

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

INCREMENTAR LA CAPACIDAD DE SEPARACIÓN GAS/LÍQUIDO DE LA ESTACIÓN PRINCIPAL JUSEPÍN 2, MEDIANTE LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE SEPARACIÓN DEL MÓDULO II Y III

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Maldonado A. Debbie E.
Para optar al Título de
Ingeniero de Petróleo

Caracas, noviembre de 2005.

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

INCREMENTAR LA CAPACIDAD DE SEPARACIÓN GAS/LÍQUIDO DE LA ESTACIÓN PRINCIPAL JUSEPÍN 2, MEDIANTE LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE SEPARACIÓN DEL MÓDULO II Y III

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Armando Guillén.

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Efraín Manduca.

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Maldonado A. Debbie E.
Para optar al Título de
Ingeniero de Petróleo

Caracas, noviembre de 2005.

“Mira que te mando que te esfuerces y seas valiente; no temas ni desmayes;
Porque Jehová tu Dios estará contigo en dondequiera que vayas”.

Josué 1:9.

DEDICATORIA

A la persona más especial en mi vida al Padre JEHOVA, al Hijo JESUCRISTO y al Consolador EL ESPIRITU SANTO, por darme la vida, enseñarme a amarlo, haberme escogido para, adorarlo, alabarle y servirle por la eternidad. No hay palabras en el universo mi Amado Dios para describir lo grande y especial que eres para mí.

TE AMO... MI ETERNO AMOR

A esos hermosos Padres que Dios me dio. A mi Madre Alicia y mi Padre Luís, personas a las cuales les agradezco el haberme traído al mundo, por educarme y ayudarme a ser la persona que soy ahora.

LOS AMO...

A mis hermanos Cinthia, Bisset, Luís Jesús y Hector Daniel por haber compartido y seguir compartiendo experiencias verdaderamente especiales, que quedarán como un bello recuerdo en nuestras vidas.

LOS AMO...

A esa espectacular y numerosa familia Adame y Maldonado, por cada experiencia, consejo y ayuda ofrecida.

LOS AMO...

A la familia espiritual adquirida por Cristo los hermanos(as) en la Fe, que a través de sus oraciones, Dios me dio las fuerzas para seguir y no flaquear.

LOS AMO...

A mis amigos y compañeros de la Universidad, por su consejo, ayuda y momentos especiales vividos, los cuales siempre estarán presentes en nuestros corazones.

LOS AMO...

AGRADECIMIENTOS

A mi *Dios* espectacular por la sabiduría, fortaleza, paciencia, aprendizaje dados por Él durante toda mi carrera y por ayudarme a lograr este éxito.

A mi *madre* por su amor, ayuda, por creer en mí y respetar todas mis decisiones
¡Ya culminé madre!

A la *Universidad Central de Venezuela*, Patrimonio Mundial de la Humanidad por haberme dado la oportunidad de estar, crecer, formarme como profesional y darme el orgullo de ser ucevista y además poder decir que pertenezco a la espectacular UUUCV...

A *PDVSA* por permitirme la realización de este Trabajo Especial de Grado en sus instalaciones.

A la *Sra. Emira Gil y familia* por su cuidado, dedicación y por abrirme las puertas de su hogar.

A mi *Prima Reina e hijos* por el cariño ofrecido.

Al Profesor *Luis Norberto Bueno* por su consejo, ayuda y orientación, lo cual me ha servido para ser cada día una excelente profesional.

Al *Ing. Ysaac Donis*, por la oportunidad brindada de realizar este Trabajo Especial de Grado.

Al Tutor Industrial *Ing. Efraín Manduca*, por la oportunidad ofrecida, por su apoyo, confianza y orientación.

AGRADECIMIENTOS

Al Tutor Académico *Ing. Armando Guillén* por las orientaciones e indicaciones dadas.

A mi amigo *José Angel Rivero y familia* por su ayuda y amistad brindada. Agradecida de todo corazón Riverino y éxito en todo lo que emprendas te lo mereces!!!

A mi amiga y excelente profesional la *Ing. Ana Ballesteros* por el gran aporte y colaboración ofrecida, ya que sin ti hubiese sido más difícil.

A los *Ingenieros* Reynaldo López, Angel Bellorin, Mariela Estaba, Edgar Betancourt, Wilfredo López y demás personal del Complejo Jusepín, por su apoyo y valiosa contribución.

A todos mis amigos de la Universidad, especialmente a *Franklin Archer, Whayt Katherine, Geraldine, Raúl, Jhon, Tulio, Jean Pierre, Alejandro Primera, Jorge, José Luis, Miguel, Diana, José Miguel, Joel, Leandro* por su amistad, consejo y por cada momento vivido.

A los *hermanos de la Iglesia Bethel y Fuego del Espíritu Santo*, por el amor, amistad y aprendizaje espiritual ofrecido.

A *Alberto Fuentes* por su amor, compañía, dedicación y por creer en mí.

Maldonado A., Debbie E.

**INCREMENTAR LA CAPACIDAD DE SEPARACIÓN
GAS/LÍQUIDO DE LA ESTACIÓN PRINCIPAL JUSEPÍN 2,
MEDIANTE LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE
SEPARACIÓN DEL MÓDULO II Y III**

**Tutor Académico: Prof. Armando Guillen. Tutor Industrial: Ing. Efraín
Manduca. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de
Ingeniería de Petróleo. 2005, 327 p.**

Palabras Claves: Separadores, Intercambiadores de Calor, Enfriadores por Aire,
Líneas de Flujo, Diseño en Ingeniería.

Resumen. El objetivo principal de este trabajo de investigación se basa en el incremento de la capacidad de separación gas-líquido en la Estación Principal Jusepín 2, mediante la mejora en los módulos II y III, los cuales manejan una producción de 70 MBD de crudo y 72 MMPCND de gas. La investigación consistió en evaluar los separadores, depuradores y enfriadores de gas de estos módulos de producción de manera de disminuir la presión de operación de la primera etapa de separación de 500 lpc hasta 120 y 40 lpc. De acuerdo a la evaluación realizada a los equipos, se plantearon varias propuestas de manera de obtener el incremento de la producción en media presión 120 lpc con la menor inversión posible. Además, se realizó un estudio de sensibilidades con el simulador PIPEPHASETM para diseñar las líneas de crudo y gas de la propuesta seleccionada. Se evidenció que los separadores, depuradores y enfriadores pueden operar a las presiones y caudales obtenidos de la evaluación de las capacidades de los mismos, verificando que las velocidades en las boquillas son menores a las recomendadas en las normas. Las velocidades obtenidas en el diseño de las líneas de crudo y gas de la propuesta seleccionada, se encontraron menores a las velocidades máximas permitidas y la caída de presión generada se encontró dentro de los valores permisibles, por lo que se garantiza el buen funcionamiento de las líneas. La propuesta seleccionada generó un incremento de 12 MBD de crudo y 15 MMPCND de gas, lo que representa un 12 % adicional en el manejo de crudo y gas de los módulos de producción II y III.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	Página
Introducción	xxiv
Capítulo I Planteamiento del Problema	
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	27
1.2 OBJETIVO GENERAL	29
1.2.1 Objetivos Específicos	29
1.3 JUSTIFICACIÓN	30
1.4 LIMITACIONES (PREMISAS).....	30
Capítulo II Fundamentos Teóricos	
2.1 ESTACIONES DE FLUJO	32
2.1.1 Principales funciones de las estaciones de flujo.....	33
2.1.2 Principales componentes de una estación de flujo.....	34
2.2 SEPARADORES FÍSICOS.....	36
2.2.1 Principios de la separación	37
2.2.1.1 Momentum (cantidad de movimiento)	37
2.2.1.2 Fuerza de gravedad	38
2.2.1.3 Coalescencia	42
2.2.2 Funciones que debe cumplir un separador	43

2.2.3 Requisitos necesarios para el diseño de un separador	43
2.2.4 Factores que deben considerar durante el diseño de un separador...	44
2.2.4.1 Propiedades de los fluidos.....	44
2.2.4.2 Condiciones mecánicas de los separadores.....	45
2.2.4.3 Clasificación y descripción de los separadores.....	46
2.2.4.3.1 Separadores verticales.....	47
2.2.4.3.1.1 Ventajas.....	48
2.2.4.3.1.2 Desventajas.....	48
2.2.4.3.2 Separadores horizontales.....	49
2.2.4.3.2.1 Ventajas.....	49
2.2.4.3.2.2 Desventajas.....	50
2.2.4.3.3 Separadores ciclónicos compactos.....	50
2.2.4.3.3.1 Ventajas.....	54
2.2.4.3.3.2 Desventajas.....	55
2.2.5 Separadores gas-líquido.....	55
2.2.6 Depuradores	56
2.2.7 Diseño de los procesos de separación en separadores bifásicos.....	57
2.2.7.1 Sección de separación inicial.....	57
2.2.7.2 Sección de las fuerzas gravitacionales.....	59

2.2.7.3 Sección de extracción de neblina o coalescencia.....	64
2.2.7.4 Sección de recepción de líquidos.....	66
2.2.8 Problemas de operación de los separadores.....	68
2.2.8.1 Rompeolas.....	68
2.2.8.2 Crudos espumosos.....	69
2.2.8.3 Arenas.....	71
2.2.8.4 Velocidad de erosión.....	71
2.2.8.5 Parafinas.....	73
2.2.8.6 Emulsiones.....	73
2.2.9 Dimensiones del separador.....	74
2.2.10 Criterios para dimensionar orificios y dispositivos de entrada y salida al separador.....	75
2.2.11 Parámetros que intervienen en el diseño de separadores.....	75
2.2.11.1 Composición del fluido que se va a separar.....	76
2.2.11.2 Caudal del gas en condiciones normales.....	76
2.2.11.3 Presión y temperatura de operación.....	76
2.2.11.4 Factor Z del gas en condiciones trabajo (operación).....	77
2.2.11.5 Densidad de fluidos en las condiciones de operación....	77
2.2.11.6 Velocidad crítica del gas dentro de la unidad.....	77

2.2.11.7	Tiempo de retención asignado al líquido.....	78
2.2.11.8	Dimensionamiento del separador.....	78
2.3	ENFRIADORES POR AIRE	78
2.3.1	Tiro inducido.....	79
2.3.1.1	Ventajas.....	79
2.3.1.2	Desventajas.....	79
2.3.2	Tiro forzado.....	80
2.3.2.1	Ventajas.....	80
2.3.2.2	Desventajas.....	80
2.4	FLUJO DE FLUIDOS EN TUBERÍAS.....	81
2.4.1	Número de Reynolds (economides).....	82
2.4.2	Ecuación de Darcy.....	83
2.4.3	Factor de fricción.....	84
2.4.4	Flujo monofásico.....	85
2.4.4.1	Flujo laminar monofásico.....	85
2.4.4.2	Flujo turbulento monofásico.....	87
2.4.5	Fluidos compresibles.....	88
2.4.6	Flujo bifásico.....	89
2.4.6.1	Entrampamiento (holdup) y velocidades superficiales.....	90

ÍNDICE GENERAL

2.4.6.2 Entrampamiento (holdup) de líquido.....	91
2.4.6.3 Entrampamiento (holdup) de gas.....	91
2.4.6.4 Deslizamiento de las fases (slip, no-slip).....	92
2.4.6.5 Factor de entrampamiento sin deslizamiento (no-slip liquid holdup λ_l).....	93
2.4.7 Patrones de flujo en los sistemas bifásicos.....	93
2.4.8 Regímenes de flujo multifásico horizontal.....	94
2.4.9 Flujo multifásico en tuberías.....	96
2.4.10 Ecuación general del gradiente de presión.....	96
2.4.10.1 Pérdidas de presión por fricción.....	97
2.4.10.2 Pérdidas de fricción por desplazamiento.....	97
2.4.11 Correlaciones de flujo multifásico horizontal.....	98
2.4.11.1 Beggs y Brill.....	99
2.4.12 Variables que afectan las curvas de gradiente horizontal.....	101
2.4.13 Dimensionamiento de tuberías.....	102
2.4.13.1 General.....	102
2.4.13.2 Líquidos.....	102
2.4.13.3 Gases y vapores.....	103
2.4.13.4 Mezcla gas-liquido.....	104
2.5 TIPOS DE FLUIDOS QUE CONFORMAN LOS YACIMIENTOS....	105

2.6	OPTIMIZACIÓN EN INSTALACIONES DE SUPERFICIE.....	108
-----	--	-----

Capítulo III Metodología

3.1	LEVANTAMIENTO DE LA INFORMACIÓN TÉCNICA.....	111
-----	--	-----

3.1.1	Levantamiento de información general del Complejo Jusepín.....	111
-------	--	-----

3.1.1.1	Complejo Jusepín y la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2)	113
---------	--	-----

3.1.1.1.1	Tratamiento químico.....	118
-----------	--------------------------	-----

3.1.1.1.2	Automatización de las operaciones de producción	119
-----------	---	-----

3.1.1.1.2.1	Sistema de supervisión y control.....	119
-------------	---------------------------------------	-----

3.1.1.1.3	Nomenclatura de los equipos de la EPJ-2.....	120
-----------	--	-----

3.1.2	Información del sistema y de los procesos involucrados en los módulos II y III de la estación.....	122
-------	---	-----

3.1.3	Diagramas de tubería e instrumentación (DTI).....	125
-------	---	-----

3.1.4	Concentrador operacional de campo (CIOC).....	126
-------	---	-----

3.1.5	Balance de masa en el flujo de fluidos y los estimados de producción de los módulos.....	126
-------	---	-----

3.1.6	Cromatografías.....	126
-------	---------------------	-----

3.1.7	Isométricos.....	127
-------	------------------	-----

3.2	IDENTIFICACIÓN DE LAS LÍNEAS DE ALIMENTACIÓN PARA LOS EQUIPOS A REACTIVAR.....	127
-----	---	-----

3.2.1	Alineaciones por módulo.....	127
-------	------------------------------	-----

3.2.2	Capacidad de líneas.....	128
3.3	DEFINICIÓN DE LAS CARACTERÍSTICAS OPERACIONALES...	129
3.3.1	Evaluación de capacidad (líquido/gas) de separadores.....	132
3.3.2	Evaluación de capacidad (gas) de depuradores.....	133
3.3.3	Evaluación de enfriadores.....	134
3.4	GENERACIÓN DE PROPUESTAS Y REDISTRIBUCIÓN DE LAS CONEXIONES EN LOS MÓDULOS II Y III PARA INCREMENTAR LA CAPACIDAD DE SEPARACIÓN GAS/LÍQUIDO DE LA ESTACIÓN.....	137
3.4.1	Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc.....	137
3.4.2	4 Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc y 2 separadores del módulo III de 140 lpc operando a 40 lpc.....	139
3.4.3	4 Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc y 2 separadores del módulo II de 140 lpc operando a 40lpc.....	140
3.4.4	2 Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc y 2 separadores de 500 lpc operando a 40 lpc.....	142
3.4.5	4 Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc y 1 nuevo separador de 40 lpc y enfriadores de crudo.....	143
3.5	FACTORES DE EVALUACIÓN PARA LAS PROPUESTAS.....	146
3.5.1	Beneficio (incremento en capacidad).....	146
3.5.2	Flexibilidad operacional.....	147
3.5.3	Infraestructura.....	147

3.5.4	Puesta en marcha y tiempo requerido de construcción (impacto operacional).....	147
3.5.5	Espacio físico.....	147
3.6	SIMULACIÓN.....	148
3.6.1	Evaluación de espesores.....	149
3.6.2	Propiedades físico químicas.....	150
3.6.3	Evaluación de líneas.....	151
3.7	EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	154
3.7.1	Estimación de costos.....	155
3.7.2	Procedimiento para la estimación de costo.....	155

Capítulo IV Análisis de Resultados

4.1	RESULTADOS OBTENIDOS DE LA EVALUACIÓN DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES.....	156
4.1.1	Separadores.....	156
4.1.2	Depuradores.....	160
4.1.3	Enfriadores.....	161
4.1.3.1	Enfriadores de gas.....	161
4.1.3.2	Enfriadores de crudo.....	165
4.2	RESULTADOS OBTENIDOS DE LA EVALUACIÓN DE LAS PROPUESTAS.....	167
4.3	RESULTADOS OBTENIDOS DE LA EVALUACIÓN DE LÍNEAS DE CRUDO Y GAS PARA LA PROPUESTA SELECCIONADA.....	176

ÍNDICE GENERAL

4.3.1 Resultados de evaluación de espesores.....	176
4.3.2 Línea de líquido/gas.....	176
4.3.3 Línea de gas.....	180
4.3.3.1 Línea de gas a Plantas Compresoras Jusepín (PCJ).....	180
4.3.3.2 Línea de gas a venteo.....	183
4.4 RESULTADOS DE LA ESTIMACIÓN DE COSTOS PARA LA PROPUESTA SELECCIONADA.....	186
Conclusiones	188
Recomendaciones	191
Símbolos y Abreviaturas	192
Glosario	194
Bibliografía	205
Apéndices	
Apéndice A: Cromatografías.....	208
Apéndice B: Ecuaciones de flujo de fluidos.....	213
Apéndice C: Ecuaciones para evaluar Separadores y Depuradores.	222
Apéndice D: Ecuaciones para evaluar Enfriadores por Aire.....	240
Apéndice E: Herramienta de Simulación de Procesos.....	258
Apéndice F: Técnicas para determinar la Composición de Hidrocarburos.....	278
Apéndice G: Isométricos.....	284
Apéndice H: Resultados del Simulador Pipephase.....	287
Apéndice I: Resultados de Separadores, Apuradores y Enfriadores.....	297
Apéndice J: Resultados de Espesores.....	317
Apéndice K: Resultados de Calculo de Velocidades.....	318
Apéndice L: Diagrama de Simulaciones.....	324
Apéndice M: Representación del Proceso en HYSYS.....	327

ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
Figura 2.1 Vista aérea de una Estación de Flujo(Estación Principal Jusepín-2).	33
Figura 2.2 Componentes de una Estación de Flujo Convencional.	36
Figura 2.3 Separador horizontal bifásico.	37
Figura 2.4 Fuerzas sobre una gota de líquido en una corriente de gas.	38
Figura 2.5 Coeficiente de arrastre de esferas rígidas.	40
Figura 2.6 Fenómeno de Coalescencia.	42
Figura 2.7 Secciones Principales en un Separador.	46
Figura 2.8 Distintos tipos de separadores	47
Figura 2.9 Esquema del Gas Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC).....	52
Figura 2.10 Regímenes de flujo en la entrada del GLCC.	53
Figura 2.11 GLCC con Dual Intel o doble entrada de líquido, para volúmenes elevados de gas.....	55
Figura 2.12 Tipos de deflectores.....	57
Figura 2.13 Deflector tipo ciclón.	58
Figura 2.14 Fuerzas que intervienen en el proceso de separación.....	59
Figura 2.15 Rompe Espuma.....	64
Figura 2.16 Extractores de niebla	64

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.17 Extractores de tabiques.....	65
Figura 2.18 Dispositivos para la recuperación de líquidos	65
Figura 2.19 Tipos de vórtices y dispositivos	68
Figura 2.20 Rompe olas	69
Figura 2.21 Tipos de enfriadores.	81
Figura 2.22 Variación del número de Reynolds con la tasa de flujo, viscosidad y tamaño de tubería.	83
Figura 2.23 Perfiles de velocidad en flujo laminar y turbulento.....	85
Figura 2.24 Entrampamiento (Holdup) de líquido y gas.	91
Figura 2.25 Regímenes de flujo para flujo natural en tuberías horizontales.....	95
Figura 2.26 Diagrama de fases del petróleo negro.	107
Figura 3.1 Ubicación geográfica de los campos productores de crudo del Nor-Oeste del Edo. Monagas.....	112
Figura 3.2 Esquema de recolección de crudo. Pozos área este y centro del Furrial	114
Figura 3.3 Sistema de estabilización de crudo	116
Figura 3.4 Planta de Deshidratación	117
Figura 3.5 Procesamiento de Gas.....	118
Figura 3.6 Filosofía de operación actual de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2)	121
Figura 3.7 Intercambiador de Calor Enfriado por aire.....	123

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 3.8 Esquemático de los Módulos II y III (sin modificaciones).	125
Figura 3.9 Esquema internos de los Separadores.....	130
Figura 3.10 Esquema interno de los depuradores.....	130
Figura 3.11 Datos necesarios para evaluar Separadores.....	132
Figura 3.12 Datos requeridos para evaluar Depuradores.....	134
Figura 3.13 Datos requeridos para evaluar Enfriadores.....	136
Figura 3.14 Propuesta 1	138
Figura 3.15 Propuesta 2	140
Figura 3.16 Propuesta 3	141
Figura 3.17 Propuesta 4	143
Figura 3.18 Propuesta 5	145
Figura 3.19 Simulación para líneas de crudo/gas.	152
Figura 3.20 Simulación para línea de gas hacia PCJ.	153
Figura 4.1 Resultados de Capacidades de los Separadores de Alta Presión a Media Presión.	157
Figura 4.2 Resultados de Capacidades considerando Boquillas en los Separadores de Alta Presión a Media Presión.	159
Figura 4.3 Resultados de Capacidad de gas de los Depuradores de Alta Presión a Media Presión.	160
Figura 4.12 Resultados de la capacidad de líquido en media presión para cada una de las propuestas	172

Figura 4.13 Resultados de la capacidad de líquido en baja presión para cada una de las propuestas	173
Figura 4.14 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en media presión para cada una de las propuestas.....	174
Figura 4.15 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas	174
Figura 4.16 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas.	178
Figura 4.17 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas	179
Figura 4.18 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas	181
Figura 4.19 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas	182
Figura 4.20 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas	184
Figura B.1 Balance de fuerzas entre dos puntos.	215
Figura B.2 Correlación del factor de fricción de Eaton.	218
Figura B.3 Correlación de entrapamiento de Eaton.....	219
Figura B.4 Correlación de entrapamiento de Dukler	221
Figura C.1 Relación de altura para Separadores Horizontales.	229
Figura D.1 Coeficientes de Transferencia de Calor Típicos para Enfriadores. .	240
Figura D.2 Factor de corrección de flujo transversal.....	242

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura D.3 Información de tubos con aletas.	244
Figura D.4 Características del tubo.	246
Figura D.5 Factor de Fricción para flujo de fluidos en el interior de los tubos.	248
Figura D.6 Caídas de presión en el interior de los tubos.	249
Figura D.7 Factor de corrección por viscosidad.	249
Figura D.8 Correlación para Factor J.	250
Figura D.9 Coeficiente externo de transferencia de Calor.	252
Figura D.10 Caída de presión F_p	255
Figura D.11 Relación de densidades.	255
Figura E.1 Diagrama de Moody.	262
Figura F.1 Esquema Representativo de la Prueba de Flash o Liberación Instantánea para Yacimientos de Petróleo Negro	279
Figura F.2 Prueba de separadores para petróleo negro	281
Figura F.3 Esquema Representativo de la Prueba de Liberación Diferencial para Yacimientos de Petróleo Negro	282
Figura F.4 Comportamiento de las constantes de equilibrio en función de la presión	283

ÍNDICE DE TABLAS

	Página
Tabla 2.1 Principales Parámetros y sus Determinantes.....	74
Tabla 2.2 Velocidades Permisibles en las Boquillas.....	75
Tabla 2.3 Criterios de diseño líneas de líquido.....	103
Tabla 2.4 Criterios de diseño líneas de gas.....	103
Tabla 2.5 Tipos de Fluidos en el Yacimiento.....	107
Tabla 3.1 Líneas de Alimentación al Complejo Jusepín.....	114
Tabla 3.2 Distribución Actual y Capacidad de Diseño de cada Modulo.	115
Tabla 3.3 Resumen de Equipos (Separadores, Depuradores y Enfriadores).....	124
Tabla 3.4 Alineación de líneas por Módulos.....	127
Tabla 3.5 Carga por línea.....	128
Tabla 3.6 Características equipos.....	129
Tabla 3.7 Características de los enfriadores.....	131
Tabla 3.8 Valores obtenidos por el simulador.....	135
Tabla 4.1 Resultados de Capacidad de Líquido y Gas en los Separadores.....	156
Tabla 4.2 Resultados de Capacidad de Líquido y Gas en los Separadores considerando boquillas.....	158
Tabla 4.3 Resultados de Capacidad de Crudo y Gas en los Depuradores	160
Tabla 4.4 Características de enfriadores de gas de alta presión.....	161
Tabla 4.5 Resultados de enfriadores de gas de alta presión operando a media presión (120 lpc).....	162
Tabla 4.6 Resultados de enfriadores de gas de alta presión operando a baja presión.....	163
Tabla 4.7 Características de enfriadores de Crudo.....	165

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 4.8	Resultados de Enfriadores de Crudo.....	166
Tabla 4.9	Resultados de las capacidades “actuales” en media y baja presión.....	167
Tabla 4.10	Resultados de las capacidades de separadores de la propuesta 1.....	168
Tabla 4.11	Resultados de la capacidad total generada en media y baja presión en los separadores en la propuesta 1.....	168
Tabla 4.12	Resultados de los factores de evaluación para la propuesta 1..	169
Tabla 4.13	Resultados de la propuesta 2.....	170
Tabla 4.14	Resultados de la propuesta 3.....	170
Tabla 4.15	Resultados de la propuesta 4.....	171
Tabla 4.16	Resultados de la propuesta 5.....	171
Tabla 4.17	Resultados de la evaluación de espesores para la propuesta seleccionada.....	176
Tabla 4.18	Resultados de la evaluación de la línea de crudo.....	177
Tabla 4.19	Resultados de la evaluación de la línea de gas a PCJ.....	180
Tabla 4.20	Resultados de la evaluación de la línea de gas a Venteo.....	183
Tabla 4.21	Procura de equipos/materiales.....	186
Tabla 4.22	Costos por implantación.....	187
Tabla 4.23	Costo total del proyecto.....	187
Tabla E.1	Métodos Recomendados para Propiedades Termodinámicas..	187
Tabla E.2	Correlaciones de Caídas de Presión para Fluido Monofásico..	261
Tabla E.3	Recomendaciones para Correlaciones de Caída de Presión Flujo Monofásico.....	264
Tabla E.4	Valores de las Constantes D, E, F y G para flujo en Dirección Ascendente.....	265
Tabla E.5	Valores de las Constantes D, E, F y G para flujo en Dirección Descendente.....	270
Tabla E.6	Rango de Aplicabilidad de los Métodos Termodinámicos más comunes.....	270

INTRODUCCIÓN

El fluido que se obtiene de un yacimiento petrolífero, por lo general, es multifásico. La separación física de estas fases es una de las operaciones fundamentales en la producción, procesamiento, tratamiento del crudo y gas natural.

Los fluidos que se generan son en su mayoría mezclas complejas de hidrocarburos, agua, partículas de arena y contaminantes. En el recorrido del fluido desde el yacimiento hasta las instalaciones de superficie, existe una disminución de la presión y la temperatura, haciendo posible la separación del gas de los hidrocarburos en estado líquido. Los regímenes de flujo varían desde un fluido monofásico (líquido) hasta multifásicos, y en algunos casos, completamente gaseosos.

En una estación de flujo existe un conjunto de equipos interrelacionados para recibir, separar, almacenar temporalmente y bombear los fluidos provenientes de los pozos que le son asignados. Las características como dimensión, ubicación, y equipos de una Estación de Flujo van a depender de las propias del campo, del tipo de fluido que se maneja, de la configuración y ubicación de los pozos y de las instalaciones aguas abajo así como del factor económico.

La explotación de los pozos de los campos El Furrial Este, El Corozo y Amarilis, y la fase de manejo y procesamiento de crudo a través de los procesos de separación crudo-gas, estabilización y deshidratación de crudo, se lleva a cabo en las instalaciones de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2) ubicada en el Complejo Jusepín al Norte del estado Monagas, la cual cuenta con siete (7) módulos de producción (I, II, III, IV, V, VI y VII) para la separación del crudo y gas, y tres (3) módulos de prueba (JOM, Módulo II y IV de prueba) para el

monitoreo de los pozos. La producción actual manejada y procesada en la EPJ-2 es de 400 MBD de crudo de 28,7 °API y 480 MMPCND de gas.

Una vez en el múltiple de entrada a la EPJ-2 la producción es distribuida en los 7 módulos de producción (I, II, III, IV, V, VI y VII) de acuerdo a la presión (500, 120 ó 40 lpc), al contenido de agua y sedimento y al flujo.

En los módulos de producción se ejecutan los procesos de separación gas/líquido. El gas es enfriado y depurado, para ser enviado posteriormente a las Plantas Compresoras de Jusepín. El crudo ya desgasificado, es enfriado y enviado a los tanques de estabilización 10.003/4 cuando su % A y S es $< 0.7\%$ (crudo seco) o enviado a los tanques 10.001/2/5/6 cuando el % Ay S es $> 0.7\%$ (crudo húmedo).

Los análisis que se realizan en un sistema de producción, permite predecir el comportamiento actual y futuro de un conjunto de pozos productores de hidrocarburos. Como resultado de este análisis, se puede obtener por lo general una mejoría en la eficiencia de flujo, o bien un incremento en la producción.

Debido a la necesidad de incrementar la capacidad de separación gas-líquido en la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2), producto de los planes de crecimiento de producción, se hace necesario evaluar en detalle los equipos existentes en dicha estación de manera de proporcionar seguridad y confiabilidad durante la operación normal de la estación; ya que un diseño incorrecto de los componentes de una estación de flujo puede traer como consecuencia una reducción en la capacidad de operación de la totalidad de las instalaciones asociadas a la unidad.

Por esta razón en la Estación Principal Jusepín 2, específicamente en los módulos II y III, se requiere realizar una evaluación a los separadores,

depuradores, enfriadores que se encontraban operando a una presión de 500 lpc, con el fin de que puedan operar a una presión menor (120 lpc, 40 lpc). Adicionalmente, de acuerdo al análisis realizado a los módulos, elaborar propuestas tomando en cuenta la disponibilidad de los equipos existentes, en miras de incrementar la capacidad de separación gas-liquido en la etapa de media presión.

CAPÍTULO I

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El Complejo Jusepín comprende los servicios necesarios para la separación gas-líquido, estabilización, deshidratación, almacenamiento del crudo, compresión y tratamiento del gas, manejo de agua, inyección de gas e inyección de agua.

El crudo proveniente del campo Furrial Este, Corozo y Amarilis es recolectado en los 6 múltiples de producción repartidos en diferentes localizaciones del campo, de estos múltiples, parte un sistema de líneas troncales multifásicas de diferentes diámetros que pasan por el MF-5 (múltiple de Furrial 5) y luego llegan a la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2). El sistema de líneas troncales lo conforman 13 oleoductos laterales (6" prueba, 6" media, 6" JOM, 8" prueba, 8" A, 12", 16" A/B/C/D/E/F y 24") los cuales manejan producción seca y húmeda.

Una vez en el múltiple de entrada a la EPJ-2 la producción es distribuida en los 7 módulos de producción (I, II, III, IV, V, VI y VII) de acuerdo a la presión (500 ó 120 lpc), al contenido de agua y sedimento y al flujo. Actualmente los módulos de producción I, II, III, VI y VII reciben crudo húmedo ($> 0.7\%$ AyS) y los módulos IV y V reciben el crudo seco ($< 0.7\%$ AyS).

La producción actual del Campo Furrial Este es manejada y procesada en la EPJ-2 (400 MBD de crudo de 28,7 °API y 480 MMPCND de gas). Esta producción alcanza las capacidades disponibles en los equipos de separación de la EPJ-2, por lo tanto se requiere incrementar dicha capacidad con el objetivo de

aumentar la flexibilidad operacional y manejar la producción de crudo y gas que se estima producir en los próximos meses.

Por otra parte, la producción actual de crudo y gas en la etapa de 500 lpc (31 MBD de crudo y 98 MMPCND de gas) es muy baja en comparación con la capacidad disponible a esta presión (182 MBD de crudo y 182 MMPCND de gas), existiendo de esta manera una oportunidad de operar equipos disponibles a esta presión (500 lpc) a otros niveles de presión (120 lpc, 40 lpc).

Específicamente, los módulos II y III reciben el crudo proveniente del Furrial Este de alta presión, el cual pasa a través de tres etapas de separación gas/líquido, siendo la primera etapa, en los separadores de alta presión a 500 lpc, para luego continuar su recorrido por los de media presión a 120 lpc, y finalmente por los de baja presión a 45 lpc. Todo el gas proveniente de los depuradores de baja y alta presión, es enviado a las Plantas y Miniplantas Compresoras de gas.

Adicionalmente a esto, el crudo que sale de los separadores gas/líquido de baja presión es sometido a la fase de enfriamiento hasta alcanzar 140 °F y luego es enviado a los Tanques de Estabilización 10.001 y 10.002; una vez estabilizado el crudo es enviado al Tanque de Lavado 55.004 y 55.005 donde se le extrae la mayor cantidad de agua en los deshidratadores.

Actualmente, el módulo II y III tiene cuatro separadores de 500 lpc, cuatro enfriadores de gas de 500 lpc y dos depuradores de 500 lpc que se encuentran fuera de servicio, pues el fluido es separado directamente en la etapa de 120 lpc. Debido a que estos equipos están disponibles, se planteó la alternativa de usarlos a una presión menor (120 lpc, 40 lpc), con el objetivo de incrementar la producción de la Estación Principal Jusepín 2, mediante mejoras al proceso de separación de los módulos II y III.

Los equipos mencionados anteriormente, formarán parte del universo a estudiar en el desarrollo de este trabajo en el cual, se realizará un análisis evaluativo a los equipos ya expuestos y de esta manera diseñar un nuevo sistema de separación que pueda garantizar un incremento en la capacidad de separación gas/líquido de la Estación Principal Jusepín 2.

1.2 OBJETIVO GENERAL

Incrementar la capacidad de separación gas/líquido de la Estación Principal Jusepín 2, mediante la optimización del proceso de separación del módulo II y III.

1.2.1 Objetivos Específicos

- ✓ Recopilar información del diseño actual del sistema de separación de los módulos II y III de producción.
- ✓ Evaluar los equipos de separación de alta presión (500 lpc) del módulo II y III, con el objeto de determinar la posibilidad de manejar los fluidos que provienen de líneas de 120 lpc.
- ✓ Proporcionar cálculos de diseño de los equipos de separación, enfriamiento y depuración.
- ✓ Evaluar la factibilidad de usar los equipos existentes de baja presión (35 lpc) para manejar los fluidos provenientes de los “nuevos” equipos de 120 lpc o incorporar un nuevo separador de baja presión.
- ✓ Diseñar nuevas líneas de gas y crudo.
- ✓ Realizar evaluaciones económicas.

1.3 JUSTIFICACIÓN

La optimización de los procesos de separación de fases, representa una actividad de importancia, ya que con esta, se busca aumentar el valor de los fluidos obtenidos por la explotación de los yacimientos, mediante la evaluación a los equipos de separación, en miras de mejorar la producción.

Los análisis que se realizan de un sistema de producción, permite predecir el comportamiento actual y futuro de un conjunto de pozos productores de hidrocarburos. Como resultado de este análisis, se puede obtener por lo general una mejoría en la eficiencia de flujo, o bien un incremento en la producción.

Por esta razón, en los módulos II y III del Complejo Jusepín 2, se requiere realizar una evaluación a los equipos existentes que se encuentran disponibles, en miras de incrementar la capacidad de separación y de esta manera poder anticipar los cambios que se puedan generar a largo plazo.

1.4 LIMITACIONES (Premisas).

- ✓ Los cálculos para el diseño de las líneas de crudo y gas estará limitado al manejo de las ecuaciones utilizadas por el simulador comercial PIPEPHASE™ en su versión 8.1.
- ✓ La evaluación de los equipos estará limitada a considerar su forma original sin posibilidad de alterar sus especificaciones.
- ✓ Las líneas a diseñar están condicionadas a la ubicación de los equipos y algunas tuberías que no se pueden alterar.
- ✓ El trabajo se enfoca a realizar una ingeniería conceptual y a un estimado de costos.

- ✓ En las simulaciones que se realizaran con HYSYS se considera la distribución de flujo uniforme para cada uno de los módulos, con lo que se condiciona el modelo; ya que no se dispone de una prueba de capacidad actual del módulo.

CAPÍTULO II

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.1 ESTACIONES DE FLUJO

El concepto moderno de una estación de flujo se refiere al conjunto de equipos interrelacionados para recibir, separar, almacenar temporalmente y bombear los fluidos provenientes de los pozos que le son asignados.

El líquido (petróleo y agua) y gas asociado, proveniente de los pozos llega a la estación de flujo a un cabezal (Múltiple) o “cañón” de producción general y luego a los separadores generales donde ocurre la separación gas – líquido. El gas sale por el tope de los separadores y va al depurador, donde deja los residuos de crudo que pudieron haber quedado en la separación. El gas limpio es enviado a las plantas de compresión a través de las tuberías de recolección. El líquido es enviado desde los separadores hacia los tanques de recolección, donde es bombeado a los patios de tanques en tierra a través del sistema de recolección de crudo (líneas de bombeo) correspondiente.

Los volúmenes de líquido y gas de cada pozo son llevados a un separador (con características e instrumentos especiales) que permiten cuantificar los volúmenes de fluidos producidos por cada pozo.

Algunas estaciones de flujo, escogidas estratégicamente, son utilizadas como punto de inyección de química deshidratante, cuya función es acelerar el proceso de separación crudo-agua y evitar la formación de emulsiones fuertes. También se utiliza, dependiendo del tipo de crudo, la inyección de química antiespumante en

los separadores, con el propósito de minimizar la formación de espuma que afecta el proceso de separación crudo-gas.

Las características como dimensión, ubicación, y equipos de una Estación de Flujo (Figura 2.1) van a depender de las propias del campo, del tipo de fluido que se maneja, de la configuración y ubicación de los pozos y de las instalaciones aguas abajo así como del factor económico.



Figura 2.1 Vista aérea de una Estación de Flujo (Estación Principal Jusepín-2).

2.1.1 Principales Funciones de las Estaciones de Flujo

- ✓ Recolectar la producción de diferentes pozos de un área determinada.
- ✓ Separar el gas del líquido a distintas presiones.
- ✓ Probar los pozos de manera individual.
- ✓ Almacenar temporalmente la producción obtenida.
- ✓ Medir la producción de gas y líquido.
- ✓ Distribuir los fluidos (gas y líquido) a las demás instalaciones aguas abajo.

2.1.2 Principales Componentes de una Estación de Flujo

- ✓ **Múltiples de producción:** son dispositivos que reciben el fluido transportado por varias líneas de transferencia proveniente de los pozos productores. Están contruidos de manera que permitan, en cualquier momento, desviar de la corriente total, la producción de un pozo en particular hacia el Sistema de Prueba de Pozo para cuantificar su producción individual.
- ✓ **Líneas de Flujo:** simplemente son las distintas tuberías existentes en la estación que transportan un fluido determinado.
- ✓ **Separadores:** son recipientes o dispositivos mecánicos utilizados para separar un fluido en sus diferentes fases.
- ✓ **Calentadores y/o enfriadores:** empleados para controlar la temperatura de los fluidos que se manejan en la estación.
- ✓ **Patio de Tanques:** instalaciones que almacenan los volúmenes de líquidos producidos por la estación. Se encuentran generalmente a condiciones atmosféricas de presión. Pueden ser de techo flotante, en donde los recipientes cilíndricos poseen un techo móvil que tiene la finalidad de evitar la pérdida por evaporación de las fracciones más livianas o de techo fijo los cuales poseen un techo inmóvil. El tipo de tanque a utilizar depende directamente del tipo de crudo que se recibirá en ellos.
- ✓ **Sistema de Bombeo:** empleado para llevar el líquido producido que se encuentra en los tanques a los distintos puntos de distribución.
- ✓ **Estación Eléctrica:** equipos empleados para suministrar la energía necesaria para poner en funcionamiento los distintos dispositivos existentes en la estación.
- ✓ **Sistemas contra incendios:** capaces de suministrar agua o agentes para las labores de combate de incendios y enfriamiento de las estructuras de la estación de flujo.

