1416 \left(\frac{1873.5}{1000}\right)^2} = 0.966m$$

$$h_{LLL-LLLL} = 966.36 \text{ mm}$$

- Debido a que el régimen de flujo en la tubería de alimentación es tipo tapón, debe añadirse un volumen adicional entre los niveles HLL-NLL:

La longitud del tapón de líquido esperado se calcula como:

$$\ln(L_s) = -25.4 + 28.5[\ln(11.376)]^{0.1} = 5.75$$

$$L_s = 307.38 \text{ pies}$$

El volumen correspondiente a este tapón de líquido es:

$$V_s = L_s \frac{\pi d^2}{4} = \left(\frac{307.38}{3.2808}\right) \frac{3.1416 \left(\frac{11.376}{39.37}\right)^2}{4} = 6.14 \text{ m}^3$$

Expresado como longitud de recipiente:

$$h_s = \frac{V_s}{A_{REC}} = \frac{6.14}{2.76} = 2.23 \text{ m}$$

Luego la altura entre los niveles HLL-NLL será la correspondiente a 1 min de tiempo de residencia (ver Tabla 2), sumada a h_s :

$$h_{HLL-NLL} = \frac{V_{HLL-NLL}}{A_{REC}} + h_s = \frac{Q_L t_{RES}}{A_{REC}} + h_s = \frac{0.0222 * 1 * 60}{2.76} + 2.23 = 2.71$$

$$h_{HLL-NLL} = 2711.78 \text{ mm}$$

- La longitud efectiva del separador se calcula entonces como la suma de las longitudes calculadas:

$$\begin{aligned} L &= h_a + h_b + h_{HLL-HLL} + h_{HLL-NLL} + h_{NLL-LLL} + h_c \\ &= 800 + 300 + 966.36 + 2711.78 + 2415.89 + 300 \\ &= 7494.03 \text{ mm} \end{aligned}$$

- Una vez determinada a altura del recipiente, se calcula nuevamente el valor de (L/D) , y se determina el error porcentual:

$$\left(\frac{L}{D}\right) = \frac{7494.03}{1873.5} = 4.000$$

$$\%E(L/D) = \frac{4.000 - 4.000}{4.000} = 0.000\%$$

Debido a que el porcentaje de error es aceptable, el diámetro supuesto es el correcto. Finalmente se redondea este diámetro en 6plg y se recalcula la longitud efectiva del separador:

$$D = 1873.5 + (6 * 25.4) = 2025.9 \text{ mm}$$

$$L = \left(\frac{L}{D}\right)D = 4 * 2025.9 = 8103.6 \text{ mm}$$

Nota: Las boquillas tendrán las mismas dimensiones que la de las líneas de proceso conectadas a ellas.

Separadores horizontales

Tal como en el caso anterior, el tiempo de residencia para este servicio es de 5 min. Los criterios de distancias recomendadas y tiempos de residencia entre niveles de líquido de la Tabla 2 también aplican.

- El cálculo de velocidad límite es idéntico al anterior, de modo que:

$$Vt = 2.08 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

$$A_{VR} = \frac{Q_G}{Vp} = \frac{0.099}{\left(\frac{2.08}{3.2808}\right)} = 0.16 \text{ m}^2$$

- De acuerdo a la Tabla 2 se tienen los siguientes tiempos de residencia:

$$t_{HLL-HLL} = 2 \text{ min}$$

$$t_{HLL-NLL} = 1 \text{ min}$$

$$t_{LLL-LLL} = 2 \text{ min}$$

Adicionalmente, debido a la experiencia derivada de la operación de sistemas similares, se tomará en consideración un tiempo de residencia de 5 min entre el LLL y el fondo del recipiente:

$$t_{LLL-FONDO} = 5 \text{ min}$$

- El siguiente paso es estimar el volumen máximo de líquido entre los niveles HHLL y LLLL

El cálculo de V_s es idéntico al anterior, de modo que:

$$V_s = 6.14 \text{ m}^3$$

$$V_{HHLL-HLL} = Q_L t_{HHLL-HLL} = 0.0222 * 2 * 60 = 2.66 \text{ m}^3$$

$$V_{HLL-NLL} = (Q_L t_{HLL-NLL}) + V_s = (0.0222 * 1 * 60) + 6.14 = 7.48 \text{ m}^3$$

$$V_{NLL-LLLL} = Q_L t_{RES} = 0.0222 * 5 * 60 = 6.66 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} V_{\max} &= V_{HHLL-HLL} + V_{HLL-NLL} + V_{NLL-LLLL} \\ &= 2.66 + 7.48 + 6.66 = 16.80 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Para escoger el valor de (L/D) se siguen los siguientes criterios:

$$P < 250 \text{ psig} \quad 1.5 < (L/D) < 3.0$$

$$250 < P < 500 \text{ psig} \quad 3.0 < (L/D) < 4.0$$

$$P > 500 \text{ psig} \quad 4.0 < (L/D) < 6.0$$

La presión de operación es de 203.2 psia, sin embargo, se tomará un $(L/D) = 4.0$ para realizar un diseño conservador y permitir el manejo de cambios bruscos de volumen en el equipo.

- Para iniciar el tanteo se toma un diámetro: $D = 1920 \text{ mm}$

Luego:

$$L = \left(\frac{L}{D}\right)D = 4.0(1920) = 7680 \text{ mm}$$

- El área vertical total del recipiente es:

$$A_{REC} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3.1416 \left(\frac{1920}{1000}\right)^2}{4} = 2.895 \text{ m}^2$$

- El área vertical entre HHLL-LLLL se obtiene de la siguiente manera:

$$A_{HHLL-LLLL} = \frac{V_{\max}}{L} = \frac{16.80}{\left(\frac{7680}{1000}\right)} = 2.19 \text{ m}^2$$

- Una vez hecho esto se calcula el área fraccional $A_{LLLL-FONDO}^*$

$$V_{LLL-FONDO} = Q_L t_{LLL-FONDO} = 0.0222 * 5 * 60 = 6.66 \text{ m}^3$$

$$V_{LLL-LLLL} = Q_L t_{LLL-LLLL} = 0.0222 * 2 * 60 = 2.66 \text{ m}^3$$

$$V_{LLLL-FONDO} = V_{LLL-FONDO} - V_{LLL-LLLL} = 6.66 - 2.66 = 4.00 \text{ m}^3$$

$$A_{LLLL-FONDO} = \frac{V_{LLLL-FONDO}}{L} = \frac{4.00}{\left(\frac{7680}{1000}\right)} = 0.520 \text{ m}^2$$

$$A_{LLL-FONDO}^* = \frac{A_{LLL-FONDO}}{A_{REC}} = \frac{0.520}{2.895} = 0.1797$$

- Con el valor de $A_{LLL-FONDO}^*$, se obtiene de la Tabla C-2:

$$R_{LLL}^* = \frac{h_{LLL}}{D} = 0.236$$

$$h_{LLL} = \left(\frac{h_{LLL}}{D} \right) D = 0.236 \left(\frac{1920}{1000} \right) = 0.45 \text{ m}$$

- El área vertical disponible para el flujo de vapor se calcula de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} A_{VD} &= A_{REC} - (A_{LLL-FONDO} + A_{HLL-LLL}) \\ &= 2.895 - (0.520 + 2.19) = 0.188 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Esta área es sólo ligeramente mayor al área de vapor requerida, de modo que se toma el diámetro asumido como el diámetro del recipiente.

- Este diámetro debe ser redondeado y calcular el correspondiente valor de L :

$$D = 1920 + (6 * 25.4) = 2072.4 \text{ mm}$$

$$L = \left(\frac{L}{D} \right) D = 4 * 2072.4 = 8289.6 \text{ mm}$$

$$A_{REC} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3.1416 \left(\frac{2072.4}{1000} \right)^2}{4} = 3.373 \text{ m}^2$$

- Se determina nuevamente el valor de $A_{HHLL-LLLL}$

$$A_{HHLL-LLLL} = \frac{V_{\max}}{L} = \frac{16.80}{\left(\frac{8289.6}{1000} \right)} = 2.027 \text{ m}^2$$

$$A_{LLLL-FONDO} = \frac{V_{LLLL-FONDO}}{L} = \frac{4.00}{\left(\frac{8289.6}{1000} \right)} = 0.482 \text{ m}^2$$

- El área vertical de líquido retenido entre el fondo del recipiente y el HHLL se obtiene de la siguiente manera:

$$A_{HHLL-FONDO} = A_{HHLL-LLLL} + A_{LLLL-FONDO} = 2.027 + 0.482 = 2.509 \text{ m}^2$$

Luego:

$$A_{HHLL-FONDO}^* = \frac{A_{HHLL-FONDO}}{A_{REC}} = \frac{2.509}{3.373} = 0.7437$$

$$1 - A_{HHLL-FONDO}^* = 1 - 0.7437 = 0.2563$$

$$1 - R_{HHLL}^* = 0.304$$

$$R_{HHLL}^* = 1 - 0.304 = 0.696$$

$$h_{HLL} = R_{HLL}^* D = 0.696 \left(\frac{2072.4}{1000} \right) = 1.4424 \text{ m}$$

Con los volúmenes de líquido retenido entre los niveles NLL-LLLL, NLL-HLL y LLL-LLLL se calculan las áreas verticales correspondientes:

$$A_{HLL-NLL} = \frac{V_{HLL-NLL}}{L} = \frac{7.48}{\left(\frac{8289.6}{1000} \right)} = 0.9018 \text{ m}^2$$

$$A_{NLL-LLLL} = \frac{V_{NLL-LLLL}}{L} = \frac{6.66}{\left(\frac{8289.6}{1000} \right)} = 0.8034 \text{ m}^2$$

$$A_{LLL-LLLL} = \frac{V_{LLL-LLLL}}{L} = \frac{2.66}{\left(\frac{8289.6}{1000} \right)} = 0.3214 \text{ m}^2$$

Las áreas verticales entre el fondo del recipiente y los niveles HLL, NLL y LLL se determinan de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} A_{HLL-FONDO} &= A_{HLL-NLL} + A_{NLL-LLLL} + A_{LLLL-FONDO} \\ &= 0.9018 + 0.8034 + 0.482 = 2.1873 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{NLL-FONDO} &= A_{NLL-LLLL} + A_{LLLL-FONDO} \\ &= 0.8034 + 0.482 = 1.2855 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{LLL-FONDO} &= A_{LLL-LLLL} + A_{LLLL-FONDO} \\ &= 0.3214 + 0.482 = 0.8034 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Una vez determinadas éstas áreas, se calculan las áreas fraccionales:

$$A_{HLL-FONDO}^* = \frac{A_{HLL-FONDO}}{A_{REC}} = \frac{2.1873}{3.373} = 0.6484$$

$$A_{NLL-FONDO}^* = \frac{A_{NLL-FONDO}}{A_{REC}} = \frac{1.2855}{3.373} = 0.3811$$

$$A_{LLL-FONDO}^* = \frac{A_{LLL-FONDO}}{A_{REC}} = \frac{0.8034}{3.373} = 0.2382$$

- Cálculo de h_{HLL}

$$1 - A_{HLL-FONDO}^* = 0.352$$

$$1 - R_{HLL}^* = 0.385$$

$$R_{HLL}^* = 1 - 0.385 = 0.615$$

$$h_{HLL} = R_{HLL}^* D = 0.615 \left(\frac{2072.4}{1000} \right) = 1.2745 \text{ m}$$

- Cálculo de h_{NLL}

$$R_{NLL}^* = 0.405$$

$$h_{NLL} = R_{NLL}^* D = 0.405 \left(\frac{2072.4}{1000} \right) = 0.8393 \text{ m}$$

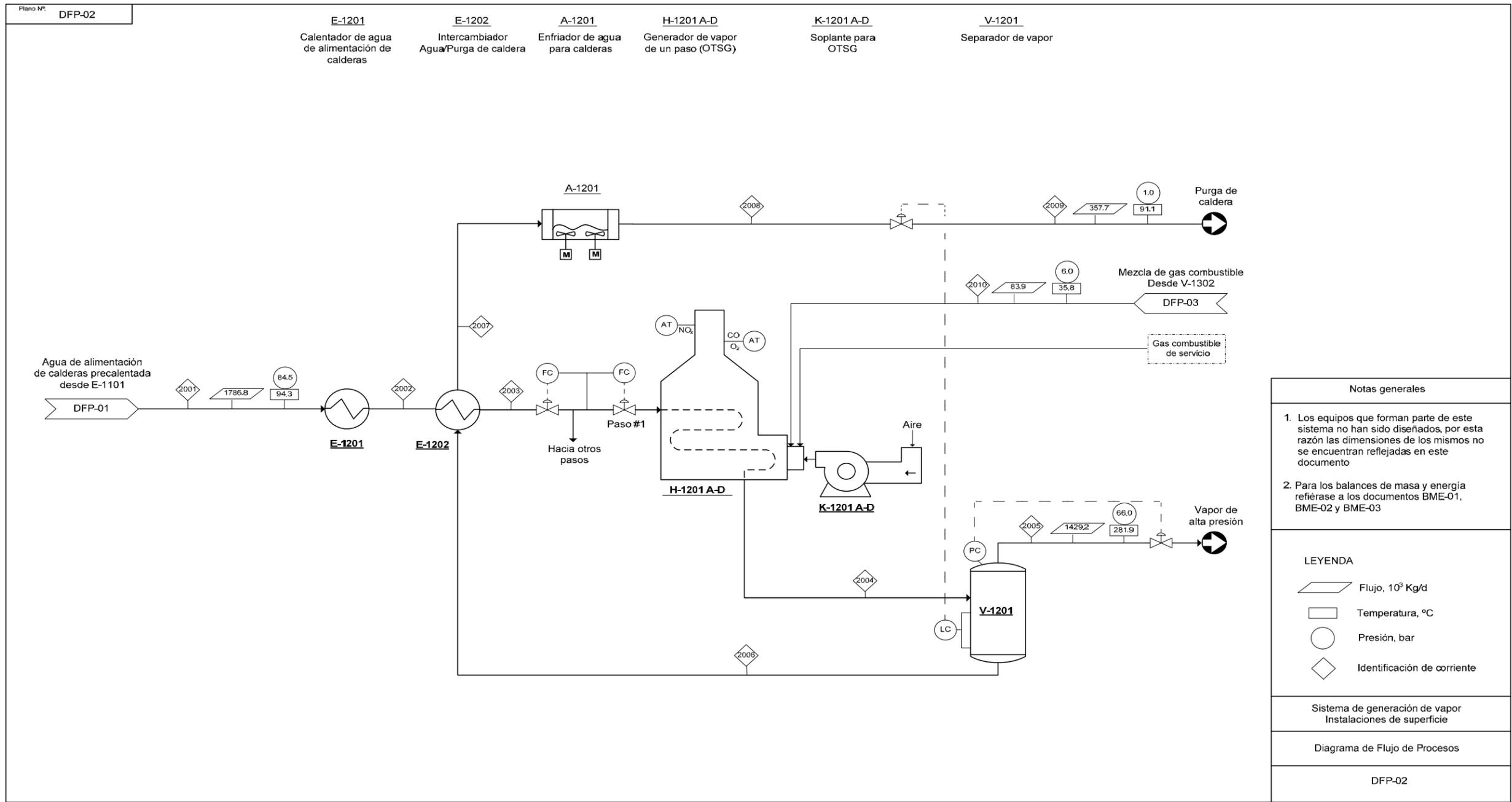
- Cálculo de h_{LLL}

$$R_{LLL}^* = 0.288$$

$$h_{LLL} = R_{LLL}^* D = 0.288 \left(\frac{2072.4}{1000} \right) = 0.5969 \text{ m}$$

Nota: Las boquillas tendrán las mismas dimensiones que la de las líneas de proceso conectadas a ellas.

APÉNDICE I. Diagrama de Flujo de Procesos y balances de masa y energía para el sistema de generación de vapor



Fuente: Elaboración propia.

Figura I- 1. Diagrama de Flujo de Procesos para el sistema de generación de vapor.

Tabla I- 1. Balance de masa y energía para el sistema de generación de vapor.

| <i>Identificación de corriente</i> | | 2001 | 2002 | 2003 | 2004 | 2005 |
|---------------------------------------|---------------------|---------|---------|---------|----------|--------|
| <i>Fase</i> | | Líquido | Líquido | Líquido | Bifásico | Vapor |
| Propiedades de corriente total | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 0,9 |
| | Kg/seg | 20,7 | 20,7 | 20,7 | 20,7 | 16,5 |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,021 | 0,021 | 0,021 | 0,021 | 0,017 |
| Temperatura | °C | 94,3 | 145,0 | 155,0 | 278,8 | 281,9 |
| Presión | bar | 84,5 | 83,0 | 81,5 | 63,0 | 66,0 |
| Peso molecular | | 18,0 | 18,0 | 18,0 | 18,0 | 18,0 |
| Entalpía | m*KW | 0,008 | 0,013 | 0,014 | 0,051 | 0,046 |
| | Kcal/Kg | 95,9 | 147,0 | 157,3 | 590,1 | 663,3 |
| Fracción molar de líquido | | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 |
| Temperatura reducida | | 0,568 | 0,646 | 0,662 | 0,853 | 0,858 |
| Presión reducida | | 0,383 | 0,376 | 0,370 | 0,286 | 0,299 |
| Factor acéntrico | | 0,345 | 0,345 | 0,345 | 0,345 | 0,345 |
| Watson K (UOPK) | | 8,8 | 8,8 | 8,8 | 8,8 | 8,8 |
| Densidad estándar de líquido | Kg/m ³ | 999,0 | 999,0 | 999,0 | 999,0 | 999,0 |
| | Gravedad específica | 1,000 | 1,000 | 1,000 | 1,000 | 1,000 |
| | Gravedad API | 10,0 | 10,0 | 10,0 | 10,0 | 10,0 |
| Propiedades de la fase vapor | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | n/a | n/a | n/a | 0,9 | 0,9 |
| | Kg/seg | n/a | n/a | n/a | 16,5 | 16,5 |
| | m ³ /seg | n/a | n/a | n/a | 0,509 | 0,483 |
| Flujo estándar de vapor | m ³ /seg | n/a | n/a | n/a | 20,584 | 20,580 |
| Gravedad específica (Aire=1.0) | | n/a | n/a | n/a | 0,622 | 0,622 |
| Peso molecular | | | | | 18,0 | 18,0 |
| Entalpía | Kcal/Kg | n/a | n/a | n/a | 664,2 | 663,3 |
| CP | Kcal/Kg.°C | n/a | n/a | n/a | 1,150 | 1,185 |
| Densidad | Kg/m ³ | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 32,5 | 34,2 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,04 | 0,04 |
| Viscosidad | cP | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,02 | 0,02 |
| Propiedades de la fase líquida | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 1,1 | 1,1 | 1,1 | 0,2 | n/a |
| | Kg/seg | 20,7 | 20,7 | 20,7 | 4,1 | n/a |
| | m ³ /seg | 0,021 | 0,022 | 0,023 | 0,005 | n/a |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,021 | 0,021 | 0,021 | 0,004 | n/a |
| Gravedad específica (H2O @ 60 F) | | 1,000 | 1,000 | 1,000 | 1,000 | n/a |
| Peso molecular | | 18,0 | 18,0 | 18,0 | 18,0 | |
| Entalpía | Kcal/Kg | 95,9 | 147,0 | 157,3 | 293,8 | n/a |
| CP | Kcal/Kg.°C | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | n/a |
| Densidad | Kg/m ³ | 966,2 | 926,0 | 916,7 | 752,8 | 0,0 |
| Tensión superficial | dina/cm | 60,4 | 50,0 | 47,8 | 19,2 | 0,0 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,58 | 0,59 | 0,59 | 0,50 | 0,00 |
| Viscosidad | cP | 0,30 | 0,19 | 0,17 | 0,10 | 0,00 |