Otros sistemas que se pueden encontrar en las estaciones de flujo son los siguientes:

- ✓ Tanques de productos químicos (antiespumantes, agentes desmulsificantes, etc.)
- ✓ Bombas de inyección de productos químicos.
- ✓ Sistema de seguridad y pararrayos.
- ✓ Sistemas de protección sobre corrosión.
- ✓ Sistemas de manejo de raspadores.
- ✓ Sistemas de manejo de gas de levantamiento.
- ✓ Sistemas de venteo.
- ✓ Sistemas de transmisión de señales.
- ✓ Sistemas de Aire de Instrumentos.

Las estaciones de flujo pueden ser de tipo manual, cuando su funcionamiento depende del personal, o semiautomática, donde parte de sus funciones se realizan con controles automáticos.

Para realizar las mediciones de flujos de gas en la estación generalmente se emplean dispositivos que usan el método de presión diferencial como placas orificio. Para la medición del líquido existen diferentes métodos dentro de los cuales están el uso de flotadores, rotámetros, aforación directa e indirecta, conteo de carga o descarga, desplazamiento positivo y coriolis.

En la figura 2.2 se pueden observar los diferentes componentes que se pueden encontrar en una Estación de Flujo Convencional.

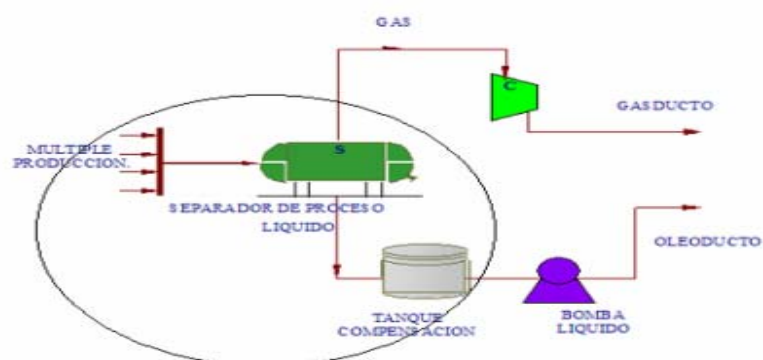


Figura 2.2 Componentes de una Estación de Flujo Convencional.

2.2 SEPARADORES FÍSICOS

La separación es el proceso mediante el cual se aíslan los diversos componentes que posee el fluido proveniente de los pozos (crudo, agua y gas), con el fin de optimizar el procesamiento y comercialización de algunos de ellos (crudo y gas) (Martínez 1990).

El término separador es aplicado a una gran variedad de equipos usados para separar mezclas de dos o más fases (figura 2.3). Estas mezclas pueden estar formadas por: una fase vapor y una líquida; una fase vapor y una sólida; dos fases líquidas inmiscibles (aceite/agua); una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores.

El diseño apropiado de los separadores es de suma importancia, debido a que estos tipos de recipientes son normalmente los equipos iniciales en muchos procesos. Un diseño inadecuado puede crear un cuello de botella que reduzca la capacidad de producción de la instalación completa.



Figura 2.3 Separador horizontal bifásico.

2.2.1 Principios de la Separación

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre éstos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos.

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de gas, líquidos o sólidos son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación (GPSA 1998).

2.2.1.1 Momentum (Cantidad de movimiento)

Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la fase

pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

2.2.1.2 Fuerza de gravedad

Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota (ver Figura 2.4).

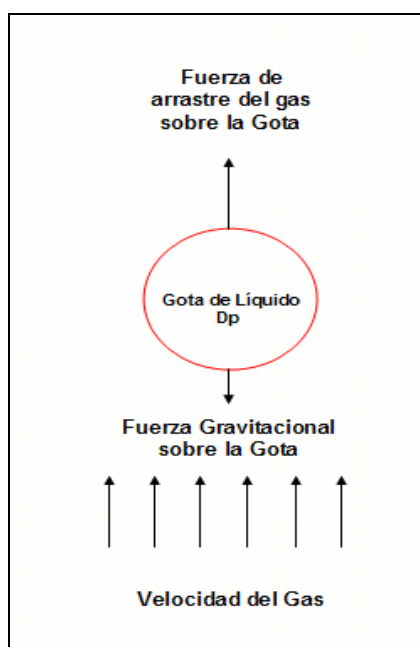


Figura 2.4 Fuerzas sobre una gota de líquido en una corriente de gas.

Estas fuerzas definen la velocidad terminal o velocidad libre de asentamiento, la cual matemáticamente se presenta usando la siguiente ecuación:

$$V_t = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot D_p \cdot (\rho_l - \rho_g)}{3 \cdot \rho_g \cdot C_d}} \quad (\text{Ecuación 2.1})$$

Se ha determinado que el coeficiente de arrastre (C') es una función de la forma de la partícula y el número de Reynolds del flujo de gas, para efectos de esta ecuación la partícula es considerada como una esfera rígida. El número de Reynolds se define como:

$$Re = \frac{1488 \cdot D_p \cdot V_t \cdot \rho_g}{\mu} \quad (\text{Ecuación 2.2})$$

Donde:

V_t : Velocidad terminal de la gota de líquido [pie/seg].

Re : Numero de Reynolds [adim].

g : Aceleración de la gravedad [32.174 pie/seg²].

D_p : Diámetro de la gota [pie].

ρ_g : Densidad del gas [lb/pie³].

ρ_l : Densidad del líquido [lb/pie³]

μ : Viscosidad del fluido [cp]

C' : Coeficiente de arrastre que depende del Número de Reynolds [adim].

En soluciones donde la velocidad terminal y el diámetro de partícula son incógnitas, un procedimiento iterativo aportará los valores de la variable. Para evitar este procedimiento los valores del coeficiente de arrastre son presentados en la figura 2.5 como función del producto del coeficiente de arrastre (C') y el número de Reynolds al cuadrado, esta manipulación matemática elimina la velocidad de la expresión (GPSA 1998).

$$C' \cdot (\text{Re})^2 = \frac{9,5 \times 10^7 \cdot \rho_g \cdot D_p^3 \cdot (\rho_l - \rho_g)}{\mu^2} \quad (\text{Ecuación 2.3})$$

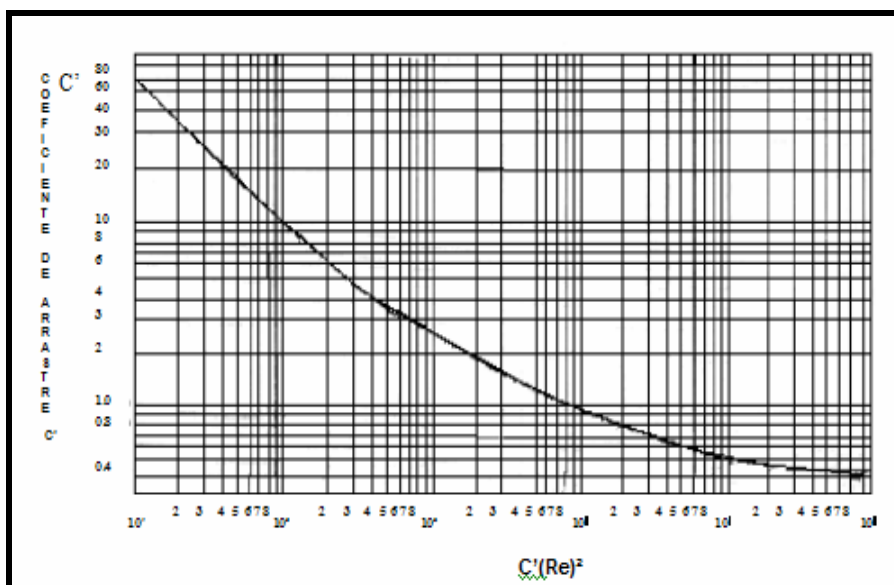


Figura 2.5 Coeficiente de arrastre de esferas rígidas.

2.2.1.2.1. Asentamiento por gravedad (Condiciones límites):

Como otros fenómenos de fluidos bifásicos, el coeficiente de arrastre alcanza valores límites a altos números de Reynolds (GPSA 1998).

2.2.1.2.1.1. Ley de Newton

En partículas relativamente grandes (aproximadamente 100 micrones o mayores) el asentamiento por gravedad es descrito por la Ley de Newton. El límite del coeficiente de arrastre es 0,44 para números de Reynolds superiores a 500. Sustituyendo este valor en la expresión dada por la velocidad terminal, se obtiene:

$$V_t = 1,74 \sqrt{\frac{g \cdot D_p \cdot (\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}} \quad (\text{Ecuación 2.4})$$

Un límite superior para la Ley de Newton se alcanza cuando el tamaño de la gota es tan grande que se requiere una velocidad terminal de tal magnitud que se genera una excesiva turbulencia. La máxima gota que puede ser asentada puede ser determinada por:

$$D_p = K_{cr} \cdot \left(\frac{\mu^2}{g \cdot \rho_g \cdot (\rho_l - \rho_g)} \right)^{0.33} \quad (\text{Ecuación 2.5})$$

para la Ley de Newton el valor límite para el número de Reynolds es 200000 y K_{cr} es igual a 18,13.

2.2.1.2.1.2. Ley de Stokes

A bajos números de Reynolds (menores que 2), existe una relación lineal entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds (correspondiente a flujo laminar). La Ley de Stokes aplica en este caso y la ecuación para la velocidad terminal queda como:

$$V_t = \frac{1488 \cdot g \cdot D_p^2 \cdot (\rho_l - \rho_g)}{18 \cdot \mu} \quad (\text{Ecuación 2.6})$$

El diámetro de partícula correspondiente a un número de Reynolds igual a dos, puede ser calculado usando un valor de K_{cr} igual a 0,0080. El límite inferior para la aplicabilidad de la Ley de Stokes es un diámetro de partícula aproximado de 3 micrones, mientras que el límite superior es de 100 micrones.

2.2.1.3 Coalescencia

Las partículas muy pequeñas que se definen como “neblina” prácticamente no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas pueden coalescer para formar gotas más grandes que tendrán un asentamiento por gravedad. La coalescencia es el fenómeno que hace posible que las gotas de la fase dispersa se aglomeren y formen una fase continua (Ver figura 2.6).

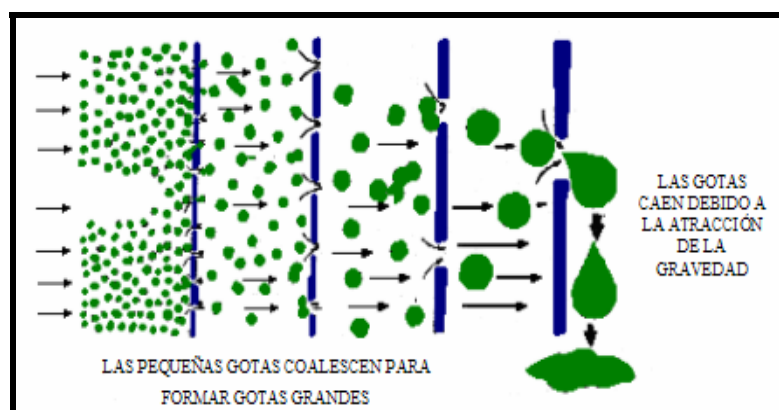


Figura 2.6 Fenómeno de Coalescencia.

Se inicia al ocurrir choques entre gotas con fuerza suficientes para romper la película interfacial. Una vez en contacto físico, el proceso se completa por fuerzas superficiales. Sistemas de coalescencia en los separadores obligan al gas a fluir por un camino tortuoso. La cantidad de movimiento de las gotas les causa choques entre gotas, formando gotas de mayor tamaño. Estas gotas de mayor tamaño pueden separarse del gas por gravedad. Las redes de alambres o mallas son típicos sistemas de coalescencia usados en los separadores bifásicos.

2.2.2 Funciones que debe cumplir un Separador

Un recipiente bien diseñado hace posible una separación del gas libre y de los diferentes líquidos. Por ende, el objetivo es cumplir con las siguientes funciones:

- ✓ Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente líquidos y gaseosos.
- ✓ Refinar aún más el proceso, mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa.
- ✓ Liberar parte de la fracción gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida.
- ✓ Descargar, por separado, las fases líquida y gaseosa, para evitar que se puedan volver a mezclar, parcial o totalmente.

2.2.3 Requisitos necesarios para el diseño de un Separador

Para satisfacer las funciones que debe cumplir un separador, es necesario tomar en cuenta los puntos siguientes:

- ✓ La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- ✓ Los flujos de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidos dentro de los límites adecuados que permitan su separación a través de las fuerzas gravitacionales que actúan sobre esos fluidos y que establezcan el equilibrio entre las fases líquido-vapor.
- ✓ La turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el gas debe ser minimizada.
- ✓ La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas.
- ✓ Las fases líquida y gaseosa no se deben poner en contacto una vez separadas.
- ✓ Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción.

- ✓ El equipo será provisto de la instrumentación adecuada para su funcionamiento adecuado y seguro en el marco de la unidad/planta a la que pertenece.
- ✓ El separador requiere de válvulas de alivio, con el fin de evitar presiones excesivas, debido a diferentes causas, por ejemplo: líneas obstaculizadas.
- ✓ El separador debe estar dotado de manómetros, termómetros, controles de nivel, visibles; para hacer, en lo posible, revisiones visuales.
- ✓ Es conveniente que todo recipiente tenga una boca de visitas, para facilitar la inspección y mantenimiento.

El cumplimiento de los puntos antes mencionados es fundamental para obtener la eficiencia requerida. Por consiguiente, la separación depende, con preferencia, del diseño del equipo usado en el procesamiento y de las condiciones tanto corriente arriba como corriente abajo.

2.2.4 Factores que se deben considerar durante el diseño de un Separador

A los efectos del diseño de un separador se deben considerar los parámetros que afectan el comportamiento del sistema, los cuales llevan a determinar, el tipo de recipiente que se ha de utilizar.

2.2.4.1 Propiedades de los Fluidos

Cuando se diseña un separador, es necesario tomar en cuenta ciertos factores y propiedades asociados con los fluidos que van a ser procesados. Entre ellos están los siguientes:

- ✓ Las tasas de flujo mínima y máxima del líquido y del gas y su respectivo promedio.

- ✓ La temperatura y la presión de operación del separador.
- ✓ Las propiedades de los fluidos, tales como: densidad, viscosidad y corrosividad.
- ✓ La presión de diseño del separador.
- ✓ El número de fases que debe manejar la unidad, por ejemplo: líquido - gas (separador bifásico) o crudo – agua – gas (separador trifásico).
- ✓ Las impurezas que pueden estar presentes en los fluidos, como arena, parafina y otras.
- ✓ La tendencia de los fluidos a formar espuma y su impacto en la corriente aguas abajo.
- ✓ El efecto de la velocidad de erosión.
- ✓ Las variaciones transitorias de la tasa de alimentación del separador.
- ✓ La información sobre todos los elementos mencionados es necesaria para determinar el diseño mecánico adecuado.

2.2.4.2 Condiciones Mecánicas de los Separadores

Según el manual de PDVSA Principios Básicos - Separadores (1995), los separadores, para poder cumplir con las funciones y requisitos señalados anteriormente; deben poseer cuatro secciones principales (Figura 2.7). Estas son las siguientes:

- ✓ Primera sección de separación.
- ✓ Sección de las fuerzas gravitacionales.
- ✓ Sección de extracción de neblina.
- ✓ Sección de acumulación de líquidos.

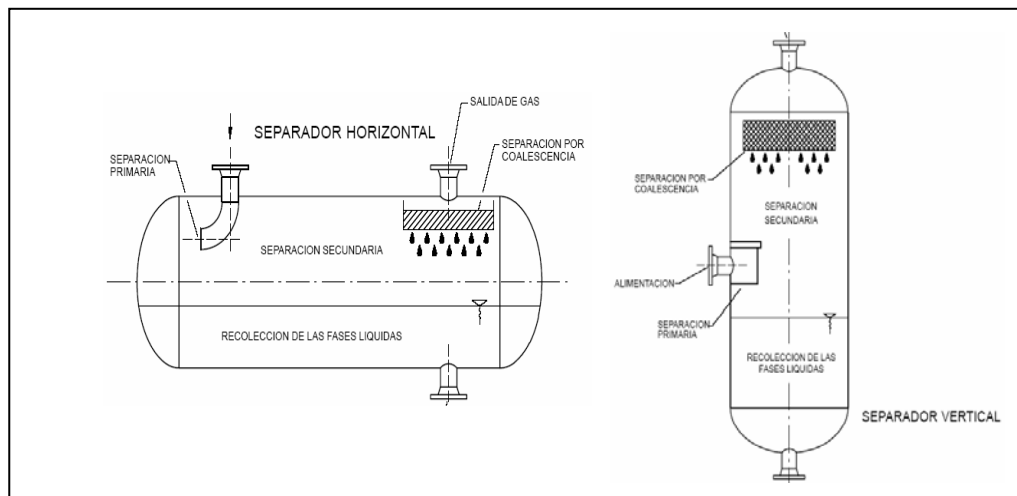


Figura 2.7 Secciones principales en un separador.

2.2.4.3 Clasificación y descripción de los separadores

Los separadores pueden clasificarse, según su forma en:

- ✓ Separadores cilíndricos.
- ✓ Separadores esféricos.
- ✓ Separadores de dos barriles.

También los separadores cilíndricos pueden clasificarse según su orientación en:

- ✓ Separadores verticales.
- ✓ Separadores horizontales.

Otra clasificación sería de acuerdo a la manera de inducir físicamente la separación:

- ✓ Separadores por gravedad (típico separador vertical gas – líquido)
- ✓ Separadores por impacto (separadores de filtro)
- ✓ Separadores por fuerza centrífuga (separadores centrífugos)

En la figura 2.8 se puede observar los diferentes tipos de separadores.



Figura 2.8 Distintos tipos de separadores.

A continuación se hace una breve descripción de los separadores más usados (verticales y horizontales) y asimismo se definirá una de las innovaciones mas recientes en separadores (separadores ciclónicos compactos).

2.2.4.3.1 Separadores Verticales

Son recipientes cilíndricos colocados verticalmente para separar el petróleo y el gas natural, en estos equipos la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana. Por consiguiente, si la velocidad de flujo de la fase

liviana excede levemente la velocidad de decantación de la fase pesada, no se producirá la separación de fases, a menos que esta fase pesada coalesca en una gota más grande (Martínez 1990).

Este tipo de separador es capaz de procesar mayores cantidades de tapones de líquidos sin afectar seriamente la dispersión del mismo en el gas de salida. Su uso se limita a condiciones operacionales en los cuales la acción de respuesta del controlador de nivel no es crítica. Por otra parte, el separador vertical requiere un diámetro mayor para un volumen dado de gas que los otros tipos de separadores, particularmente si no está equipado con una malla corrugada interna o con un extractor de niebla (GPSA 1998).

2.2.4.3.1.1 Ventajas

- ✓ Empleados normalmente cuando la relación gas – líquido es alta y/o cuando se esperan grandes variaciones en el flujo de gas.
- ✓ Mayor facilidad, que un tambor horizontal, para el control del nivel de líquido, y para la instalación física de la instrumentación de control, alarmas e interruptores.
- ✓ Ocupa poco espacio horizontal.
- ✓ La capacidad de separación de la fase liviana no se afecta por variaciones en el nivel de la pesada.
- ✓ Facilidad en remoción de sólidos acumulados.

2.2.4.3.1.2 Desventajas

- ✓ El manejo de grandes cantidades de fluido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, obliga a tener excesivos tamaños de recipientes, cuando se selecciona esta configuración.

- ✓ Requieren mayor diámetro, que un tambor horizontal, para una capacidad dada de gas.
- ✓ Requieren de mucho espacio vertical para su instalación.
- ✓ Fundaciones más costosas cuando se compara con separadores horizontales.
- ✓ Cuando hay formación de espuma, o quiere desgasificarse el líquido ya recolectado, se requieren grandes cantidades de volúmenes del mismo y, por lo tanto, tamaños grandes de separadores verticales.

2.2.4.3.2 Separadores Horizontales

Es un cilindro instalado horizontalmente empleado generalmente cuando existen grandes volúmenes de líquidos, crudos espumosos y agua. En estos equipos la fase pesada decanta perpendicularmente a la dirección horizontal de flujo de la fase liviana, permitiendo que la fase liviana continua pueda viajar a una velocidad superior a la velocidad de decantación de la fase pesada discontinua (hasta un cierto límite).

Estos separadores normalmente requieren un diámetro inferior al vertical cuando las condiciones de flujo del gas son iguales. Esto se debe a que estos tipos de recipientes tienen una interfase líquido-gas mayor que el vertical, lo cual ayuda a la separación. No obstante, su diámetro generalmente obedece a los requerimientos de acumulación del líquido (o líquidos separados, si el sistema es trifásico), particularmente cuando éste debe cumplir con altos períodos de residencia en el tambor (Martínez 1990).

2.2.4.3.2.1 Ventajas

- ✓ Normalmente empleados cuando la relación gas – líquido es baja.
- ✓ Requieren de poco espacio para su instalación.

- ✓ Fundaciones más económicas que las de un separador vertical equivalente.
- ✓ Por lo general, son más económicos.
- ✓ Requieren menor diámetro, que un separador vertical, para una capacidad dada de gas.
- ✓ Manejan grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, o separación líquido – líquido, optimizando el volumen de operación requerido.
- ✓ Los volúmenes de retención facilitan la desgasificación de líquido y el manejo de espuma, si se forma.

2.2.4.3.2.2 Desventajas

- ✓ Variaciones de nivel de la fase pesada afectan la separación de la liviana.
- ✓ Control de nivel del líquido más crítico.
- ✓ Ocupan mucho espacio horizontal.
- ✓ Difícil remoción de sólidos acumulados.

2.2.4.3.3 Separadores Ciclónicos Compactos

Durante los últimos años la tecnología ha introducido variantes en el diseño de separadores que conducen a incrementar la capacidad de las unidades, mientras se reduce el tamaño y el peso de los equipos. Una de las innovaciones más recientes se refiere al uso de las fuerzas centrífugas para separar los fluidos que entran, como alimentación, al recipiente. A este tipo de unidades se les llama: separadores ciclónicos.

Se describirá la filosofía de operación de una de estas innovaciones, los Separadores Compactos Ciclónicos Gas - Líquido (Gas - Liquid Cylindrical

Cyclone GLCC), los cuales fueron desarrollados en la Universidad de Tulsa a través del Tulsa University Separation Technology Project (TUSTP).

El GLCC, es simple, compacto, de bajo peso y bajos costos de construcción y operación, a diferencia de los convencionales separadores pesados, grandes, con altos costos de construcción y mantenimiento y con altos tiempos de residencia.

Representa una alternativa de dimensiones compactas sin piezas internas, el cual ya ha sido utilizado en diversos campos productores del mundo, obteniendo resultados satisfactorios. Un esquemático el GLCC se muestra en la figura 2.9 Como se puede observar su construcción consiste en una tubería de entrada inclinada que provoca que el flujo entre en forma tangencial a una tubería vertical con salidas de gas y crudo en el tope y fondo. La entrada tangencial del flujo multifásico produce un “swirling” o giro radial en descenso en el seno del GLCC, el cual produce fuerzas centrífugas. La gravedad y las fuerzas centrífugas asociadas con el efecto “swirling” son las responsables del proceso de separación. El fluido pesado es forzado hacia las paredes del equipo y el fluido liviano es movido hacia el centro del GLCC, ocurriendo la separación. Como resultado existe un líquido en el fondo del equipo y gas en el tope del mismo. El arrastre observado de líquido con la corriente de gas y las burbujas de gas observadas en el seno del líquido es muy pequeño para este equipo. Esto hace que el GLCC sea un equipo muy eficiente para la medición de flujo de líquido y gas, y cuando es usado con este objetivo las corrientes de salida son mezcladas nuevamente. Sin embargo, otras aplicaciones de campo diferentes a la medición han sido usadas. Cuando se emplea el GLCC para separar las corrientes de gas y líquido, deben emplearse sistemas de control.

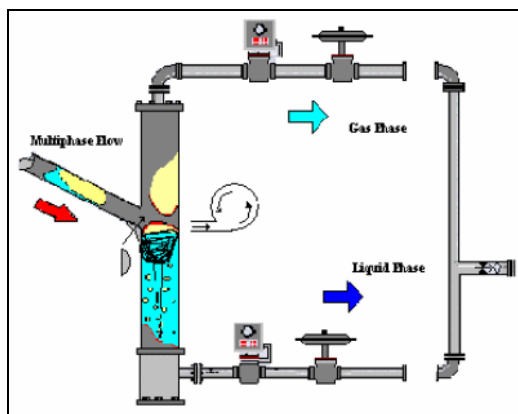


Figura 2.9 Esquema del Gas Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC)

Las aplicaciones de campo que han sido usadas con este equipo son: separación primaria de crudo y gas costa adentro y costa afuera, medición multifásica, despojadores de líquidos (Knockout systems), depuradores de gas, equipos de pruebas portátiles de pozos y controladores del flujo tapón o “slug catchers”.

El desempeño del GLCC es fuertemente dependiente de las velocidades tangenciales, causadas por el flujo de entrada al equipo. El régimen flujo en entrada del equipo puede ser estratificado, slug o tapón, anular y burbujas dispersas. En la figura 2.10 se muestran cada uno de estos regímenes de flujo. El flujo pasa a través de una tubería inclinada que permite la preseparación del fluido y garantiza un régimen estratificado en la entrada del equipo. En la entrada del equipo, el fluido pasa a través de un área reducida o “nozzle”, el cual es el elemento crucial que determina la distribución del flujo y las velocidades tangenciales dentro del cuerpo del GLCC. En la parte inferior del GLCC se forma un vórtice ubicado específicamente en la interfase gas/líquido. Cuando existen grandes velocidades tangenciales de líquido, algunas burbujas de gas entran dentro de la fase líquida pudiendo causar arrastre de gas con el líquido, este fenómeno es conocido como “gas carryunder”. Cuando existen altas ratas de flujo

de gas o líquido, el líquido pudiese ser arrastrado con el gas, este fenómeno es conocido como “liquid carryover”

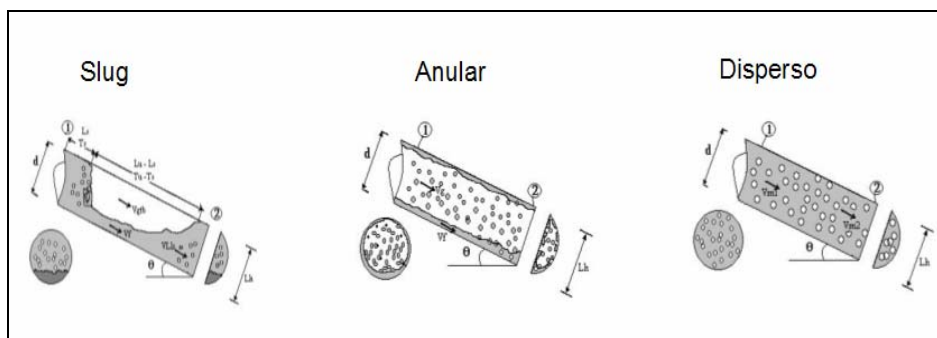


Figura 2.10 Regímenes de flujo en la entrada del GLCC.

Con el objetivo de un mejor entendimiento del proceso y eliminar los fenómenos indeseables de arrastre de líquido y/o gas es necesario caracterizar el vórtice de interfase gas-líquido y el comportamiento del fluido en todas las secciones del GLCC. Existen muchos autores que han desarrollado modelos mecanísticos que predicen el comportamiento de todos los efectos que se dan lugar en el equipo: régimen de flujo en la tubería de entrada o “Inlet”, distribución de velocidades, caída de presión en el equipo, eficiencia de separación basada en la trayectoria de burbujas y gotas arrastradas, distribución de velocidades axiales y tangenciales, entre otros efectos y estudios relacionados con los sistemas de control y automatización. Todos estos modelos han permitido la creación de modelos computarizados y simuladores que reproducen los fenómenos que ocurren en las diferentes regiones del GLCC. Todos estos trabajos han permitido diseñar equipos que actualmente están siendo aplicados en campo, obteniendo resultados muy satisfactorios.

2.2.4.3.3.1 Ventajas

- ✓ Con el empleo de la tecnología ciclónica se aumenta de manera considerable la capacidad de los separadores convencionales.
- ✓ Dada la fuerza centrífuga que se emplea para generar el vórtice, el mantenimiento de los recipientes disminuye.
- ✓ En aquellos casos donde se convierte en obligante el uso de químicas para romper el espumaje, el empleo de unidades ciclónicas proporciona ahorros considerables por efectos de los antiespumantes.
- ✓ En aquellos casos donde se acostumbre el empleo de separadores convencionales trifásicos, la tecnología ciclónica, de hecho, proporciona ahorros evidentes, dado el uso de unidades más pequeñas.
- ✓ En instalaciones costa afuera, el empleo de unidades ciclónicas tiene ventajas indiscutibles, debido a la disminución del peso de los equipos y el incremento de la capacidad operativa.
- ✓ Se requieren diámetros mucho más pequeños que los empleados en separadores convencionales y compactos y no siguen las normas de esbeltez para el diseño de separadores.
- ✓ El tiempo de retención del fluido dentro de la unidad es muy bajo porque la separación de las fases no se produce por efectos del tiempo de residencia.
- ✓ Posibilidad de manejo de mayor volumen de gas a futuro con un arreglo simple (colocación de una nueva sección de tubería a la entrada del equipo GLCC con Dual Intel o doble entrada de líquido) (ver figura 2.11).

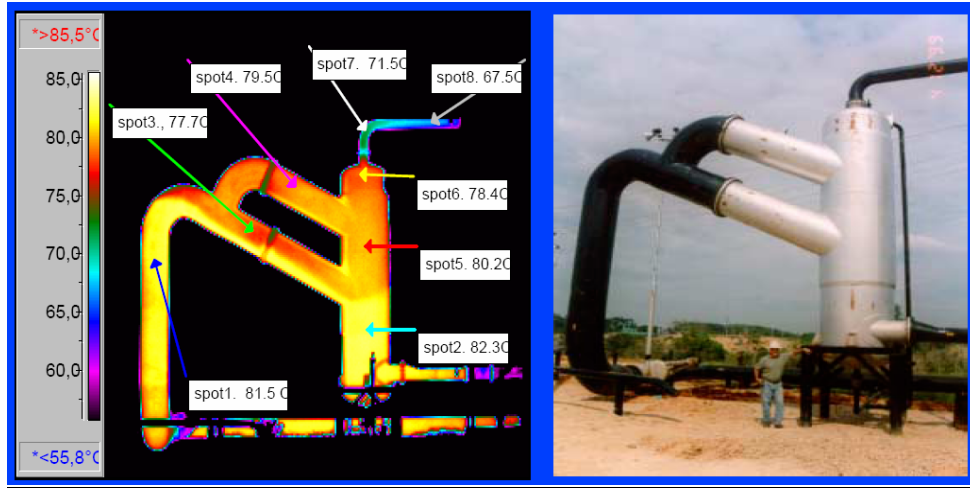


Figura 2.11 GLCC con Dual Intel o doble entrada de líquido, para volúmenes elevados de gas.

2.2.4.3.3.2 Desventajas

- ✓ El sistema de control del líquido en el GLCC debe ser muy rápido pues fácilmente el equipo puede inundarse. Por lo tanto, el sistema de válvulas de control deben ser amplias para manejar grandes volúmenes rápidamente.

2.2.5 Separadores Gas-Líquido

Se diseñan para separar dos fases, la fase líquida de la gaseosa, por lo general operando a una alta velocidad, la cual ocurre por la diferencia de densidades. Un separador gas-líquido tiene dos secciones básicas. En la sección superior, el gas fluye hacia arriba, a través del recipiente y del extractor de niebla, y las gotas del líquido caen en la fase del líquido. La sección inferior permite que las burbujas de gas en el líquido emerjan y pasen a la fase de gas. Siempre habrá un arrastre de una fase a la otra, es conveniente mantener el arrastre dentro de límites razonables (Martínez 1990).

En algunas ocasiones, la sección de manejo del líquido del separador tendrá un tamaño basado en el tiempo de retención. El recipiente puede servir no solo como un separador de fases, sino también como un recipiente compensador del líquido, amortiguando las variaciones de flujo, de modo que los controles automáticos aguas abajo puedan operar con un mínimo de perturbación (GPSA 1998).

Los separadores gas-líquidos son fabricados en tres configuraciones básicas: vertical, horizontal y esférica. Cada una tiene ventajas específicas y su selección se realiza por lo general de acuerdo con cuál de ellos produzca los resultados deseados con un mínimo de costo.

2.2.6 Depuradores

Los depuradores son separadores que no poseen:

- ✓ Capacidad para hacer una separación gas-líquido, cuando los volúmenes del líquido pueden ser apreciables.
- ✓ Tamaño suficiente para que el asentamiento por fuerzas gravitacionales sea óptimo.

La función básica de un depurador es remover pequeñas cantidades del líquido de una mezcla con predominio gaseoso. Su diseño se fundamenta en la primera sección de separación, donde predominan elementos de impacto para remover las partículas líquidas.

En los depuradores es frecuente la instalación de dispositivos que garanticen la producción de gas libre de partículas de líquido o con la pureza deseada. Uno de estos mecanismos internos es el tabique.

2.2.7 Diseño de los Procesos de Separación en Separadores Bifásicos

Para que los separadores puedan cumplir con su función, poseen una serie de componentes internos los cuales hacen que se cumplan con los principios de separación, y los mismos se llevan a cabo a través de cuatro secciones principales

2.2.7.1 Sección de separación inicial

Comprende la entrada de los fluidos al separador. Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de la alimentación. En ella también se controla el cambio abrupto de la corriente, lo que produce una separación inicial. Generalmente, la fuerza centrífuga originada por su entrada tangencial en el envase remueve volúmenes apreciables de líquidos y reorienta la distribución de los fluidos.

La corriente de entrada a un separador gas – líquido posee una velocidad apreciable, por lo tanto, la cantidad de movimiento en la entrada del separador es alta. Por este motivo, se hace necesario usar dispositivos como se muestran en la figura 2.12, para producir cambios en la cantidad de movimiento, en la dirección de los fluidos y en su aceleración.

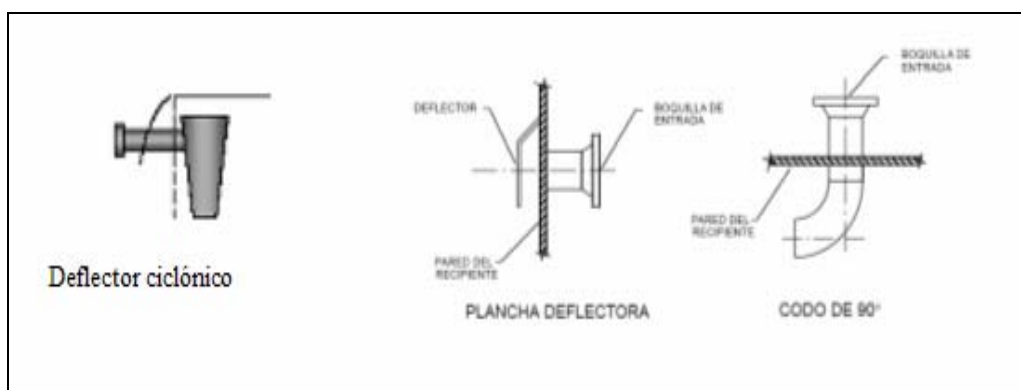


Figura 2.12 Tipos de deflectores

Los dispositivos antes mencionados pueden clasificarse en dos grupos: los deflectores y los de tipo ciclón. Los primeros trabajan por agitación mecánica y se diseñan en forma de placa, ángulo, cono o de semiesfera. El objetivo de los deflectores es lograr un cambio rápido en la dirección y en la velocidad de la corriente de entrada, siendo ésta la razón predominante para que se produzca la separación gas – líquido en la primera sección.

El diseño de los deflectores se basa fundamentalmente en que deben resistir la carga que origina el impacto de los fluidos a la entrada del separador. Los conos y las semiesferas son los dispositivos más ventajosos, ya que con ellos se produce una menor cantidad de perturbaciones y, en consecuencia, se reducen los problemas de emulsiones, los cuales se generan por la recombinación de los fluidos.

El segundo grupo lo integran los de tipo ciclón. Estos funcionan mediante fuerzas centrífugas, en lugar de la agitación mecánica que caracterizan a los de primer grupo. La entrada de los fluidos al separador con esta clase de mecanismo se hace mediante una chimenea ciclónica, como se muestra en la figura 2.13. Algunas veces, en el caso de los separadores verticales, se introduce el líquido forzando el fluido a dirigirse tangencialmente hacia las paredes internas del separador. Esta práctica puede generar la formación de un vórtice. Si tal cosa ocurriera, la unidad quedaría desactivada y el gas se iría con el petróleo por la parte inferior del recipiente.

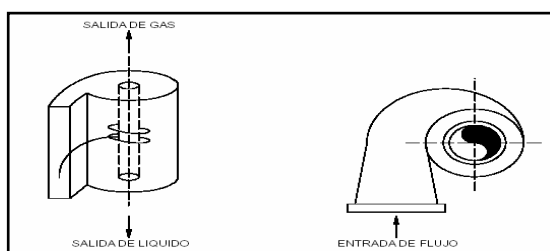


Figura 2.13 Deflector tipo ciclón.

2.2.7.2 Sección de las fuerzas gravitacionales.

En esta parte, las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas de líquido que contiene el gas son separadas al máximo. Este proceso se realiza mediante el principio de asentamiento por gravedad. En este caso, la velocidad del gas se reduce apreciablemente. En consecuencia, la corriente de gas sube a una velocidad reducida (Martínez 1990).

Las fuerzas de gravedad dominan el proceso de separación. Las gotas del líquido están sometidas a la influencia de varias fuerzas, siendo las principales la de gravedad y las originadas por el movimiento del gas (Figura 2.14). Las fuerzas de flotación son pequeñas, si la turbulencia es controlada.

Como se puede apreciar en el diagrama de la Figura 2.14, el comportamiento de una gota de líquido en un separador vertical es diferente de su comportamiento en un separador horizontal. En el separador vertical, las resultantes de la sumatoria de las fuerzas poseen una dirección vertical; mientras que en el horizontal las resultantes siguen una dirección inclinada. Esta diferencia hace posible que la velocidad del gas en un separador horizontal pueda alcanzar valores mayores que los que se obtienen en uno vertical.