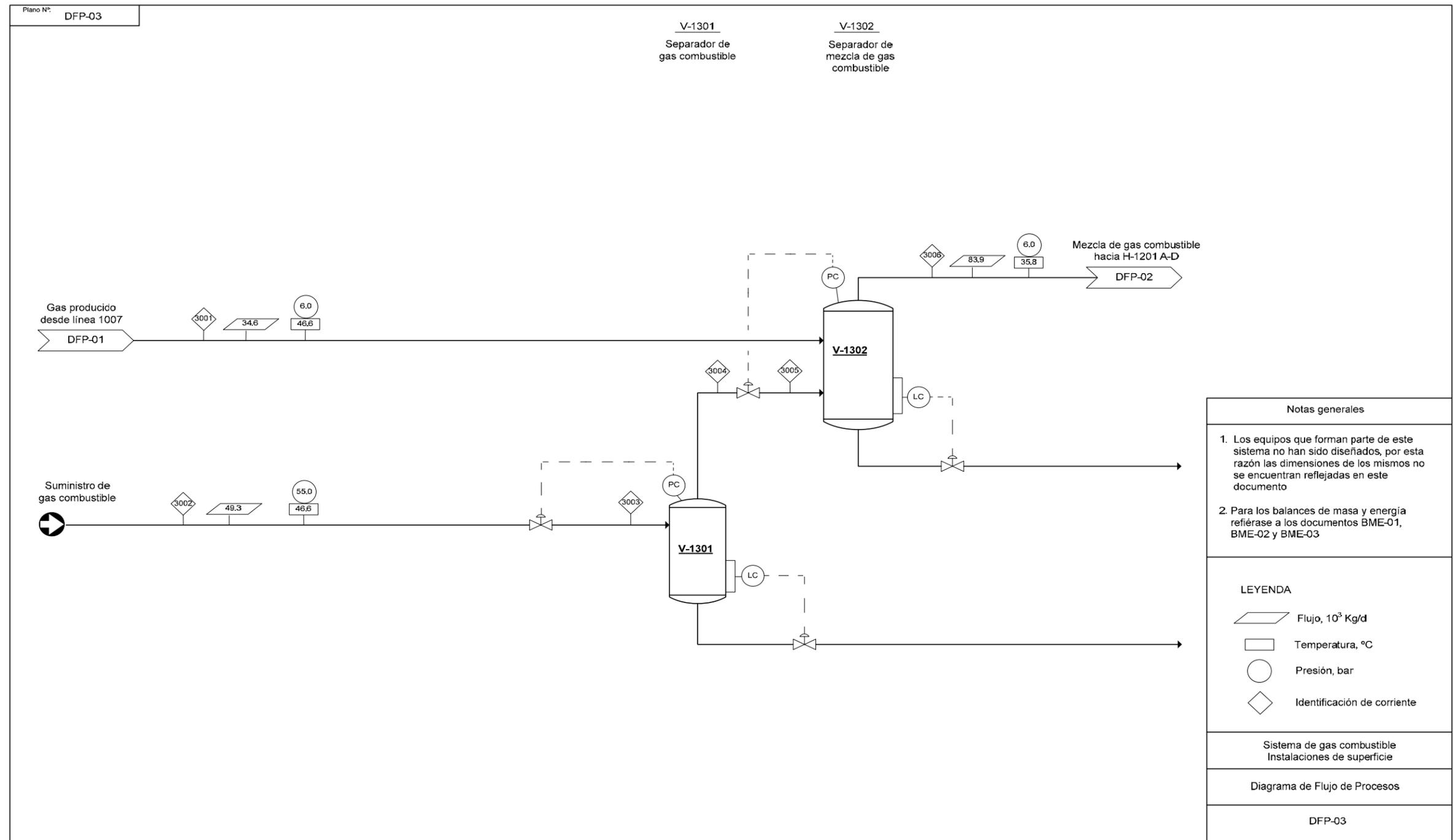
Fuente: Elaboración propia mediante el paquete de simulación PRO II.

Tabla I-1. Balance de masa y energía para el sistema de generación de vapor (continuación).

| <i>Identificación de corriente</i> | | 2006 | 2007 | 2008 | 2009 | 2010 |
|---------------------------------------|---------------------|---------|---------|---------|---------|-------|
| <i>Fase</i> | | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Vapor |
| Propiedades de corriente total | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,1 |
| | Kg/seg | 4,1 | 4,1 | 4,1 | 4,1 | 1,0 |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,004 | 0,004 | 0,004 | 0,004 | 0,003 |
| Temperatura | °C | 281,9 | 238,9 | 90,0 | 91,1 | 35,8 |
| Presión | bar | 66,0 | 64,5 | 63,0 | 1,0 | 6,0 |
| Peso molecular | | 18,0 | 18,0 | 18,0 | 18,0 | 18,6 |
| Entalpía | m*KW | 0,005 | 0,004 | 0,002 | 0,002 | 0,000 |
| | Kcal/Kg | 297,6 | 246,5 | 91,2 | 91,2 | 66,9 |
| Fracción molar de líquido | | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 |
| Temperatura reducida | | 0,858 | 0,791 | 0,561 | 0,563 | 1,523 |
| Presión reducida | | 0,299 | 0,293 | 0,286 | 0,005 | 0,123 |
| Factor acéntrico | | 0,345 | 0,345 | 0,345 | 0,345 | 0,031 |
| Watson K (UOPK) | | 8,8 | 8,8 | 8,8 | 8,8 | 17,2 |
| Densidad estándar de líquido | Kg/m ³ | 999,0 | 999,0 | 999,0 | 999,0 | 346,7 |
| | Gravedad específica | 1,000 | 1,000 | 1,000 | 1,000 | 0,347 |
| | Gravedad API | 10,0 | 10,0 | 10,0 | 10,0 | 276,2 |
| Propiedades de la fase vapor | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | n/a | n/a | n/a | n/a | 0,1 |
| | Kg/seg | n/a | n/a | n/a | n/a | 1,0 |
| | m ³ /seg | n/a | n/a | n/a | n/a | 0,221 |
| Flujo estándar de vapor | m ³ /seg | n/a | n/a | n/a | n/a | 1,173 |
| Gravedad específica (Aire=1.0) | | n/a | n/a | n/a | n/a | 0,641 |
| Peso molecular | | | | | | 18,6 |
| Entalpía | Kcal/Kg | n/a | n/a | n/a | n/a | 66,9 |
| CP | Kcal/Kg.°C | n/a | n/a | n/a | n/a | 0,476 |
| Densidad | Kg/m ³ | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 4,4 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,03 |
| Viscosidad | cP | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,01 |
| Propiedades de la fase líquida | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,2 | 0,2 | 0,2 | 0,2 | n/a |
| | Kg/seg | 4,1 | 4,1 | 4,1 | 4,1 | n/a |
| | m ³ /seg | 0,006 | 0,005 | 0,004 | 0,004 | n/a |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,004 | 0,004 | 0,004 | 0,004 | n/a |
| Gravedad específica (H2O @ 60 F) | | 1,000 | 1,000 | 1,000 | 1,000 | n/a |
| Peso molecular | | 18,0 | 18,0 | 18,0 | 18,0 | |
| Entalpía | Kcal/Kg | 297,6 | 246,5 | 91,2 | 91,2 | n/a |
| CP | Kcal/Kg.°C | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | n/a |
| Densidad | Kg/m ³ | 747,3 | 818,6 | 968,1 | 964,5 | 0,0 |
| Tensión superficial | dina/cm | 18,5 | 28,5 | 61,2 | 61,0 | 0,0 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,49 | 0,54 | 0,58 | 0,58 | 0,00 |
| Viscosidad | cP | 0,10 | 0,11 | 0,31 | 0,31 | 0,00 |

Fuente: Elaboración propia mediante el paquete de simulación PRO II.

APÉNDICE J. Diagrama de Flujo de Procesos y balances de masa y energía para el sistema de combustible.



Fuente: Elaboración propia.

Figura J- 1. Diagrama de Flujo de Procesos para el sistema de gas combustible.

Tabla J- 1. Balance de masa y energía para el sistema de gas combustible.

| <i>Identificación de corriente</i> | | 2001 | 2002 | 2003 | 2004 | 2005 | 2006 |
|---------------------------------------|---------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| <i>Fase</i> | | | | | | | |
| Propiedades de corriente total | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,1 |
| | Kg/seg | 0,4 | 0,6 | 0,6 | 0,6 | 0,6 | 1,0 |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | 0,001 | 0,002 | 0,002 | 0,002 | 0,002 | 0,003 |
| Temperatura | °C | 46,6 | 46,6 | 32,0 | 32,0 | 28,4 | 35,8 |
| Presión | bar | 6,0 | 55,0 | 13,0 | 13,0 | 6,0 | 6,0 |
| Peso molecular | | 19,0 | 18,2 | 18,2 | 18,2 | 18,2 | 18,6 |
| Entalpía | m*KW | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 |
| | Kcal/Kg | 75,7 | 60,7 | 60,7 | 60,7 | 60,7 | 66,9 |
| Fracción molar de líquido | | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 0,000 |
| Temperatura reducida | | 1,538 | 1,619 | 1,529 | 1,529 | 1,511 | 1,523 |
| Presión reducida | | 0,119 | 1,114 | 0,271 | 0,271 | 0,125 | 0,123 |
| Factor acéntrico | | 0,036 | 0,028 | 0,028 | 0,028 | 0,028 | 0,031 |
| Watson K (UOPK) | | 16,8 | 17,5 | 17,5 | 17,5 | 17,5 | 17,2 |
| Densidad estándar de líquido | Kg/m ³ | 357,0 | 339,9 | 339,9 | 339,9 | 339,9 | 346,7 |
| | Gravedad específica | 0,357 | 0,340 | 0,340 | 0,340 | 0,340 | 0,347 |
| | Gravedad API | 264,5 | 284,4 | 284,4 | 284,4 | 284,4 | 276,2 |
| Propiedades de la fase vapor | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,1 |
| | Kg/seg | 0,4 | 0,6 | 0,6 | 0,6 | 0,6 | 1,0 |
| | m ³ /seg | 0,092 | 0,014 | 0,059 | 0,059 | 0,129 | 0,221 |
| Flujo estándar de vapor | m ³ /seg | 0,472 | 0,701 | 0,701 | 0,701 | 0,701 | 1,173 |
| Gravedad específica (Aire=1.0) | | 0,657 | 0,630 | 0,630 | 0,630 | 0,630 | 0,641 |
| Peso molecular | | 19,0 | 18,2 | 18,2 | 18,2 | 18,2 | 18,6 |
| Entalpía | Kcal/Kg | 75,7 | 60,7 | 60,7 | 60,7 | 60,7 | 66,9 |
| CP | Kcal/Kg.°C | 0,471 | 0,554 | 0,492 | 0,492 | 0,481 | 0,476 |
| Densidad | Kg/m ³ | 4,4 | 39,8 | 9,6 | 9,6 | 4,4 | 4,4 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,03 | 0,03 | 0,03 | 0,03 | 0,03 | 0,03 |
| Viscosidad | cP | 0,01 | 0,01 | 0,01 | 0,01 | 0,01 | 0,01 |
| Propiedades de la fase líquida | | | | | | | |
| Flujo | Kg-mol/seg | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| | Kg/seg | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| | m ³ /seg | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| Flujo estándar de líquido | m ³ /seg | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| Gravedad específica (H2O @ 60 F) | | 0,999 | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| Peso molecular | | 18,1 | | | | | |
| Entalpía | Kcal/Kg | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| CP | Kcal/Kg.°C | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a | n/a |
| Densidad | Kg/m ³ | 988,2 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Tensión superficial | dina/cm | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 0,0 |
| Conductividad térmica | Kcal/h-m-°C | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| Viscosidad | cP | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |

Fuente: Elaboración propia mediante el paquete de simulación PRO II.

APÉNDICE K. Hojas de especificación.

| API 661 Air-Cooled Heat Exchanger - Specification Sheet | | | |
|---|-------------------------------|--|-------------------------------------|
| Job No. | | Item No. A-1101 | |
| Page Page 30 | | By | |
| Date 05/06/2008 | | Revision | |
| Proposal No. | | Contract No. | |
| Inquiry No. | | Order No. | |
| Manufacturer | Heat exchanged (Watts) | 298642 | |
| Model no. | Surface/Item-Finned tube (m2) | 213,023 | |
| Customer | Bare tube (m2) | 18,959 | |
| Plant location | MTD, Eff. (Deg. C) | 78.8 | |
| Service | Transfer rate-Finned (W/m2-K) | 21,551 | |
| Type draft FORCED | Bare tube, service (W/m2-K) | 242,142 | |
| Bay size (WxL) (m) 1,232 x 3,050 | Bare tube, clean (W/m2-K) | 293,377 | |
| No. of bays/Items | | 1 | |
| Basic design data | | | |
| Pressure design code | Structural code | | |
| Tube bundle code stamped | Flammable service | | |
| Heating coil code stamped | Lethal/toxic service | | |
| Performance Data - Tube Side | | | |
| Fluid name | Gas producido | In | Out |
| Total fluid entering (kg/s) | 0,19700 | Total flow rate (Liq/Vap) (kg/s) | 0,00000 / 0,19700 0,11215 / 0,08485 |
| Dew/bubble point (Deg. C) | / | Water/Steam (kg/s) | 0,00000 / 0,00000 0,00000 / 0,00000 |
| Latent heat (kJ/kg) | | Noncondensables (kg/s) | 0,00000 / 0,00000 |
| Inlet pressure (kPa) | 1401,35 | Molecular Wt. (Vap/Non-cond) | / / |
| Pressure drop (All/Calc) (kPa) | 100,002 / 4,175 | Density (Liq/Vap) (kg/m3) | 897,848 / 7,3889 976,252 / 10,1510 |
| Velocity (Allow/Calc) (m/s) | / 3,12 | Specific heat (Liq/Vap) (kJ/kg-C) | 1,0275 / 2,3677 0,9669 / 2,0164 |
| Inside fouling resistance (m2-K/W) | 0,000528 | Thermal conductivity (Liq/Vap) (W/m-C) | 0,6432 / 0,0406 0,3529 / 0,0349 |
| Temperature (Deg. C) | In 175,22 Out 50,00 | Viscosity (Liq/Vap) (mN-s/m2) | 0,1812 / 0,0159 0,5445 / 0,0128 |
| Performance Data - Air Side | | | |
| Air inlet temperature (Deg. C) | 35,00 | Face velocity (m/s) | 4,00 |
| Air flow rate/item (m3/s) | 14,871 | Minimum design ambient temp (Deg. C) | |
| Mass velocity (kg/s-m2) | | Altitude (m) | 198,000 |
| Air outlet temperature (Deg. C) | 51,61 | Static pressure (Pa) | 115,28 |
| Air flow rate/fan (m3/s) | 7,983 | | |
| Design, Material, and Construction | | | |
| Design pressure (kPaG) | | Heating Coil | |
| Test pressure (kPaG) | | No. of tubes | |
| Design temperature (Deg. C) | | Tube outside diameter (mm) | |
| Min. design metal temp. (Deg. C) | | Tube material | |
| Tube bundle | | Fin material and type | |
| Size (WxL) (m) 1,219 X 3,050 | | Fin thickness (mm) | |
| No./Bay 1 | | ASME Code, Sec. VIII, Div. 1 | |
| Number of tube rows 4 | | Heating fluid | |
| Bundles in parallel 1 | | Heating fluid flowrate (kg/s) | |
| Bundles in series | | Temperature (In/Out) (Deg. C) / | |
| Structure mounting | | Inlet pressure (kPa) | |
| Pipe rack beams | | Pressure drop (All/Calc) (kPa) / 0 | |
| Ladders, walkways, platforms | | Design temperature (Deg. C) | |
| Structure surface prep. | | Design pressure (kPa) | |
| Header surface prep. | | Inlet/Outlet nozzle / | |
| Louver | | Header | |
| Material | | Type | |
| Action control | | Material | |
| Action type | | Corrosion Allowance (mm) | |
| | | No. of passes 4 | |

Fuente: Elaboración propia mediante el software HTRI.

Figura K- 1. Hoja de especificación para el aerorefrigerador A-1101 (DFP-01).

| API 661 Air-Cooled Heat Exchanger - Specification Sheet | | | |
|---|-------------------------------------|--|--------------------------------------|
| Job No. _____ | | Item No. _____ A-1102 | |
| Page _____ Page 39 | | By _____ | |
| Date _____ 05/06/2008 | | Revision _____ | |
| Proposal No. _____ | | Contract No. _____ | |
| Inquiry No. _____ | | Order No. _____ | |
| Manufacturer _____ | Heat exchanged (Watts) _____ | 1396486 | |
| Model no. _____ | Surface/Item-Finned tube (m2) _____ | 1215,80 | |
| Customer _____ | Bare tube (m2) _____ | 108,207 | |
| Plant location _____ | MTD, Eff. (Deg. C) _____ | 77,5 | |
| Service _____ | Transfer rate-Finned (W/m2-K) _____ | 25,750 | |
| Type draft _____ | Bare tube, service (W/m2-K) _____ | 289,324 | |
| Bay size (WxL) (m) _____ | Bare tube, clean (W/m2-K) _____ | 365,616 | |
| 2,476 x 6,100 | | | |
| No. of bays/items _____ | | 1 | |
| Basic design data | | | |
| Pressure design code _____ | Structural code _____ | | |
| Tube bundle code stamped _____ | Flammable service _____ | | |
| Heating coil code stamped _____ | Lethal/toxic service _____ | | |
| Performance Data - Tube Side | | | |
| Fluid name _____ | Gas producido _____ | | |
| Total fluid entering (kg/s) _____ | 0,92920 | Total flow rate (Liq/Vap) (kg/s) _____ | In _____ Out _____ |
| Dew/bubble point (Deg. C) _____ | / | Water/Steam (kg/s) _____ | 9,182e-4 / 0,92829 0,52895 / 0,40025 |
| (Deg. C) _____ | | (kg/s) _____ | 0,00000 / 0,00000 0,00000 / 0,00000 |
| Latent heat (kJ/kg) _____ | | Noncondensables (kg/s) _____ | 0,00000 0,00000 |
| Inlet pressure (kPa) _____ | 1401,35 | Molecular Wt. (Vap/Non-cond) _____ | / / |
| Pressure drop (All/Calc) (kPa) _____ | 100,002 / 11,035 | Density (Liq/Vap) (kg/m3) _____ | 897,848 / 7,4765 976,256 / 10,1001 |
| Velocity (Allow/Calc) (m/s) _____ | / 3,95 | Specific heat (Liq/Vap) (kJ/kg-C) _____ | 1,0275 / 2,3770 0,9669 / 2,0160 |
| Inside fouling resistance (m2-K/W) _____ | 0,000528 | Thermal conductivity (Liq/Vap) (W/m-C) _____ | 0,6432 / 0,0400 0,3529 / 0,0349 |
| Temperature (Deg. C) _____ | In _____ Out _____ | Viscosity (Liq/Vap) (mN-s/m2) _____ | 0,1812 / 0,0157 0,5445 / 0,0128 |
| 170,55 | 50,00 | | |
| Performance Data - Air Side | | | |
| Air inlet temperature (Deg. C) _____ | 35,00 | Face velocity (m/s) _____ | 4,00 |
| Air flow rate/item (m3/s) _____ | 59,485 | Minimum design ambient temp (Deg. C) _____ | |
| Mass velocity (kg/s-m2) _____ | | Altitude (m) _____ | 198,000 |
| Air outlet temperature (Deg. C) _____ | 54,42 | Static pressure (Pa) _____ | 190,14 |
| Air flow rate/fan (m3/s) _____ | 31,933 | | |
| Design, Material, and Construction | | | |
| Design pressure (kPaG) _____ | | Heating Coil | |
| Test pressure (kPaG) _____ | | No. of tubes _____ | |
| Design temperature (Deg. C) _____ | | Tube outside diameter (mm) _____ | |
| Min. design metal temp. (Deg. C) _____ | | Tube material _____ | |
| Tube bundle | | Fin material and type _____ | |
| Size (WxL) (m) _____ | 1,219 X 6,100 | Fin thickness (mm) _____ | |
| No./Bay _____ | 2 | ASME Code, Sec. VIII, Div. 1 _____ | |
| Number of tube rows _____ | 6 | Heating fluid _____ | |
| Bundles in parallel _____ | 2 | Heating fluid flowrate (kg/s) _____ | |
| Bundles in series _____ | | Temperature (In/Out) (Deg. C) _____ / _____ | |
| Structure mounting _____ | | Inlet pressure (kPa) _____ | |
| Pipe rack beams _____ | | Pressure drop (All/Calc) (kPa) _____ / _____ 0 | |
| Ladders, walkways, platforms _____ | | Design temperature (Deg. C) _____ | |
| Structure surface prep. _____ | | Design pressure (kPa) _____ | |
| Header surface prep. _____ | | Inlet/Outlet nozzle _____ / _____ | |
| Louver | | Header | |
| Material _____ | | Type _____ | |
| Action control _____ | | Material _____ | |
| Action type _____ | | Corrosion Allowance (mm) _____ | |
| | | No. of passes _____ 4 | |

Fuente: Elaboración propia mediante el software HTRI.

Figura K- 2. Hoja de especificación para el aroenfriador A-1102 (DFP-01).

| API 661 Air-Cooled Heat Exchanger - Specification Sheet | | | |
|---|-------------------------------|--|-------------------------------------|
| Job No. | | Page 47 | Item No. A-1103/Unidad 1 |
| Date 18/06/2008 | | By | Revision |
| Proposal No. | | Contract No. | Order No. |
| Inquiry No. | | | |
| Manufacturer | Heat exchanged (Watts) | 2549708 | |
| Model no. | Surface/Item-Finned tube (m2) | 6496.87 | |
| Customer | Bare tube (m2) | 578.232 | |
| Plant location | MTD, Eff. (Deg. C) | 42.4 | |
| Service | Transfer rate-Finned (W/m2-K) | 9,215 | |
| Type draft | Bare tube, service (W/m2-K) | 103,537 | |
| Bay size (WxL) (m) | Bare tube, clean (W/m2-K) | 103,537 | |
| No. of bays/items | | 1 | |
| Basic design data | | | |
| Pressure design code | Structural code | | |
| Tube bundle code stamped | Flammable service | | |
| Heating coil code stamped | Lethal/toxic service | | |
| Performance Data - Tube Side | | | |
| Fluid name | | In | Out |
| Total fluid entering (kg/s) | 27,7391 | Total flow rate (Liq/Vap) (kg/s) | 27,7391 / 0,00000 27,7391 / 0,00000 |
| Dew/bubble point (Deg. C) | / | Water/Steam (kg/s) | 0,00000 / 0,00000 0,00000 / 0,00000 |
| Latent heat (kJ/kg) | | Noncondensables (kg/s) | 0,00000 / 0,00000 |
| Inlet pressure (kPa) | 1401,37 | Molecular Wt. (Vap/Non-cond) | / / |
| Pressure drop (All/Calc) (kPa) | 150,002 / 159,889 | Density (Liq/Vap) (kg/m3) | 928,254 / 946,722 |
| Velocity (Allow/Calc) (m/s) | / 0,82 | Specific heat (Liq/Vap) (kJ/kg-C) | 3,4321 / 3,3777 |
| Inside fouling resistance (m2-K/W) | 0,000000 | Thermal conductivity (Liq/Vap) (W/m-C) | 0,1391 / 0,1430 |
| Temperature (Deg. C) | In 110,00 Out 83,00 | Viscosity (Liq/Vap) (mN-s/m2) | 4,8300 / 10,3535 |
| Performance Data - Air Side | | | |
| Air inlet temperature (Deg. C) | 35,00 | Face velocity (m/s) | 0,99 |
| Air flow rate/item (m3/s) | 56,207 | Minimum design ambient temp (Deg. C) | |
| Mass velocity (kg/s-m2) | | Altitude (m) | 99,300 |
| Air outlet temperature (Deg. C) | 72,50 | Static pressure (Pa) | 22,94 |
| Air flow rate/fan (m3/s) | 29,821 | | |
| Design, Material, and Construction | | | |
| Design pressure (kPaG) | | Heating Coil | |
| Test pressure (kPaG) | | No. of tubes | |
| Design temperature (Deg. C) | | Tube outside diameter (mm) | |
| Min. design metal temp. (Deg. C) | | Tube material | |
| Tube bundle | | Fin material and type | |
| Size (WxL) (m) | 2,743 X 10,400 | Fin thickness (mm) | |
| No./Bay | 2 | ASME Code, Sec. VIII, Div. 1 | |
| Number of tube rows | 8 | Heating fluid | |
| Bundles in parallel | 2 | Heating fluid flowrate (kg/s) | |
| Bundles in series | | Temperature (In/Out) (Deg. C) / | |
| Structure mounting | | Inlet pressure (kPa) | |
| Pipe rack beams | | Pressure drop (All/Calc) (kPa) / 0 | |
| Ladders, walkways, platforms | | Design temperature (Deg. C) | |
| Structure surface prep. | | Design pressure (kPa) | |
| Header surface prep. | | Inlet/Outlet nozzle / | |
| Louver | | Header | |
| Material | | Type | |
| Action control | | Material | |
| Action type | | Corrosion Allowance (mm) | |
| | | No. of passes | |
| | | 6 | |

Fuente: Elaboración propia mediante el software HTRI.

Figura K- 3. Hoja de especificación para el aroenfriador A-1103/Unidad 1 (DFP-01).

| API 661 Air-Cooled Heat Exchanger - Specification Sheet | | | |
|---|--------------------|--|-------------------------------------|
| Job No. | | Page 57 | Item No. A-1103/Unidad 2 |
| Date | | 18/06/2008 | By |
| Proposal No. | | | Revision |
| Inquiry No. | | | Contract No. |
| | | | Order No. |
| Manufacturer | | Heat exchanged (Watts) | 2140468 |
| Model no. | | Surface/Item-Finned tube (m2) | 9022,29 |
| Customer | | Bare tube (m2) | 802,998 |
| Plant location | | MTD, Eff. (Deg. C) | 34,7 |
| Service | | Transfer rate-Finned (W/m2-K) | 6,486 |
| Type draft | FORCED | Bare tube, service (W/m2-K) | 72,875 |
| Bay size (WxL) (m) | 6,134 x 10,400 | Bare tube, clean (W/m2-K) | 72,875 |
| No. of bays/items | 1 | | |
| Basic design data | | | |
| Pressure design code | | Structural code | |
| Tube bundle code stamped | | Flammable service | |
| Heating coil code stamped | | Lethal/toxic service | |
| Performance Data - Tube Side | | | |
| Fluid name | | In | Out |
| Total fluid entering (kg/s) | 27,7391 | Total flow rate (Liq/Vap) (kg/s) | 27,7391 / 0,00000 27,7391 / 0,00000 |
| Dew/bubble point (Deg. C) | / | Water/Steam (kg/s) | 0,00000 / 0,00000 0,00000 / 0,00000 |
| Latent heat (kJ/kg) | | Noncondensables (kg/s) | 0,00000 / 0,00000 |
| Inlet pressure (kPa) | 1359,95 | Molecular Wt. (Vap/Non-cond) | / / |
| Pressure drop (All/Calc) (kPa) | 100,002 / 93,623 | Density (Liq/Vap) (kg/m3) | 946,722 / 960,748 |
| Velocity (Allow/Calc) (m/s) | / 0,54 | Specific heat (Liq/Vap) (kJ/kg-C) | 3,3777 / 3,3321 |
| Inside fouling resistance (m2-K/W) | 0,000000 | Thermal conductivity (Liq/Vap) (W/m-C) | 0,1430 / 0,1461 |
| Temperature (Deg. C) | In 83,00 Out 60,00 | Viscosity (Liq/Vap) (mN-s/m2) | 10,3535 / 24,6700 |
| Performance Data - Air Side | | | |
| Air inlet temperature (Deg. C) | 35,00 | Face velocity (m/s) | 19,34 |
| Air flow rate/item (m3/s) | 1225,88 | Minimum design ambient temp (Deg. C) | |
| Mass velocity (kg/s-m2) | | Altitude (m) | 99,300 |
| Air outlet temperature (Deg. C) | 36,45 | Static pressure (Pa) | 4811,20 |
| Air flow rate/fan (m3/s) | 650,408 | | |
| Design, Material, and Construction | | | |
| Design pressure (kPaG) | | Heating Coil | |
| Test pressure (kPaG) | | No. of tubes | |
| Design temperature (Deg. C) | | Tube outside diameter (mm) | |
| Min. design metal temp. (Deg. C) | | Tube material | |
| Tube bundle | | Fin material and type | |
| Size (WxL) (m) | 3,048 X 10,400 | Fin thickness (mm) | |
| No./Bay | 2 | ASME Code, Sec. VIII, Div. 1 | |
| Number of tube rows | 10 | Heating fluid | |
| Bundles in parallel | 2 | Heating fluid flowrate (kg/s) | |
| Bundles in series | | Temperature (In/Out) (Deg. C) | / / |
| Structure mounting | | Inlet pressure (kPa) | |
| Pipe rack beams | | Pressure drop (All/Calc) (kPa) | / / 0 |
| Ladders, walkways, platforms | | Design temperature (Deg. C) | |
| Structure surface prep. | | Design pressure (kPa) | |
| Header surface prep. | | Inlet/Outlet nozzle | / / |
| Louwer | | Header | |
| Material | | Type | |
| Action control | | Material | |
| Action type | | Corrosion Allowance (mm) | |
| | | No. of passes | 5 |

Fuente: Elaboración propia mediante el software HTRI.