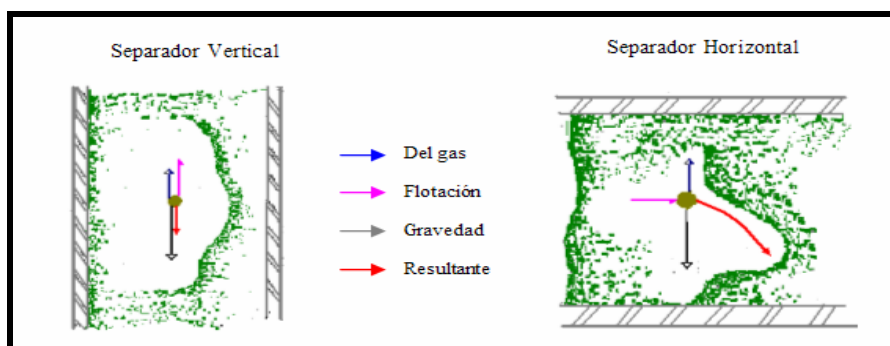


Figura 2.14 Fuerzas que intervienen en el proceso de separación.

Existe una velocidad crítica del gas. Cuando se trabaja por debajo de ella, las fuerzas de gravedad controlan el movimiento del gas. Por consiguiente, al diseñar esta sección es necesario tratar de obtener una velocidad menor que la crítica, con el fin de lograr que las fuerzas de gravedad hagan caer las gotas del líquido y que éstas no sean arrastradas por el gas. Esto indica que para obtener las dimensiones de esta sección, es fundamental poder calcular lo mejor posible ese parámetro.

Una vez determinada la velocidad crítica, se puede conocer la sección transversal mínima del separador, lo cual se logra dividiendo el flujo volumétrico del gas, en condiciones de operación entre la velocidad.

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

$$V_c = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ecuación 2.7})$$

donde:

K: constante de Souders y Brown.

ρ_l : densidad del líquido en condiciones de operación [lbs/pie³].

ρ_g : densidad del gas en condiciones de operación [lbs/pie³].

La importancia del valor de la constante K, en la ecuación de Souders y Brown, es uno de los parámetros que mayor relevancia tiene en el momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente. En cierto modo, es el valor que acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema (Martínez 1990).

Cuando se habla de la constante K, existen dos consideraciones principales:

- ✓ La primera de ellas es la que utiliza la Asociación de Productores y Procesadores de Gas de los E.U.A., siguiendo este criterio, el valor de K es igual a 0,35 (a 100 lpcm) y disminuye una centésima (0,01) para cada 100 lpc.
- ✓ El segundo procede de la norma británica y ha sido asimilado por PDVSA e incluido en su propia normativa. En este caso se comparan las tasas másicas (expresadas en Lbs/seg) del líquido y del gas en el separador (W_l/W_g) para escoger el valor correspondiente de K.

Es indudable que la selección de uno u otro criterio tendrá un impacto determinante en la velocidad crítica del gas dentro del separador y, por lo tanto, en la selección del diámetro. Para los fines de este estudio, se utilizará el criterio adoptado por PDVSA, proveniente del sistema británico, el mismo establece lo siguiente:

✓ **Separadores Verticales y Depuradores**

La selección del valor de la constante K, para los separadores verticales y depuradores, atiende las tasas másicas del gas y del líquido depositado en la unidad. El usuario de esta información debe conocer todo lo relativo al comportamiento de las fases en las mezclas de hidrocarburos, de modo tal que pueda calcular la relación W_l/W_g , así:

$$\frac{W_l}{W_g} < 0,1; \quad k = 0,35 \qquad 0,1 < \frac{W_l}{W_g} < 1,0; \quad k = 0,25 \qquad \frac{W_l}{W_g} > 1,0; \quad k = 0,20$$

Donde W_l , W_g : Tasa de flujo de líquido y de vapor respectivamente, lb/seg.

✓ Separadores Horizontales

En el caso de los separadores horizontales, la selección de la constante de Souders y Brown se basa en la relación longitud (pie)/diámetro (pie) del recipiente, considerada de costura a costura. El valor máximo que se permite es K igual a 0,7.

$$2,5 < \frac{L}{D} < 4,0; \quad k = 0,4$$

$$4,0 < \frac{L}{D} < 6,0; \quad k = 0,5$$

$$\frac{L}{D} > 6,0; \quad K = 0,5 * \left(\frac{L}{L_{base}} \right)^{1/2}$$

Donde:

$$\frac{L_{base}}{D} = 0,6$$

En consecuencia, el factor K, en la mayoría de los casos, es mayor en un separador horizontal que en uno vertical. Además, en los separadores horizontales se introduce un factor de corrección por longitud que incrementa el valor de K.

Un incremento en el valor de K puede ocasionar un aumento en el arrastre del líquido en la fase gaseosa. La calidad del gas que se desea obtener, ya sea rico o pobre en componentes pesados, depende en parte de la velocidad permitida.

Generalmente, el flujo volumétrico del gas se conoce en condiciones normales. Por lo tanto, para convertir este flujo en condiciones operacionales, se usa la ecuación siguiente:

$$Q_o = Q_N \left(\frac{P_N}{P_o} \right) \left(\frac{T_o}{T_N} \right) (Z) \quad \text{(Ecuación 2.8)}$$

Donde:

Q_o : Flujo volumétrico de gas en condiciones operacionales [pies/seg].

Q_N : Flujo volumétrico de gas en condiciones normales [PCND].

P_N : Presión en condiciones normales [lpca].

P_o : Presión operacional [lpca].

T_N : Temperatura normal [°R].

T_o : Temperatura operacional [°R].

Z : Factor de compresibilidad [adim].

La densidad del gas se puede calcular con la ecuación:

$$\rho_o = \frac{(P_o)(\gamma_g)(28,9625)}{(10,732)(T_o)(Z)} \quad (\text{Ecuación 2.9})$$

Donde:

γ_g : gravedad específica del gas.

Para determinar la velocidad del gas, es necesario tomar en cuenta su tendencia a la formación de espuma. En esta circunstancia, se puede usar cualquier de las siguientes alternativas:

- ✓ Se pueden instalar tabiques enderezadores o placas en la sección central de la unidad como se muestra en la figura 2.15. De esta manera, se logra reducir la turbulencia y se obtiene un asentamiento con menor cantidad de espuma.
- ✓ Permitir que el tiempo de retención sea lo suficientemente grande como para garantizar la separación y reducir de modo apreciable la formación de espuma.

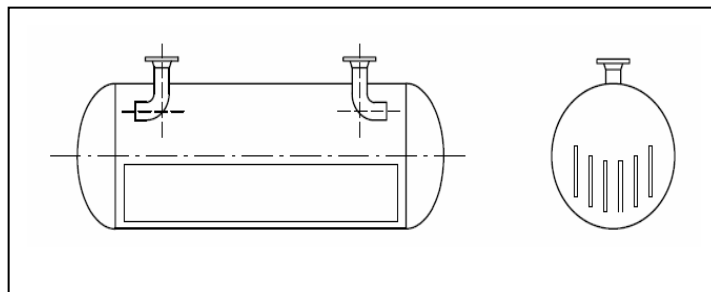


Figura 2.15 Rompe Espuma

2.2.7.3 Sección de extracción de neblina o coalescencia

La mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido se separan de la corriente de gas en forma de grandes gotas, que luego caen a la zona de recepción de líquidos.

Una vez que el gas sale de la sección dominada por las fuerzas de gravedad, entra al extractor de niebla (figura 2.16), en el cual se remueven las gotas del líquido que quedan en el gas. Estos dispositivos son convenientes cuando se necesitan que el gas que sale del separador sea lo más seco posible. Se suele hablar de un arrastre permitido de un $GPM = 0,1$ a $0,2$ (galones por cada mil pies cúbicos de gas).

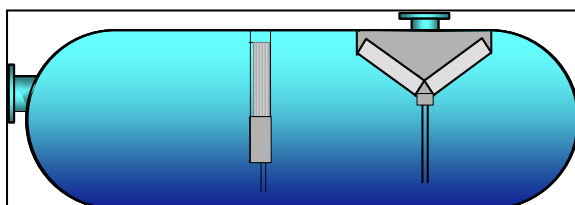


Figura 2.16 Extractores de niebla

En la figura 2.17 se muestran ejemplos de extractores de tabiques. El gas fluye a través de estos y hace que las gotas golpeen las paredes del deflector y cambien de dirección. Posteriormente se asientan.

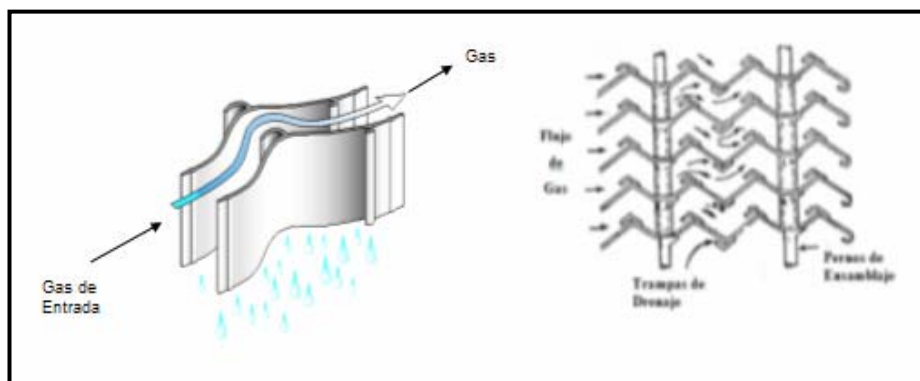


Figura 2.17 Extractores de tabiques.

La figura 2.18 ofrece otros dos tipos de dispositivos, uno de alambre y uno de malla de arcos metálicos. La efectividad de estos dispositivos depende de la velocidad del gas. Cuando se trabajan a velocidades muy altas o muy bajas, los extractores son poco efectivos.

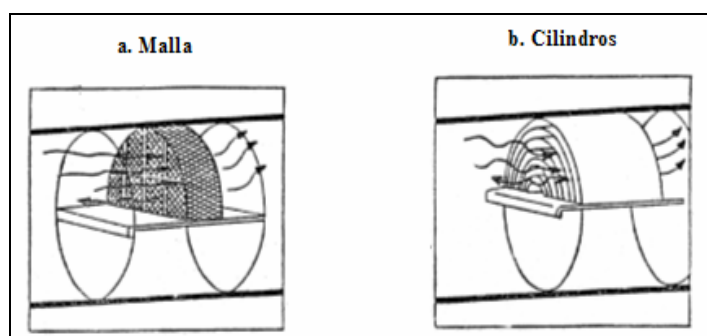


Figura 2.18 Dispositivos para la recuperación de líquidos

2.2.7.4 Sección de recepción de líquidos

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

Esta parte se diseña sobre la base del lapso que un pequeño volumen de líquido permanece en el separador, el cual se denomina tiempo de retención y debe ser tal que permita la salida del gas atrapado en el fluido.

Para crudos livianos y medianos, el tiempo de retención es alrededor de tres minutos. Sin embargo, cuando existen problemas de emulsiones, los tiempos de retención deben ser mayores. La norma PDVSA N° 90616.1.027 para el diseño de separadores tienen advertencias específicas sobre esta materia.

Para los separadores verticales aplica lo siguiente:

- ✓ Un minuto y medio para destilados y petróleo crudo con gravedad de 40° API o mayor.
- ✓ Tres minutos para petróleos crudos que sean catalogados como no espumosos, en condiciones operacionales y gravedades API entre 25 y 40 °.
- ✓ Cinco minutos para petróleos crudos que sean considerados espumosos y/o gravedades API por debajo de 25°. Se debe permitir un máximo de 37,8

Lts/min (10 gal/min) de líquido por pie cuadrado de área de separación. Esta es una regla práctica que en muchos casos trabaja satisfactoriamente; no obstante, debe ser utilizada con cuidado, ya que su respuesta es sólo aproximada.

- ✓ Proveer un volumen de oleaje adecuado.
- ✓ Asegurar una profundidad conveniente para evitar que el gas sople violentamente y dejar un espacio de separación suficiente para evitar el arrastre del líquido.
- ✓ Proveer el espacio adecuado para evitar que la fase de agua se vuelva a mezclar con la fase aceitosa.

Para los separadores horizontales, el tiempo de retención del líquido debe ser el mismo que el especificado para los separadores verticales. Para el caso específico de los separadores trifásicos, se recomienda utilizar un tiempo de retención mínimo de cinco minutos para la separación de las dos fases líquidas (agua y petróleo); no obstante, si el espacio lo permite se deben emplear separadores horizontales.

Para los depuradores de gas, el tiempo de retención del líquido debe ser menor o igual a 1 minuto en caso de que haya arrastre de líquido $Tr \leq 1 \text{ min}$. El tiempo de residencia del gas en el depurador debe ser mayor que el tiempo que necesita la gota de líquido para salir de la fase gaseosa. La capacidad máxima de líquido a manejar por el depurador debe ser menor o igual al cinco por ciento p/p del gas manejado por el mismo. Cap. Máx. de líquido $\leq 5\% \text{ p/p}$.

En cualquier recipiente es factible que, al descargar los fluidos por la parte inferior, se forme un vórtice, el cual es un remolino originado en el separador por efectos de la rotación de los fluidos. Puede aparecer espontáneamente, cuando se

abre la válvula para descargar líquido o como consecuencia de una rotación inducida. Al producirse el remolino, el fluido tomará la apariencia de un embudo que descarga el gas por la parte inferior y el recipiente ya no actuará como separador. Es lógico que deban colocarse mecanismos capaces de evitar la formación de los remolinos. La Figura 2.19 ilustra algunos tipos de vórtices y los dispositivos que se usan para evitarlos.

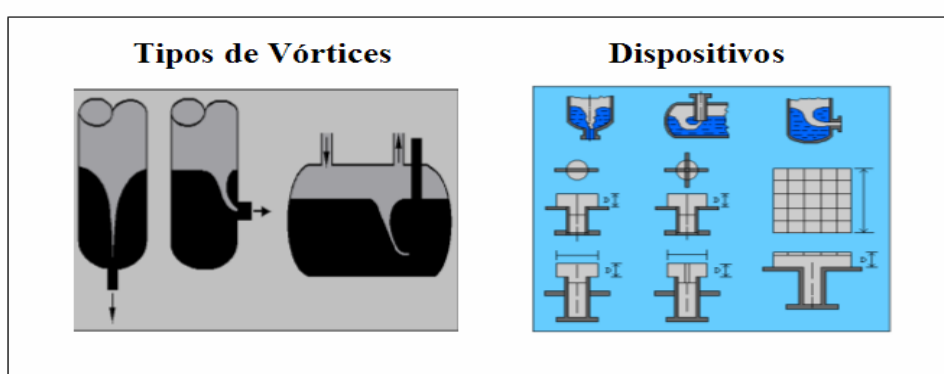


Figura 2.19 Tipos de vórtices y dispositivos

2.2.8 Problemas de Operación de los Separadores

Los principales problemas que se presentan en la operación de un separador son: crudos espumosos, arena, parafina, emulsiones y escape de líquido o de gas y desgaste por la erosión producida por el fluido, en especial cuando tiene arena. A continuación se discuten cada uno de ellos.

2.2.8.1 Rompe olas

Cuando se tienen separadores horizontales muy largos, se debe evitar la propagación de las ondulaciones y los cambios de nivel en dirección longitudinal que se producen por la entrada súbita de tapones de líquido dentro del separador. Para eliminar dichas ondulaciones es usual colocar placas en sentido transversal al

separador, conocidas como rompe-olas. Dichas placas son de gran utilidad para las labores de control de nivel, evitando medidas erróneas producto del oleaje interno (ver Figura 2.20).

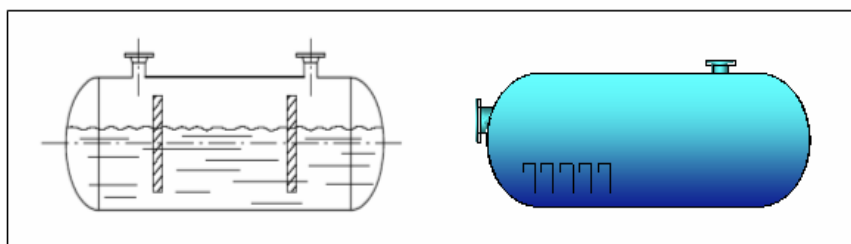


Figura 2.20 Rompe olas.

2.2.8.2 Crudos Espumosos

Con frecuencia, el espumaje es causado por las impurezas y el agua presentes en el crudo, que no se hayan podido remover antes de que la corriente llegue al separador. Muchos productos químicos, como los inhibidores y anticorrosivos agregados directamente a las tuberías, son formadores de espuma, la cual impide el buen funcionamiento del separador. Otra de las causas de este problema puede ser el incremento del volumen de gas por encima de los niveles que el separador esta en capacidad de manejar, lo cual aumenta la velocidad en el sistema.

Los problemas principales que causa la espuma son:

- ✓ Dificultad para controlar el nivel de líquido.
- ✓ Inconvenientes para obtener las condiciones óptimas, a fin de separar el gas del líquido, debido al volumen que ella ocupa.

- ✓ Probabilidad de que tanto el gas como el líquido puedan salir del separador mezclados con espuma, lo cual no satisface las condiciones que se requieren.

Es importante señalar que el espumaje depende, entre otros parámetros, de la presión de operación y de las características del líquido en las condiciones de separación. Asimismo, es recomendable tener presente que, al bajar la presión de la unidad, aumenta el volumen del gas en la misma proporción.

La capacidad del separador puede aumentarse mediante el empleo de los inhibidores de espuma. No obstante, cuando se diseña un separador no debe tomarse en cuenta el efecto del inhibidor, ya que su acción esta en función de las características del crudo, las cuales cambian a lo largo de la vida del yacimiento. Adicionalmente, el costo de los inhibidores puede, en muchos casos, hacer prohibitivo su uso.

Una medida muy sana y recomendable es hacer el diseño considerando la presencia de espuma, de tal manera que al dejar el espacio necesario para manejar esta fase, no se necesite el empleo de los inhibidores.

Para un operador es muy importante haber determinado las causas probables de la generación de espuma. Por esta razón, se suele clasificar las espumas, según su origen, en:

- ✓ Espumas de tipo mecánico: aquellas que se producen como consecuencia de los volúmenes o velocidades del fluido demasiados altos dentro del separador.
- ✓ Espumas de tipo químico: formadas por el uso indebido de productos químicos, que se convierten en generadores de espuma.

Para determinar el origen probable de la espuma, se recomienda tomar dos muestras de fluido en recipientes limpios y batirlas el mismo número de veces. Si al dejar descansar el recipiente, ella desaparece en forma rápida, esto indica que es de tipo mecánico. Lo contrario invita a indagar sobre cuales son los productos químicos responsables del espumaje.

2.2.8.3 Arenas

La presencia de arena es frecuente en el crudo de los campos venezolanos. Los principales problemas ocasionados por la arena son:

- ✓ El taponamiento de los dispositivos internos del separador.
- ✓ La erosión y corte de válvulas y líneas.
- ✓ La acumulación en el fondo del separador.

La obstrucción de los dispositivos internos no debe perderse de vista en el diseño y hay que evitar ubicarlos en las zonas donde la arena pueda acumularse.

Es posible incluir en el diseño los dispositivos que trabajen con fluidos a presión mediante toberas de inyección, que hagan posible la remoción parcial de la arena acumulada. Cuando los fluidos son arenosos, es conveniente instalar válvulas y elementos resistentes al efecto abrasivo de la arena.

2.2.8.4 Velocidad de erosión

Este parámetro se define como la máxima velocidad hasta donde se puede permitir que se produzca una erosión aceptable o aquella por encima de la cual el desgaste del material es exagerado.

Es muy común que se diseñen tuberías, boquillas de separadores y recipientes, sin tomar en cuenta la acción erosiva del gas dentro de las tuberías y el subsiguiente desgaste que puede generar. Para evitar la destrucción acelerada del material, es conveniente mantener presentes las velocidades límites con las cuales debe trabajar la unidad.

$$V_e = \frac{k}{\sqrt{\rho_m}} \quad (\text{Ecuación 2.10})$$

Donde:

V_e : Velocidad de erosión [pies/seg].

k: Constante empírica $\left\{ \begin{array}{l} = 125 \text{ para servicio intermitente.} \\ = 100 \text{ para servicio continuo.} \end{array} \right.$

ρ_m : densidad de la mezcla [lb/ pie³].

Es importante resaltar que esta teoría es empírica y sólo es aplicable en algunos casos, debido a que la velocidad erosional es calculada a partir de la densidad de la mezcla. Los efectos de la arena incrementan las velocidades erosionales en las tuberías. Por otro parte, el material de la tubería facilitará o no la erosión, para materiales duros la erosión disminuye y para materiales blandos la erosión es mayor. Por lo tanto la velocidad erosional no sólo depende de la densidad, también depende del material de la tubería y de los componentes abrasivos que tenga el fluido.

2.2.8.5 Parafinas

El funcionamiento de un separador se puede afectar con la acumulación de parafina. Por ejemplo, las mallas de alambre metálico, en muchas ocasiones, no operan adecuadamente debido a la acumulación de parafina. Cuando esto ocurre, se debe usar otro dispositivo o crear sistemas de inyección de vapor que permitan la limpieza de las regiones propensas a taponamiento. Sin embargo, no siempre es posible tomar en cuenta la influencia de las parafinas en la inclusión de estos dispositivos al diseñar un separador, ya que esto depende de las características del crudo, las cuales cambian a lo largo de la vida del yacimiento.

2.2.8.6 Emulsiones

Las emulsiones suelen constituir un problema en los separadores de tres fases. Cuando existe esta tendencia, el tiempo de asentamiento requerido para obtener la separación entre el agua y el crudo puede ser apreciable. Este tiempo, muchas veces, suele ser varias veces mayor que el necesario para la separación gas-líquido. En estas circunstancias, resulta más conveniente remover el agua y el crudo mezclado y, después, procesarlos en un sistema de deshidratación convencional. Esto establece la diferencia entre un separador trifásico y uno bifásico; este último considerablemente más económico. El tiempo de asentamiento también se puede reducir más allá de los valores utilizados en el diseño, mediante el uso de calor en la sección líquida o en la alimentación del separador.

Es factible que, en ocasiones, se detecte la presencia de gas en el petróleo que sale por la parte inferior del recipiente. Esto indica que la unidad no funciona de manera apropiada. Las razones que pudieran producir esta falla son las siguientes: bajo nivel de líquido, efecto de vórtice y fallas en los controles de nivel.

2.2.9 Dimensiones del Separador

Se puede decir que en un separador horizontal el volumen asignado para la zona gaseosa esta comprendido entre la mitad y las 2/3 partes del volumen total del separador. De cualquier forma, el diseñador podrá escoger la sección que específicamente se necesite para el gas. Al estudiar el cálculo y dimensionamiento de la unidad, se podrá entender mejor la manera de distribuir el área de la sección transversal del cilindro para cada una de las fases. Las relaciones óptimas de la razón de longitud/diámetro están comprendidas entre 4 y 6, aunque en unidades horizontales pudieran ser mayores de 6. Es importante señalar que resulta más económico aumentar su longitud antes que el diámetro. Utilizando los simuladores preparados para tal fin, el lector podrá ir variando cada uno de los parámetros para estudiar su impacto económico. A continuación se presentan los principales factores que intervienen en el diseño del equipo y los parámetros básicos de los cuales depende el diseño.

Tabla 2.1 Principales parámetros y sus determinantes.

PARÁMETROS	DEPENDEN DE
a) Sección transversal de la zona de gas.	Velocidad crítica.
b) Caudal de gas que puede manejar.	Área disponible para el gas.
c) Volumen de retención de líquido.	Características del crudo y tiempo de retención asignado.

2.2.10 Criterios para dimensionar orificios y dispositivos de entrada y salida al Separador.

El diámetro de las entradas y salidas debe ser un poco mayor que el de la tubería que va al separador. Esto tiene como finalidad disminuir las pérdidas por efectos de la entrada y salida de los fluidos al recipiente. El diseñador necesita tener en cuenta que el uso de los diámetros muy grandes para la descarga de líquidos facilita la formación de remolinos, lo cual puede desactivar al separador. Para evitar esos problemas se suelen instalar rompevórtices.

Las normas PDVSA 90616_1_027 para el diseño de separadores establecen las velocidades permisibles en las boquillas de entrada y salida del gas y del líquido, con las cuales se pueden calcular y seleccionar los diámetros con gran exactitud.

Tabla 2.2 Velocidades permisibles en las boquillas.

Velocidades Máximas en Boquillas (pies/seg)	
Boquilla de Alimentación	30
Boquilla de Salida de Gas	60-90
Boquilla de Salida de Líquido	3-10

2.2.11 Parámetros que intervienen en el diseño de Separadores

Al iniciar el diseño de un separador, sólo la experiencia anuncia la posibilidad de que se trate de un recipiente vertical u horizontal. La secuencia del cálculo y el costo comparativo de los recipientes son los que van a señalar la factibilidad de usar un determinado recipiente.

Los principales parámetros que entran en juego para hacer la decisión son los siguientes:

2.2.11.1 Composición del fluido que se va a separar

Es cierto que la mayoría de los ingenieros analizan con antelación la composición de la alimentación, sino que parten de un determinado volumen y tipo de fluido supuestamente conocido al hacer la selección. Pese a esto, es conveniente que el diseñador esté familiarizado con el concepto de equilibrio de fases y separación instantánea, con el fin de predecir cuál será la cantidad del gas y del líquido que se formarían en el separador, en las condiciones de presión y temperatura del diseño.

2.2.11.2 Caudal del gas en condiciones normales

Para diseñar un separador es preciso conocer los volúmenes de gas y de líquido que se va a manejar durante la vida útil del proyecto. La variación de estas cantidades en el tiempo y el impacto de los cambios estacionarios obligan a verificar el comportamiento del separador en las condiciones más desfavorables.

2.2.11.3 Presión y temperatura de operación

El estudio previo de las variaciones de la presión y temperatura en el sitio donde se instalará la unidad afectará, de manera determinante, la selección del equipo. La mayoría de los operadores no se detienen a pensar en como se afectan las condiciones de operación al bajar la presión. Existe la seguridad de que al elevar la presión podría fallar el material; pero no se analiza el incremento de la velocidad dentro del sistema al bajarla; un descenso abrupto, manteniendo constante el caudal, eleva la velocidad interna del equipo, produce espuma, arrastre de los fluidos y puede volar el extractor de niebla.

2.2.11.4 Factor de compresibilidad del gas en condiciones de trabajo (operación)

El valor de Z determina el volumen del gas en las condiciones de operación. El diseñador deberá seleccionar el modelo más conveniente para que los resultados coincidan con los valores del campo.

2.2.11.5 Densidad de los fluidos en las condiciones de operación

La densidad de los fluidos dentro del separador intervienen de modo directo. Es fácil calcular la densidad del gas en las condiciones de operación. En el caso de los líquidos, muchas personas trabajan en condiciones normales, bajo el supuesto de que el efecto de los cambios de presión y temperatura afectan muy poco los resultados finales.

2.2.11.6 Velocidad crítica del gas dentro de la unidad

El cálculo de la velocidad del gas dentro del separador es uno de los factores que con mayor énfasis influye en la respuesta. La elección del valor de la constante K y la determinación de la velocidad dentro del recipiente son las decisiones más importantes al hacer la selección. Todo está en íntima conexión con el diseño interno del separador y debe corresponderse con la máxima velocidad garantizada para que la separación se produzca con eficiencia.

Muchos fabricantes compiten favorablemente bajando el tamaño del separador al incrementar la velocidad del gas. Esto, por lógica, afecta el volumen disponible para almacenar los líquidos en la parte inferior del separador.

2.2.11.7 Tiempo de retención asignado al líquido

La normativa de PDVSA recomienda la selección del tiempo de residencia del petróleo, con base en la gravedad API del fluido. Así, un petróleo mayor de 40° API deberá tener un tiempo de residencia de 1,5 minutos. Para fluidos entre 25° API y 40° API, se recomienda reservar entre 2,0 y 5,0 minutos para petróleos pesados y/o espumosos.

2.2.11.8 Dimensionamiento del Separador

Al completar los cálculos que sirven de soporte para seleccionar la unidad, el diseñador tiene la obligación de indicar las dimensiones mínimas del recipiente que desea comprar. La factibilidad de someterse a una u otra normativa o de aceptar la forma como el fabricante construye sus equipos debe ser analizada conscientemente.

2.3 ENFRIADORES POR AIRE

Estos son empleados para enfriar fluidos que pasan dentro una tubería utilizando el aire del ambiente como agente refrigerante. Estos enfriadores de aire consisten de uno o más ventiladores de flujo axial, velocidades relativamente bajas y diámetros grandes, que forzan o inducen al aire a fluir a través de un banco de tubos, generalmente con aletas.

Los enfriadores de aire usualmente están compuestos de haces rectangulares que contienen varias filas de tubos en un espaciado triangular. La transferencia de calor generalmente es en contracorriente, el fluido caliente entra por la parte arriba del haz y el aire fluye verticalmente hacia arriba a través del haz. Los haces

pueden estar superpuestos, colocados en paralelo, o en serie (Manual PDVSA Principios Básicos – Intercambiadores de Calor 1995).

Estos tipos de intercambiadores pueden clasificarse como de tiro inducido y forzado. En los de tiro forzado la sección de tuberías se encuentra localizada en la cara donde se produce la descarga del intercambiador, mientras que en los de tiro inducido la sección de tuberías se encuentra ubicada en la cara donde se produce la succión del intercambiador. Para ecuaciones de diseño de enfriadores ver apéndice D.

2.3.1 Tiro Inducido

2.3.1.1 Ventajas

- ✓ Mejor distribución del aire a través de la sección de tuberías.
- ✓ Menor posibilidad de recirculación del aire caliente.
- ✓ Reduce el efecto del sol, lluvia y granizo, puesto que el 60% de sección areal está cubierta.

2.3.1.2 Desventajas

- ✓ Requiere de mayor cantidad caballos de fuerza puesto que el intercambiador está localizado en la parte donde esta el aire caliente.
- ✓ La temperatura del aire residual esta limitado a unos 200 °F, para prevenir posibles daños en las aspas del intercambiador, cojinetes, y otros componentes mecánicos que se encuentren en la línea de flujo del aire caliente.
- ✓ Los componentes del intercambiador están menos accesibles al momento de realizarles un mantenimiento.

- ✓ Cuando la temperatura de los fluidos que pasan por las tuberías esté por encima de los 350 °F, se recomienda el uso de los sistemas de tiro forzado, ya que de otra forma pueden presentarse problemas en los ventiladores al estar expuestos las aspas y cojinetes a elevadas temperaturas.

2.3.2 Tiro Forzado

2.3.2.1 Ventajas

- ✓ Requiere de menos caballos de fuerza que los de tiro inducido ya que el intercambiador se encuentra en la zona de aire “frío”.
- ✓ Mejor accesibilidad a los componentes mecánicos al momento de realizar un mantenimiento.
- ✓ Fácil adaptación para la recirculación del aire caliente cuando los climas son fríos.

2.3.2.2 Desventajas

- ✓ Poseen una pobre distribución del aire a través de la sección de tuberías.
- ✓ Grandes posibilidades de recirculación de aire caliente debido a la baja velocidad de descarga a los alrededores.
- ✓ Las tuberías están expuestas totalmente a los efectos del sol, lluvia y granizo.

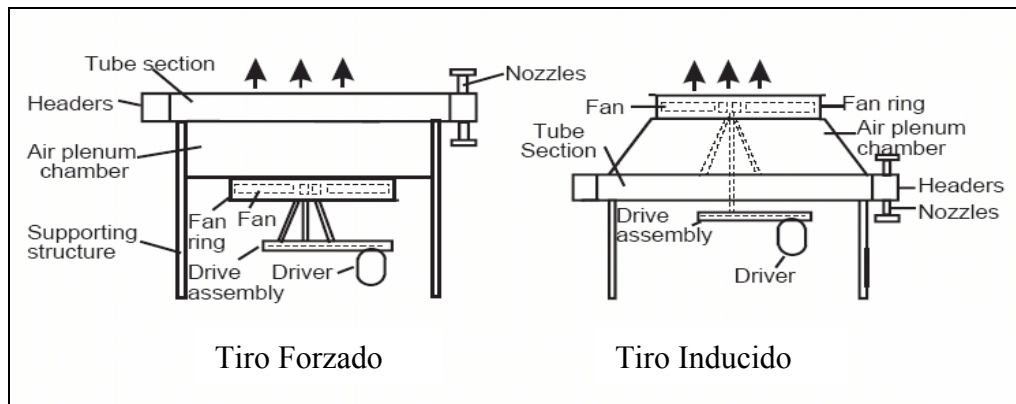


Figura 2.21 Tipos de Enfriadores.

2.4 FLUJO DE FLUIDOS EN TUBERÍAS

Según el manual del CIED “Métodos de Levantamiento Artificial” (1997), las correlaciones para flujo multifásico en tuberías se realizan con la finalidad de determinar la habilidad que tiene un pozo conjuntamente con sus líneas de flujo superficiales para extraer fluidos del yacimiento. Esta habilidad representada gráficamente en un eje de coordenadas P_{wf} vs. q , genera una curva que se conoce comúnmente como curva de demanda de la instalación.

Esta curva de demanda es independiente de la curva de oferta y para su obtención es necesario realizar un estudio del flujo multifásico en tuberías tanto verticales como horizontales que permitirá calcular las pérdidas de presión de los fluidos a lo largo del pozo y de las líneas de flujo superficiales.

Entre las correlaciones que permiten estimar la caída de presión en tuberías verticales para flujo multifásico se encuentran las ideadas por: Hagedorn y Brown, Duns y Ros, Orkiszewski, Beggs & Brill, entre otros. Mientras que para tuberías horizontales las utilizadas son: la de Duckler y colaboradores, Eaton y colaboradores y Beggs & Brill. Para el uso de cualquiera de estas correlaciones es

necesario conocer las propiedades físicas de los fluidos transportados en el sistema tales como: densidad, viscosidad, relación gas en solución-crudo, factor volumétrico de formación del petróleo, factor volumétrico de formación para el gas, factor volumétrico de formación para el agua.

2.4.1 Número de Reynolds (Economides)

Las investigaciones de Reynolds demostraron que el tipo de flujo, laminar o turbulento dependen del diámetro de la tubería, de la densidad, viscosidad del fluido y de la velocidad del flujo. El número adimensional resultante de combinar estas variables, llamado número de Reynolds, es la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad. El número de Reynolds para mezclas homogéneas es definido como:

$$Re_M = \frac{\rho_M * v_M * d_i}{\mu_M} \quad (\text{Ecuación 2.11})$$

Donde:

Re_M : Número de Reynolds de la mezcla [adim].

ρ_M : Densidad del fluido (mezcla) [lb/pie³].

v_M : Velocidad del flujo [pie/seg].

d_i : Diámetro interno de la tubería [pulg].

μ_M : Viscosidad absoluta o dinámica del fluido (mezcla) [cp].

El número de Reynolds varía linealmente con la tasa de flujo para un fluido y un tamaño de tubería dado (ver figura 2.22). La transición de flujo laminar a turbulento ocurre en Re igual a 2100.

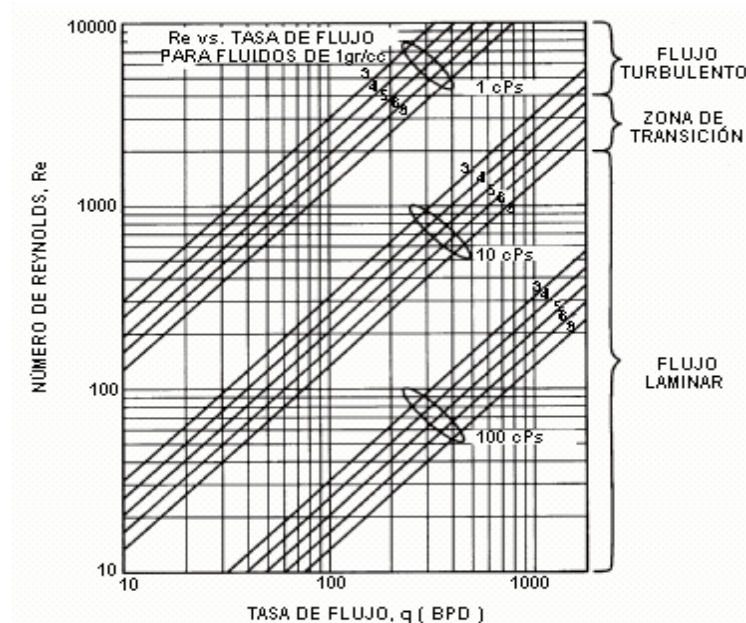


Figura 2.22 Variación del número de Reynolds con la tasa de flujo, viscosidad y tamaño de tubería.

2.4.2 Ecuación de Darcy

La ecuación general de la caída de presión, conocida como la ecuación de Darcy, para flujo en tuberías es:

$$\Delta P = \frac{\rho * f * L * v^2}{2 * d_i} \quad (\text{Ecuación 2.12})$$

Donde:

ΔP : Caída de presión [lpc].

ρ : Densidad del fluido [lb/pie³].

f : Factor de fricción [adim].

L : Longitud de la tubería [pie].

v : Velocidad del flujo [pie/seg].

di: Diámetro interno de la tubería [pulg].

Esta ecuación es válida tanto para flujo laminar como para flujo turbulento y para cualquier líquido en la tubería. Se aplica a tuberías de diámetro constante, considerando que la densidad permanece razonablemente constante a través de una tubería recta, ya sea horizontal, vertical o inclinada.

2.4.3 Factor de Fricción

La fórmula de Darcy puede deducirse por análisis dimensional a excepción de f o factor de fricción, el cual debe ser determinado experimentalmente. El factor de fricción para el flujo laminar es sólo función del número de Reynolds. Para flujo turbulento es función también del tipo de pared de la tubería y su rugosidad relativa o rugosidad en relación con el diámetro de la tubería. Para flujo laminar, el factor de fricción debe derivarse analíticamente de la ecuación de Poiseuille (1841):

$$f_d = \frac{64 * \mu}{\rho * v * d_i} \quad (\text{Ecuación 2.13})$$

Donde:

F_d : Factor de fricción para flujo laminar según Poiseuille.

μ : Viscosidad absoluta o dinámica del fluido.

ρ : Densidad del fluido.

v : Velocidad de flujo.

di: Diámetro interno de la tubería.

Para flujo turbulento, como el factor de fricción depende del tipo de superficie interna de las tuberías, la rugosidad de las paredes tiene mayor efecto en diámetros pequeños, teniendo mayores factores de fricción que tuberías del mismo material pero de mayor diámetro. Moody presentó la información universalmente más aceptada sobre factores de fricción y que resume numerosas investigaciones sobre el tema.

2.4.4 Flujo Monofásico

2.4.4.1 Flujo Laminar Monofásico

A bajas velocidades, los fluidos que fluyen en una dirección en una tubería cambian a través del plano perpendicular a esta, de un máximo en el centro a cero en las paredes del tubo. Esta distribución de velocidades se describe para una tubería circular por una parábola, como se muestra en la figura 2.23. El fluido pasa como capas paralelas o laminas, por lo que se denomina flujo laminar, los esfuerzos por fricción son mínimos en este tipo de flujo.