Figura K- 4. Hoja de especificación para el aroenfriador A-1103/Unidad 2 (DFP-01).

| HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET | | | | | | Page 8 |
|--|--|------------------------|--|--|--|----------|
| | | | | | | SI Units |
| Customer | | | Job No. | | | |
| Address | | | Reference No. | | | |
| Plant Location | | | Proposal No. | | | |
| Service of Unit Emulsión/agua | | | Date 03/06/2008 Rev | | | |
| Size 565,000 x 6095,79 mm | | | Item No. E-1101 | | | |
| Type AES | | | Horz. Connected In 1 Parallel 2 Series | | | |
| Surf/Unit (Gross/Eff) 187,76 / 184,63 m ² | | | Shell/Unit 2 Surf/Shell (Gross/Eff) 93,88 / 92,31 m ² | | | |
| PERFORMANCE OF ONE UNIT | | | | | | |
| Fluid Allocation | | Shell Side | | Tube Side | | |
| Fluid Name | | Agua | | Emulsión | | |
| Fluid Quantity, Total kg/hr | | 74452,0 | | 99860,9 | | |
| Vapor (In/Out) | | | | | | |
| Liquid | | 74452,0 | | 99860,9 | | |
| Steam | | | | | | |
| Water | | | | | | |
| Noncondensables | | | | | | |
| Temperature (In/Out) C | | 30,33 91,06 | | 163,95 110,00 | | |
| Specific Gravity | | 0,9969 0,9658 | | 0,8853 0,9287 | | |
| Viscosity mN-s/m ² | | 0,7943 0,3083 | | 1,8013 4,8300 | | |
| Molecular Weight, Vapor | | | | | | |
| Molecular Weight, Noncondensables | | | | | | |
| Specific Heat kJ/kg-C | | 4,1709 4,1973 | | 3,5885 3,4321 | | |
| Thermal Conductivity W/m-C | | 0,6177 0,6744 | | 0,1307 0,1391 | | |
| Latent Heat kJ/kg | | | | | | |
| Inlet Pressure kPa | | 1901,33 | | 1401,32 | | |
| Velocity m/s | | 0,46 | | 1,75 | | |
| Pressure Drop, Allow/Calc kPa | | 150,000 42,253 | | 150,000 147,295 | | |
| Fouling Resistance (min) m ² -K/W | | 0,000176 | | 0,000628 | | |
| Heat Exchanged W 5248129 | | MTD (Corrected) | | 74,5 C | | |
| Transfer Rate, Service 381,74 W/m ² -K | | Clean | | 739,89 W/m ² -K Actual 416,44 W/m ² -K | | |
| CONSTRUCTION OF ONE SHELL | | | | Sketch (Bundle/Nozzle Orientation) | | |
| | | Shell Side | | Tube Side | | |
| Design/Test Pressure kPaG | | 1789,04 / | | 1266,05 / | | |
| Design Temperature C | | | | | | |
| No Passes per Shell | | 1 | | 3 | | |
| Corrosion Allowance mm | | | | | | |
| Connections | | In mm 1 @ 122,250 | | 1 @ 122,250 | | |
| Size & Rating | | Out mm 1 @ 146,330 | | 1 @ 122,250 | | |
| | | @ | | @ | | |
| | | | | | | |
| Tube No. 193 | | OD 25,400 mm | | Thk(Avg) 3,404 mm | | |
| Tube Type Plain | | Length 6,096 m | | Pitch 31,750 mm | | |
| Shell ID 565,000 mm | | Material CARBON STEEL | | Layout 30 | | |
| Channel or Bonnet | | Shell Cover | | | | |
| Tubesheet-Stationary | | Channel Cover | | | | |
| Floating Head Cover | | Tubesheet-Floating | | | | |
| Baffles-Cross | | Impingement Plate None | | | | |
| Type SINGLE-SEG. | | %Cut (Diam) 25,0 | | Spacing(c/c) 240,000 | | |
| Inlet mm | | | | | | |
| Baffles-Long | | Seal Type | | | | |
| Supports-Tube | | U-Bend | | Type | | |
| Bypass Seal Arrangement | | Tube-Tubesheet Joint | | | | |
| Expansion Joint | | Type | | | | |
| Rho-V2-Inlet Nozzle kg/m-s ² | | Bundle Entrance | | Bundle Exit kg/m-s ² | | |
| Gaskets-Shell Side | | Tube Side | | | | |
| -Floating Head | | | | | | |
| Code Requirements | | TEMA Class | | kg | | |
| Remarks: | | | | | | |

Fuente: Elaboración propia mediante el software HTRI.

Figura K- 5. Hoja de especificación para el intercambiador E-1101 (DFP-01).

| MECHANICAL SPECIFICATION SHEET | | | | | |
|---------------------------------------|--|----------------------------|-----------------------------|--|--|
| ANSI CENTRIFUGAL PUMP | | | | | |
| CUSTOMERS NAME | | REQUISITION No | PAGE 1 OF 2 | | |
| PROJECT | | PROJECT N. | REV. C0 | | |
| LOCATION | | DOCUMENT No: DFP-01 | ITEM No.: P-1101 A/B | | |
| SERVICE Condensate Pump | | No. REQD.: 2 | DFP-01 | | |

| | |
|---|---------------------------------|
| Note: <input type="radio"/> Indicates Information To Be Completed by Purchaser <input type="checkbox"/> Indicates Information To Be Completed by Manufacturer or Purchaser Applicable to: <input checked="" type="radio"/> Proposal <input type="radio"/> Purchase <input type="checkbox"/> As Built | |
| Client: _____ | Pump Mfr. _____ |
| Site: _____ | Size and Type <u>Horizontal</u> |
| Unit: _____ | No. Stages _____ |
| Service <u>Condensate Pump</u> | Serial No. _____ |

| | | | |
|---|--|---------------------------|-----|
| No. Pumps Req'd. <u>2</u> | No. Motor Driven <u>2</u> | No. Turbine Driven _____ | N/A |
| Pump Tag No. <u>P-1001 A/B</u> | Pump Tag No. _____ | Turbine Tag No. _____ | N/A |
| Motor Tag No. <u>PM-1001 A/B</u> | Motor Provided By <u>PUMP MANUFACTURER</u> | Turbine Provided by _____ | N/A |
| Motor Mounted By <u>PUMP MANUFACTURER</u> | Motor Mounted by _____ | Turbine Mounted by _____ | N/A |

| LIQUID | OPERATING CONDITIONS | SITE CONDITIONS |
|--|--|---|
| Name <u>Water</u> | Capacity at Norm PT Min. _____ Max. _____ By Vendor _____ m3/h | Temp. Max. _____ Min. _____ °C |
| Pumping Temperature (PT) Norm. / Max. / Min. <u>50 / 176 / 50</u> °C | Normal <u>2,25</u> Rated <u>2,48</u> m3/h | Rel. Hum. Max. _____ Min. _____ % |
| S. G. at Norm PT <u>0,966</u> @ Std. | Discharge Pressure _____ Bar g | Altitude / Pressure _____ m / _____ bar |
| Vapor Pressure @ Norm Temp. <u>11,5</u> Bar a | Suction Pressure _____ Bar g | <input type="radio"/> Indoor <input type="radio"/> Heated |
| Viscosity @ Norm Temp. <u>0,54</u> cP | Normal <u>12,13</u> Rated <u>12,13</u> Bar g | <input checked="" type="radio"/> Outdoor <input type="radio"/> Unheated |
| Specific Gravity @ Norm Temp. <u>0,966</u> | ΔP @ Discharge Flange Rated <u>2,92</u> Bar | <input type="radio"/> Roof <input checked="" type="radio"/> Sun |
| Corrosion / Erosion Caused By: _____ | Δ Head @ Discharge Flange Rated <u>30,47</u> m | Area Classification _____ |
| Remarks: <u>Continuous Service</u> | NPSH Available <u>2,74</u> m | Other _____ |
| | Hydraulic Power <u>0,36</u> kw | Remarks _____ |

| PERFORMANCE (To Be Completed By Manufacturer) | | | |
|---|----------------------------------|--------------------|--------------------------------|
| Proposed Curve No. _____ | Min. Continuous Flow: _____ m3/h | Stable _____ m3/h | NPSH Required. (Water) _____ m |
| Speed _____ | Thermal _____ | 3% Head Drop _____ | Suction Specific Speed _____ |
| Efficiency (%) _____ | Max. Head Rated Imp. _____ m | | |
| Rated Power _____ BKW | Max. Power Rated Imp. _____ BKW | | |

| CONSTRUCTION (To Be Completed By Purchaser And Manufacturer) | | | | | | | | |
|---|-----------|--------|--------|---|--|--|-----------|------|
| Nozzles: | Size (in) | Rating | Facing | Location | | Misc. Conn. | Size (in) | Type |
| Suction | | 150 | RF | END | | Drain | | |
| Discharge | | 150 | RF | TOP | | Vent | | |
| Casing Mount: | | | | Impeller Diameter _____ in | | Press Gauge | | - |
| <input checked="" type="radio"/> Foot <input type="radio"/> Bracket | | | | Rated _____ Max _____ Min _____ | | Warm Up | | - |
| <input type="radio"/> Centerline <input type="radio"/> Inline | | | | Impeller Type: <input type="radio"/> Open <input checked="" type="radio"/> Closed | | Balance Line | | - |
| <input type="radio"/> Near Centr. | | | | Impeller Suction: <input checked="" type="radio"/> Single <input type="radio"/> Double | | | | |
| Casing Split: | | | | Impeller Mount: <input type="radio"/> Btwn. Brgs. <input checked="" type="radio"/> Overhung | | Packing: <input checked="" type="radio"/> | | |
| <input type="radio"/> Axial <input checked="" type="radio"/> Radial | | | | Rotation (Viewed From Coupling) _____ | | Manufacturer _____ | | |
| Casing Type: | | | | Bearing (Type / No.): _____ | | Type _____ | | |
| <input type="radio"/> Diffuser <input checked="" type="radio"/> Single Volute | | | | Radial _____ BALL _____ | | Size / No. Rings _____ | | |
| <input type="radio"/> Staggered <input type="radio"/> Double Volute | | | | Thrust _____ BALL _____ | | Mechanical Seal: <u>NA</u> | | |
| Max. Allowable Pressure _____ psig | | | | Lubrication Type: <input type="radio"/> API 614 <input checked="" type="radio"/> Ring Oil <input type="radio"/> Pure Oil Mist | | Mfr. _____ | | |
| At Norm. Pump Temp _____ psig | | | | <input type="radio"/> Grease <input checked="" type="radio"/> Ring Oil <input type="radio"/> Pure Oil Mist | | Model _____ | | |
| Hydro Test Pressure _____ psig | | | | <input type="radio"/> Flood <input type="radio"/> Flinger <input type="radio"/> Press. | | Mfr. Code _____ | | |
| Remarks: _____ | | | | Coupling: _____ | | Cartridge Type Required _____ | | |
| | | | | Manufacturer <u>THOMAS / METASTREAM</u> | | Gland Type / Mat'l _____ | | |
| | | | | Type / Model <u>FLEXIBLE</u> | | Gland Plate Taps Required for: | | |
| | | | | Driver Half Coupling Mounted By _____ | | <input type="radio"/> Quench <input type="radio"/> Drain | | |
| | | | | <input checked="" type="radio"/> Pump Mfr. <input type="radio"/> Driver Mfr. | | <input type="radio"/> Flush <input type="radio"/> Vent | | |
| | | | | <input type="radio"/> Purchaser | | | | |

| REVISION LOG | | | | | |
|--------------|--------------|------|----|-------|-------|
| REVISION | ISSUE STATUS | DATE | BY | CHK'D | APP'D |
| | | | | | |
| | | | | | |

Fuente: Elaboración propia.

Figura K- 6. Hoja de especificación para la bomba P-1101 A/B (DFP-01).

| MECHANICAL SPECIFICATION SHEET | | | | | |
|---------------------------------------|--|----------------------------|-----------------------------|--|--|
| ANSI CENTRIFUGAL PUMP | | | | | |
| CUSTOMERS NAME | | REQUISITION No | PAGE 2 OF 2 | | |
| PROJECT | | PROJECT N. | REV. C0 | | |
| LOCATION | | DOCUMENT No.:DFP-01 | ITEM No.: P-1101 A/B | | |
| SERVICE Condensate Pump | | No. REQD.: 2 | DFP-01 | | |

| | | | | | | |
|---|---|--|---|----|-------|-------|
| 1 Note: <input type="radio"/> Indicates Information To Be Completed by Purchaser | | <input type="checkbox"/> Indicates Information To Be Completed by Manufacturer | | | | |
| MATERIALS (To Be Completed By Purchaser and Manufacturer) | | | | | | |
| 3 PIP Class: | _____ Case / Imp. Wear Rings: | _____ Baseplate: | STRUCTURAL CS | | | |
| 4 Barrel / Case: | CS Shaft: | CS Material / Type: | _____ | | | |
| 5 Impeller: | _____ Sleeve: | _____ | _____ | | | |
| 6 Remarks: | _____ | | | | | |
| 7 | _____ | | | | | |
| 8 | _____ | | | | | |
| AUXILIARY PIPING (To Be Completed By Purchaser and Manufacturer) | | | | | | |
| 10 | Seal Flush Piping Plan | | | | | |
| 11 | <input type="checkbox"/> Tubing | <input type="checkbox"/> Carbon Steel | <input type="checkbox"/> Carbon Steel | | | |
| 12 | <input type="checkbox"/> Pipe | <input type="checkbox"/> Stainless Steel | <input type="checkbox"/> Stainless Steel | | | |
| 13 | External Seal Flush Fluid | | Auxiliary Flush Plan | | | |
| 14 | | | <input type="checkbox"/> Tubing <input type="checkbox"/> Carbon Steel | | | |
| 15 | | | <input type="checkbox"/> Pipe <input type="checkbox"/> Stainless Steel | | | |
| 16 | | | <input type="checkbox"/> Pipe <input type="checkbox"/> Stainless Steel | | | |
| 17 | | | Auxiliary Flush Fluid | | | |
| 18 | | | Sight Flow Indicators Required | | | |
| 19 | Supply: _____ °C | _____ Bar g | Supply: _____ °C | | | |
| 20 | Req'd _____ m3/h | _____ Bar g | Req'd _____ m3/h | | | |
| 21 | Seal Flush Piping Assembly: | | Auxiliary Piping Assembly: | | | |
| 22 | <input type="checkbox"/> Threaded | <input type="checkbox"/> Socket Welded | <input type="checkbox"/> Threaded <input type="checkbox"/> Socket Weld. | | | |
| 23 | <input type="checkbox"/> Seal Welded | <input type="checkbox"/> Butt Welded | <input type="checkbox"/> Seal Welded <input type="checkbox"/> Butt Welded | | | |
| 24 | <input type="checkbox"/> Unions | <input type="checkbox"/> Flanged | <input type="checkbox"/> Unions <input type="checkbox"/> Flanged | | | |
| 25 | Remarks: _____ | | Remarks: _____ | | | |
| 26 | INSPECTION AND TEST (To Be Completed By Purchaser) | | | | | |
| 27 | <input type="checkbox"/> Test | <input type="checkbox"/> Non-Wit | <input type="checkbox"/> Wit | | | |
| 28 | <input type="checkbox"/> Performance | <input type="checkbox"/> _____ | <input type="checkbox"/> Obsv'd | | | |
| 29 | <input type="checkbox"/> Hydrostatic | <input type="checkbox"/> _____ | <input type="checkbox"/> _____ | | | |
| 30 | <input type="checkbox"/> NPSH | <input type="checkbox"/> _____ | <input type="checkbox"/> _____ | | | |
| 31 | <input type="checkbox"/> Complete unit test | <input type="checkbox"/> _____ | <input type="checkbox"/> _____ | | | |
| 32 | <input type="checkbox"/> Sound level test | <input type="checkbox"/> _____ | <input type="checkbox"/> _____ | | | |
| 33 | <input type="checkbox"/> Cleanliness prior to final assembly | <input type="checkbox"/> _____ | <input type="checkbox"/> _____ | | | |
| 34 | <input checked="" type="checkbox"/> Shop Inspection | <input type="checkbox"/> _____ | <input type="checkbox"/> _____ | | | |
| 35 | <input type="checkbox"/> Dismantle and Inspect After Test | <input type="checkbox"/> Material Certification | <input type="checkbox"/> Inspection Req'd For | | | |
| 36 | <input type="checkbox"/> Casting Repair Procedure App. Req'd | <input type="checkbox"/> Inspection Req'd for Nozzle Welds: | <input type="checkbox"/> Mag. Particle <input type="checkbox"/> Dye Penetrant | | | |
| 37 | <input type="checkbox"/> Mag. Particle <input type="checkbox"/> Dye Penetrant | <input type="checkbox"/> Radiographic <input type="checkbox"/> Ultrasonic | <input type="checkbox"/> Coordination meeting required | | | |
| 38 | <input type="checkbox"/> Inspection Req'd for Castings | <input type="checkbox"/> Mag. Particle <input type="checkbox"/> Dye Penetrant | <input type="checkbox"/> Progress reports required | | | |
| 39 | <input type="checkbox"/> Radiographic <input type="checkbox"/> Ultrasonic | <input type="checkbox"/> Vendor submit test procedures | <input type="checkbox"/> Record final assembly running clearances | | | |
| 40 | MOTOR DRIVER (To Be Completed By Purchaser and Manufacturer) | | | | | |
| 41 | HP _____ RPM _____ | Temp. Rise _____ °F | Bearings _____ | | | |
| 42 | Frame _____ | Full Load AMPS _____ | Lube _____ | | | |
| 43 | Volts / Phase / Hertz _____ | Locked Rotor AMPS _____ | Service Factor _____ 1.15 | | | |
| 44 | Type _____ INDUCTION | Insulation _____ | Variable Speed _____ NA | | | |
| 45 | Enclosure _____ | Manufacturer _____ | Remarks: _____ | | | |
| 46 | NEMA Design _____ | Space Heater (V/ph/H): _____ | _____ | | | |
| 47 | Approval, Listed or Certified By: _____ | Space Heaters Junction Box: _____ | _____ | | | |
| 48 | Minimum Starting Voltage _____ | Conduit Input _____ | Quantity _____ | | | |
| 49 | Starting Method _____ FULL VOLTAGE | Size _____ | _____ | | | |
| 50 | Motor Winding Material _____ | Main Junction Box: _____ | Quantity _____ | | | |
| 51 | Consecutive Starts _____ | Conduit Input _____ | Size _____ | | | |
| 52 | WEIGHTS (To Be Completed By Manufacturer) | | INLINE PROCESS PUMPS | | | |
| 53 | Unit Weights | Motor Driven | Turbine Driven | | | |
| 54 | Pump _____ | _____ lb | _____ lb | | | |
| 55 | Baseplate _____ | _____ lb | _____ lb | | | |
| 56 | Driver _____ | _____ lb | _____ lb | | | |
| 57 | Other: _____ | _____ lb | _____ lb | | | |
| 58 | Total Weight _____ | _____ lb | _____ lb | | | |
| 59 | REVISION LOG | | | | | |
| 60 | REVISION | ISSUE STATUS | DATE | BY | CHK'D | APP'D |
| 61 | | | | | | |
| 62 | | | | | | |
| 63 | | | | | | |

Fuente: Elaboración propia.