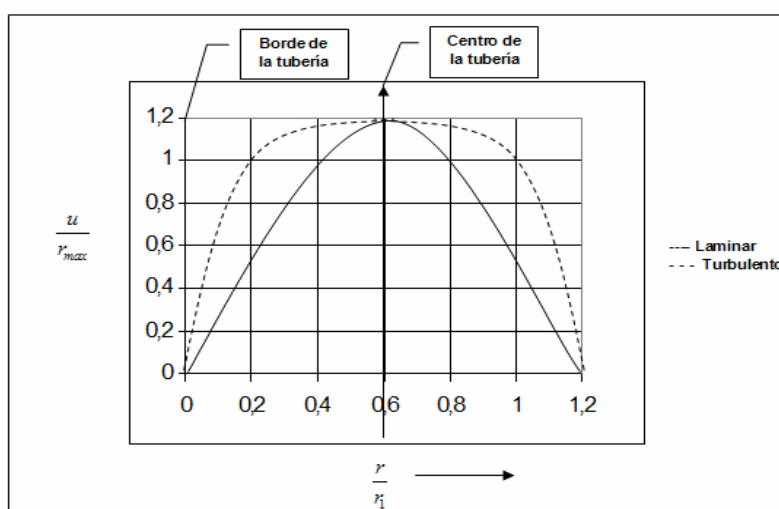


Figura 2.23 Perfiles de velocidad en flujo laminar y turbulento.

En el flujo laminar el perfil de velocidades en una tubería puede ser derivado analíticamente y dado por la siguiente ecuación:

$$v_r = \frac{(\varphi_o - \varphi_L) * r^2}{4 * \mu * L} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (\text{Ecuación 2.14})$$

Donde:

$$\varphi_o = P_o + \rho * g * Z_o$$

$$\varphi_L = P_L + \rho * g * Z_L$$

P_o y P_L : Son las presiones en posición longitudinal separadas una distancia L .

Z_o y Z_L : Son las alturas sobre el datum en estas posiciones axiales.

R : Es el radio interno de la tubería.

r : Es la distancia radial del centro de la tubería.

v_r : Es la velocidad como una función de la posición radial.

Sabiendo que la máxima velocidad ocurre en el centro de la tubería para el flujo laminar y en las paredes es mínima se tiene la siguiente ecuación:

$$v = \frac{(\varphi_o - \varphi_L) * R^2}{8 * \mu * L} \quad (\text{Ecuación 2.15})$$

Donde la ecuación anterior representa una modalidad de la ecuación de Hagen-Poiseuille, para flujo laminar en tubería.

$$v_{MÁX} = \frac{(\phi_o - \phi_L) * R^2}{4 * \mu * L} \quad (\text{Ecuación 2.16})$$

Donde:

v : Es la velocidad promedio.

v_{max} : Es la velocidad en el centro de la tubería.

Por eso, la relación de velocidades en el flujo laminar en una tubería es:

$$\frac{v}{v_{MÁX}} = 0.5 \quad (\text{Ecuación 2.17})$$

2.4.4.2 Flujo Turbulento Monofásico

Es un estado donde las láminas descritas en el régimen anterior comienzan a ondularse y se rompen en forma brusca y difusa, dispersándose en forma indeterminada a través de toda la corriente. Para este caso se tiene un tipo de flujo turbulento. La distribución de velocidades es más uniforme a través del diámetro de la tubería que en el flujo laminar, a pesar de que existe mayor turbulencia, siempre hay una capa de fluido en las paredes de la tubería que se mueve en régimen laminar.

Por experimentos realizados las expresiones empíricas han sido desarrolladas para describir el perfil de velocidades en flujo turbulento. Las expresiones son expuestas para un rango de valores de $3000 < Re < 105$.

Este es el modelo de la “Ley de Energía”:

$$\frac{v}{v_{\text{MÁX}}} = \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right) \right]^{1/7} \quad (\text{Ecuación 2.18})$$

De esta expresión se deriva:

$$\frac{v}{v_{\text{MÁX}}} \approx 0.8 \quad (\text{Ecuación 2.19})$$

De este modo, en flujo turbulento, la velocidad promedio es más cercana a la velocidad máxima. La relación v / v_{max} en flujo turbulento varía con el número de Reynolds y la rugosidad de la tubería, pero esta generalmente en el rango de 0,75 y 0,86.

2.4.5 Fluidos Compresibles

La determinación de la caída de presión en el flujo de un fluido compresible a través de una tubería, requiere conocer la relación entre presión y volumen específico. Generalmente se consideran los casos extremos: flujo adiabático y flujo isotérmico. El flujo adiabático ocurre en tuberías cortas y bien aisladas, ya que no transfiere calor en su recorrido, excepto las pequeñas cantidades de calor que se producen por fricción y que se añaden al flujo. El flujo de gases en tuberías largas se aproxima al flujo isotérmico. La pérdida de presión en estos casos es muy alta, estando fuera de los límites de la ecuación de Darcy. Los factores de fricción, en este tipo de fluidos, se determinan por el diagrama de Moody con las fórmulas de fluido compresible o por factores de fricción de las fórmulas de Weymouth o Panhandle. El factor de fricción de Weymouth se define como:

$$f = \frac{0.032}{d^{1/3}} \quad (\text{Ecuación 2.20})$$

Donde:

d = Diámetro, pulg.

El factor de fricción de Panhandle se define como:

$$f = 0.1225 * \left(\frac{d}{q' * S_g} \right)^{0.1461} \quad (\text{Ecuación 2.21})$$

Donde:

d = Diámetro

q' =Caudal a condiciones normales

Sg = Peso específico de un gas con respecto al aire, densidad relativa.

2.4.6 Flujo Bifásico

El flujo simultáneo de líquido y gas en una tubería es muy importante, ya que representa la solución más económica para transportar hidrocarburos. El problema del flujo horizontal bifásico se considera tan complejo como flujo bifásico vertical. La predicción de las caídas de presión cuando una mezcla de gas y líquido fluye en un conducto cerrado es difícil, principalmente la determinación de la curva de gradiente, que permite visualizar la variación de presión del fluido en todos los puntos de la tubería. Las propiedades y viscosidad de las fases pueden ser conocidas de forma aislada, por lo cual son necesarias las “reglas de mezclas” de las fases apropiadas, requiriéndose conocer las “cantidades relativas” de ambas fases existentes en la tubería. Esto último en razón de la posibilidad que exista “Holdup”(entrampamiento).

2.4.6.1 Entrampamiento (Holdup) y Velocidades Superficiales

En el flujo bifásico, se analiza la velocidad superficial de cada fase y el entrampamiento de líquido o de gas. La velocidad superficial se define como la velocidad a la cual podría viajar la fase si estuviese ocupando totalmente la tubería. Puede ser determinada a partir de los flujos volumétricos:

✓ Para la fase líquida:

$$v_{SL} = \frac{q_L}{A} \quad (\text{Ecuación 2.22})$$

✓ Para la fase gaseosa:

$$v_{SG} = \frac{q_G}{A} \quad (\text{Ecuación 2.23})$$

Donde:

q: Flujo volumétrico de la fase.

A: Área de la sección transversal de la tubería.

v_s : Velocidad superficial de la fase.

La velocidad de la mezcla, se define como la suma de los componentes superficiales:

$$v_M = \frac{q_G + q_L}{A} \quad (\text{Ecuación 2.24})$$

$$v_M = v_{SL} + v_{SG} \quad (\text{Ecuación 2.25})$$

2.4.6.2 Entrampamiento (Holdup) de Líquido

Se define como la fracción de la sección de la tubería ocupada por el líquido, como lo muestra la figura 2.24.

$$H_L = \frac{A_L}{A} \quad (\text{Ecuación 2.26})$$

2.4.6.3 Entrampamiento (Holdup) de Gas

En forma complementaria, es la sección de la tubería ocupada por el gas, como lo muestra la figura 2.24.

$$H_G = \frac{A_G}{A} \quad (\text{Ecuación 2.27})$$

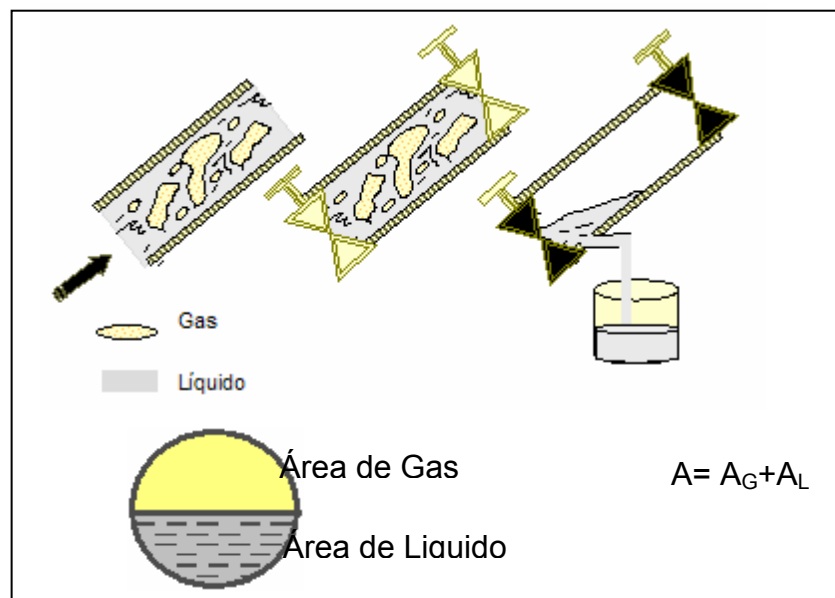


Figura 2.24 Entrampamiento (Holdup) de líquido y gas.

Evidentemente, si el volumen del elemento ocupado es bastante pequeño, el factor de entrapamiento del líquido puede tender a cero. Se hace necesario entonces determinar este factor para el líquido, ya que este juega un papel importante en el cálculo de las propiedades de la mezcla tales como; la densidad, velocidad real del gas y del líquido, viscosidad efectiva y transferencia de calor. En el caso de flujo inestable como el flujo tapón el factor de entrapamiento cambia periódicamente y en ese caso se toma un valor promedio en el tiempo. El valor del factor de entrapamiento varía desde cero para flujo de una fase hasta 1 para flujo monofásico. Un valor para el factor de entrapamiento del líquido no puede ser calculado analíticamente. Este debe ser determinado por medio de correlaciones empíricas y es una función de variables tales como las propiedades del gas, del líquido, patrones de flujo, diámetro e inclinación de la tubería, etc.

2.4.6.4 Deslizamiento de las Fases (Slip, No-Slip)

Para un estado estático de un fluido bifásico, es posible considerar dos escenarios: deslizamiento del entrapamiento líquido, cuando ambas fases viajan a velocidades diferentes y no deslizamiento del entrapamiento líquido, cuando ambas fases viajan a la misma velocidad. El término positivo indica que el gas está viajando más rápido que el líquido. La velocidad de deslizamiento se define como la diferencia entre la velocidad del gas menos la del líquido:

$$v_s = v_g - v_L \quad (\text{Ecuación 2.28})$$

$$v_g = \frac{q_g}{A_g} \quad (\text{Ecuación 2.29})$$

$$v_L = \frac{q_L}{A_L} \quad (\text{Ecuación 2.30})$$

2.4.6.5 Factor de Entrampamiento sin Deslizamiento (No-Slip Liquid Holdup λ_L)

Se define como la relación del volumen de líquido en un elemento de tubería que existiría si el gas y el líquido viajarán a la misma velocidad (sin deslizamiento), dividido por el volumen del elemento de tubería. Puede ser calculado directamente si se conocen las tasas de flujo in-situ de gas y líquido, por medio de la expresión:

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_G} \quad (\text{Ecuación 2.31})$$

Donde q_L es la suma de las tasas de agua y petróleo in-situ y q_G es la tasa de gas in-situ. El factor de entrampamiento del gas sin deslizamiento se define por la expresión:

$$\lambda_G = \frac{q_G}{q_L + q_G} \quad (\text{Ecuación 2.32})$$

En la mayoría de los flujos bifásicos, la hipótesis de no-deslizamiento es falsa y no debe usarse para predecir caídas de presión, por lo que deben usarse correlaciones empíricas.

2.4.7 Patrones de Flujo en los Sistemas Bifásicos

Los patrones de flujo para los sistemas bifásicos están condicionados por los siguientes factores:

- ✓ Tasa de flujo de gas y líquido.
- ✓ Variables geométricas, incluyendo diámetro de la tubería y el ángulo de inclinación.

- ✓ Propiedades físicas de las dos fases (densidades, viscosidades y tensiones superficiales de gas y de líquido).
- ✓ Variable de diseño de flujo tales como: la caída de presión, el factor de entrampamiento del líquido, los coeficientes de transferencia de calor, masa, entre otros.

Generalmente los patrones de flujo son más simétricos alrededor de la diferencia axial y menos dominados por la gravedad. A continuación hacemos referencia de algunos patrones de flujo para tuberías horizontales

2.4.8 Regímenes de Flujo Multifásico Horizontal

Para los regímenes de flujo de líneas horizontales las caídas de presión no tienen tanta incidencia como en las tuberías verticales, sin embargo, los regímenes de flujo son considerados en algunas correlaciones de caída de presión y pueden afectar las operaciones de producción en otras vías. Además cuando ocurre flujo tapón se necesitan diseños de separadores o algunas piezas especiales en los equipos (recolectores de tapones) para recoger la cantidad de líquido que esta contenido en el tapón. Particularmente en operaciones de mar adentro donde gas y líquido son transportados a distancias significativas desde mar a dentro hacia una plataforma, la posibilidad es que ocurra flujo tapón, y sus consecuencias deben ser consideradas.

En la figura 2.25 (Beggs y Brill, 1978) presenta la descripción de los regímenes de flujo más comunes de gas-líquido en líneas horizontales. Estos regímenes son clasificados en cuatro tipos de regímenes: flujo segregado, en el cual las dos fases están separadas; flujo intermitente, en el cual el gas y el líquido están alternados y flujo distribuido, en el cual una fase esta dispersa en la otra fase.

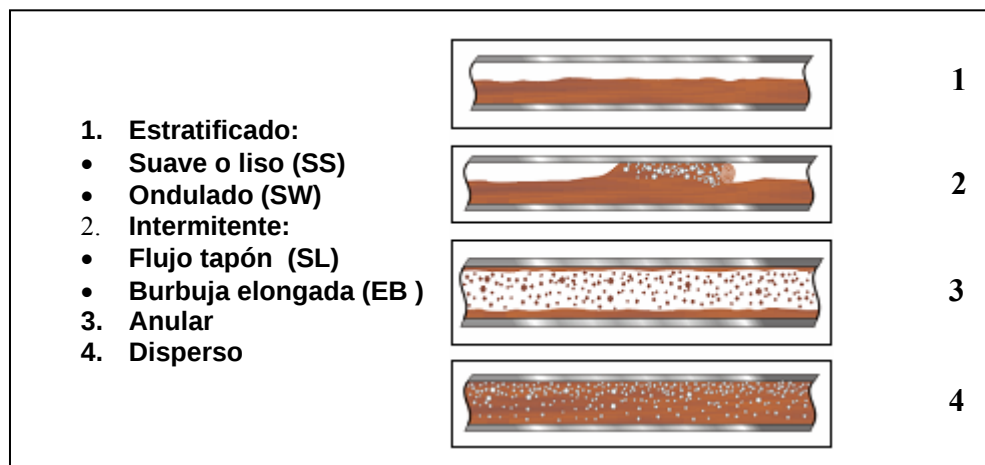


Figura 2.25 Regímenes de flujo para flujo natural en tuberías horizontales.

El flujo segregado está clasificado en estratificado liso y estratificado ondulado. El flujo estratificado suave consiste en el líquido fluye sólo en el fondo de la tubería y el gas fluye sólo en el tope, con una interfase uniforme entre las fases. Este régimen de flujo ocurre a tasas relativamente bajas de ambas fases. En tasas altas de gas la interfase viene a ser ondulada y el flujo resultante estratificado ondulado.

Los regímenes de flujo intermitentes son flujo tapón de líquido (SLUG) y flujo tapón de gas (PLUG) (también llamado burbuja elongada). El flujo tapón de líquido consiste en un tapón largo de líquido alternadamente con una de burbuja de gas de alta velocidad que llena siempre la tubería entera.

El flujo anular se produce cuando las burbujas de gas se expanden y atraviesan los tapones de líquidos más viscosos, originando que el gas forme una fase continua cerca del centro de la tubería, llevando pequeñas gotas de líquido en ella, y a lo largo de la tubería se produce una película de líquido que se mueve.

Para el caso del flujo disperso es muy similar al anular pero, en este caso la fase dispersa es el gas y no el líquido.

2.4.9 Flujo Multifásico en Tuberías

Para analizar este fenómeno generalmente se divide el estudio en cuatro (4) categorías: 1- flujo multifásico en la tubería vertical, 2- flujo multifásico en tuberías horizontales, 3- flujo multifásico en la tubería inclinada y flujo multifásico direccional.

Los usos que tienen estos estudios del flujo de fluido dentro de la industria petrolera son variados y van desde; el flujo natural para pozos, el estudio de la completación de pozos, las estimaciones de los métodos de levantamiento artificial, la determinación de los sistemas de separación, la determinación de los sistemas de tuberías tanto de pozos como de superficie, entre otros.

Las pérdidas de presión entre dos puntos que se suscitan durante el flujo de fluidos se demuestra en el apéndice E.

2.4.10 Ecuación General del Gradiente de Presión

La siguiente ecuación refleja los elementos que intervienen en la caída de presión en función de la longitud o gradiente, para todo tipo de fluidos.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{\text{Total}} = \left(\frac{g^* \rho^* \sin \alpha}{gc}\right)_{\text{Elevación}} + \left(\frac{f^* \rho^* v^2}{2^* gc}\right)_{\text{Fricción}} + \left(\frac{\rho^* v}{gc} \frac{dv}{dl}\right)_{\text{Aceleración}} \quad (\text{Ecuación 2.33})$$

Donde:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{Total} = \text{Gradiente de presión, lpc/pie}$$

ρ : Densidad del fluido [lbm/pie³].

g : Aceleración de gravedad [pie/seg²].

gc : Factor de conversión de unidades [32,1740 Lbm*pie/Lbf*seg²].

α : Ángulo de inclinación con respecto a la vertical, grados [°].

f : Factor de fricción [adim].

d : Diámetro de la tubería [pulg].

v : Velocidad del fluido [pie/seg].

$\frac{dv}{dl}$ = Componente de aceleración [1/seg].

2.4.10.1 Pérdidas de Presión por Fricción

Son aquellas originadas por el movimiento del fluido contra las paredes de la tubería de producción, son función del diámetro de la tubería y las propiedades de los fluidos.

2.4.10.2 Pérdidas de Fricción por Desplazamiento

Son originadas por el movimiento de la fase gaseosa a través de la fase líquida, y son función del diámetro de la tubería y del régimen de flujo. Existe otro parámetro que en algunos casos es considerable, sobretodo en condiciones de flujo en tuberías de pequeños diámetro que son las pérdidas de presión por fricción de aceleración.

En el flujo de fluidos (crudo-gas y agua), existe una interrelación entre la tasa, la velocidad de flujo, la densidad y la presión. Las perdidas por fricción y por gradiente hidrostático varían con la tasa, pudiendo predominar las perdidas debido

a la fricción sobre las pérdidas gravitacionales, al incrementar la tasa de producción. El resultado de estos cambios es la variación en la curva distribución de presión con profundidad.

En el flujo multifásico vertical, como tendencia general, se observa que el gradiente de presión se incrementa con la profundidad.

2.4.11 Correlaciones de Flujo Multifásico Horizontal

Las correlaciones desarrolladas mediante técnicas de laboratorio y/o datos de campos poseen sus limitaciones al aplicarlas en condiciones diferentes a las de su deducción. Los factores más importantes tomados en cuenta son: el cálculo de densidad de la mezcla, el factor de entrapamiento del líquido, los regímenes de flujo, el factor de fricción, entre otros.

Para fluidos monofásicos en tuberías horizontales están descritas ecuaciones similares a las de flujo vertical pero con la simplificación de que la caída de presión en energía potencial es cero debido a que no existen diferencias de alturas en el recorrido del fluido. Si el fluido es incompresible y el diámetro de tubería es constante la caída de presión por energía cinética es también cero y el balance de energía mecánica queda reducido a:

$$\Delta P = P_1 - P_2 = \frac{2 * f_f * \rho * v^2 * L}{g_c * d_f} \quad (\text{Ecuación 2.34})$$

El factor de fricción se obtiene por la siguiente ecuación:

$$\frac{1}{\sqrt{f_f}} = -4 * \log \left\{ \left(\frac{\varepsilon}{3,7065} \right) - \left(\frac{5,0452}{Re} \right) * \log \left[\left(\frac{\varepsilon^{1,1098}}{2,8257} \right) + \left(\frac{7,149}{Re} \right)^{0,8981} \right] \right\} \quad (\text{Ecuación 2.35})$$

A través de los años numerosas correlaciones se han desarrollado para el cálculo de gradiente de presión de flujo gas-líquido en tuberías horizontales. La más comúnmente usada en la industria del gas y petróleo hoy en día son las de Beggs y Brill (en 1973), Eaton (1967) y Dukler (1969). Todas estas correlaciones incluyen una contribución de la energía cinética para el gradiente de presión; sin embargo, esto puede ser considerado insignificante al menos de que exista una alta tasa de gas y una baja presión. La correlación de Beggs y Brill puede ser aplicada para flujo horizontal y también para flujo en cualquier dirección. Para flujo horizontal la correlación está simplificada para cuando el ángulo θ es igual a cero. Se describen en el apéndice B las correlaciones de Eaton y Dukler. A continuación se describe la de Beggs & Brill, por ser la que se usará en este trabajo.

2.4.11.1 Beggs y Brill

En 1973, Beggs y Brill publicaron un esquema para calcular la caída de presión que ocurre durante el flujo simultáneo de gas y líquido en tuberías horizontales e inclinadas. Dicha correlación se desarrolló usando mezcla de aire y agua fluyendo en tuberías acrílicas de 90 pies de longitud y de 1 a 1,5 pulgadas de diámetro interno. Un total de 584 pruebas de flujo bifásico se hicieron a diferentes ángulos de inclinación. Los autores establecieron ecuaciones según los regímenes de flujos segregados, intermitentes y distribuidos para el cálculo del factor de entrapamiento líquido y definieron el factor de fricción bifásico independientemente de los regímenes de flujo. Para las 27 pruebas de flujo vertical los autores reportaron un error porcentual de 1,43% y una desviación de 6,45%.

Dentro de los valores adecuados de aplicación de esta correlación están:

- ✓ **Tamaño de la tubería:** En general, la caída de presión es predicha con mejor apreciación en un rango de tuberías entre 1 y 1.5 pulgadas de diámetro, pudiéndose considerar valores mayores con resultados mayores a los reales.
- ✓ **Gravedad del Petróleo:** Buena predicción de los perfiles de presión para un amplio rango de gravedades del petróleo.
- ✓ **Relación Gas-Líquido (RGL):** Las caídas de presión son generalmente predichas para valores mayores a 5000 scf/bbl. El error está en un rango de grande para RGL mayores a 5000.
- ✓ **Corte de Agua:** Puede aplicarse para un amplio rango de valores de corte de agua de 10% aproximadamente.

Una de las etapas de producción es el transporte de los fluidos desde el cabezal del pozo hasta las instalaciones de superficies, el problema del flujo horizontal multifásico se considera tan complejo como el flujo multifásico vertical. Para el diseño de las tuberías de gran longitud es necesario conocer las caídas de presión a lo largo de ellas. El flujo multifásico en línea es un problema difícil de modelar matemáticamente: no obstante varias correlaciones empíricas han aparecido en la literatura en los últimos años, donde el cálculo se lleva a cabo considerando el sistema de hidrocarburos compuesto por pseudo componentes denotados como petróleo y gas, cada uno de los cuales tiene una composición fija. Beggs y Brill en 1973, realizaron la siguiente correlación para curvas de gradiente.

Según los autores:

$$\frac{\Delta P}{\Delta H} = \frac{1}{144} \left[\frac{g * \rho_{tp} * \sin \theta}{g_c} + \frac{f_{tp} * \rho_{ns} * v_M^2}{2 * g_c * d} \right] \quad (Ecuación 2.36)$$

$$1 - EK$$

Donde:

ρ_{ns} : Densidad de la mezcla considerando deslizamiento entre fases.

f_{tp} : Factor de fricción considerando deslizamiento entre fases.

ρ_{tp} : Densidad de la mezcla considerando no-deslizamiento entre fases.

E_k : Energía cinética.

θ : Ángulo de inclinación.

Siendo:

$$\rho_{ns} = \rho_L * \lambda + \rho_G * (1 - \lambda) \quad (\text{Ecuación 2.37})$$

$$\rho_{tp} = \rho_L * H_L + \rho_G (1 - H_L) \quad (\text{Ecuación 2.38})$$

Donde:

λ : Cantidad de líquido

H_L : Cantidad de mezcla

El último término queda expresado como:

$$E_k = \rho_{tp} * v_M * \frac{v_G}{32,3 * P} \quad (\text{Ecuación 2.39})$$

2.4.12 Variables que Afectan las Curvas de Gradiente Horizontal

- ✓ **Diámetro de la Línea:** a menores diámetros, mayores serán las pérdidas de presión a lo largo de la tubería.
- ✓ **Tasa de Flujo:** a mayor tasa de flujo, mayor será la velocidad de los fluidos transportados, esto provoca un aumento en la caída de presión por fricción.
- ✓ **Relación Gas-Líquido:** a mayor relación gas-líquido, mayores son las pérdidas de presión, lo cual se debe al transporte de un fluido adicional, en

otras palabras, a mayor relación gas-líquido mayor será la velocidad de la mezcla, por lo tanto las pérdidas de presión por fricción serán mayores.

- ✓ **Viscosidad líquida:** a mayor viscosidad de la fase líquida, mayor será la resistencia que dicha fase opone al fluir, en consecuencia mayores serán las pérdidas de energía en la tubería.
- ✓ **Relación agua-petróleo:** la relación agua-petróleo no tiene un marcado efecto en la curva de gradiente horizontal, excepto para crudos viscosos.
- ✓ **Energía cinética:** salvo para altas tasas de flujo en regiones de baja presión (menor de 150 lpc) donde la densidad es baja y la velocidad se incrementa rápidamente, el término de aceleración no se toma en cuenta.

2.4.13 Dimensionamiento de tuberías

2.4.13.1 General

- ✓ Las condiciones de diseño de la tubería, incluyendo temperatura y presión, deben estar de acuerdo con los requerimientos de las normas ANSI B31.3, ANSI B31.4, ANSI B31.8 (el que aplique de acuerdo al servicio y ubicación de la línea). Los lineamientos para el dimensionamiento de líneas de líquido, gas y flujo bifásico, están dados a continuación:

2.4.13.2 Líquidos

- ✓ Cuando los líquidos son movidos por una presión diferencial (incluyendo cabezales estáticos) y la caída de presión no es una consideración, la velocidad máxima permisible es determinada desde el punto de vista de vibración, ruido y erosión.

- ✓ Para otros servicios de líquidos se recomienda en general que las pérdidas por fricción máxima sea de 4 psi /100 pies y las velocidades entre 5 - 15 pies /seg.

Tabla 2.3 Criterios de diseño líneas de líquido.

Criterios de Diseño		
Tipo de servicio	Velocidad permisible (pies / s)	ΔP máximo
Recomendación general	5 - 15	4,0 (lppc / 100 pies)
Línea de transferencia hidrocarburo	-	1 – 3 (pies líq. / 100 pies)

2.4.13.3 Gases y Vapores

- ✓ Para sistemas atmosféricos y super atmosféricos, las pérdidas por fricción deben mantenerse entre 0,15 y 2 psi /100 pies.
- ✓ Para sistemas sub atmosféricos, las pérdidas por fricción deben mantenerse menor a 0,1 psi /100 pies de tubería.

Tabla 2.4 Criterios de diseño líneas de gas.

Caídas de Presión Máximas	
Tipo de servicio Recomendación general Nivel de presión, lpcm	ΔP máximo lpc / 100 pies
$P > 500$	2,0
$200 < P \leq 500$	1,5
$150 < P \leq 200$	0,6
$50 < P \leq 150$	0,3
$0 < P \leq 50$	0,15
Subatmosférica	0,1

- ✓ La velocidad debe ser menor a la velocidad erosional, recomendándose entre 30 – 120 pies/seg.
- ✓ La velocidad erosional está dada por la siguiente expresión:

$$V_{\text{erosional}} = \frac{160}{\sqrt{\rho_g}}$$

- ✓ Para líneas de proceso, se recomienda una velocidad para el gas de 50% de la velocidad erosional, es decir:

$$V_{\text{recomendada}} = \frac{80}{\sqrt{\rho_g}}$$

- ✓ Para gasoductos, la velocidad recomendada para el gas es de 70% de la velocidad erosional, es decir:

$$V_{\text{recomendada}} = \frac{112}{\sqrt{\rho_g}}$$

2.4.13.4 Mezcla Gas-Líquido

- ✓ En general, la velocidad promedio permisible de una mezcla debe ser igual o menor a la velocidad erosional.
- ✓ Para crudos sucios (presencia de arena), la velocidad máxima permisible de la mezcla debe ser menor o igual al 50% de la velocidad erosional o sea:

$$V_{\text{max,permisible}} = \frac{80}{\sqrt{\rho_m}}$$

- ✓ Para crudos limpios (sin presencia de arena), la velocidad máxima permisible de la mezcla debe ser menor o igual al 62,5 % de la velocidad erosional o sea:

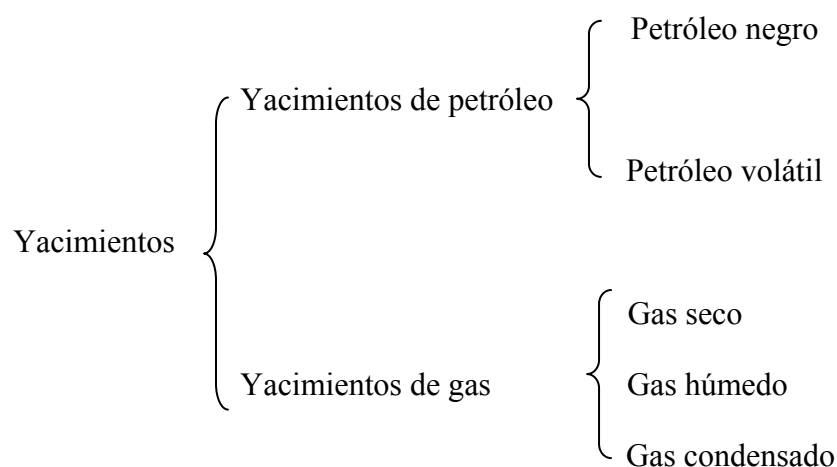
$$V_{\text{max,permisible}} = \frac{100}{\sqrt{\rho_m}}$$

- ✓ Las pérdidas por fricción deben ser menores a 4 lpc/100 pies de tubería.

2.5 TIPOS DE FLUIDOS QUE CONFORMAN LOS YACIMIENTOS

Los yacimientos de hidrocarburos se definen como una unidad geológica constituida por una o varias rocas porosas y permeables y con suficiente volumen para almacenar gran cantidad de petróleo o gas. El petróleo se entrapa en el subsuelo porque la roca sello (impermeable) le impide la migración hacia la superficie.

La clasificación de los yacimientos de hidrocarburos depende del estado en que se encuentren los fluidos en el mismo, es decir, estado líquido o gaseoso. El siguiente esquema muestra claramente la clasificación de los yacimientos según el estado de los fluidos que contienen.



Se describirá únicamente los yacimientos de petróleo negro, ya que es el tipo de fluido de yacimiento con el cual se va a trabajar durante el desarrollo de este trabajo.

Los yacimientos de petróleo negro son los más comunes. Este tipo de fluido de yacimiento existe a una temperatura menor a la temperatura crítica. Cuando se disminuye la presión por debajo de la presión de burbuja se desprende gas del petróleo lo que ocasiona una merma del mismo debido a la pérdida de los componentes livianos. La relación de gas disuelto en el petróleo es baja y tiene un rango entre 50 y 500 PCN/BN. El factor volumétrico del petróleo (B_o) varía entre 1.1 y 1.5 BY/BN. Este tipo de petróleo tiene una gravedad API menor a 40 °API. En los tanques se obtienen cantidades substanciales de líquido de color oscuro en comparación con la cantidad de gas desprendido, con una gravedad específica mayor a 0.80. Cuando el yacimiento tiene una presión mayor a la presión de burbuja se denomina sub-saturado y cuando la presión es menor a la presión de burbuja se llama saturado. El petróleo negro se clasifica según su valor de grados API en livianos (30-40 °API), medianos (20-30 °API), pesados (10-20 °API) y extrapesados (menor a 10 °API) (Danesh, 1998). En la figura 2.26 se muestra el diagrama de fases del petróleo negro. La línea punteada muestra el comportamiento del fluido en el yacimiento al disminuir la presión a una temperatura constante, se observa que corta la curva de punto de burbuja (A) lo que implica que en el yacimiento existen dos fases (líquido y gas) pero el porcentaje del volumen de líquido es mucho mayor que el porcentaje del volumen de gas. De igual manera, el punto de separación (B) indica que a la temperatura y presión del tanque el porcentaje del volumen de líquido es mucho mayor que el porcentaje del volumen de gas (Danesh, 1998). En el apéndice F se describen las diferentes técnicas para determinar la composición de hidrocarburos.

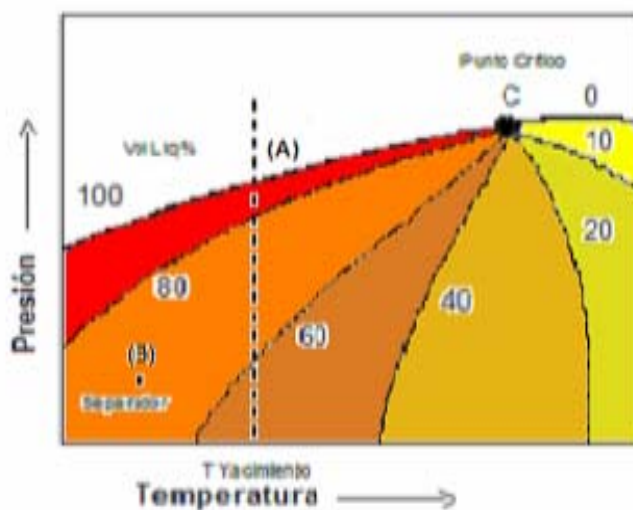


Figura 2.26 Diagrama de fases del petróleo negro.

A continuación se presentan un cuadro resumen de las características generales según el tipo de fluido que se maneja en el yacimiento:

Tabla 2.5 Tipos de fluidos en el yacimiento.

	Características	Unidades
Petróleo Negro	RGP < 2000 0.002 < RPG °API tanque < 40	PCN/BN BN/MMPCN
Petróleo Volátil	2000 < RGP < 5000 200 < RPG < 500 °API tanque > 40	PCN/BN BN/MMPCN
Gas Húmedo	60000 < RGP < 100000 10 < RPG < 16.67 °API tanque > 60	PCN/BN BN/MMPCN
Gas Condensado	5000 < RGP < 100000 10 < RPG < 200 45 < °API tanque < 65	PCN/BN BN/MMPCN

2.6 OPTIMIZACIÓN EN INSTALACIONES DE SUPERFICIE.

En procesos de separación es necesario remover el gas disuelto en el crudo con la finalidad de poder almacenarlo además de ser consecuente con los requerimientos de Presión de Vapor en el Tanque. Esta terminología de remoción del gas disuelto simplemente implica la estabilización del crudo y resulta de mucha importancia ya que si el crudo está esencialmente libre de gas disuelto (crudo muerto), entonces sería suficiente con ventear alguna fracción adicional a condiciones atmosféricas en el tanque, pero en general no es lo que realmente ocurre. El método en el pasado, para remover este gas, ha sido mediante la separación de fases en una serie de operaciones denominadas “Flash Tank” a sucesivos decrecimientos de baja presión.

Para el diseño de las diversas etapas de separación inicialmente se argumentaba que a mayor cantidad de etapas usadas se reduce la RGP. Como la RGP es reducida, el volumen y la ° API del crudo se incrementan porque más de las fracciones ligeras en solución, son estabilizadas. Esto significa más petróleo ya que se observa mayor remanencia de las fracciones pesadas y medianas que componen dicho crudo.

La separación diferencial para disminuir gradualmente la presión con una simultanea remoción de gas, representan la manera de maximizar el recobro de crudo del proceso.

Pero cabe destacar que el hecho de incluir en dichos sistemas, múltiples etapas de separación (como máximo 4 etapas de separación) no hará que se incremente considerablemente el recobro líquido, claro está que esto depende del tipo de

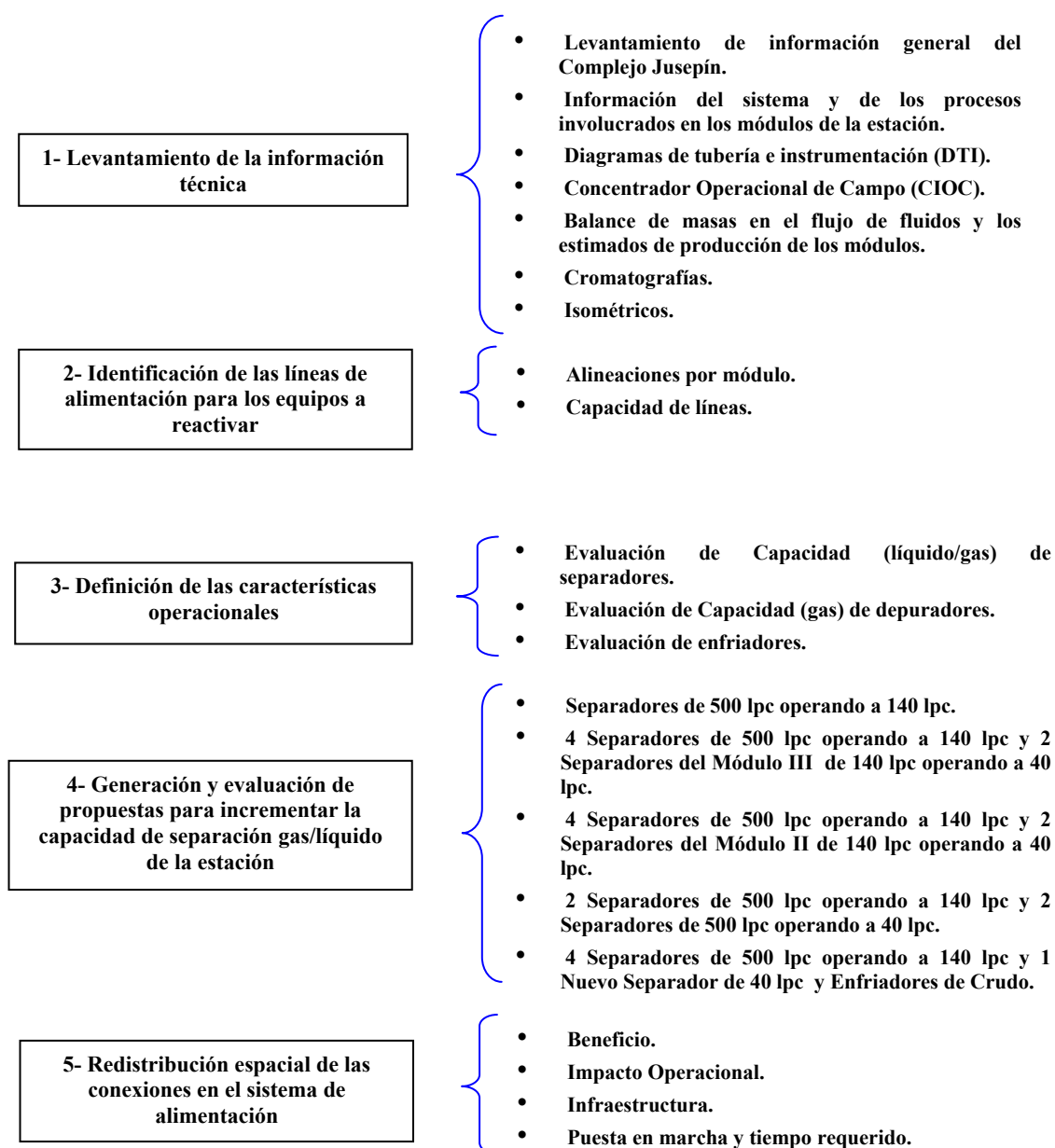
fluido que se maneje, si no más bien esto se traducirá en un estancamiento del proceso unido a una pérdida de la inversión, ya que estudios hechos dicen que las condiciones después de agregar una 4 etapa de separación se mantienen constantes, además de ser netamente no rentable, debido a que hay dispositivos que hacen diversas separaciones sin necesitar ningún equipo adicional.

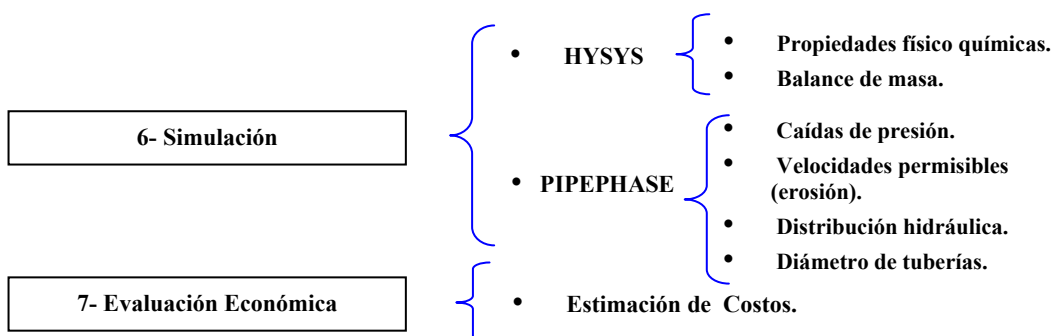
Es importante resaltar que todo proceso de optimización es aquel que conlleve a la designación de las mejores condiciones del proceso tal que maximicen las variables de interés a expensas de la menor inversión posible.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA

El desarrollo del presente trabajo se llevó a cabo siguiendo una serie de etapas, las cuales se describen a continuación:





3.1 LEVANTAMIENTO DE LA INFORMACIÓN TÉCNICA

3.1.1 Levantamiento de información general del Complejo Jusepín

El área de El Furrial, al este de Venezuela, se encuentra en la zona norte del Estado Monagas, vecina al campo de Jusepín, 35 km al suroeste de la ciudad de Maturín.

El Campo El Furrial fue descubierto en Marzo de 1986 por el pozo exploratorio FUL-1X. La prueba del pozo dio como resultado 7,5 MBNPD de crudo a 26,5 °API en la Formación Naricual. La relación gas-petróleo fue de 988 PCN/BN, la temperatura del yacimiento fue de 295 °F y la presión original del yacimiento fue de 11250 lpca, a un nivel de referencia de 13.800 pies. Toda el área fue cubierta por la sísmica 2D y 3D que conjuntamente con la información obtenida de los pozos confirman que esta formación tectónica del norte de Monagas, generada por un régimen de tipo compresional, dio lugar a un plegamiento suave y fallamiento inverso de gran desplazamiento con la formación de una estructura del tipo anticlinal, segmentada en bloques fallados y se clasificó como un campo gigante a escala mundial.

La Superintendencia Producción Punta de Mata y Maturín adscrita a la gerencia de Operaciones del Distrito Norte comprende los campos productores: El Furrial Este y Oeste, El Corozo y Amarilis, los cuales se encuentran localizados al Nor-este del estado Monagas, como se puede observar en el esquema de la figura 3.1, el crudo proveniente de estos pozos del campo Furrial Este, Corozo y

Amarilis es recolectado y enviados a la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2) por diferentes oleoductos, donde finalmente es procesado para cumplir con las siguientes especificaciones (grados 27.6 API, Temperatura 130 F y % Agua y Sedimentos <0.7% AyS).

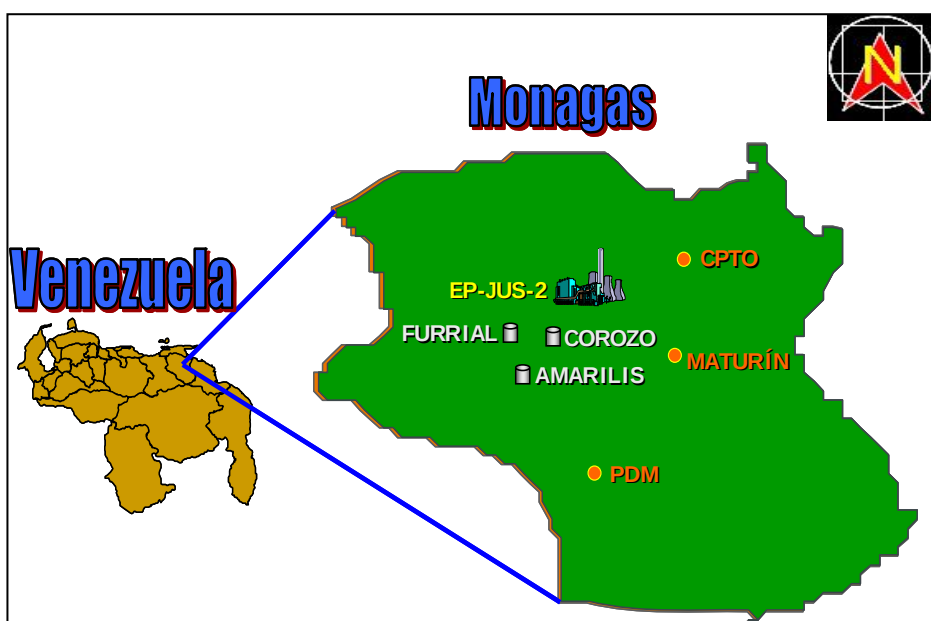


Figura 3.1 Ubicación geográfica de los campos productores de crudo del Nor-Oeste del Edo. Monagas

Actualmente, todos los pozos activos de estos 4 campos son de flujo natural, razón por la cual, aún no ha sido necesaria la implementación de otros métodos de

producción (levantamiento artificial) para la extracción de los fluidos de la formación productora.

3.1.1.1 Complejo Jusepín y la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2)

El fluido proveniente del Campo El Furrial llega a la Estación Principal Jusepín-2 (EPJ-2), la cual dispone de una capacidad de procesamiento de crudo y gas asociado de 450 MBNPD. Para el año de 1992 Lagoven comenzó la primera etapa de recuperación secundaria a través del proyecto de Recuperación Secundaria Oriente (RESOR) en el yacimiento El Furrial mediante la inyección de agua a una presión de 4200 lpca y para el año 1997 comenzó la segunda etapa del proceso mediante la inyección de gas. Actualmente se inyectan 400 MBNPD de agua a través de 30 pozos inyectoros ubicados en los flancos del yacimiento y 492 MMPCN de gas en la cresta del yacimiento a través de siete pozos inyectoros.

La infraestructura de manejo de fluidos del Campo El Furrial ha sido diseñada bajo una filosofía de operación centralizada y segregación de corrientes en función de su contenido de agua. Las líneas provenientes de cada uno de los pozos fluyen hacia los seis múltiples de flujo: MPF-1, MPF-2, MPF-3, MPF-4, MPF-Macolla 8, y MPF-Coroza, repartidos en diferentes localizaciones del campo (ver figura 3.2). De estos múltiples, parte un sistema de líneas troncales multifásicas de diferentes diámetros que pasan por el MPF-5 y luego llegan a la EPJ-2. Actualmente, se encuentra con 13 oleoductos laterales (6" prueba, 6" media, 6" JOM, 8" prueba, 8" A, 12", 16" A/B/C/D/E/F y 24") los cuales manejan producción seca y húmeda dependiendo del corte de agua ($< 0.7\%$ de AyS se considera crudo seco y $>0.7\%$ de AyS se considera crudo húmedo). La tabla 3.1 muestra las características de las líneas en función de la presión de llegada al complejo y el porcentaje de agua y sedimentos (%AyS).

Tabla 3.1 Líneas de alimentación a la EPJ-2.

Línea	Presión (lpcm)	%AyS (*)
6" JOM	120	Seca/Húmeda
6" Prueba	120	Seca/Húmeda
16D	120	Húmeda
16F	120	Húmeda
8" Prueba	120	Seca/Húmeda

(*) A: Agua // S: Sedimento

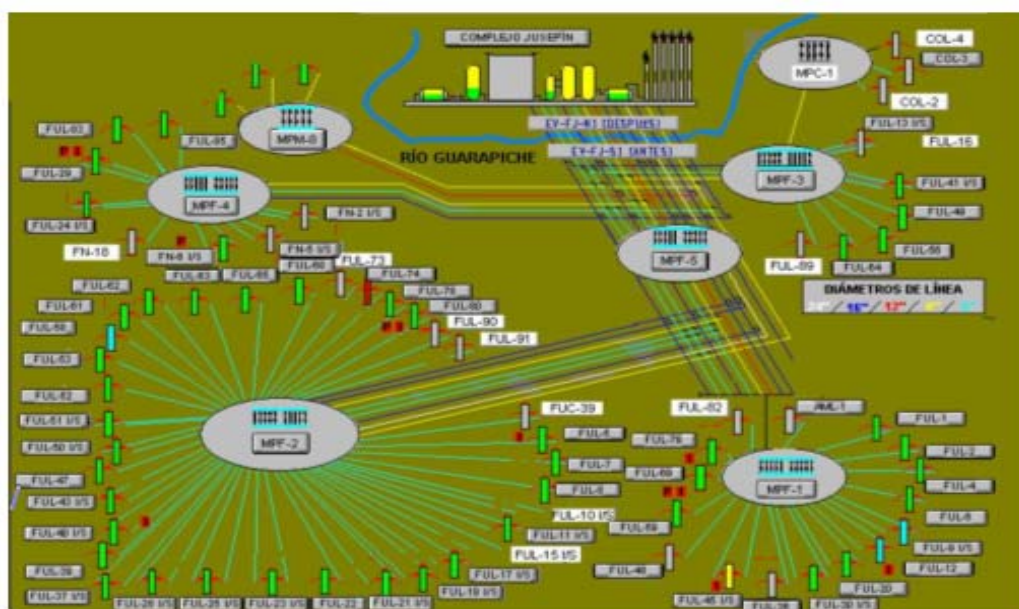


Figura 3.2 Esquema de recolección de crudo. Pozos área este y centro del Furrial.

Una vez en el múltiple de entrada de la EPJ-2 la producción es distribuida a los 7 módulos de producción, donde es distribuida entre ellos. Los módulos I, VI y VII tienen separación gas-líquido en dos etapas de presión: 120 lpcm y 40 lpcm. Los módulos II, III, IV y V cuentan con tres etapas de separación: 500 lpcm, 120 lpcm y 40 lpcm. La tabla 3.2 muestra la distribución actual, así como la capacidad de diseño de cada módulo.

Tabla 3.2 Distribución actual y capacidad de diseño de cada módulo

Módulo	Etapas (lpcm)	Capacidad (Mbbl/d)	Características
I	120/45	56	Húmeda
II	500/120/45	35	Húmeda
III	500/120/45	35	Húmeda
IV	500/120/45	80	Seca
V	500/120/45	80	Seca
VI	120/45	80	Húmeda
VII	120/45	80	Húmeda

El crudo procesado en los módulos es enviado a una batería de seis tanques de estabilización: TQ-10001/2/3/4/5/6, que operan a una presión de 10 pulgadas de agua (0.36 lpcm). Actualmente, los tanques TQ-10001/2 manejan la producción de los módulos I, II, III y JOM, los tanques TQ-10003/4 la del módulo IV y V; mientras que el tanque TQ-10005/6 la del módulo VI y VII (ver figura 3.3).

El vapor liberado en los tanques de estabilización se envía a recipientes de líquido, y luego a un Sistema de Recuperación de Vapores (REVA), conformado

por cuatro compresores accionados por motores eléctricos, cuya capacidad nominal es de 15 MMPCD de vapores de baja presión.

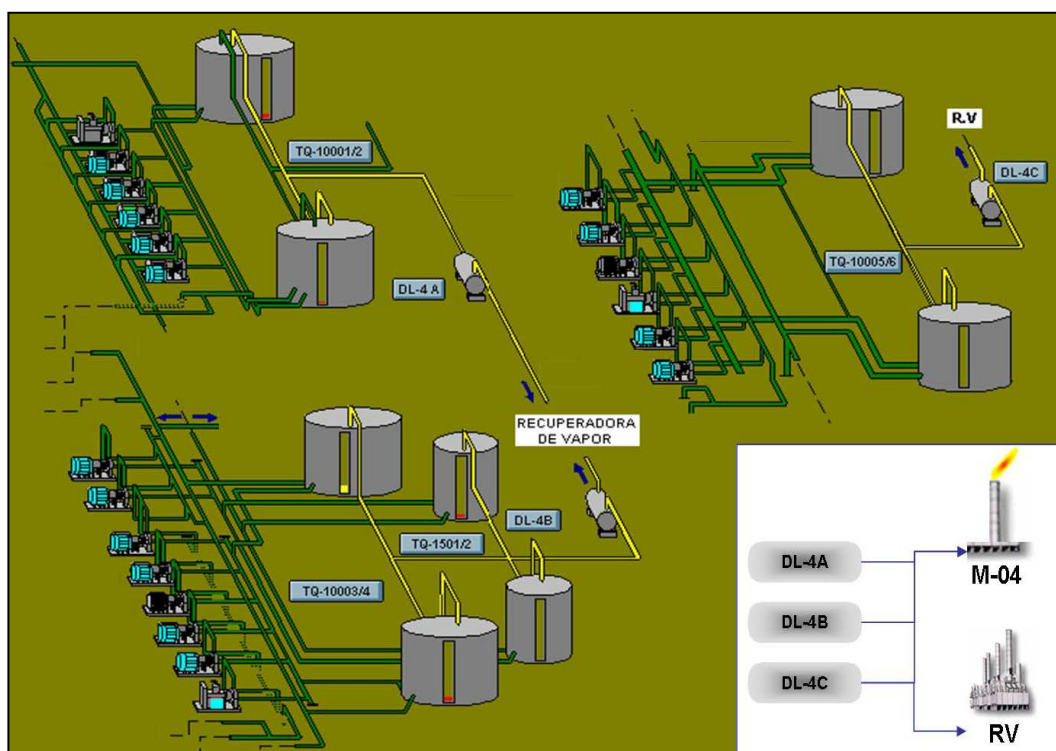


Figura 3.3 Sistema de estabilización de crudo

El crudo “seco” estabilizado es enviado al Patio de Tanques Jusepín (PTJ). El crudo “húmedo” se envía a una planta de deshidratación conformada por dos tanques de carga de 55 Mbbl de capacidad, y un sistema de cinco deshidratadores electrostáticos (DE-101, 201, 301, 401, 501) Natco “Dual Polarity” con una capacidad total de 240 Mbbl/d de crudo y 130 Mbbl/d de agua (ver figura 3.4).

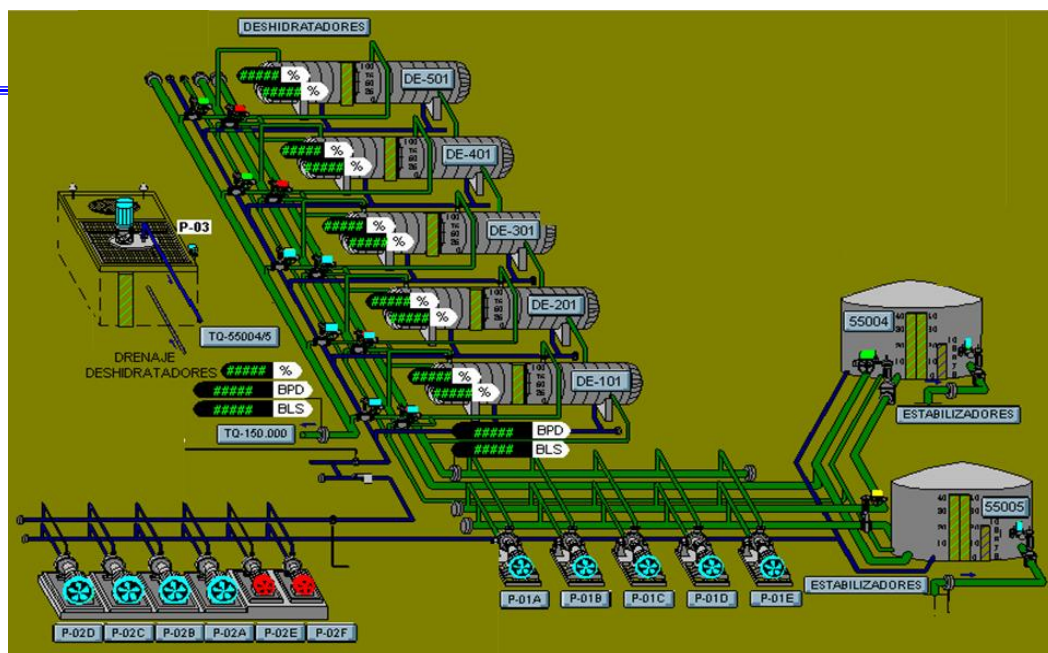


Figura 3.4 Planta de Deshidratación.

Por último, el crudo deshidratado con un máximo de 0,7% de AyS es enviado al Patio de Tanques de Jusepín 2 (PTJ-2), para su posterior bombeo conjuntamente con la producción “seca”.

El gas separado en los módulos de producción se envía a un sistema de Plantas Compresoras (figura 3.5), donde se comprime hasta 1250 lpcm, y se envía a Planta de Extracción Jusepín, anteriormente Acogas. Allí, el gas es deshidratado y acondicionado mediante un proceso de refrigeración mecánica y turbo expansión. El gas es deshidratado y acondicionado mediante un proceso de refrigeración mecánica y turbo expansión. El gas seco es enviado a la succión de la Planta Compresora de Inyección de Gas a alta presión IGF (Inyección de Gas Furrial) para su inyección a alta presión a los yacimientos. Los líquidos extraídos del gas (LGN) se envían al Sistema del Complejo Criogénico de Oriente para su fraccionamiento.

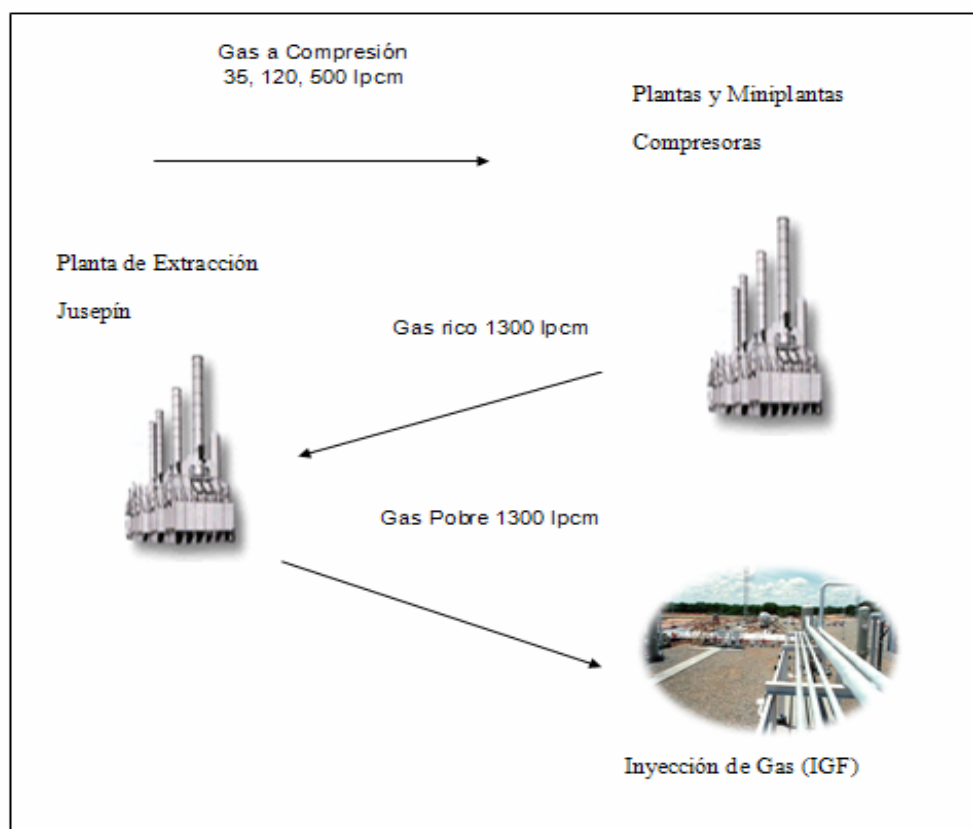


Figura 3.5 Procesamiento de Gas

3.1.1.1.1 Tratamiento Químico

En Jusepín se utilizan principalmente cinco tipos de productos químicos, para colaborar con el mantenimiento de los equipos y así garantizar la producción en las especificaciones de calidad exigidas por el cliente. Éstos son:

- ✓ Dispersante de Asfáltenos: este químico es inyectado a la entrada de los separadores gas/líquido, y tiene como función mantener en suspensión los asfáltenos existentes en el crudo.
- ✓ Antiespumante: es una mezcla de 5% en volumen de silicona en una base de kerosén. Ésta es inyectada al igual que el dispersante de asfáltenos, a la

entrada de los separadores gas/líquido y se utiliza para evitar la formación de espuma en el crudo.

- ✓ Químico Anticorrosivo: es inyectado en la tubería de los enfriadores de gas para evitar la corrosión originada por el H₂S.
- ✓ Desemulsificante: se utiliza para colaborar con el rompimiento de la emulsión de agua petróleo, a fin de facilitar la separación de ambas fases. Esta química es inyectada a nivel del múltiple 1, ubicado en el campo El Furrial.
- ✓ Anticrustante: utilizado para evitar la deposición e incrustación de carbonato de calcio o calcita que origina obstrucciones en las bombas, cabezal de pozos y válvulas.

3.1.1.1.2 Automatización de las Operaciones de Producción

3.1.1.1.2.1 Sistema de Supervisión y Control

El seguimiento y control de los procesos es realizado desde un Centro de Control Central (C.C.C), ubicado en las instalaciones del edificio ESEM de PDVSA en la Ciudad de Maturín. El equipo utilizado para monitorear las condiciones de operación está conformado por ocho (8) computadoras tipo escritorios, de las cuales seis (6) de ellas monitorean el proceso de producción desde los pozos hasta la salida del crudo de Patio de Tanques Jusepín 2, en donde continuamente se verifican las condiciones y parámetros de operación, estado de los equipos, etc., las otras dos (2) computadoras registran y almacenan las tendencias de los parámetros operacionales de cada equipo de separación, depuración, enfriamiento, deshidratación, estabilización, almacenamiento, y sistema de inyección de química; en éste se puede analizar el comportamiento de un equipo a través del tiempo, mediante los datos almacenados por el software CIOC, ideal para la captación, almacenamiento y procesamiento de datos.

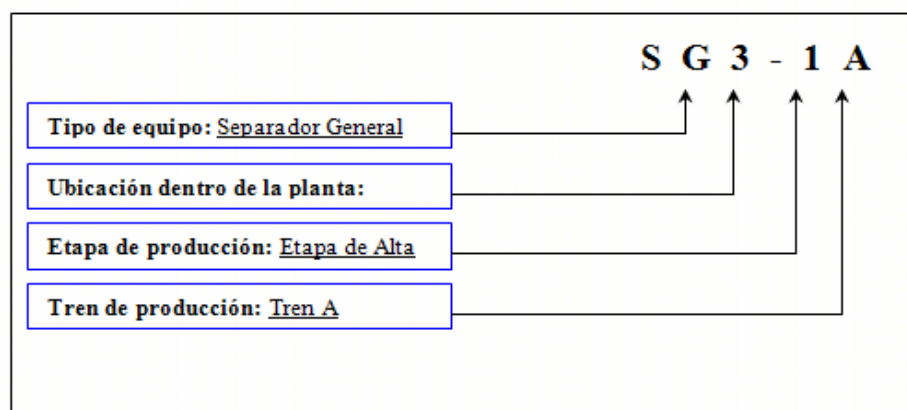
En este centro se integra toda la información que se maneja a nivel de pozos, manejo y procesamiento de crudo que proviene del campo el Furrial Este, Orocuál y Amarilis, cuenta además con controladores lógicos programables (PLC) y estaciones remotas (RTU), que permite recibir y transmitir hacia los controladores lógicos programables de la Planta de Deshidratación, Módulos de Producción y Patio de Tanques Jusepín a las remotas de los módulos I al VII y el área de pozos, en estas remotas llega la información acerca del estado del proceso y las órdenes de accionar los instrumentos que se requieran para mantener los parámetros operacionales en los niveles programados. Por medio de esta comunicación el sistema central recibe los siguientes datos:

- ✓ La temperatura, el nivel y la presión de los tanques, separadores, deshidratadores, depuradores y despojadores.
- ✓ La presión de las bombas.
- ✓ El estado de las válvulas (abierta, cerradas o en transición).
- ✓ Activación o desactivación de equipos.
- ✓ Caudal manejado por cada equipo.
- ✓ Las composiciones en porcentaje de líquido y gas.
- ✓ El estado de todas las etapas del proceso.

3.1.1.1.3 Nomenclatura de los equipos de la EPJ-2

Todos los equipos de la EPJ-2 tienen asignado por razón muy práctica un código alfa numérico que los caracteriza de acuerdo al equipo, ubicación en el proceso, etapa, tren de equipo y número de equipo. Por ende serán llamados en el desarrollo de la investigación de acuerdo a esta nomenclatura.

Un ejemplo esquematizado de este particular se presenta a continuación:



Como resumen general en la figura 3.6, se representa un esquema de la filosofía de producción que actualmente posee el Complejo Jusepín y la EPJ-2, a fin de comprender mejor el proceso.

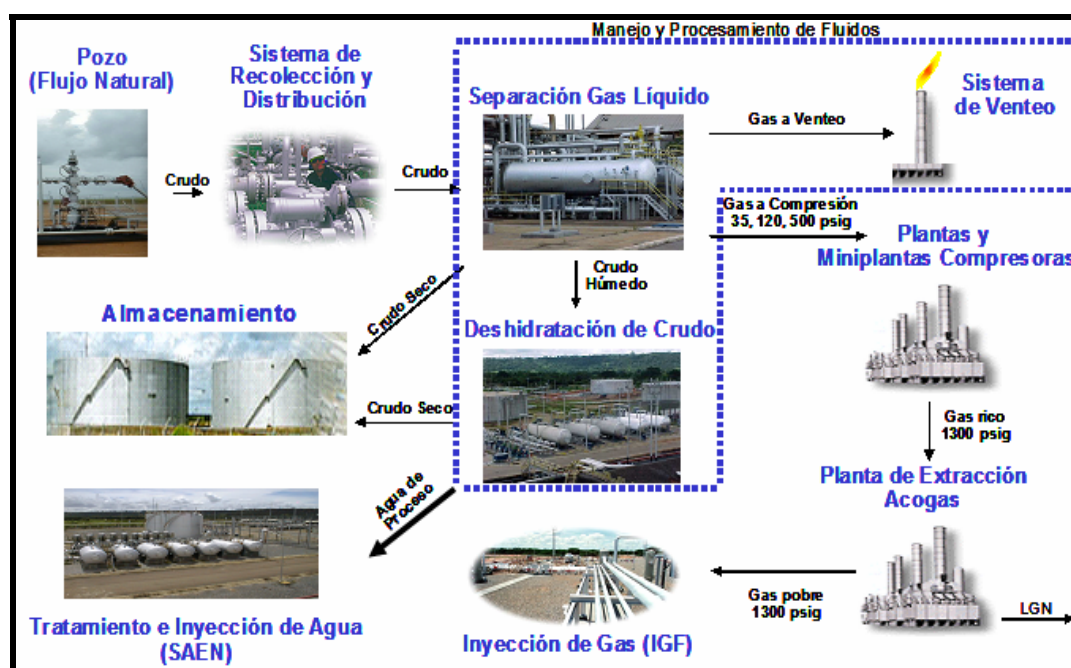


Figura 3.6 Filosofía de operación actual de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2).

3.1.2 Información del sistema y de los procesos involucrados en los módulos II y III de la estación

Estos dos módulos reciben el crudo proveniente del Furrial Este de alta presión, el cual pasa a través de tres etapas de separación gas/líquido, siendo la primera etapa, en los separadores de alta presión a 500 lpc, para luego continuar su recorrido por los de media presión a 120 lpc, y finalmente por los de baja presión a 40 lpc. Todo el gas proveniente de los depuradores de baja presión, es enviado a las Plantas Compresoras, a diferencia del proveniente del depurador de media presión, que se envía tanto a las Plantas como a las Miniplantas Compresoras de gas.

Adicionalmente a esto, el crudo que sale de los separadores gas/líquido de baja presión es sometido a la fase de enfriamiento a 145 °F y luego es enviado a los Tanques de Estabilización 10.001/2, una vez estabilizado el crudo es enviado al tanque de lavado 55.004 y 55.005 donde se le extrae la mayor cantidad de agua en los deshidratadores. La función de la Planta de Deshidratación es colocar el crudo con un porcentaje de Agua y Sedimentos menor al 0.7%, circunstancia que le permite ser transferido o almacenado en el Patio de Tanques Jusepín 2.

El gas extraído del separador de baja presión de los módulos II y III, se dirige hacia los mismos depuradores D1-3 A y D1-3B, que son utilizados además por el gas de baja presión proveniente de los Módulos I y JOM. El condensado que se extrae en los depuradores de alta son incorporados al separador de media presión en conjunto con la corriente de crudo, y los de condensado que salen del depurador de media presión son incorporados al separador de baja presión. Por su parte, los líquidos extraídos del depurador de baja presión son enviados a los Tanques de Estabilización 10.003/4.

En la EPJ-2 el sistema de enfriamiento es por aire. Este sistema consta de un intercambiador de calor que enfría los fluidos mediante el aire atmosférico (Figura 3.7). En un enfriador de aire el fluido a ser enfriado fluye por el interior de un haz de tubos aleteados, mientras que el aire fluye sobre la superficie exterior de los tubos con un patrón de flujo transversal.

Este equipo está compuesto de haces rectangulares que contienen varias filas en un espaciado triangular. Estos haces de tubos tienen aletas planas que ayudan a disipar más rápidamente el calor que se requiere remover del fluido caliente.



Figura 3.7 Intercambiador de Calor Enfriado por aire.

- ✓ Ventilador: los ventiladores usados son de flujo axial y tienen dos componentes básicos, el centro y las aspas. El centro está fabricado de acero al carbono y las aspas de aluminio. Todos los ventiladores del proceso de Enfriamiento de Gas y Crudo son de Tiro Forzado.
- ✓ Tubos: los tubos en los enfriadores por aire por donde circula el crudo o gas tienen aletas que aumentan la transferencia de calor hacia el flujo de aire que circula forzosamente a través del banco de tubos. Las aletas son de tipo planas, diámetro 57,15 mm y oscila entre 10 y 11 aletas por cada pulgada del tubo dependiendo del tipo de enfriador.

- ✓ Cabezales: los cabezales usados en los enfriadores de EPJ-2 son del tipo tapón cuyo diseño es un recipiente con tapones en los extremos de cada tubo. Esta disposición permite el acceso a cada hueco de tubo para limpiarlo y laminarlo en caso de ser necesario.

Los módulos II y III fueron diseñados para una capacidad de 35 MMbbl/d cada uno y procesan crudo con bajo contenido de agua y sedimentos de Alta Presión (500 lpc) y Media Presión (120 lpc). Los Módulos disponen de un cabezal común alimentado por las líneas 16" A y 16" B en Alta Presión y por las líneas de 6" de Media y de 24" de Media Presión.

A continuación se presenta un resumen de todos los equipos que conforman a los módulos antes mencionados.

Tabla 3.3 Resumen de equipos (Separadores, Depuradores y Enfriadores).

MÓDULO II		
CANT.	DESCRIPCION	TIPO
2	Separador de Alta Presión (SG2-1A/B)	Horizontal
2	Separador de Media Presión (SG2-2A/B)	Horizontal
2	Separador de Baja Presión (SG2-3A/B)	Horizontal
1	Depurador de Alta Presión (D2-1)	Vertical
1	Depurador de Media Presión (D2-2)	Vertical
2 (4/6)	Enfriador de Gas	Fin-Fan Cooler
1 (10)	Enfriador de Crudo	Fin-Fan Cooler

MÓDULO III		
CANT.	DESCRIPCION	TIPO
2	Separador de Alta Presión (SG3-1A/B)	Horizontal
2	Separador de Media Presión (SG3-2A/B)	Horizontal
1	Separador de Baja Presión (SG3-3A/B)	Horizontal
1	Depurador de Alta Presión (D3-1)	Vertical
1	Depurador de Media Presión (D3-2)	Vertical
2 (4/6)	Enfriador de Gas	Fin-Fan Cooler
1 (10)	Enfriador de Crudo	Fin-Fan Cooler

Los módulos II y III tienen cuatro separadores de 500 lpc, 4 enfriadores de gas de 500 lpc y dos depuradores de 500 lpc que se encuentran fuera de servicio, pues

el fluido es separado directamente en la etapa de 120 lpc. Debido a que estos equipos están disponibles, se planteó la alternativa de usarlos a una presión menor (120 lpc).

En la figura 3.8 se muestra un esquemático de los módulos II y III actuales.

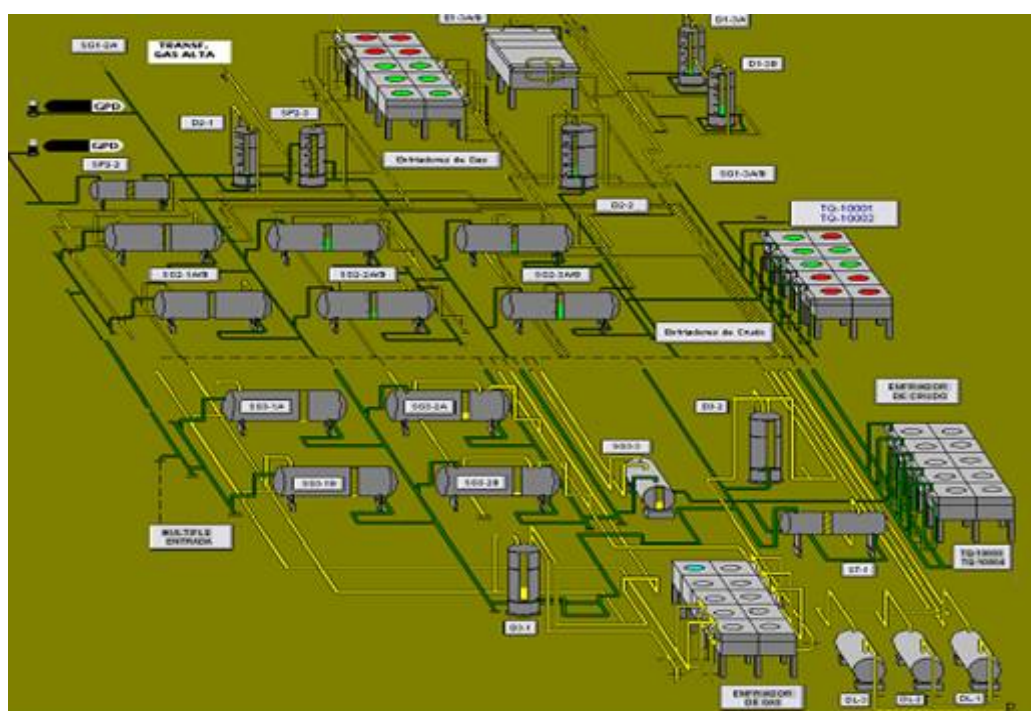


Figura 3.8 Esquemático de los Módulos II y III actuales.

3.1.3 Diagramas de tubería e instrumentación (DTI)

El diagrama de tubería e Instrumentación muestra el proceso principal con los detalles mecánicos de equipos, tuberías y válvulas, así como también los lazos de control para garantizar una operación segura en la planta. Esta información sirve de guía para llevar a cabo las actividades de ingeniería y construcción de la planta,

por lo cual su preparación requiere de un alto grado de precisión y una completa información.

3.1.4 Concentrador Operacional de Campo (CIOC)

Su propósito es el de integrar y almacenar toda la información (presión, temperatura, nivel de líquido, entre otras variables) proveniente de las instalaciones automatizadas y dejarla accesible, junto al resto de los servicios de informática, en ambiente de oficina, sin filtro alguno y en tiempo real. Provee además, un conjunto de herramientas para el análisis de la información.

3.1.5 Balance de masa en el flujo de fluidos y los estimados de producción de los módulos

Es una hoja de Excel en la cual se muestra un estimado de la producción en los módulos, la relación Gas- Petróleo (RGP) a los diferentes niveles de presión (500, 140, 40 lpc) y además muestra la distribución de las líneas que están asociadas a cada módulo.

3.1.6 Cromatografías

La información de las características del crudo y gas fue la suministrada en el informe realizado por la empresa CORE LAB “Análisis Composicional de Gas y Líquido de la Estación Principal Jusepín 2”, RFL 01302, Junio, 05 de 2004. En este informe se presentan la composición y características de las fases líquida y gas de cada uno de los separadores de producción y de cada nivel de presión (120 psi, 40 psi). En el apéndice A se presentan las cromatografías utilizadas en este estudio.

3.1.7 Isométricos

Son planos donde se refleja con exactitud la disposición de los equipos y líneas con medidas y dimensiones.

3.2 IDENTIFICACIÓN DE LAS LÍNEAS DE ALIMENTACIÓN PARA LOS EQUIPOS A REACTIVAR

3.2.1 Alineaciones por módulo

En la tabla 3.4 se muestra la distribución de las líneas a los diferentes módulos.

Tabla 3.4 Alineación de líneas por Módulos.

Alineación por Módulos						
JOM	I	II-III	IV	V	VI	VII
9/FUL-29/F	8A					
	12					
		16A	16A			
				16B		
			16C	16C		
						16D
		16E			16E	
		16F				16F
	24	24			24	24

3.2.2 Capacidad de líneas

En la tabla 3.5 se muestran las líneas provenientes del Campo el Furrial con sus respectivos caudales.

Tabla 3.5 Carga por línea.