Figura K-6. Hoja de especificación para la bomba P-1101 A/B (DFP-01) (continuación).

| MECHANICAL SPECIFICATION SHEET | | | | | | | | | | | |
|--|----------|---------------------|---|---------------------|----------|----------|--------|------|----|----|-----|
| CENTRIFUGAL PUMP API 610 10 TH | | | | | | | | | | | |
| CUSTOMERS NAME: | | REQUISITION No: | | PAGE: 1 OF 1 | | | | | | | |
| PROJECT: | | PROJECT NUMBER No: | | REV: | | | | | | | |
| LOCATION: | | DOCUMENT No: DFP-01 | | ITEM No: P-1102 A/B | | | | | | | |
| SERVICE: Transfer Pump | | No. REQD: 2 | | DFP-01 | | | | | | | |
| 1 APPLICABLE TO: <input checked="" type="radio"/> PROPOSALS <input type="radio"/> PURCHASE <input checked="" type="radio"/> AS BUILT | | | | | | | | | | | |
| 2 FOR _____ UNIT _____ | | | | | | | | | | | |
| 3 SITE _____ SERVICE Emulsion Transfer | | | | | | | | | | | |
| 5 NOTES: INFORMATION BELOW TO BE COMPLETED: <input type="radio"/> BY PURCHASER <input type="radio"/> BY MANUFACTURER <input checked="" type="radio"/> BY MANUFACTURER OR PURCHASER | | | | | | | | | | | |
| ● DATA SHEETS | | | REVISIONS | | | | | | | | |
| | ITEM No. | ATTACHED | ITEM No. | ATTACHED | ITEM No. | ATTACHED | No. | DATE | BY | | |
| 7 | PUMP | P-1102 A/B | <input checked="" type="radio"/> | | | | | 1 | | | |
| 8 | MOTOR | PM-1102 A/B | <input checked="" type="radio"/> | | | | | 2 | | | |
| 9 | GEAR | | <input type="radio"/> | | | | | 3 | | | |
| 10 | TURBINE | | <input type="radio"/> | | | | | 4 | | | |
| 11 | | | <input type="radio"/> | | | | | 5 | | | |
| 12 APPLICABLE OVERLAY ESTANDAR(S): | | | | | | | | | | | |
| ● OPERATING CONDITIONS | | | ● LIQUID | | | | | | | | |
| 14 FLOW, NORMAL 112,68 (m³/h) RATED 123,95 (m³/h) | | | LIQUID TYPE OR NAME Emulsion | | | | | | | | |
| 15 OTHER _____ (m³/h) | | | <input type="radio"/> HAZARDOUS <input type="radio"/> FLAMMABLE <input type="radio"/> | | | | | | | | |
| 16 SUCTION PRESSURE MAX./RATED 17,92 / 6,6 (Barg) | | | <table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th>MIN.</th> <th>NORMAL</th> <th>MAX.</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td></td> <td>60</td> <td>175</td> </tr> </tbody> </table> | | | MIN. | NORMAL | MAX. | | 60 | 175 |
| MIN. | NORMAL | MAX. | | | | | | | | | |
| | 60 | 175 | | | | | | | | | |
| 17 DISCHARGE PRESSURE 48,15 (Barg) | | | | | | | | | | | |
| 18 DIFFERENTIAL PRESSURE 41,5 (Barg) | | | PUMPING TEMP (°C) | | | | | | | | |
| 19 PROCESS VARIATIONS | | | VAPOR PRESS. (Bara) @ 40°C | | | | | | | | |
| 20 STARTING CONDITIONS | | | RELATIVE DENSITY (SG): | | | | | | | | |
| 21 SERVICE: <input checked="" type="radio"/> CONT. <input type="radio"/> INTERMITTENT (STARTS/DAY) | | | VISCOSITY (cP) @15°C | | | | | | | | |
| 22 <input type="radio"/> PARALLEL OPERATION REQ'D <input checked="" type="radio"/> HYDRAULIC POWER 240 Kw | | | SPECIFIC HEAT, Cp 4,79 (kJ/kg °K) | | | | | | | | |
| ● SITE DATA | | | <input type="radio"/> CHLORIDE CONCENTRATION 800-2500 PPM (mg/kg) | | | | | | | | |
| 25 LOCATION: | | | <input type="radio"/> H ₂ S CONCENTRATION <0.4 (molar fraction) WET | | | | | | | | |
| 26 <input type="radio"/> INDOOR <input type="radio"/> HEATED <input checked="" type="radio"/> OUTDOOR <input type="radio"/> UNHEATED | | | CORROSIVE / EROSION AGENT Sand | | | | | | | | |
| 27 ● ELECTRICAL AREA CLASSIFICATION | | | MATERIALS | | | | | | | | |
| 28 CL 1 GR D DIV 2 | | | ● ANNEX H CLASS S-6 | | | | | | | | |
| 29 <input type="radio"/> WINTERIZATION REQ'D <input checked="" type="radio"/> TROPICALIZATION REQ'D. | | | ● MIN DESIGN METAL TEMP 0 (°C) | | | | | | | | |
| 30 ● ALTITUDE 123 (m) ● BAROMETER 1,013 (Bara) | | | <input type="radio"/> REDUCED HARDNESS MATERIALS REQ'D. | | | | | | | | |
| 31 ● RANGE OF AMBIENT TEMPS: MIN/MAX. 13,1 / 35 (°C) | | | ■ BARREL/CASE IMPELLER | | | | | | | | |
| 32 ● RELATIVE HUMIDITY: MIN / MAX 23,2 / 88 (%) | | | ■ CASE/IMPELLER WEAR RINGS | | | | | | | | |
| 33 ● UNUSUAL CONDITIONS: <input type="radio"/> DUST <input type="radio"/> FUMES | | | ■ SHAFT | | | | | | | | |
| 34 ● OTHER Heavy Rain | | | <input type="radio"/> DIFFUSERS | | | | | | | | |
| ● DRIVER TYPE | | | PERFORMANCE: | | | | | | | | |
| 38 ● INDUCTION MOTOR <input type="radio"/> STEAM TURBINE <input type="radio"/> GEAR | | | PROPOSAL CURVE NO. _____ RPM | | | | | | | | |
| 39 <input type="radio"/> OTHER _____ | | | <input type="checkbox"/> IMPELLER DIA. RATED _____ MAX. _____ MIN. _____ (mm) | | | | | | | | |
| ● MOTOR DRIVER | | | <input type="checkbox"/> IMPELLER TYPE _____ | | | | | | | | |
| 42 ■ MANUFACTURER _____ | | | <input type="checkbox"/> RATED POWER _____ (kW) EFFICIENCY _____ (%) | | | | | | | | |
| 43 ■ FRAME _____ (kW) <input type="checkbox"/> ENCLOSURE TEFC (RPM) | | | <input type="checkbox"/> MINIMUM CONTINUOUS FLOW: | | | | | | | | |
| 44 ■ HORIZONTAL <input type="checkbox"/> VERTICAL ● SERVICE FACTOR 1.15 | | | THERMAL _____ (m³/h) STABLE _____ (m³/h) | | | | | | | | |
| 45 ● VOLTS/PHASE/HERTZ 460 / 3 / 60 | | | <input type="checkbox"/> PREFERRED OPER. REGION _____ TO _____ (m³/h) | | | | | | | | |
| 46 ● TYPE INDUCTION | | | <input type="checkbox"/> ALLOWABLE OPER. REGION _____ TO _____ (m³/h) | | | | | | | | |
| 47 ● MINIMUM STARTING VOLTAGE 80 % RATED VOLTAGE | | | <input type="checkbox"/> MAX HEAD @ RATED IMPELLER _____ (m) | | | | | | | | |
| 48 ● INSULATION TEFC <input type="radio"/> TEMP. RISE F | | | <input type="checkbox"/> MAX POWER @ RATED IMPELLER _____ (kW) | | | | | | | | |
| 49 <input checked="" type="radio"/> FULL LOAD AMPS | | | <input type="checkbox"/> NPSHR AT RATED FLOW _____ (m) | | | | | | | | |
| 50 <input type="radio"/> LOCKED ROTOR AMPS | | | <input checked="" type="checkbox"/> MAX. SUCTION SPECIFIC SPEED <11,000 | | | | | | | | |
| 51 ● STARTING METHOD FULL VOLTAGE | | | <input type="checkbox"/> MAX. SOUND PRESS. LEVEL REQ'D 85 (dBA) | | | | | | | | |
| 52 ● LUBE GREASE | | | <input type="checkbox"/> EST MAX SOUND PRESS. LEVEL _____ (dBA) | | | | | | | | |
| 53 | | | <input type="checkbox"/> EST MAX SOUND POWER LEVEL _____ (dBA) | | | | | | | | |
| 54 | | | ● UTILITY CONDITIONS | | | | | | | | |
| 55 BEARINGS (TYPE/NUMBER): | | | ELECTRICITY | | | | | | | | |
| 56 ● RADIAL BALL / | | | DRIVERS | | | | | | | | |
| 57 ● THRUST BALL / | | | HEATING | | | | | | | | |
| 58 <input type="checkbox"/> VERTICAL THRUST CAPACITY | | | SYSTEM VOLTAGE DIP <input type="radio"/> 80% <input type="radio"/> OTHER _____ | | | | | | | | |
| 59 UP _____ (N) DOWN _____ (N) | | | STEAM | | | | | | | | |
| 60 | | | MAX. PRESS. MAX. TEMP. MIN. PRESS. MIN. TEMP. | | | | | | | | |
| 61 | | | COOLING WATER: SOURCE _____ | | | | | | | | |
| 62 | | | SUPPLY TEMP. _____ (°C) MAX. RETURN TEMP. _____ (°C) | | | | | | | | |
| 63 | | | NORM. PRESS. _____ (Mpa) DESIGN PRESS. _____ (Mpa) | | | | | | | | |
| 64 | | | MIN. RET. PRESS. _____ (Mpa) MAX. ALLOW. D.P. _____ (Mpa) | | | | | | | | |
| 65 | | | CHLORIDE CONCENTRATION: _____ (mg/kg) | | | | | | | | |
| REVISION LOG | | | | | | | | | | | |
| 63 | REVISION | ISSUE STATUS | | DATE | BY | CHK'D | APP'D | | | | |
| 64 | | | | | | | | | | | |
| 65 | | | | | | | | | | | |

Fuente: Elaboración propia.

Figura K- 7. Hoja de especificación para la bomba P-1102 A/B (DFP-01).