RECORRIDO DE MF-5 @ JUSEPÍN @ 500 PSI										
LÍNEA	Qg (MMPCNPD)	Qo (BNPD)	Qw (BPD)	QL (BBPD)	RGP	Vm (P/s)	Ve (Ft/s)	ΔP	PL	ΔP/100 Ft
16" B	101.38	33033	11	33043	3069	26.110	37.989	145.08	681.78	3.4
	101.38	33033	11	33043						
RECORRIDO DE MF-5 @ JUSEPÍN @ 120 PSI										
LÍNEA	Qg (MMPCNPD)	Qo (BNPD)	Qw (BPD)	QL (BBPD)	RGP	Vm (P/s)	Ve (Ft/s)	ΔP	PL	ΔP/100 Ft
16" A	36.33	27622	6570	34191	1315.3	35.683	50.371	134.26	260.29	3.1
24"	124.7	100021	7064	107085	1246.8	40.602	48.432	135.47	261.5	3.1
16" C	47.02	39651	2591	42243	1185.7	33.720	47.494	141.01	267.04	3.3
16" E	45.11	27333	6895	34229	1650.2	32.0445	49.992	134.04	260.06	3.1
12" A	27.37	8869	13559	22428	3085.8	28.429	45.581	167.74	293.76	3.9
8"	7.93	7561	2144	9704	1048.8	16.456	37.416	150.06	276.09	3.5
16" F	28.76	33072	6561	39633	869.6	30.105	47.688	39.55	165.57	1.0
16" D	48.7	34553	5768	40321	1409.5	35.056	48.8558	129.94	255.96	3
	365.92	278682	51152	329834						
RECORRIDO DE MF-5 @ JUSEPÍN @ 50 PSI										
LÍNEA	Qg (MMPCNPD)	Qo (BNPD)	Qw (BPD)	QL (BBPD)	RGP	Vm (P/s)	Ve (Ft/s)	ΔP	PL	ΔP/100 Ft
6" M	0.46	561	1	562	818.2	5.122	67.047	8.02	59.02	0.2
	0.46	561	1.00	562						
TOTAL	467.76	312276	51164	363439						

Con la información obtenida de las tablas referidas anteriormente, se determinó que la línea 16" A es la que se encuentra alineada al módulo II y III a una presión de 120 lpc y la producción de crudo, gas y agua proveniente de esta línea se muestra en la tabla 3.5. Se realizó esto, con la finalidad de verificar si los equipos a evaluar pueden manejar esas condiciones de flujo.

3.3 DEFINICIÓN DE LAS CARACTERÍSTICAS OPERACIONALES

De los planos DTI de cada módulo se obtuvo las características de los separadores y depuradores para los diferentes niveles de presión (500 lpc, 120 lpc, 45 lpc) a fin de evaluarlos a una etapa de menor presión.

Tabla 3.6 Características operacionales de los equipos.

CARACTERÍSTICAS	SG2-1A/B	SG3-1A/B	SG2-2A	SG2-2B	SG3-2A/B	SG2-3AB	SG3-3	D2-1	D3-1	D2-2	D3-2	D1-3AB
D.I. (PULG.)	60	60	60	60	60	60	72	60	60	66	66	60
LONGITUD (PIES)	21	21	20	20	29	25	29	15	15	15	15	15
PRESION DISEÑO (PSIG)	2000	2000	160	160	160	85	85	1650	1650	250	250	250
PRESION DE OPERACIÓN (PSIG)	514.7	514.7	154.7	154.7	154.7	54.7	54.7	514.7	514.7	154.7	154.7	54.7
TEMPERATURA OPERACIÓN (°F)	180	180	170	170	170	150	150	180	180	170	170	150
DIAMETRO DE BOQUILLA ALIMENTACION (PULG)	8	8	10	10	10	8	12	8	8	12	12	12
DIAMETRO DE BOQUILLA GAS (PULG)	8	8	8	8	8	6	6	8	10	12	12	12
DIAMETRO DE BOQUILLA LIQUIDO (PULG)	6	6	6	4	8	8	10	6	6	2	2	2

Con la finalidad de garantizar el buen funcionamiento de los equipos de separación y depuración, es necesario que estos se encuentren en su nivel de operación bajo especificación.

El nivel de líquido en los separadores de alta con un diámetro de 60 pulgadas y 21 pie de longitud, debe estar entre 20 y 29 pulgadas, como se muestra en la figura 3.9; para asegurar que el estabilizador de líquido, eliminador de espuma y los baffles cumplan con su función.

El nivel de operación de líquido en los depuradores de alta con un diámetro de 60 pulgadas y 15 pie de longitud, no debe disminuir de 2 pies, con el objetivo de evitar que el gas entre por la parte inferior de los dos tubos de drenaje (3" c/u) y arrastre el líquido que se forma en el eliminador de neblina (ver figura 3.10).

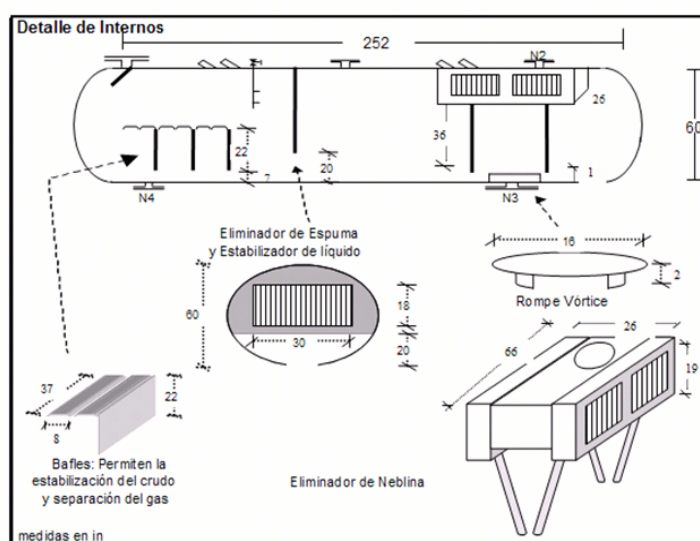


Figura 3.9 Esquema de los internos de los Separadores

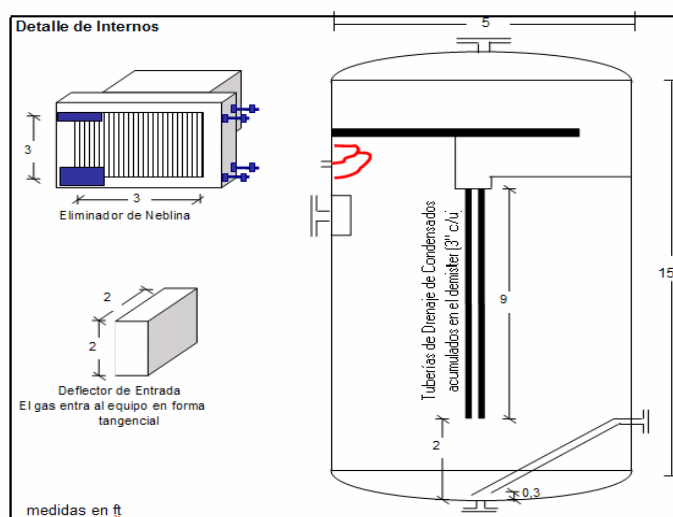


Figura 3.10 Esquema de los internos de los Depuradores.

La recolección de las especificaciones técnicas de los enfriadores de gas y crudo del módulo II y III se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 3.7 Características de los enfriadores.

CARACTERÍSTICAS	Enfriador de Gas Mod. II	Enfriador de Gas Mod. III	Enfriador de Crudo Mod. II y III
DIÁMETRO DE LOS TUBOS (PULG)	1	1	1 1/4
ESPESOR DEL TUBO (PULG)	0.065	0.065	0.0625
Nº DE TUBOS/HAZ DE TUBO	246	246	434
PITCH (PULG)	2 1/4	2 1/4	2 1/4
Nº DE PASOS	2	2	4
Nº DE FILAS	5	5	5
TAMAÑO/BAHIA (FT)	18 L x 14 Ancho	18 L x 17 Ancho	18 L x 17.9 Ancho
Nº DE BAHIAS (BAYS)	2	2	10
LONGITUD DE LOS TUBOS (FT)	18	18	18
HACES EN PARALELO	1	1	1
HACES EN SERIE	1	1	1
Nº DE FILAS	5	5	5
Nº BOQUILLAS DE ENTRADA/ DIÁMETRO (PULG)	2 -6	2 -6	1 -6
Nº BOQUILLAS DE SALIDA/ DIÁMETRO (PULG)	2 -6	2 -6	1 -6
Nº DE VENTILADORES POR UNIDAD	2	2	2
POTENCIA/VENTILADOR (HP)	15	15	20
DIÁMETRO VENTILADOR (FT)	7	7	7
DIÁMETRO DE ALETAS (PULG)	2 1/4	2 1/4	2 1/4
Nº DE ALETAS/PULG	10	10	10
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO TUBOS (FT ² *HR*º F/ BTU)	0.001	0.001	0.001
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO AIRE (FT ² *HR*º F/ BTU)	0.002	0.002	0.002
PRESION DISEÑO (PSIG)	514.7	514.7	50
PRESION DE OPERACIÓN (PSIG)	154.7	54.7	40
DELTA P PERMITIDO (PSI)	5	5	10
ALTITUD (FT)	770	770	770
TEMPERATURA AMBIENTE (º F)	95	95	95
CAUDAL DE DISEÑO (MLBS/HR)	62.1	62.1	656562

La evaluación de los equipos se realizó en base a la norma MDP-03-S-03 y la guía de Ingeniería PDVSA 90616.1.027 Separadores Líquido – Vapor. Las ecuaciones que se usaron se presentan en el apéndice C.

3.3.1 Evaluación de Capacidad (liquido/gas) de Separadores

Los datos de entrada requeridos para evaluar estos equipos se pueden apreciar en la figura 3.11. Para el caso en estudio se consideró un diámetro de partícula de 250 micrones.

El tiempo de retención estimado es de 2 minutos, ya que el fluido que llega a los separadores es de 27 °API.

Los equipos se evaluaron para una relación gas- liquido de 1200 (RGP=1200 PCND/BND).

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin, Complejo Jusepin II	O.K
EQUIPO	Separador de Alta Presión	
SERVICIO		
TAG	SG3-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACIÓN GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		1,029
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCND)		17,50
PESO MOLECULAR DEL GAS		22,25
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL GAS		0,78
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		17,000
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		17,000
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		500
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		514,70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		2,000
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		180
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		1,71
DENSIDAD DEL CRUDO @ TYP (lb/pie3)		50,97
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62,30
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ TYP		0,82
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0,89
GRAVEDAD API		27,00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		2,14
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LÍQUIDO (min)		2,00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55,62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0,42

Figura 3.11 Datos necesarios para evaluar Separadores

Se hace una sensibilidad con los caudales de líquido y gas hasta que dichos valores se ajusten a las especificaciones señalados en las normas de PDVSA.

La capacidad de líquido y gas se ve afectada por el diámetro de boquillas que posea el equipo, ya que ocasionan restricción para manejar un determinado volumen de fluidos.

Se realizó este cálculo con el propósito de evaluar el separador verificando tanto las capacidades (líquido, gas) como las boquillas, asegurando de esta manera que las velocidades en las boquillas se encuentren dentro de los rangos permisibles, y así garantizar el buen funcionamiento de los internos del equipo.

3.3.2 Evaluación de Capacidad (gas) de Depuradores

En la figura 3.12 se muestra los datos que se requieren para evaluar los depuradores. Para el caso en estudio se consideró un diámetro de partícula de 140 micrones.

El tiempo de retención para el líquido en los depuradores debe ser de 1 minuto.

HOJA DE CÁLCULO PARA LA EVALUACIÓN DE DEPURADORES DE GAS- VERTICALES		
PROYECTO:		
EQUIPO:	DEP DE GAS DE ALTA A MEDIA	
DATOS		
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCED)		39.00
PESO MOLECULAR DEL GAS		23.61
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS (Z)		0.815
CAUDAL DE CRUDO PERMITIDO POR ARRASTRE(BPD), NORMA PDVSA MDP-03-S-03		405
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0.00
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		134.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		1,650.00
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°F)		170.0
DENSIDAD DEL GAS (lb/pie3)		0.5773
DENSIDAD DEL CRUDO @ T y P (lb/pie3)		53.30
DENSIDAD DEL AGUA @ cond estandar (lb/pie3)		62.20
DENSIDAD DEL AGUA @ T y P (lb/pie3)		62.11
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ cond estandar		0.8927
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ T y P		0.8581
DENSIDAD DEL CRUDO @ cond estandar (lb/pie3)		55.53
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ cond estandar		27.0
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ T y P		27.0
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		1.00
VEL DEL GAS A LA SALI(piestseg); NORMA PDVSA-90616.1027		78.97
VELOCIDAD DEL LÍQUIDO A LA SALIDA (piestseg); 3.28<VI <8		4.00
ESPESOR DEL DEMISTER (pies)		1.00
FACTOR K		0.35
DIÁMETRO DE PARTICULA DE LÍQUIDO 140 micrones (pies)		0.00049213
VISCOSIDAD DEL GAS (cp)		0.0125

Figura 3.12 Datos requeridos para evaluar Depuradores

Al igual que en los separadores, se puede modificar el caudal de gas hasta obtener el depurador que se requiere. Para la evaluación de las boquillas, se procede de la misma manera que los separadores.

3.3.3 Evaluación de Enfriadores

Para la determinación de la composición química y las propiedades físicas del caudal del gas y crudo que circula por cada uno de los enfriadores, fue necesario emplear un programa que permitió evaluar las condiciones del campo, y para ello se seleccionó el simulador de procesos HYSYSTM, en su versión 2.2, para representar el proceso de producción que se lleva a cabo en los módulos II y III (ver apéndice M). A continuación se presenta una tabla con los resultados generados por el simulador, los cuales van a ser utilizados para evaluar los equipos.

Se incorporó en el proceso el caudal proveniente del modulo I, ya que el crudo de este se envía a los enfriadores del módulo II y III.

Tabla 3.8 Valores obtenidos por el Simulador.

CARACTERÍSTICAS DEL FLUIDO	Enfriador de Gas Mod II	Enfriador de Gas Mod. III	Enfriador de Crudo Mod. II y III
TEMPERATURA DE ENTRADA (°F)	172	167	175
TEMPERATURA DE SALIDA (°F)	110	110	140
FLUJO MÁSSICO DE ENTRADA (LB/HR)	18573	3336.5	147100
CARGA CALÓRICA (BTU/HR)	1.13E+06	2.74E+05	1698000
VISCOSIDAD (Cp) @ Tentrada	0.01288	0.011967	0.959
VISCOSIDAD (Cp) @ Tsalida	0.01181	0.01114	1.092
DENSIDAD (LBM/PIE3)	0.58068	0.24465	51.34
CALOR ESPECÍFICO PROMEDIO (BTU/lbm* °F)	0.50876	0.48325	0.6992
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA PROMEDIO (BTU/hr*ft* °F)	0.020315	0.01778	0.07136

El diseño de los enfriadores por aire, esta basado en la norma internacional de fabricación GPSA, la cual requiere del conocimiento de la composición fisico-química del hidrocarburo que se desea utilizar (la cual se obtuvo de la simulación con HYSYSTM) y de las especificaciones técnicas del enfriador que se quiere instalar o se encuentra instalado (ver tabla 3.7). En este trabajo se realizó este cálculo con el objeto de verificar si los enfriadores de gas y crudo puedan manejar el fluido que se obtiene en las diferentes etapas de presión del proceso.

Es importante resaltar, que los valores obtenidos por esta norma se realizan para un solo enfriador. Debido a que existen dos enfriadores de gas en alta presión por cada módulo y diez enfriadores de crudo para los módulos (I, II, III), es preciso que los valores obtenidos por el simulador (carga calórica y el flujo másico del fluido) se dividan entre el número de enfriadores que se tienen; y poder así evaluar los enfriadores con estos valores. En la figura 3.13, se muestra los datos de entrada que se requieren para evaluar los enfriadores.

Datos Necesarios para el diseño del aerofriador

Propiedad	Símbolo	Unidades	Valor
Temperatura del gas baja caliente	T1	°F	167.5
Temperatura del gas baja frío	T2	°F	100
Flujo Másico de gas	Wt	lb/h	6.88E+04
Carga Calórica	Q	Btu/h	4.27E+06
Coefficiente de Conductividad	k	Btu/h*pie*°F	0.0202
Calor específico	Cp	Btu/lb*°F	0.5066
Viscosidad @ 167.5°F	u1	cP	1.28E-02
@ 100°F	u2	cP	1.16E-02
promedio	u	cP	0.012
Densidad	p	lb/pie ³	0.5372
Delta P permitido	Del P	psi	5
Temperatura ambiente	t1	°F	81.1
Altitud	h	pie	269
Factor de ensuciamiento tubos	Rft	pie ² *h*°F/Btu	0.001
Factor de ensuciamiento aire	Rfa	pie ² *h*°F/Btu	0.002

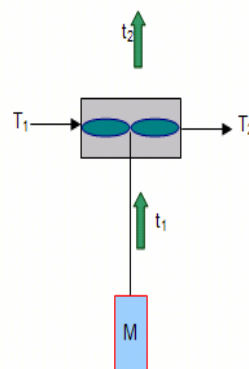


Figura 3.13 Datos requeridos para evaluar Enfriadores.

La evaluación de los enfriadores se realizó a través de ecuaciones y figuras que se encuentran en el apéndice D. Los cálculos realizados por la norma GPSA se hacen de una manera iterativa, en la cual hay valores como el número de pasos, longitud de los tubos, número de filas; que se tienen que asumir y modificar hasta lograr que el coeficiente global de transferencia de calor que se asume al inicio de los cálculos sea igual al que se calcula durante toda la evaluación. Luego, se procede a calcular otros parámetros después de la iteración con el coeficiente de transferencia de calor obtenido.

Como el coeficiente de transferencia de calor es función del diseño y de las velocidades de ensuciamiento, es fundamental que los valores que se utilizan en el diseño tomen en cuenta las resistencias que se esperan durante la operación normal del equipo y un tiempo de servicio razonable entre los períodos de limpieza, de manera que no se produzca una desactivación o mal funcionamiento de los enfriadores.

3.4 GENERACIÓN DE PROPUESTAS Y REDISTRIBUCIÓN DE LAS CONEXIONES EN LOS MÓDULOS II Y III PARA INCREMENTAR LA CAPACIDAD DE SEPARACIÓN GAS/LÍQUIDO DE LA ESTACIÓN

Con la finalidad de incrementar la capacidad de separación, se realizaron cinco (5) propuestas. Es importante resaltar que la realización de los trabajos de interconexión con las líneas existentes se debe minimizar el paro del proceso.

A continuación se explicaran a detalle cada una de las propuestas planteadas, con sus ventajas y desventajas.

3.4.1 Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc

Esta alternativa comprende la realización de los siguientes trabajos:

- ✓ Como el crudo proveniente de los separadores de alta operando a media, no pueden ingresar al cabezal de media presión, se tiene que desviar la producción a una etapa de baja presión, esto se realiza obturando las líneas que se dirigen al cabezal de media y enviando el crudo a un cabezal de baja presión.
- ✓ Interconexión del cabezal de gas de alta presión con el cabezal de media presión hacia Planta Compresora, de manera que el gas proveniente de los depuradores operando a media presión se envíen a dichas plantas.

En la figura 3.14 se muestra un esquemático de la propuesta.

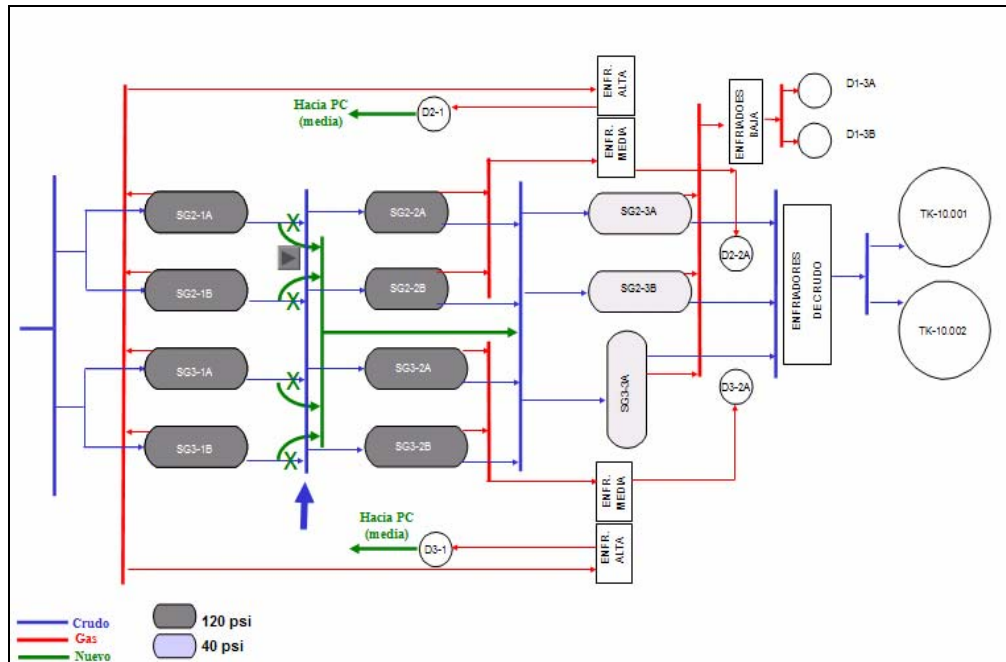


Figura 3.14 Propuesta 1.

Ventajas

- ✓ Rapidez de construcción y lenta requisición de equipos mayores.
- ✓ Muy bajo costo.
- ✓ Involucra menos modificaciones y menor cantidad de material para realizar los trabajos.
- ✓ El arreglo a la entrada de los separadores de media y de baja es totalmente simétrico. Este arreglo permite una mejor distribución de flujo hacia los separadores.
- ✓ No existen problemas de limitación de espacio ni cruce con otras tuberías que puedan interfieran con la nueva interconexión.

Desventajas

- ✓ Los separadores de baja no manejan el crudo proveniente de los 8 equipos operando a media.

3.4.2 4 Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc y 2 Separadores del Módulo III de 140 lpc operando a 40 lpc

El alcance los trabajos mecánicos requeridos serán los siguientes:

- ✓ Interconexión de la salida de crudo del separador de alta operando en media SG2-1A/B con el cabezal de baja presión. Adicionalmente, se posee una válvula en el cabezal de media presión para independizar la alimentación a los módulos II y III que operan en media presión.
- ✓ Interconexión del cabezal de gas de alta presión con el cabezal de media presión hacia Planta Compresora, de manera que el gas proveniente de los depuradores se envíen a dichas plantas.
- ✓ Interconexión de la salida de crudo del separador de media operando en baja SG3-2A/B con la salida del separador de baja del módulo III (SG3-3).
- ✓ El gas proveniente de los depuradores se enviara al cabezal de baja presión hacia plantas compresoras, en este caso se tendría que realizar otra interconexión para que el gas se envíe a las mismas.
- ✓ Interconexión de la salida de condensados del depurador de media operando a baja D3-2 con la salida del separador SG3-3.
- ✓ El gas de alivio de estos equipos tendrá que dirigirse a los despojadores de liquido de baja presión, por lo tanto se debe realizar una interconexión a el cabezal de gas de venteo de baja presión.

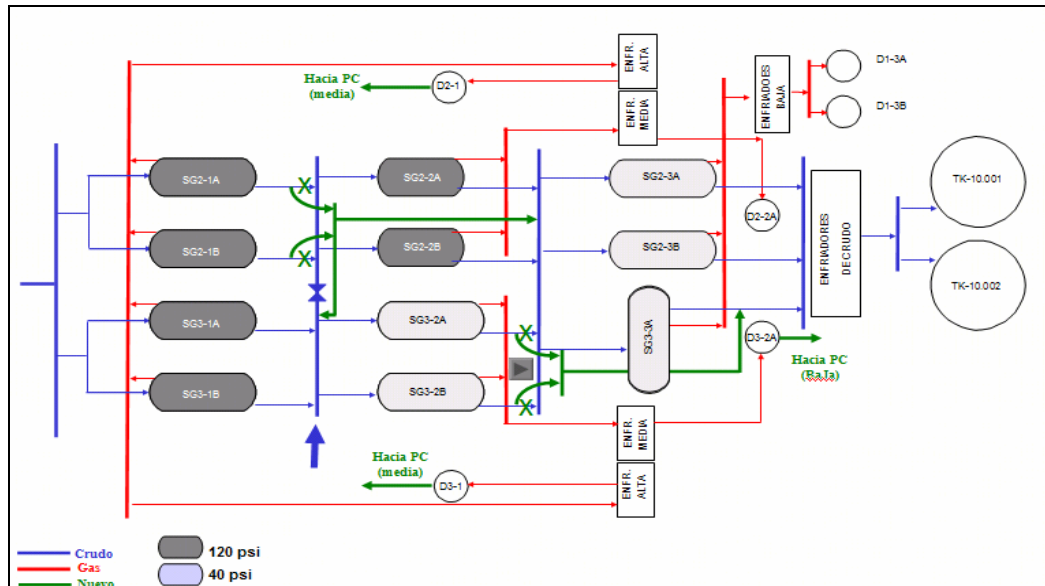


Figura 3.15 Propuesta 2.

Ventajas

- ✓ Se pueden aprovechar las tuberías existentes para el suministro de crudo.
- ✓ Sólo se requiere de un paro parcial del módulo.

Desventajas

- ✓ El espacio es limitado para las conexiones a realizar.
- ✓ Aún con esta opción no se garantiza una distribución uniforme de flujo en el cabezal de baja presión de crudo.

3.4.3 4 Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc y 2 Separadores del Módulo II de 140 lpc operando a 40 lpc

El alcance los trabajos mecánicos requeridos serán los siguientes:

- ✓ Interconexión de la salida de crudo del separador de alta operando en media SG3-1A/B con el cabezal de baja presión. Adicionalmente, se posee una válvula en el cabezal de media presión para independizar la alimentación a los módulos II y III que operan en media presión.
- ✓ Interconexión del cabezal de gas de alta presión con el cabezal de media presión hacia Planta Compresora, de manera que el gas proveniente de los depuradores se envíen a dichas plantas.
- ✓ Interconexión de la salida de crudo del separador de media operando en baja SG2-2A/B con la salida del separador de baja del módulo III (SG2-3A/B).
- ✓ El gas proveniente de los depuradores se enviara al cabezal de baja presión hacia plantas compresoras, en este caso se tendría que realizar otra interconexión para que el gas se envíe a las mismas.
- ✓ Interconexión de la salida de condensados del depurador de media operando a baja D2-2 con la salida del separador SG2-3A.
- ✓ El gas de alivio de estos equipos tendrá que dirigirse a los despojadores de liquido de baja presión, por lo tanto se debe realizar una interconexión a el cabezal de gas de venteo de baja presión.

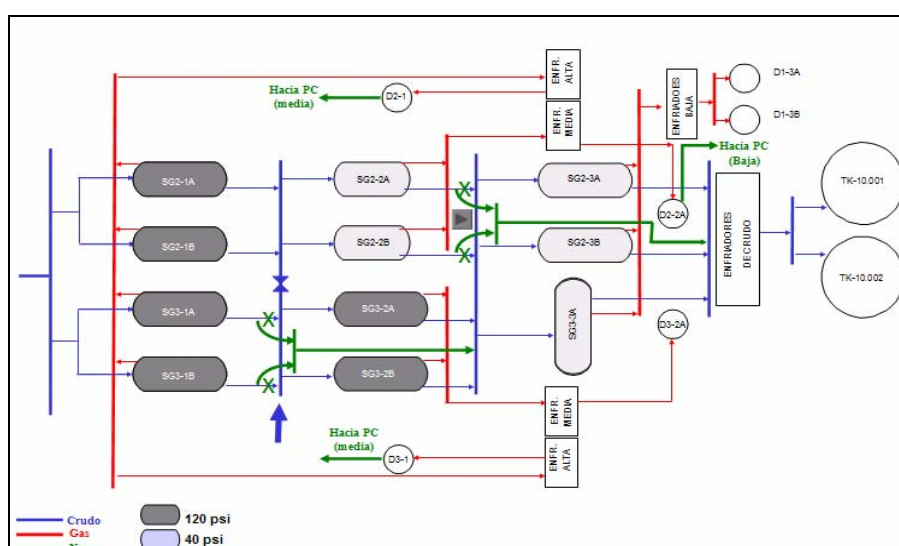


Figura 3.16 Propuesta 3.

Ventajas

- ✓ Involucra menos modificaciones y menor cantidad de material para realizar los trabajos.

Desventajas

- ✓ Con esta opción no se garantiza una distribución uniforme de flujo en el cabezal de baja presión de crudo.

3.4.4 2 Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc y 2 Separadores de 500 lpc operando a 40 lpc

Para colocar en funcionamiento estos equipos a las nuevas presiones de operación, se requiere realizar interconexiones de forma tal que se alimente la producción de media presión y baja presión en los equipos correspondientes.

El alcance los trabajos mecánicos requeridos serán los siguientes:

- ✓ La salida de crudo de los separadores de alta operando a media (SG2-1A/B) se conectará con el cabezal de 16”A de alimentación de los módulos II y III. Adicionalmente, se colocará una válvula para independizar la alimentación a los módulos.
- ✓ La alimentación de los separadores operando a baja será la proveniente de los separadores de alta operando a media.
- ✓ Interconexión de la salida de crudo de los separadores de alta operando a baja SG3-1A/B con la salida del separador de baja del módulo III (SG3-3A).
- ✓ Interconexión del cabezal de gas de alta presión con el cabezal de media presión hacia Planta Compresora.

- ✓ Interconexión de la salida de gas del depurador D3-1 con la salida de gas de baja presión hacia Planta Compresora.
- ✓ Interconexión de la salida de condensados del depurador D3-1 con la salida del separador SG3-3.
- ✓ La línea de alivio de los separadores poseen un cabezal en común, por lo cual se debe realizar una interconexión de la salida de gas de venteo de los separadores de alta operando a baja SG3-1A/B con el cabezal de gas de venteo de baja presión.

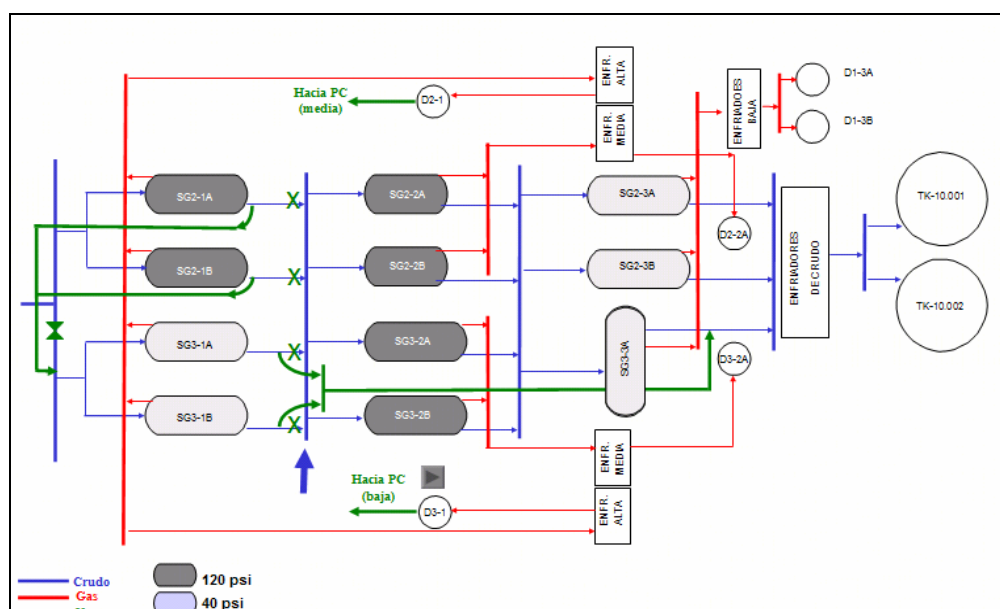


Figura 3.17 Propuesta 4.

Ventajas

- ✓ El arreglo a la entrada de los separadores de media y de baja es simétrico.
- ✓ Este arreglo permite una mejor distribución de flujo hacia los separadores.

Desventajas

- ✓ El espacio es limitado para las conexiones a realizar.
- ✓ El tiempo de construcción es extenso.

3.4.5 4 Separadores de 500 lpc operando a 140 lpc y 1 Nuevo Separador de 40 lpc y Enfriadores de Crudo.

El alcance los trabajos mecánicos requeridos serán los siguientes:

- ✓ La salida de crudo de los separadores de alta operando a media (SG2-1A/B y SG3-1A/B) se conectara a un cabezal de baja presión, y luego el crudo se envía al nuevo separador.
- ✓ Interconexión del cabezal de gas de alta presión con el cabezal de media presión hacia Planta Compresora, de manera que el gas proveniente de los depuradores operando a media presión se envíen a dichas plantas.
- ✓ La salida de crudo del nuevo separador de baja presión se conectara a la salida de los enfriadores de crudo del módulo II y III.
- ✓ Interconexión de la salida de gas del nuevo separador a los enfriadores de gas del módulo I.

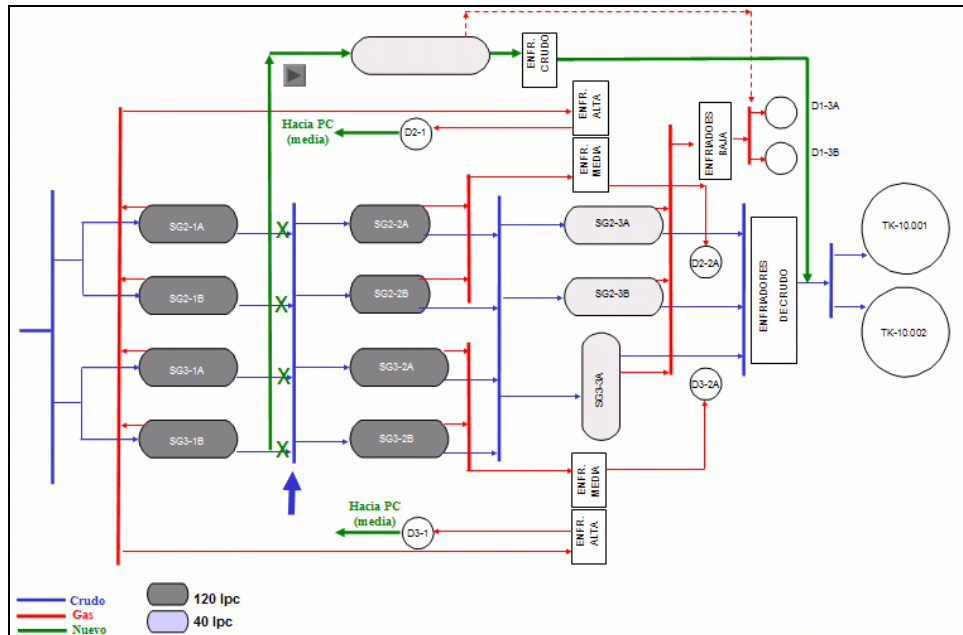


Figura 3.18 Propuesta 5.

Ventajas

- ✓ El arreglo a la entrada de los separadores de media es totalmente simétrico. Este arreglo permite una mejor distribución de flujo hacia los separadores.
- ✓ No existen problemas de limitación de espacio ni cruce con otras tuberías que puedan interfieren con la nueva interconexión.

Desventajas

- ✓ Requiere mayor área para su instalación. El arreglo de tuberías involucra mayor cantidad de tuberías, válvulas y accesorios.
- ✓ Debe realizarse toda la infraestructura necesaria para la instalación del nuevo separador y enfriador.

- ✓ Los trabajos de limpieza, corte, biselado, presentación, alineación, soldadura y montaje involucran una mayor cantidad de esfuerzo y recursos.
- ✓ Tiempo de construcción extenso y lenta requisición de equipos mayores.
- ✓ Alto costo.

3.5 FACTORES DE EVALUACIÓN PARA LAS PROPUESTAS

Para la evaluación de las propuestas se analizarán una serie de parámetros con la finalidad de establecer cual de las opciones cubre los requerimientos operacionales.

En caso de resultar técnicamente viables dos o más de las opciones planteadas, se compararan con la inversión inicial y resultará favorecida la opción más económica.

A continuación se señala la metodología para realizar la evaluación de las cinco (5) opciones planteadas anteriormente y se define los factores de evaluación en base a los aspectos más resaltantes.

3.5.1 Beneficio (Incremento en Capacidad)

En este factor se evalúan los beneficios generados en la evaluación de capacidad de los separadores para cada una de las propuestas a los diferentes niveles de presión (140 lpc, 40 lpc).

3.5.2 Flexibilidad Operacional

Este factor se refiere básicamente al rango de flexibilidad que va a tener el sistema una vez instalado, en lo que se refiere a la variación de la composición de alimentación de los separadores así como también el incremento o disminución del volumen de gas y líquido manejados, entre otros.

3.5.3 Infraestructura

Este factor es función de las interconexiones y/o arreglos a realizar.

3.5.4 Puesta en marcha y tiempo requerido de construcción (Impacto Operacional)

Este factor es muy importante ya que representa dentro del presupuesto de un proyecto la etapa de mayor costo e impacto operacional, en esta fase hay que tomar en consideración, el tiempo de parada de la instalación, así como las estrategias desde el punto de vista de instalación, requeridas para llevar a cabo la construcción y puesta en marcha de los nuevos equipos, conservando al máximo las medidas de seguridad y minimizando los retrasos en el tiempo de ejecución de la obra.

3.5.5 Espacio físico

La alternativa de diseñar separadores horizontales convencionales, involucra infraestructura civil y arreglos de tubería similares a la de los módulos de procesamiento existentes, se incrementa aún más esta infraestructura desde el

punto de vista de espacio físico requerido, por lo tanto la cantidad de tubería lineal y accesorios también incrementa.

3.6 SIMULACIÓN

La simulación de procesos se ha convertido en los últimos años en una pieza fundamental para el diseño, evaluación y optimización de los diferentes procesos ya existentes o en diseño encontrados en las industrias del petróleo, química y gas natural, desde su producción hasta su comercialización. La existencia en el mercado de una gran variedad de paquetes de computación para la simulación de procesos, cada vez con mayor capacidad para simular cualquier tipo de proceso, por más complejo que sea y con interfaz usuario-simulador más amigable, permite al ingeniero de procesos incorporar estas herramientas de cálculos en su trabajo cotidiano, dándole así un uso imprescindible y frecuente en su área que redundará en mejoramiento de su productividad y tiempo de respuesta.

La simulación de procesos de crudo/gas es una técnica que permite predecir en forma rápida y confiable el comportamiento de un proceso, a partir de una representación matemática y realista del mismo, mediante ecuaciones de estado, modelos matemáticos y ecuaciones de diseño para cada operación, prediciendo las propiedades y el comportamiento de las corrientes involucradas en un proceso determinado.

Para la industria, en general, esta herramienta representa un avance significativo porque permite simular un proceso en estado estático y/o estado dinámico y logra evaluar, basándose en cambios de las condiciones de operación y el comportamiento de estos procesos.

Las tuberías deben ser diseñadas para proporcionar seguridad y confiabilidad durante la operación normal de la planta. El arreglo de tuberías deberá ser ejecutado de tal manera de proporcionar uniformidad, menor impacto sobre la

infraestructura existente, vías de acceso libres y fácil acceso para los trabajos de mantenimiento de conexiones, válvulas y accesorios sobre la línea.

Las condiciones de diseño de la tubería, incluyendo temperatura y presión, deben estar de acuerdo con los requerimientos de las normas ANSI B31.3, ANSI B31.4, ANSI B31.8 (el que aplique de acuerdo al servicio y ubicación de la línea).

El diseño de líneas para líquido y gas, se realizó únicamente a la propuesta seleccionada de acuerdo a los parámetros de evaluación establecidos en el punto anterior. El diseño se realizó en función de: mantener una distribución simétrica de caudal en cada uno de los separadores de media y baja presión, mantener una presión de operación (120 lpc ,45 lpc) en cada uno de los separadores (media, baja presión), que la velocidad de la tubería sea menor que la velocidad permisible (la velocidad erosional del fluido) y que la caída de presión se encuentre entre los rangos permitidos. Para ello se realizó lo siguiente:

3.6.1 Evaluación de espesores de tuberías

La evaluación de los espesores requeridos de acuerdo a la presión que debe soportar la tubería se realizó con el programa PROFACING.

El espesor mínimo requerido por presión interna en la tubería se calculo con el programa Profacing, el cual utiliza la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P * d}{2 * (SE + YP)} \quad (\text{Ecuación 3.1})$$

Donde:

t : espesor requerido por presión interna [pulg].

P: presión de diseño [lpc].

d: diámetro externo [pulg].

S: esfuerzo admisible [lpc].

E: calidad de la junta longitudinal.

Y: factor del material.

3.6.2 Propiedades físicos químicas

Para determinar las propiedades físico- química de cada una de las corrientes del proceso se utilizó el programa HYSYS, que es una herramienta para la simulación de procesos de ingeniería relacionados con la industria química, petrolera y de gas natural en donde se modelan procesos estacionarios de calor y balance de masa. Para mayor detalle del programa ver apéndice E.

3.6.3 Diseño de líneas

El diseño de las líneas de los módulos II y III se realizó con el simulador PIPEPHASETM 8.2. Para mayor información del programa ver apéndice E.

Se utilizó este simulador para obtener las presiones, velocidades e hidráulica a través del sistema de tuberías. Para realizar las simulaciones se determinaron las presiones con que llegan las corrientes a la estación, las longitudes de las tuberías a través de los isométricos (ver apéndice G) de la propuesta seleccionada, los diámetros posibles para la evaluación, ensanchamientos y estrangulaciones en cada recorrido.

Para la simulación en Pipephase se debe definir el tipo de simulación, en nuestro estudio se consideró el empleado para cálculos de redes de tuberías y como tipo de fluido se escogió Petróleo Negro (Black oil). Se introdujeron las propiedades de cada fluido las cuales se obtienen de las cromatografías que se encuentran en el apéndice A.

Luego, se procedió a realizar el diagrama para cada una de las líneas a diseñar, en donde se identifican las tuberías y los puntos de salida y llegada, para ello se colocaron los puntos de origen (iconos azules), de llegada (iconos amarillos). Para representar las divisiones o uniones de corrientes se utilizaron los nodos, estos se unen a través de enlaces (líneas azules que representan las tuberías dentro de la estación).

Para los iconos de llegada se introdujeron los datos de presión, temperatura y flujo. Se fijó una condición y estimó la otra; es importante que el número de variables estimadas sea igual al número de variables fijas, de otra manera el simulador no podrá resolver el problema. Para las simulaciones realizadas se fijó el caudal de alimentación de acuerdo a la evaluación de capacidades de los separadores y se estimó la presión de entrada a los mismos.

De igual manera se procedió a introducir los datos en los iconos de llegada, pero en este caso sólo se proporcionaron las condiciones de presión y flujo, como en el caso anterior se debe fijar una y estimar la otra, en todos los casos en estudio se fijó la presión de llegada y se estimó el caudal.

En el caso de las líneas de unión, se despliega una ventana en donde aparecen todos los posibles accesorios para el tramo de la tubería y los datos requeridos para cada uno de los accesorios (longitud, diámetros, elevación, schedule obtenido de la evaluación de espesores y presión de entrada para las válvulas). En los isométricos que se muestran en el apéndice G se puede observar con mayor detalle los datos de los accesorios utilizados en las simulaciones.

Una vez que se introducen los datos se corre la simulación obteniendo un reporte con todos los resultados: caídas de presión, velocidades en cada tramo, tasas volumétricas (gas, crudo, agua), tanto en los nodos como en las tuberías. Estos resultados se muestran en el apéndice H.

Se realizaron simulaciones para las líneas que se presentan a continuación:

- ✓ La salida de crudo de los separadores de alta operando en media (SG2-1A/B) que se conectara con el cabezal de 16" A de alimentación de los módulos II y III y la interconexión de la salida de crudo de los separadores de alta operando a baja SG3-1A/B con la salida del separador de baja del módulo III (SG3-3A). Para diseñar estas líneas bifásicas (líquido/gas) se utilizó la correlación Beggs & Brill. En la figura 3.19 se muestra el diagrama realizado.

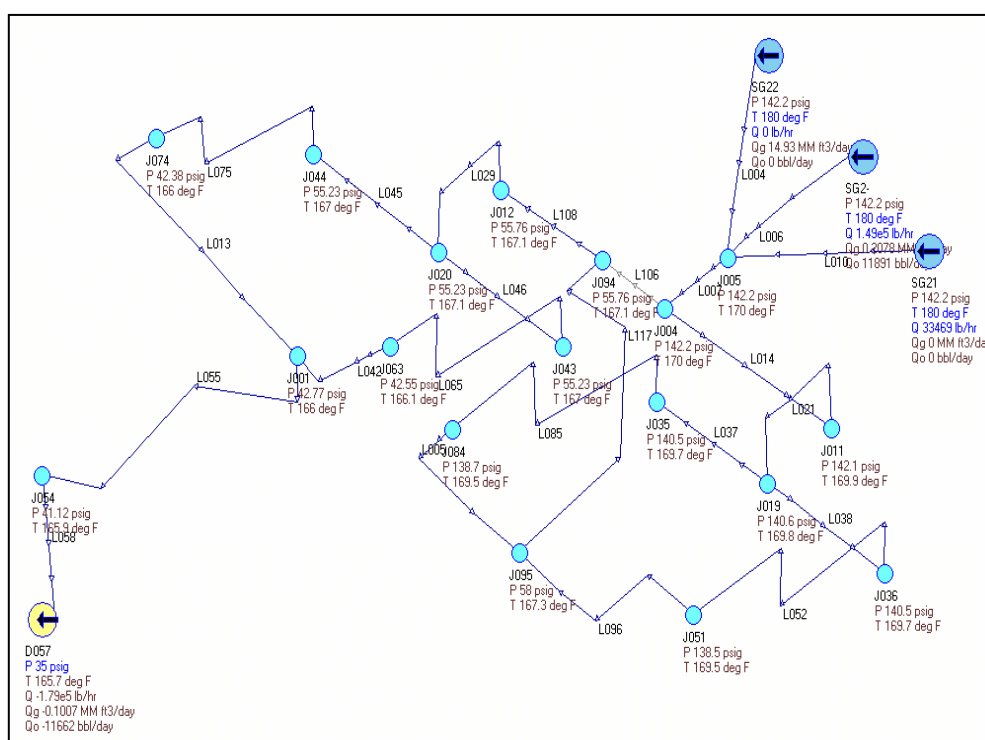


Figura 3.19 Simulación para líneas de crudo/gas.

- ✓ Interconexión de la salida de gas del depurador D3-1 con la salida de gas de baja presión hacia Planta Compresora. Para diseñar estas líneas de gas se utilizó la correlación de Weymouth, la cual es recomendada para diámetros

y/o longitud de tuberías cortas. En la figura 3.20 se presenta el diagrama realizado.

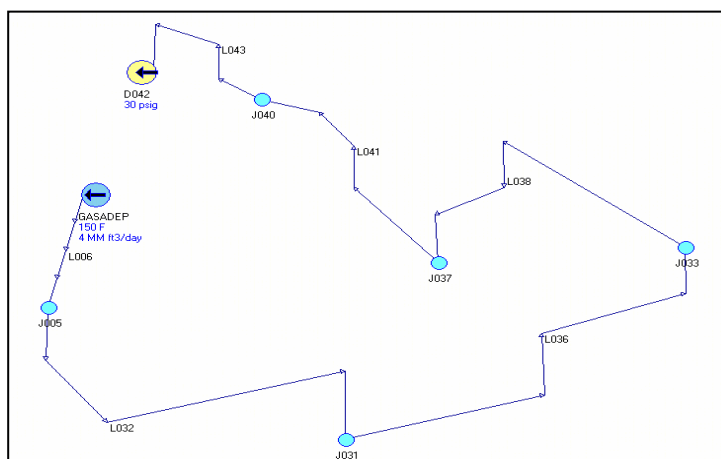


Figura 3.20 Simulación para línea de gas hacia PCJ.

- ✓ Interconexión de la salida de gas de venteo de los separadores de alta operando a baja SG3-1A/B con el cabezal de gas de venteo de baja presión. Para diseñar estas líneas de gas se utilizó la correlación de Weymouth. En la figura 3.21 se puede ver el diagrama realizado.

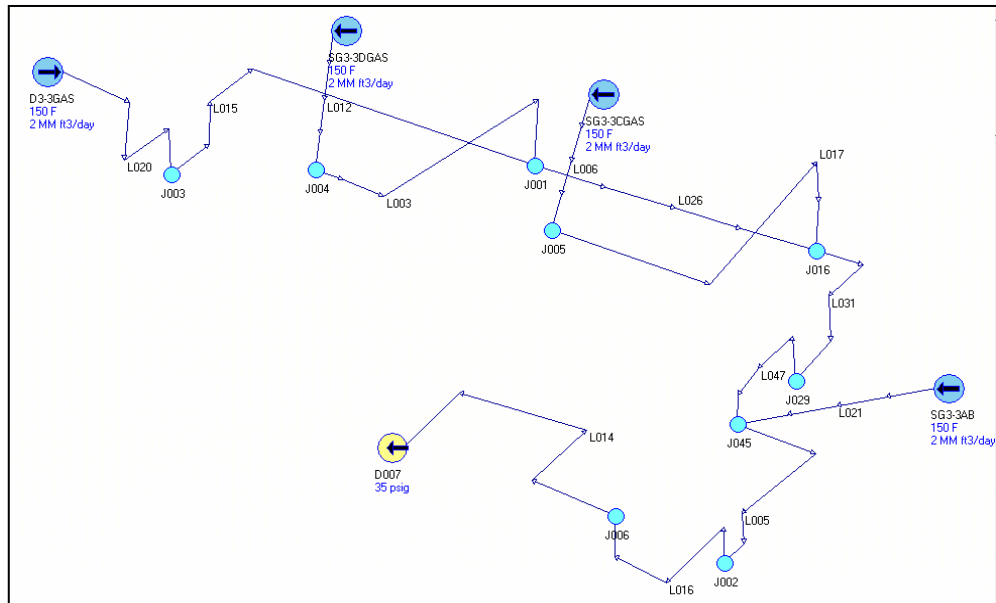


Figura 3.21 Simulación para línea de gas de venteo.

Con el objeto de determinar el diámetro que se requiere para las tuberías ha ser instaladas, se realizaron sensibilidades para diferentes diámetro para determinar cual generaba las menores caídas de presión y velocidades menores a las velocidades erosionales.

3.7 EVALUACIÓN ECONÓMICA

En este trabajo no se realizó una evaluación económica sino una estimación de costos, debido a que al realizar una evaluación económica se hace necesario evaluar algunos factores de manera minuciosa para cada una de las propuestas planteadas, por lo que el trabajo sería extenso, entonces se optó por realizar una estimación de costos a la propuesta seleccionada.

3.7.1 Estimación de Costos

El estimado se realizó con base a valor constante para septiembre del 2005, además se consideraron las siguientes premisas:

- ✓ Tipo de estimación: Clase V
- ✓ Se consideraran jornadas de trabajo de 10 horas de lunes a viernes.
- ✓ Los costos se estimaron utilizando el Manual para la Elaboración de Estimación de Costos, de acuerdo a la base de datos del Departamento de Estimación de Costos.

Entre los parámetros considerados en la estimación se encuentran:

- ✓ El cálculo de la Gestión se estimó una tarifa promedio de 42.000Bs/horas hombres previendo que sea mixta, es decir, personal propio (PDVSA) y contratados.
- ✓ Para las horas de Construcción se estimó una tarifa de 45.000Bs/horas hombres.

3.7.2 Procedimiento para la Estimación de Costos.

El procedimiento llevado se muestra a continuación:

- ✓ Determinación de los costos por concepto de compra de materiales y equipos necesarios.
- ✓ Determinación de los costos generados en la fase de implantación de la nueva infraestructura propuesta.
- ✓ Cálculos de los costos que genera la realización de la ingeniería de básica y detalle, las gestiones necesarias para la licitación de los materiales y equipo.

CAPITULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

4.1 Resultados obtenidos de la evaluación de separadores, depuradores y enfriadores

Con el propósito de verificar la posibilidad de que los separadores, depuradores y enfriadores de alta presión (500 lpc) pudieran operar con los fluidos provenientes de las líneas de 120 lpc, se realizaron los estudios de capacidad de líquido y gas a cada uno de los separadores, capacidad de gas para los depuradores, manejo del caudal de gas para los enfriadores de gas y manejo de líquido para los enfriadores de crudo. A continuación se muestran los resultados obtenidos:

4.1.1 Separadores

Tabla 4.1 Resultados de Capacidad de Líquido y Gas en los Separadores.

PRESION OPERACIÓN (Lpcm)	CAPACIDAD	SEPARADORES	
		SG2-1A/B	SG3-1A/B
500	CRUDO (BPD)	17000	17000
	GAS (MMPCND)	17.5	17.5
120	CRUDO (BPD)	6000	6000
	GAS (MMPCND)	7.5	7.5
40	CRUDO (BPD)	17000	17000
	GAS (MMPCND)	2	2

En la tabla 4.1 se muestran los resultados de la evaluación de los separadores de alta presión a 500 lpc (en rojo), el valor obtenido en éstos llevados a una presión de 120 lpc (en azul) y 40 lpc (en verde). Los valores se obtuvieron de la evaluación a los equipos mediante las normas de PDVSA, los cuales se presentan

en el apéndice I. En la figura 4.1 se pueden apreciar estos resultados de manera gráfica.

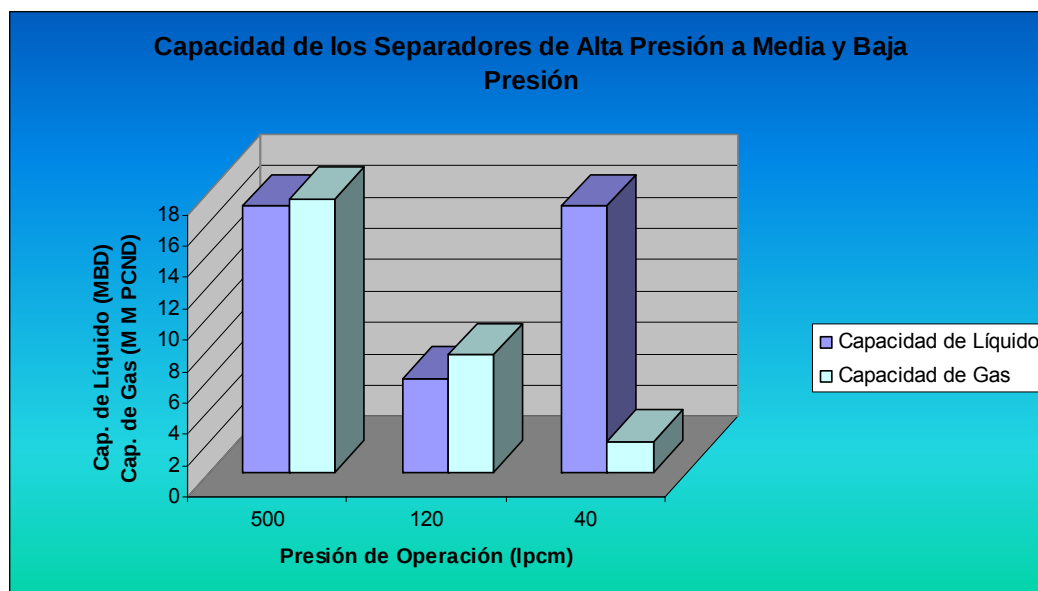


Figura 4.1 Resultados de Capacidades de los Separadores de Alta Presión a Media Presión.

- ✓ La capacidad de gas en el separador de alta presión disminuyó considerablemente, esto debido a que cuando un separador está operando a una presión alta y se reduce la presión del mismo, aumenta el volumen del gas en la misma proporción; ya que el gas tiende a expandirse y ocupar un volumen mayor en el separador.
- ✓ Los separadores se diseñan tomando en consideración las propiedades del fluido tal como la relación gas –petróleo, que está relacionada con el caudal de crudo y gas que entra al separador. Como el valor de gas-petróleo usado en el diseño del separador a 120 lpc es de 1200 PCN/BN, implica que el separador va a manejar un caudal de gas mayor al caudal de líquido, contrario al separador de 40 lpc donde la relación gas – petróleo es baja.

- ✓ Cuando la presión del separador se reduce, la velocidad del gas en el sistema aumenta; por lo que es importante mantener el caudal de 6 MBD de líquido y 7,5 MMPCND de gas en cada separador evaluado a media presión del módulo II, de manera de evitar problemas de erosión en las boquillas y de los internos del separador.

Tabla 4.2 Resultados de Capacidad de Líquido y Gas en los Separadores considerando boquillas.

PRESTION OPERACION (lpcm)	CAPACIDAD	SG2-1A/B	SG3-1A/B	SG2-1A/B	SG3-1A/B
120	CRUDO (BPD)	6000	6000	17500	17500
	GAS (MMPCND)	7.5	7.5	26	26
DIAMETRO DE BOQUILLA ALIMENTACION (PULG)		8	8	16	16

La capacidad de líquido y gas del separador se ve limitada por las boquillas, si el separador tiene un diámetro de boquilla grande la capacidad tanto de líquido como de gas del separador se incrementa. En la tabla 4.2 se muestran los valores de capacidad para el separador de alta operando a media, considerando las boquillas, la evaluación se muestra en el apéndice I. En la figura 4.2 se muestra la diferencia de capacidades de gas y líquido considerando las boquillas. Se puede notar que con el diámetro de boquillas disponibles en los separadores de alta presión evaluados (8 pulg), la capacidad es menor que con el mismo separador con unas boquillas de mayor diámetro (16 pulg).

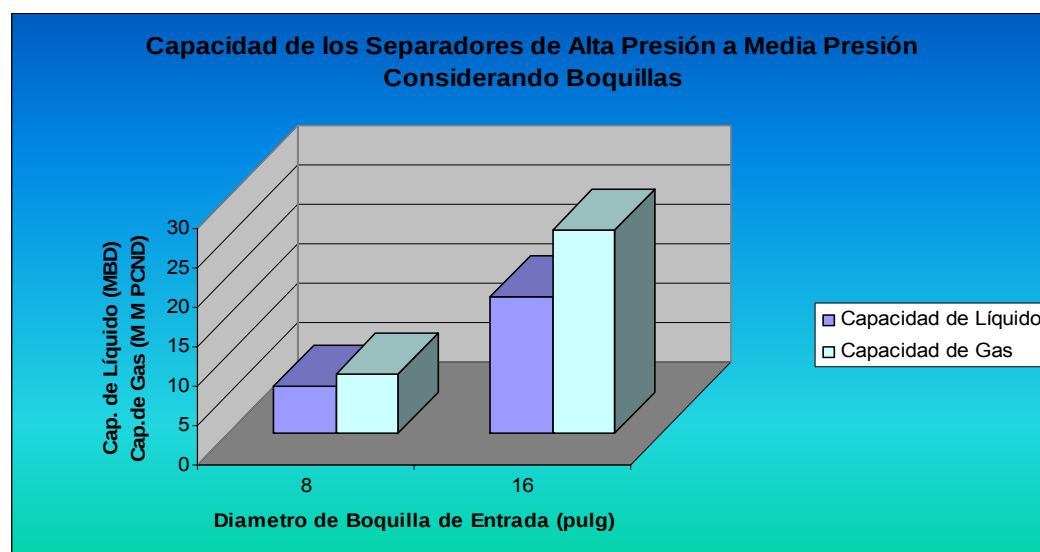


Figura 4.2 Resultados de Capacidades considerando Boquillas en los Separadores de Alta Presión a Media Presión.

Es importante resaltar que los separadores y depuradores fueron evaluados bajo las condiciones mecánicas que poseen. Como se aprecia en la figura 4.2 la capacidad de líquido y gas se incrementa con un diámetro de boquillas mayor. Para lograr ese incremento es necesario realizar los arreglos mecánicos a las boquillas del separador, lo cual significa que el separador tendría que ser intervenido (fuera de servicio), los internos posiblemente tendrían que ser modificados y se debe realizar cambios en los arreglos de las líneas (entrada del fluido, salida de gas y salida de líquido) de acuerdo a las normas. En resumen, estas modificaciones a las boquillas resultan costosas y el tiempo requerido extenso.

Se verificó que los separadores que operaban a alta presión pueden operar con los fluidos provenientes de las líneas de 120 lpc, con una capacidad de líquido de 6 MBD y 7,5 MMPCND de gas cada uno. Sin embargo, es necesario evaluar la hidráulica de las líneas de proceso de entrada y salida de estos separadores, para

corroborar que puedan manejar los caudales máximos calculados para el separador.

4.1.2 Depuradores

Tabla 4.3 Resultados de Capacidad de Gas y Crudo en los Depuradores.

PRESION OPERACIÓN (Lpcm)	CAPACIDAD	DEPURADORES	
		D2-1	D3-1
500	CRUDO (BPD)	342	342
	GAS (MMPCND)	35	35
120	CRUDO (BPD)	192	192
	GAS (MMPCND)	18.5	18.5
40	CRUDO (BPD)	114	114
	GAS (MMPCND)	8.5	8.5

En la tabla 4.2 se puede apreciar los resultados de la evaluación de los depuradores de alta presión a 500 lpc (en rojo), el valor obtenido en éstos llevados a una presión de 120 lpc (en azul) y a 40 lpc (en verde).

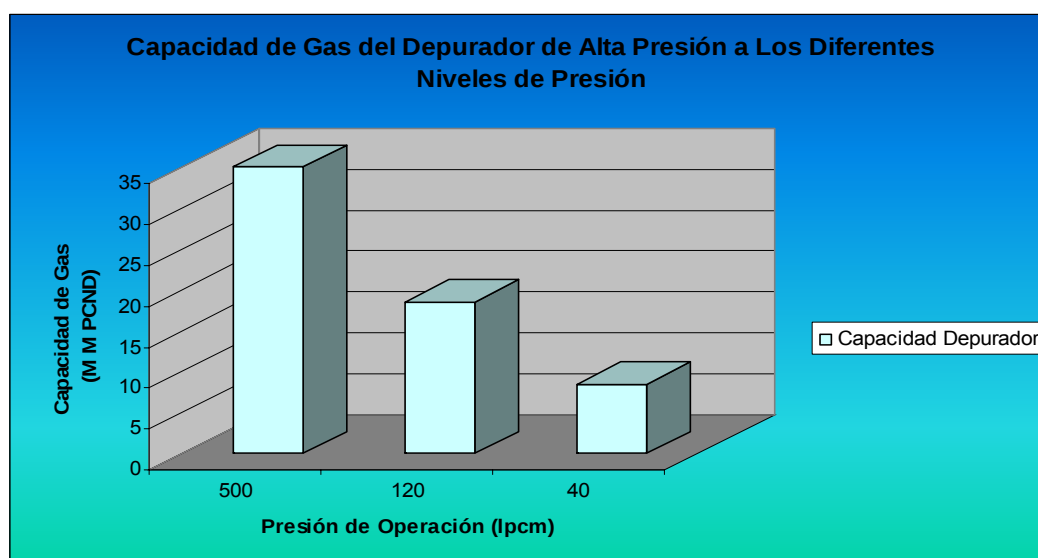


Figura 4.3 Resultados de Capacidad de gas de los Depuradores de Alta Presión a Media Presión.

Como se aprecia en la figura 4.3 los depuradores de alta presión manejaban una capacidad de gas de 35 MMPCND, cuando se realizó la evaluación se obtuvo una capacidad de gas en 120 lpc de 18.5 MMPCND y una capacidad de gas en 40 lpc de 8.5 MMPCND. Esto debido, al cambio de presión que reduce la capacidad de gas en el depurador.

Al igual que en los separadores se verificó que los depuradores pueden manejar el fluido proveniente a una presión de 120 lpc.

4.1.3 Enfriadores

4.1.3.1 Enfriadores de Gas

Los cálculos de esta evaluación se muestran en el apéndice I.

Tabla 4.4 Características de enfriadores de gas de alta presión

Valor Calculado	Diseño Enfriador de Gas Alta Actual
Caudal de gas (MMPCND)	35
Coefficiente total de transferencia de calor (Btu/pie ² *h*°F)	3
Número de tubos (adim)	246
Caída de presión a través de los tubos (lpc)	3-15
Diámetro del ventilador (pie)	7
Aproximación de la potencia del ventilador (HP)	15
Longitud de los tubos (pie)	18
Número de pasos (adim)	2
Diámetro interno del tubo (pulg)	0.87
Diámetro externo del tubo (pulg)	1
Número de ventiladores (adim)	2
Número de filas de tubos (adim)	5

Se puede observar en la tabla 4.4, que el caudal de gas para el cual fueron diseñados los enfriadores de gas en alta presión fue de 35 MMPCND. Para enfriar ese caudal se requirió de un enfriador de 246 tubos de 18 pie de longitud y de un diámetro de 1 pulg.

Tabla 4.5 Resultados de enfriadores de gas de alta presión operando a media presión (120 lpc).

Valor Calculado	Enfriador de Gas Alta a Media Módulo II
Caudal de gas (MMPCND)	15
Coefficiente total de transferencia de calor (Btu/pie ² h*°F)	3
Número de tubos (adim) "REQUERIDO"	86
Caída de presión a través de los tubos (lpc)	3
Diámetro del ventilador (pie) "REQUERIDO"	4
Aproximación de la potencia del ventilador (HP) "REQUERIDO"	4.50
Factor de ensuciamiento tubos (pie ² h*°F/Btu)	0.001
Factor de ensuciamiento aire (pie ² h*°F/Btu)	0.002
Temperatura del Gas entrada (°F)	175
Temperatura del Gas Salida (°F)	110
Longitud de los tubos (pie)	18
Número de pasos (adim)	2
Diámetro interno del tubo (pulg)	0.87
Diámetro externo del tubo (pulg)	1
Número de ventiladores (adim)	2
Número de filas de tubos (adim)	5

Para enfriar el caudal de gas de 15 MMPCND proveniente de los separadores en media presión, de una temperatura de 175 °F a 110 °F; se requiere de un enfriador con 86 tubos de 18 pie de longitud y un diámetro de 1 pulgada según se muestra en la tabla 4.5. Como se dispone de 246 tubos en los enfriadores de alta, se puede concluir que los enfriadores actuales pueden ser usados para manejar ese caudal de gas obtenido en media presión.

Tabla 4.6 Resultados de enfriadores de gas de alta presión operando a baja presión

Valor Calculado	Enfriador de Gas Alta a Baja Módulo III
Caudal de gas (MMPCND)	4
Coeficiente total de transferencia de calor (Btu/pie ² *h*°F)	2
Número de tubos (adim) "REQUERIDO"	32
Caída de presión a través de los tubos (lpc)	0.88
Diámetro del ventilador (pie) "REQUERIDO"	2
Aproximación de la potencia del ventilador (HP) "REQUERIDO"	1.54
Factor de ensuciamiento tubos (pie ² *h*°F/Btu)	0.001
Factor de ensuciamiento aire (pie ² *h*°F/Btu)	0.002
Temperatura del Gas entrada (°F)	175
Temperatura del Gas Salida (°F)	110
Longitud de los tubos (pie)	18
Número de pasos (adim)	2
Diámetro interno del tubo (pulg)	0.87
Diámetro externo del tubo (pulg)	1
Número de ventiladores (adim)	2
Número de filas de tubos (adim)	5

Para enfriar el caudal de gas de 4 MMPCND proveniente de los separadores en baja presión, de una temperatura de 175 °F a 110 °F; se requiere de un enfriador con 32 tubos de 18 pie de longitud y un diámetro de 1 pulgada según se muestra en la tabla 4.6. Como se dispone de 246 tubos en los enfriadores de alta, se puede concluir que los enfriadores actuales pueden ser usados para manejar ese caudal de gas obtenido en baja presión.

Se puede observar en las tablas 4.5 y 4.6, que el diámetro de ventilador obtenido para el enfriador de 120 lpc fue de 4 pie y para el enfriador de baja de 2

pie. Estos valores de diámetro fueron menores al compararlos con el disponible en el enfriador de alta presión como se puede apreciar en la tabla 4.4.

Se tiene que considerar que si todos los ventiladores de cada enfriador se encuentran operativos, puede ocurrir que el fluido ha enfriar se encuentre fuera de las especificaciones requeridas en los depuradores. Por lo que se requiere en caso de ser necesario apagar algunos ventiladores y de esta manera controlar la temperatura de salida del fluido en los enfriadores, garantizando la temperatura requerida en los depuradores.

El nivel de enfriamiento y el flujo de transferencia de calor son variables que determinan la cantidad relativa de aire requerido, para una carga de calor dado. Estas variables están vinculadas con la potencia requerida por el ventilador. La potencia del ventilador (tabla 4.4) en los enfriadores que operaban en alta era de 15 HP, y de acuerdo a los valores obtenidos en los enfriadores evaluados en media y baja presión, éstos se encuentran por debajo de la potencia que se dispone. Lo que indica, que menos cantidad de aire que forzan los ventiladores es requerida para enfriar el fluido.

Además, se puede observar que las caídas de presión están dentro de los valores permitidos en los enfriadores evaluados en media y baja presión, por lo que se garantiza el buen funcionamiento de los mismos.

El coeficiente de transferencia de calor depende del diseño del equipo y los factores de ensuciamiento. Para evitar ensuciamiento la velocidad del fluido debe ser alta de manera de minimizar este factor. En el caso del gas, la velocidad de este es alta debido a la densidad que el mismo posee, por lo que el factor de ensuciamiento para los enfriadores de gas debe ser mínimo.

Es importante resaltar, que los valores obtenidos son para un enfriador y se disponen de dos enfriadores para cada módulo. Es decir, que con un solo enfriador se puede manejar el caudal de gas que entra a los enfriadores.

Se puede observar de todo lo expuesto anteriormente, que los enfriadores evaluados en media y baja presión pueden operar bajo las condiciones de diseño que se disponen en los enfriadores que operaban a alta presión, debido a que el caudal de gas para el cual fueron evaluados es menor para el cual fueron diseñados.

4.1.3.2 Enfriadores de Crudo

Los cálculos de esta evaluación se muestran en el apéndice I.

Tabla 4.7 Características de Enfriadores de Crudo

Valor Calculado	Diseño Enfriador de Crudo Actual
Coefficiente total de transferencia de calor (Btu/pie ² *h*°F)	3
Número de tubos (adim)	434
Caída de presión a través de los tubos (lpc)	3-15
Diámetro del ventilador (pie)	7
Aproximación de la potencia del ventilador (HP)	20
Longitud de los tubos (pie)	18
Número de pasos (adim)	4
Diámetro interno del tubo (pulg)	0.87
Diámetro externo del tubo (pulg)	1
Número de ventiladores (adim)	2
Número de filas de tubos (adim)	5

Se puede observar en la tabla 4.7, que para el caudal con el cual fueron diseñados los enfriadores de crudo, se requirió de un enfriador de 246 tubos de 18 pie de longitud y de un diámetro de 1 pulg.

Tabla 4.8 Resultados de Enfriadores de Crudo.

Valor Calculado	Enfriador de Crudo Módulo II y III
Caudal de Crudo (Bbl)	122500
Coefficiente total de transferencia de calor (Btu/pie ² *h*°F)	3
Número de tubos (adim) "REQUERIDO"	75
Caída de presión a través de los tubos (lpc)	13.5
Diámetro del ventilador (pie) "REQUERIDO"	3
Aproximación de la potencia del ventilador (HP) "REQUERIDO"	4
Factor de ensuciamiento tubos (pie ² *h*°F/Btu)	0.003
Factor de ensuciamiento aire (pie ² *h*°F/Btu)	0.004
Temperatura del Crudo entrada (°F)	175
Temperatura del Crudo Salida (°F)	140
Longitud de los tubos (pie)	18
Número de pasos (adim)	4
Diámetro interno del tubo (pulg)	0.87
Diámetro externo del tubo (pulg)	1
Número de ventiladores (adim)	2
Número de filas de tubos (adim)	5

De la tabla 4.8 se puede apreciar que el número de tubos, el diámetro del ventilador, la potencia del ventilador y las caídas de presión se encuentran por debajo de los valores requeridos para el enfriador de crudo disponible (tabla 4.7).

Es importante resaltar, que los valores obtenidos son para un enfriador y se disponen de diez enfriadores de crudo para los módulos I, II y III. Los resultados obtenidos reflejan, que con el caudal que se evaluaron los enfriadores (122,5 MBND) pueden operar. Pero operacionalmente no ocurre esto, ya que los

enfriadores de crudo no pueden manejar el fluido proveniente de estos módulos, ya que han superado la capacidad de enfriamiento.

Esto pudo ocurrir, debido a que la velocidad del líquido en los tubos no es lo suficientemente grande para evitar la deposición de partículas y limitar el ensuciamiento o formación de incrustaciones. Adicionalmente, el tipo de crudo que se maneja en el complejo contiene asfáltenos, lo que agudiza mas la situación. Si esto es lo que ocurre, el problema que se presenta en los enfriadores de crudo es que los tubos se encuentren obstruidos, lo que restringe el paso de fluidos por los mismos. Trayendo como consecuencia que las condiciones de operación de estos equipos no sean las mismas para las cuales fueron diseñados.

4.2 Resultados obtenidos de la evaluación de las propuestas

Para determinar la capacidad actual de media se procedió de la siguiente manera:

Tabla 4.9 Resultados de las capacidades “actuales” en media y baja presión.

CAPACIDAD	SEPARADORES				
	MEDIA PRESIÓN			BAJA PRESIÓN	
	SG2-2A	SG2-2B	SG3-2A/B	SG2-3AB	SG3-3
CRUDO (BPD)	16000	11000	24000	21000	35000
GAS (MMPCND)	12.75	11	10	1.25	4.25

Los cálculos que permiten llegar a los valores obtenidos en la tabla 4.9 se muestran en el apéndice I. Se calculó de la tabla 4.9 la capacidad de líquido de los separadores en media presión sumando los valores que se encuentran en azul, donde el valor obtenido es de 75 MBD y para la capacidad de líquido en baja presión con los valores en verde, donde el valor obtenido es de 77 MBD. Es importante resaltar, que esta capacidad en media y baja presión es la obtenida antes de realizar cualquier modificación a los equipos.

Se determinó la capacidad “actual” de líquido en media 75 MBD y baja presión 77 MBD con la finalidad de establecer un parámetro de comparación de manera de visualizar el incremento de separación generado en media y en baja con las modificaciones a realizar en los módulos II y III.

Con el propósito de evaluar la factibilidad de usar los equipos existentes de baja presión en los módulos II y III (SG3-3, SG2-3A/B) de 40 lpc para manejar los fluidos provenientes de los ocho separadores operando en media presión (SG3-1A/B, SG2-1A/B, SG3-2A/B, SG2-2A/B) se muestra a continuación los resultados de las capacidades para la propuesta 1:

Tabla 4.10 Resultados de las capacidades de separadores de la propuesta 1.

CAPACIDAD	SEPARADORES						
	MEDIA PRESIÓN					BAJA PRESIÓN	
	SG2-1A/B	SG3-1A/B	SG2-2A	SG2-2B	SG3-2A/B	SG2-3AB	SG3-3
CRUDO (BPD)	6000	6000	16000	11000	24000	21000	35000
GAS (MMPCND)	7.5	7.5	12.75	11	10	1.25	4.25

Tabla 4.11 Resultados de la capacidad total generada en media y baja presión en los separadores en la propuesta 1

Capacidad	Actual		Caso 1	
	Media	Baja	Media	Baja
Líquido, MBD	75	77	99	77
Gas, MMPCND	44	7	73.75	7

De la tabla 4.10 se determinó la capacidad en media y baja presión para la propuesta planteada, ese valor se ve reflejado en la tabla 4.11.

Se puede apreciar en la tabla 4.11, que la capacidad de líquido para el caso 1 se incremento de 75 MBD a 99 MBD, en el que se obtuvo un beneficio de 24 MBD. Con respecto a la capacidad de líquido en baja presión se observa que los separadores no pueden manejar el fluido proveniente de los separadores de media presión, ya que en media se tiene una capacidad de 99 MBD y en baja la capacidad es de 77 MBD, por lo cual se requiere incorporar un nuevo separador para que maneje el fluido que no pueden operar los separadores de baja, que en este caso la capacidad de líquido que debe tener ese nuevo separador es de 22 MBD.

Tabla 4.12 Resultados de los factores de evaluación para la propuesta 1.

Infraestructura	Dif. Capacidad	Impacto Operacional
5 Interconexiones	2 MBD	Bajo
120 metros de tubería	29.75 MMPCND	

En el capítulo III, específicamente el punto 3.4.1, se puede apreciar las ventajas, desventajas e interconexiones a realizar para esta propuesta. En la tabla 4.12 se muestra la infraestructura a utilizar, se observa que es necesario colocar una cantidad de 120 metros de tubería, además de realizar 5 interconexiones; lo cual apunta a que los trabajos a realizar ocasionen un impacto operacional bajo, y los materiales para realizar las conexiones sean mínimas.

Debido a que los separadores de baja no pueden manejar el fluido de los separadores en media, se plantearon otras alternativas de manera de lograr ese incremento de separación en media presión.

Los valores obtenidos en cada uno de los resultados se pueden ver en el apéndice I. Los resultados de cada una de las propuestas se presentan a continuación:

Tabla 4.13 Resultados de la propuesta 2.

CAPACIDAD	SEPARADORES							DEPURADORES				
	MEDIA PRESIÓN				BAJA PRESIÓN			MEDIA PRESIÓN			BAJA PRESIÓN	
	SG2-1A/B	SG3-1A/B	SG2-2A	SG2-2B	SG3-2A/B	SG2-3AB	SG3-3	D2-1	D3-1	D2-2	D3-2	D1-3AB
CRUDO (BPD)	6000	6000	16000	11000	24000	21000	35000	-	-	-	-	-
GAS (MMPCND)	7.5	7.5	12.75	11	3	1.25	4.25	18.5	18.5	44	20	19.75

Capacidad	Actual		Caso 2	
	Media	Baja	Media	Baja
Líquido, MBD	75	77	51	125
Gas, MMPCND	44	7	53.75	12.75

Capacidad	Caso 2 (Separadores)		Caso 2 (Depuradores)	
	Media	Baja	Media	Baja
Gas, MMPCND	53.75	12.75	81	39.75

Infraestructura	Dif. Capacidad	Impacto Operacional
8 Interconexiones	- 24 MBD	Medio
250 metros de tubería	9.75 MMPCND	

Tabla 4.14 Resultados de la propuesta 3.

CAPACIDAD	SEPARADORES							DEPURADORES				
	MEDIA PRESIÓN				BAJA PRESIÓN			MEDIA PRESIÓN			BAJA PRESIÓN	
	SG2-1A/B	SG3-1A/B	SG3-2A/B	SG2-2A	SG2-2B	SG2-3AB	SG3-3	D2-1	D3-1	D3-2	D2-2	D1-3AB
CRUDO (BPD)	6000	6000	24000	16000	11000	21000	35000	-	-	-	-	-
GAS (MMPCND)	7.5	7.5	10	4	4	1.25	4.25	18.5	18.5	44	20	19.75

Capacidad	Actual		Caso 3	
	Media	Baja	Media	Baja
Líquido, MBD	75	77	72	104
Gas, MMPCND	44	7	50	10.5

Capacidad	Caso 3 (Separadores)		Caso 3 (Depuradores)	
	Media	Baja	Media	Baja
Gas, MMPCND	50	10.5	81	36.75

Infraestructura	Dif. Capacidad	Impacto Operacional
12 Interconexiones	- 3 MBD	Medio
210 metros de tubería	6 MMPCND	

Tabla 4.15 Resultados de la propuesta 4.

CAPACIDAD	SEPARADORES							DEPURADORES				
	MEDIA PRESIÓN				BAJA PRESIÓN			MEDIA PRESIÓN			BAJA PRESIÓN	
	SG2-1A/B	SG2-2A	SG2-2B	SG3-2A/B	SG3-1A/B	SG2-3AB	SG3-3	D2-1	D2-2	D3-2	D3-1	D1-3AB
CRUDO (BPD)	6000	16000	11000	24000	17000	21000	35000	-	-	-	-	-
GAS (MMPCND)	7.5	12.75	11	10	2	1.25	4.25	18.5	44	44	8.5	19.75

Capacidad	Actual		Caso 4	
	Media	Baja	Media	Baja
Líquido, MBD	75	77	87	110
Gas, MMPCND	44	7	58.75	10.75

Capacidad	Caso 4 (Separadores)		Caso 4 (Depuradores)	
	Media	Baja	Media	Baja
Gas, MMPCND	58.75	10.75	106.5	28.25

Infraestructura	Beneficio	Impacto Operacional
12 Interconexiones	12 MBD	Medio - Alto
200 metros de tubería	14.75 MMPCND	

Tabla 4.16 Resultados de la propuesta 5.

CAPACIDAD	SEPARADORES							DEPURADORES				
	MEDIA PRESIÓN					BAJA PRESIÓN		MEDIA PRESIÓN				BAJA PRESIÓN
	SG2-1A/B	SG3-1A/B	SG2-2A	SG2-2B	SG3-2A/B	SG2-3AB	SG3-3	D2-1	D3-1	D2-2	D3-2	D1-3AB
CRUDO (BPD)	6000	6000	16000	11000	24000	21000	35000	-	-	-	-	-
GAS (MMPCND)	7.5	7.5	12.75	11	10	1.25	4.25	18.5	18.5	44	44	19.75

Capacidad	Actual		Caso 5	
	Media	Baja	Media	Baja
Líquido, MBD	75	77	99	110
Gas, MMPCND	44	7	73.75	7

Capacidad	Caso 5 (Separadores)		Caso 5 (Depuradores)	
	Media	Baja	Media	Baja
Gas, MMPCND	73.75	7	125	19.75

Infraestructura	Beneficio	Impacto Operacional
12 Interconexiones	24 MBD	Medio - Alto
550 metros de tubería		
1 Separador Nuevo	29.75 MMPCND	
Enfriadores de Crudo		

A continuación se presentan los resultados de las propuestas de manera gráfica:

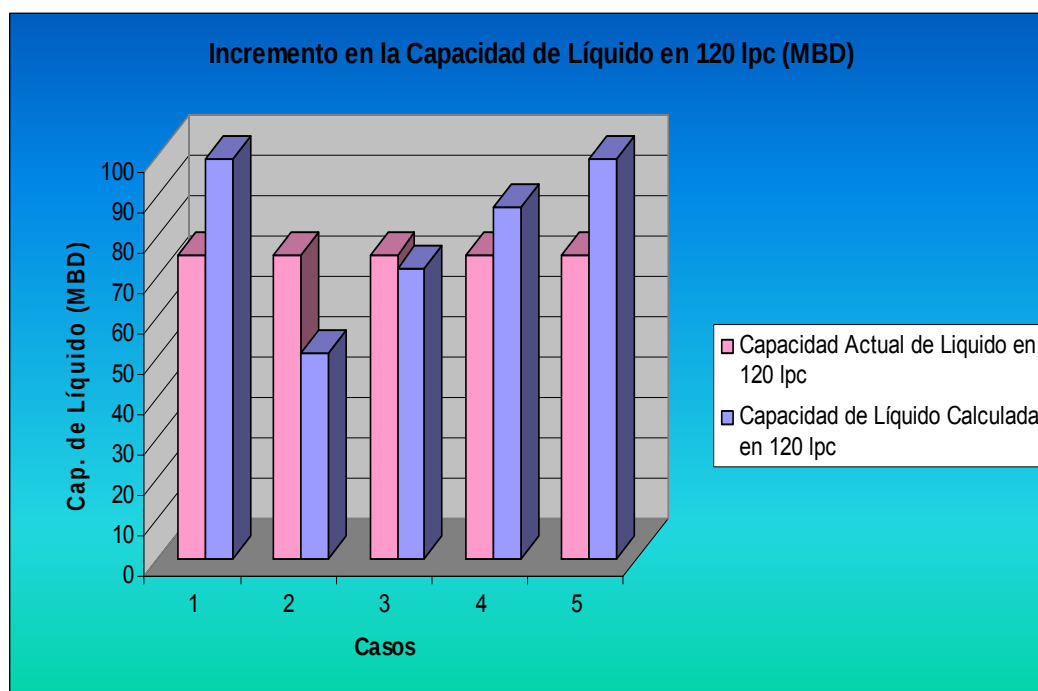


Figura 4.12 Resultados de la capacidad de líquido en media presión para cada una de las propuestas.

En la figura 4.12, se puede apreciar que la propuestas en la cuales se obtuvo un incremento de capacidad de líquido comparando con la capacidad de líquido de los cuatro separadores que operan en media, fueron los casos 1, 4, 5.

Mientras que en el caso 3 y 4, no se logró ese incremento. Esto pudo deberse a que en el caso 3, se usaron los separadores de media presión del módulo III (SG3-2A/2B) de mayor longitud para operar en baja presión. En el caso 4, aún cuando se dejaron los mismos separadores (SG3-2A/2B) operando a media presión no se logró el incremento.

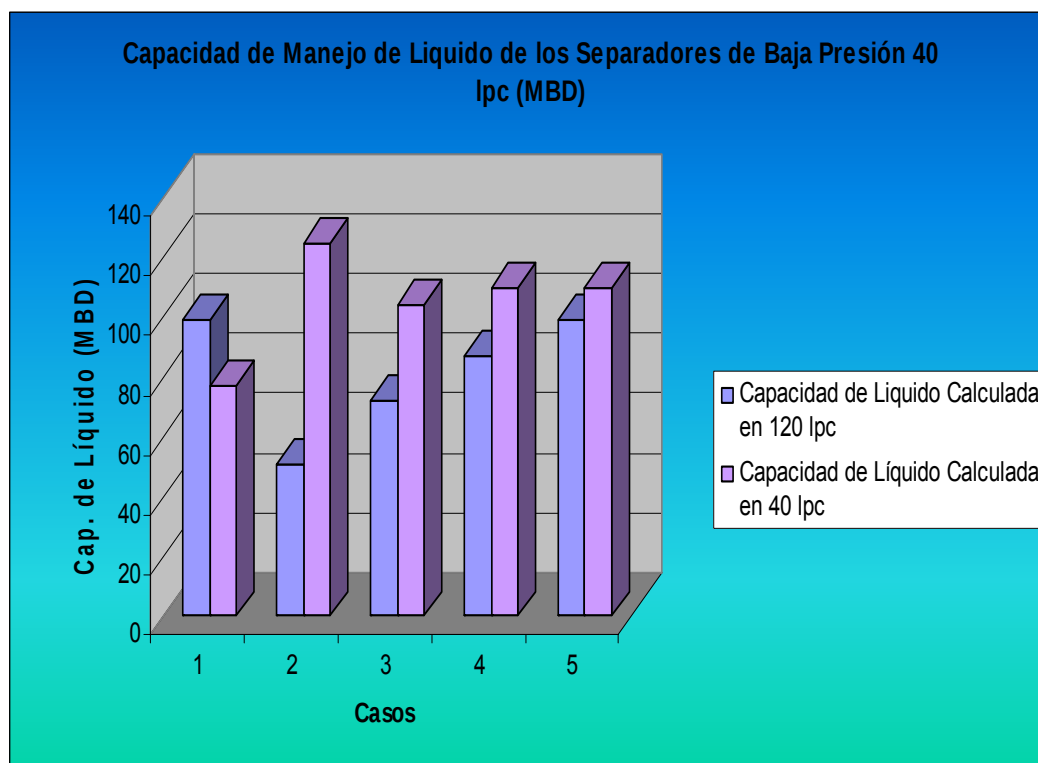


Figura 4.13 Resultados de la capacidad de líquido en baja presión para cada una de las propuestas.

Se puede observar en la figura 4.13, que en todos los casos excepto el caso 1, los separadores de baja presión pueden manejar los fluidos provenientes de los separadores de media. En el caso 1, aun cuando se obtiene un incremento en la capacidad de líquido en media presión, los separadores en baja no pueden manejar el fluido proveniente de los mismos.

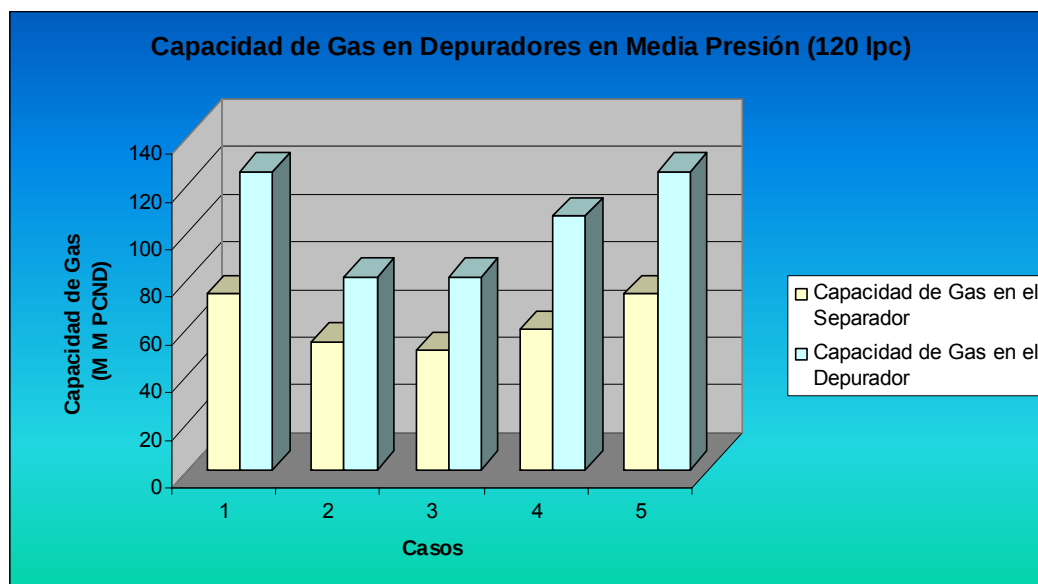


Figura 4.14 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en media presión para cada una de las propuestas.

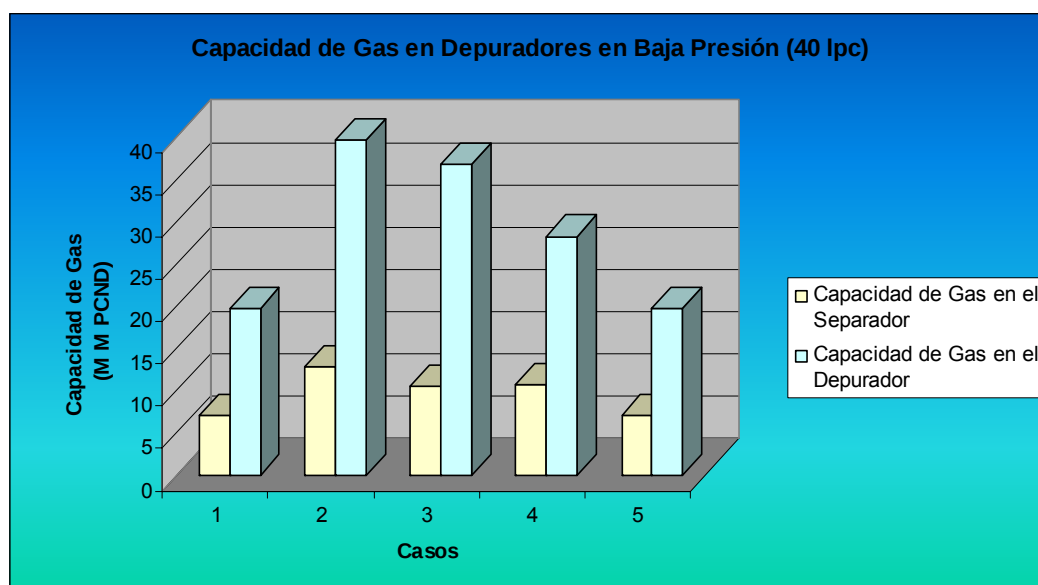


Figura 4.15 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas.

Tanto en la figura 4.14 y 4.15, se puede apreciar la capacidad de gas que pueden manejar los depuradores en media y baja presión. En todos los casos se observa que los depuradores pueden manejar todo el gas proveniente de los separadores.

De los resultados obtenidos se puede apreciar que:

- ✓ En el caso 1, los separadores de baja presión no pueden manejar el fluido proveniente de los separadores de media, por lo tanto esta propuesta no es factible.
- ✓ En el caso 2 y 3, no se logró el incremento en la capacidad de líquido, por lo cual estas opciones quedan descartadas.
- ✓ En el caso 4, se logró el incremento en la capacidad de líquido de 12 MBD en el módulo II. Con respecto a la capacidad de los depuradores no existe inconvenientes ya que puede manejar el gas.
- ✓ En el caso 5, se logró el mayor incremento de capacidad de líquido en 24 MBD. Pero en este caso se hace necesario instalar un separador nuevo y sus respectivos enfriadores, lo cual genera un incremento en los costos y tiempo de construcción extenso y lenta requisición de equipos mayores. Además, debe realizarse toda la infraestructura necesaria para la instalación del nuevo separador y enfriador.

La propuesta que mejor se ajusta a los parámetros de evaluación establecidos fue el caso 4 debido a que:

- ✓ Involucra menos modificaciones y menor cantidad de material para realizar los trabajos.
- ✓ Rapidez de construcción.
- ✓ Resultó favorecida por ser la opción más económica.

4.3 Resultados obtenidos de la evaluación de líneas de crudo y gas para la propuesta seleccionada.

4.3.1 Resultados de evaluación de espesores

Tabla 4.17 Resultados de la evaluación de espesores para la propuesta seleccionada.

Descripción	Diámetro nominal (pulg)	Sch	Espesor diseño (pulg)	Espesor requerido (pulg)
Crudo (120 lpc)	6	STD	0.28	0.0828
	8	20	0.25	0.089
Crudo (40 lpc)	6	STD	0.28	0.0697
	8	20	0.25	0.0719
Gas (40 lpc)	6	STD	0.28	0.0761

Los cálculos que se realizaron para obtener estos valores se pueden apreciar en el apéndice J.

En la tabla 4.17 se observa que los espesores de diseño de las tuberías, son superiores a los requeridos por presión interna. Lo que indica, que las tuberías seleccionadas con el espesor mostrado soportan las presiones externas e internas.

4.3.2 Línea de líquido/gas

La velocidad máxima permisible $= 110/\rho_M^{1/2}$ para gas.

Del simulador se obtuvo un reporte con todos los resultados: caídas de presión, velocidades en cada tramo, tasas volumétricas (gas, crudo, agua), tanto en los nodos como en las tuberías (links). Estos resultados del simulador se muestran en el apéndice H. Es importante resaltar que los puntos o links corresponden a la simulación que se realizó, la cual se puede observar en la figura 3.19 del capítulo III.

Tabla 4.18 Resultados de la evaluación de la línea de crudo.

LINK	DESDE	Vmax Pie/seg	V-Pipephase (6"y8")Pie/seg	ΔP- Pipephase (lpc) Gradiente (lpc*ft)	V-Pipephase (6"y6")Pie/seg	ΔP- Pipephase (lpc) Gradiente (lpc*ft)	V-Pipephase (6"y4")Pie/seg	ΔP- Pipephase (lpc) Gradiente (lpc*ft)	Patrón de Flujo
L007	J005	62.85306	17.09	7.00E-03	19.01	7.03E-03	16.81	7.23E-03	TRANSICIÓN
L014	J004	62.85153	17.09	1.91E-02	19.02	2.91E-02	16.81	2.91E-02	TRANSICIÓN
L021	J011	63.13534	38.71	1.00E-01	43.01	1.10E-01	38.07	1.23E-01	ANULAR
L038	J019	63.42401	19.84	3.04E-02	25.12	3.06E-02	22.16	3.07E-02	ANULAR
L037	J035	63.42389	18.85	1.77E-02	18.05	2.07E-02	15.9	2.77E-02	ANULAR
L052	J036	28.1173	26	1.41E-02	40.17	1.41E-02	35.32	2.01E-02	ANULAR
L085	J035	28.1157	25	2.09E-03	30.09	4.09E-03	25.3	9.09E-03	ANULAR
L005	J084	24.46722	5.5	1.01E-02	4.38	1.03E-02	4.09	1.04E-02	ANULAR
L096	J051	24.46827	5.07	1.55E-02	6.13	1.95E-02	5.72	2.95E-02	ANULAR
L117	J095	31.04143	12.04	8.59E-02	20.3	8.59E-02	44.37	8.59E-02	ANULAR
L108	J094	31.36896	3.04	1.17E-03	3.04	1.17E-03	3.53	1.20E-03	TRANSICIÓN
L029	J012	31.39495	7.8	1.00E-01	7.8	2.00E-01	7.9	3.00E-01	ANULAR
L046	J020	31.4202	4.14	5.27E-03	3.82	5.27E-03	4.35	5.27E-03	TRANSICIÓN
L045	J020	31.41962	3.6	4.49E-03	3.81	4.99E-03	3.62	4.99E-03	TRANSICIÓN
L065	J043	19.90601	6.59	4.00E-01	6.84	4.00E-01	7.4	4.00E-01	ANULAR
L075	J044	19.90925	7.15	4.00E-01	6.82	4.00E-01	6.4	4.00E-01	ANULAR
L013	J074	15.73056	2.69	6.00E-01	2.69	6.00E-01	2.58	6.00E-01	ANULAR
L042	J063	15.72889	3.08	6.00E-01	2.82	6.20E-01	3.08	6.40E-01	ANULAR
L055	J001	15.82807	3.04	1.70E+00	5.76	1.72E+00	14.13	1.74E+00	ANULAR
L058	J054	16.36952	3.41	1.00E-01	6.57	2.00E-01	14.98	2.00E-01	ANULAR

En la tabla 4.18 se muestran los valores de velocidad y caída de presión que fueron obtenidos del simulador Pipephase, para cada diámetro de tubería con que se realizaron las sensibilidades. Los resultados que se muestran en color morado, refleja los valores en los cuales se presentaron problemas. En la siguiente figura, se refleja estos valores de velocidad para cada diámetro y se compararon con la velocidad máxima calculada en cada tramo. Esta velocidad máxima se muestra en la tabla 4.18 en la tercera columna y la manera de calcular estos valores se muestra en el apéndice K.

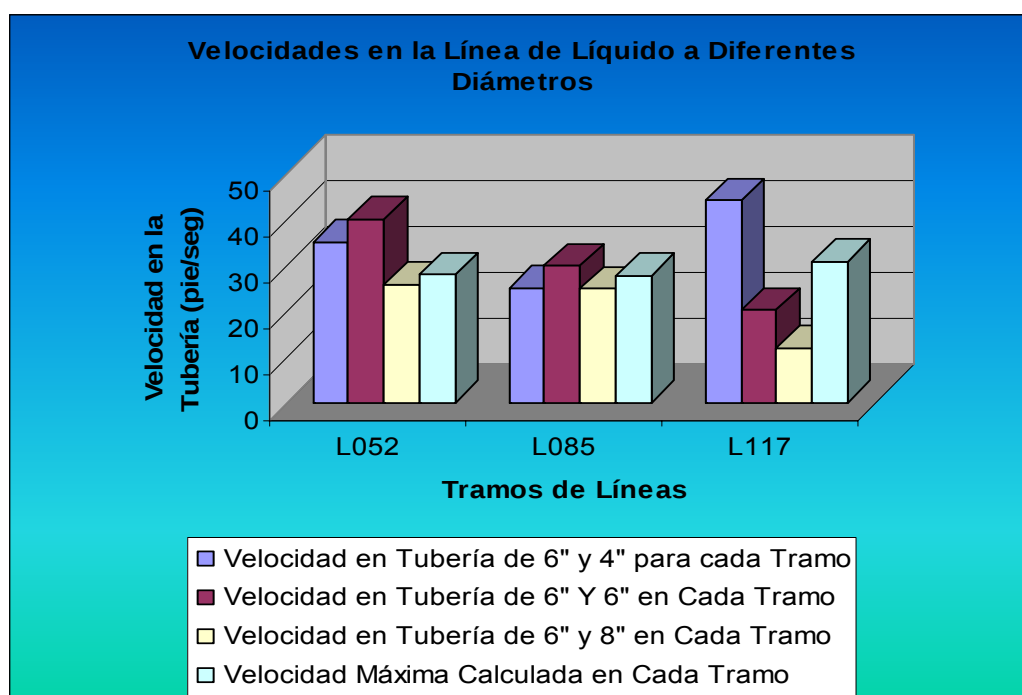


Figura 4.16 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas.

Se puede observar en la figura 4.16, que la tubería con un diámetro de 6" (tubería de salida de los separadores de media presión y tubería de salida de los separadores de baja presión) y 8" (tubería de interconexión de los separadores de media presión al cabezal de 16" y tubería de interconexión de los separadores de baja presión a la salida del separador SG3-3) las velocidades son menores al valor máximo o permisible en la tubería. Mientras que el resto de las tuberías para los diferentes diámetros se observa que en por lo menos un tramo de la tubería las velocidades son mayores a la velocidad permitida en dicho tramo.

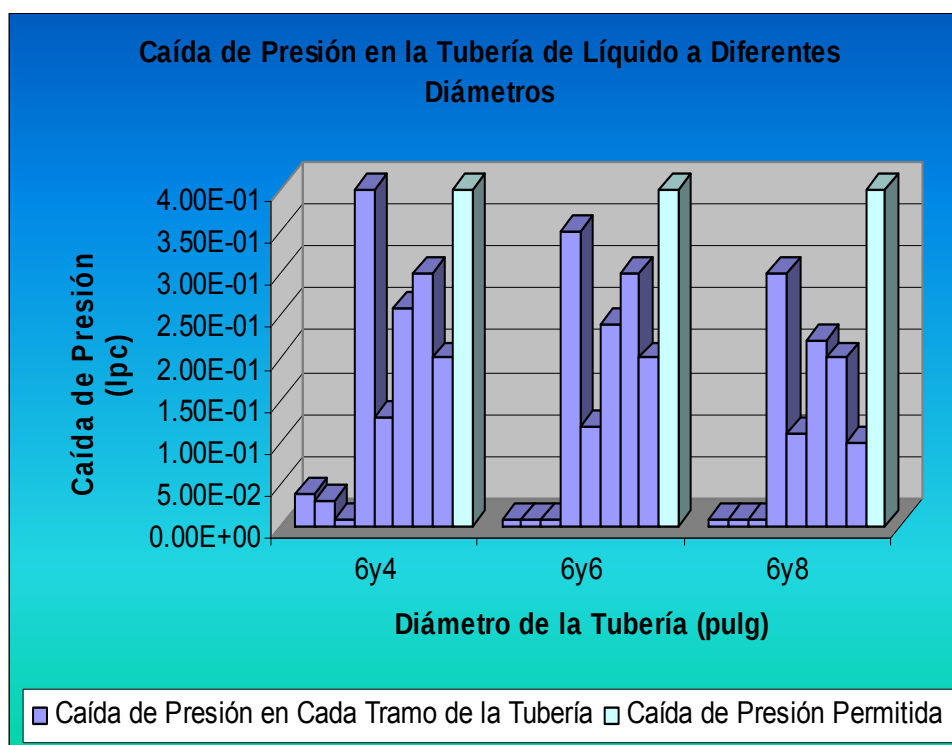


Figura 4.17 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas

La caída de presión en las tuberías para los diferentes diámetros se puede apreciar en la figura 4.17, se observa que las caídas de presión para las tuberías de 6" y 6", 6" y 8" están dentro de los valores permitidos. En el caso de la tubería de 6" y 4" se observar que en solo un tramo de la tubería el valor de caída de presión es mayor al permitido, esto generado debido a que cuando se poseen diámetros menores; las caídas de presión en la tubería son mayores.

Para la selección de la tubería se requiere que las velocidades del fluido en la tubería sean inferiores a los valores máximos permitidos, **además que las caídas de presión sean mínimas de manera de garantizar la integridad de las**

tuberías. El diámetro de tubería que cumplió con estos requisitos fue la de un diámetro de 6" y 8".

4.3.3 Línea de Gas

La velocidad máxima permisible $= 110/\rho_g^{1/2}$ para gas.

4.3.3.1 Línea de gas a Plantas Compresoras Jusepín (PCJ)

Los cálculos de los valores que se presentan a continuación se muestran en el apéndice K. Es importante resaltar que los puntos o links corresponden a la simulación que se realizó, la cual se puede observar en la figura 3.20 del capítulo III.

Tabla 4.19 Resultados de la evaluación de la línea de gas a PCJ.

LINK	DESDE	Vmax	V-Pipephase	ΔP- Pipephase (psi)	V-Pipephase	ΔP- Pipephase (psi)	V-Pipephase	ΔP- Pipephase (psi)	V-Pipephase	ΔP- Pipephase (psi)
		Pie/seg	(4") Pie/seg	Gradiente (psift)	(6") Pie/seg	Gradiente (psift)	(8") Pie/seg	Gradiente (psift)	(10") Pie/seg	Gradiente (psift)
L032	J005	171.50	59.51	5.59E-02	55.00	1.89E-02	55.12	1.89E-02	55.07	1.04E-02
	J031									
L036	J031	171.50	22.01	7.30E-03	20.34	1.54E-02	20.38	1.19E-02	20.4	6.98E-03
	J033									
L038	J033	179.61	149.71	6.85E-02	60.00	2.55E-02	33.06	1.74E-03	22	5.57E-04
	J037									
L041	J037	200.00	176.84	4.00E-01	84.50	3.12E-02	38.04	9.96E-03	25.94	1.01E-02
	J040									
L043	J040	213.20	196.00	1.83E-02	86.00	1.99E-03	49.85	4.57E-04	31.46	1.35E-04
	D042									

En la tabla 4.19 se muestran los valores de velocidad y caída de presión que fueron obtenidos del simulador Pipephase, para cada diámetro de tubería con que se realizaron las sensibilidades. Los resultados que se muestran en color morado, refleja los valores en los cuales se presentaron problemas.

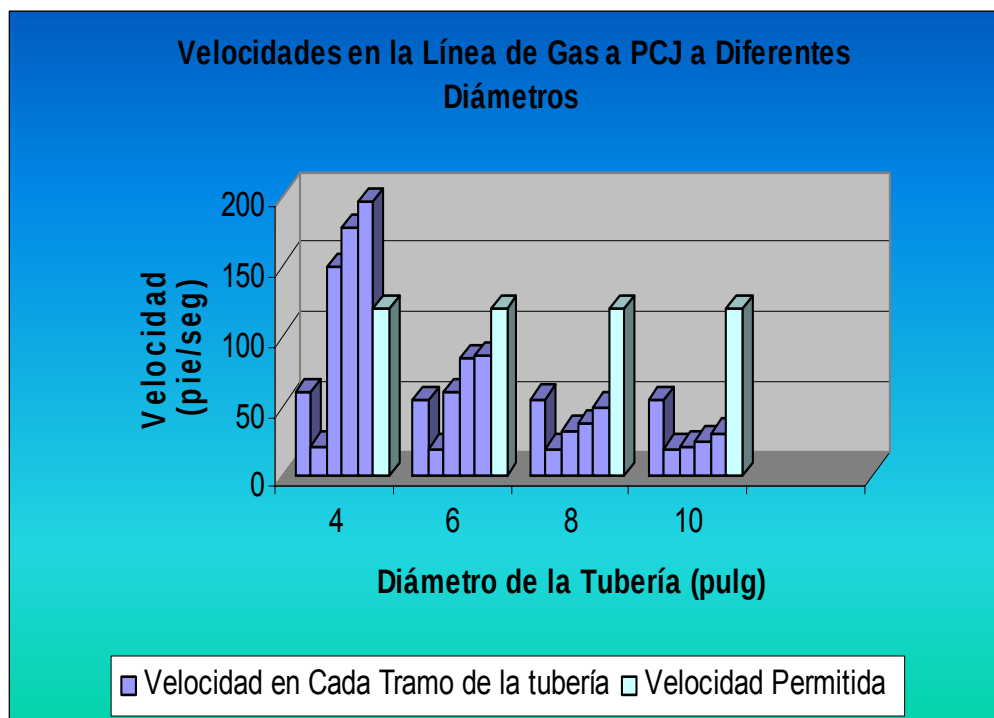


Figura 4.18 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas.

Se puede observar en la figura 4.18, que la tubería con un diámetro de 6", 8" y 10" las velocidades son menores al valor máximo o permisible en la tubería. Mientras que en la tubería con un diámetro de 4" se observa que las velocidades son mayores a la velocidad permitida.

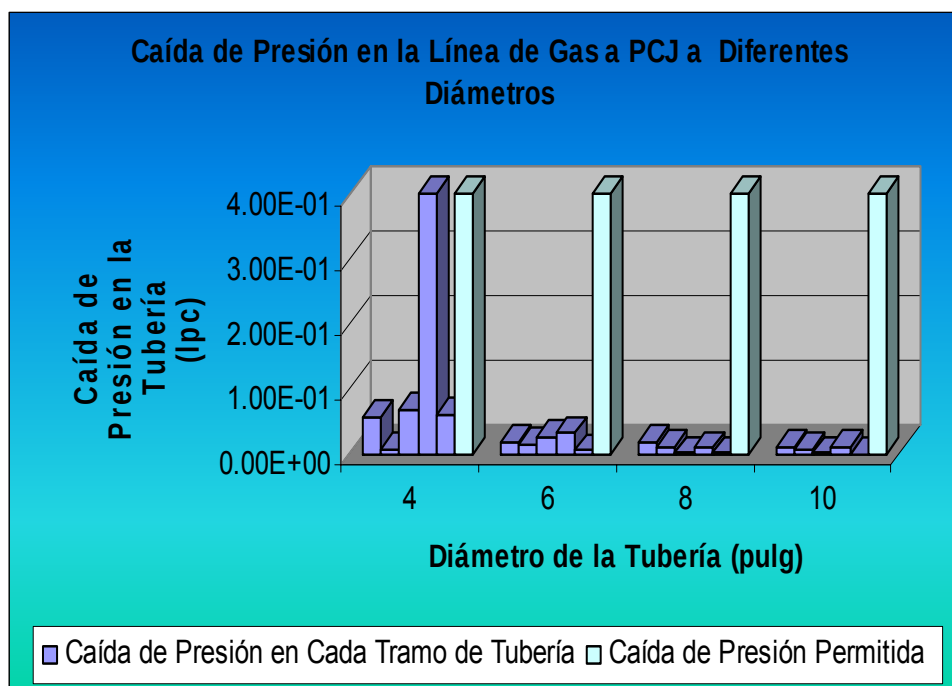


Figura 4.19 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas.

Las caídas de presión en las tuberías para los diferentes diámetros se puede apreciar en la figura 4.19, se observa que las caídas de presión en las tuberías a diferentes diámetros se encuentran dentro de los valores permitidos, aunque en el caso de la tubería de 4" estos valores son un poco altos.

El diámetro de tubería que cumplió con los requisitos establecidos en las normas fue la de un diámetro de 6", aun cuando se puede usar la tubería con un diámetro de 8" y 10", pero el costo aumenta al adquirir esas tuberías con un mayor diámetro. Si una tubería de menor diámetro en este caso 6", se garantiza que los valores se encontraron dentro del rango.

4.3.3.2 Línea de gas a venteo

Los cálculos de los valores que se presentan a continuación se muestran en el apéndice K. Es importante resaltar que los puntos o links corresponden a la simulación que se realizó, la cual se puede observar en la figura 3.21 del capítulo III.

Tabla 4.20 Resultados de la evaluación de la línea de gas a Venteo

LINK	DESDE	Vmax	V-Pipephase	ΔP - Pipephase(psi)	V-Pipephase	ΔP - Pipephase(psi)	V-Pipephase	ΔP - Pipephase(psi)	V-Pipephase	ΔP - Pipephase(psi)
		Pie/seg	(10") Pie/seg	Gradiente (psift)	(8") Pie/seg	Gradiente (psift)	(6") Pie/seg	Gradiente (psift)	(4") Pie/seg	Gradiente (psift)
L020	D3-3GAS J003	185.695338	11.84	-5.04E-04	11.8	-5.02E-04	11.66	-4.97E-04	11.66	-4.97E-04
L015	J003 J001	185.695338	11.78	-1.25E-03	11.74	-6.91E-04	11.62	-6.96E-04	11.62	-6.96E-04
L003	J004 J001	185.695338	18.79	-2.56E-04	18.5	-1.02E-03	18.44	-1.01E-03	18.44	-1.01E-03
L026	J001 J016	185.695338	23.6	-8.08E-03	23.48	-8.04E-03	23.27	-7.97E-03	23.27	-7.97E-03
L017	J005 J016	185.695338	18.69	-2.56E-04	18.6	-2.54E-04	18.44	-2.52E-04	18.44	-2.52E-04
L031	J016 J029	185.695338	35.42	1.29E-03	55.61	-3.04E-04	95.7	-7.91E-03	208.59	-8.58E-02
L047	J029 J045	194.257172	35.4	-6.09E-03	55.89	-2.06E-02	98.26	-2.62E-02	249.92	-2.00E-01
L005	J045 J002	204.124145	56.07	-2.93E-02	56.7	-2.93E-02	56.7	-2.93E-02	56.7	-2.93E-02
L016	J002 J006	204.124145	56.89	-3.13E-02	56.96	-3.14E-02	56.93	-3.14E-02	56.93	-3.14E-02
L014	J006 D007	204.124145	57.01	-1.85E-03	57.04	-1.85E-03	57.02	-1.62E-02	57.02	-1.62E-02

En la tabla 4.20 se muestran los valores de velocidad y caída de presión que fueron obtenidos del simulador Pipephase, para cada diámetro de tubería con que se realizaron las sensibilidades. Los resultados que se muestran en color morado, refleja los valores en los cuales se presentaron problemas.

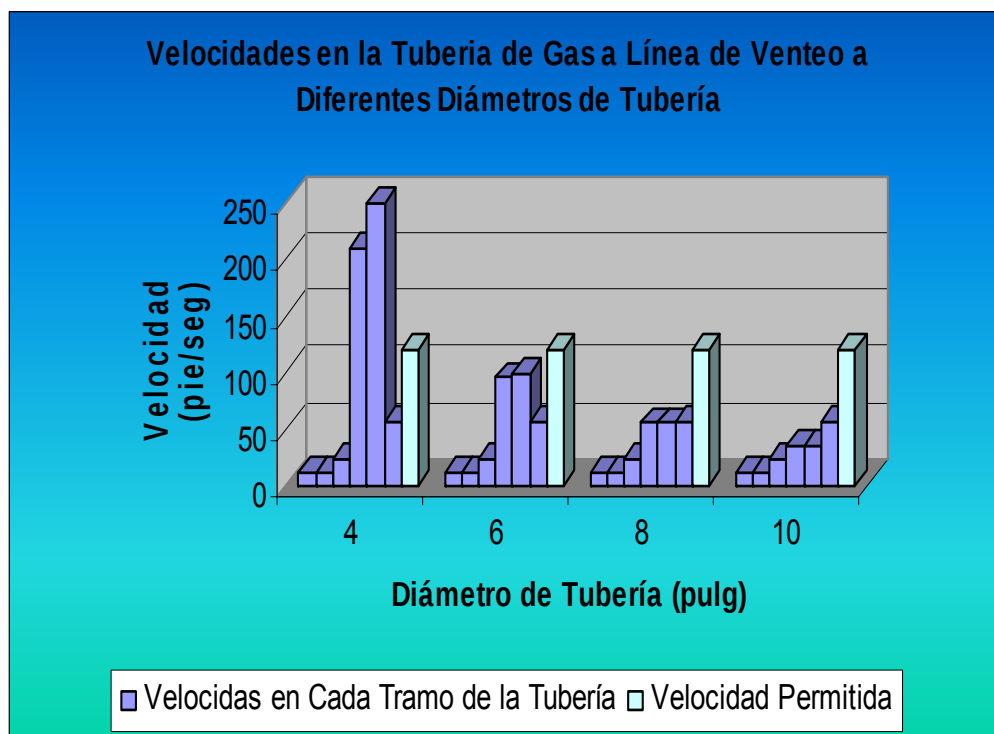


Figura 4.20 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas.

Se puede observar en la figura 4.20, que la tubería con un diámetro de 6", 8" y 10" las velocidades son menores al valor máximo o permisible en la tubería. Mientras que en la tubería con un diámetro de 4" se observa que las velocidades son mayores a la velocidad permitida.

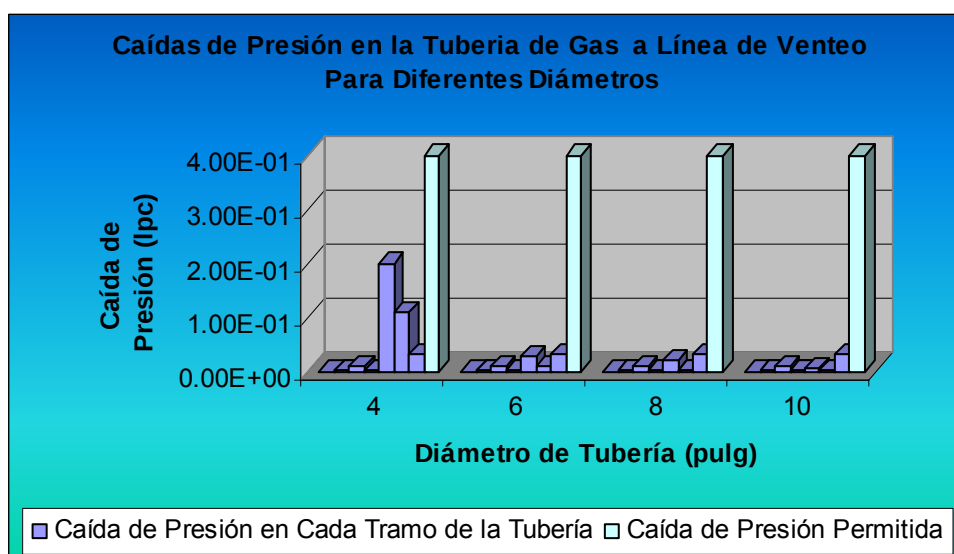


Figura 4.21 Resultados de la capacidad de gas en los depuradores en baja presión para cada una de las propuestas

La caída de presión en las tuberías para los diferentes diámetros se puede apreciar en la figura 4.21, se observa que las caídas de presión en las tuberías a diferentes diámetros se encuentran dentro de los valores permitidos, aunque en el caso de la tubería de 4" un valor es igual al permitido.

El diámetro de tubería que cumplió con los requisitos establecidos en las normas fue la de un diámetro de 6", aun cuando se puede usar la tubería con un diámetro de 8" y 10", pero el diámetro óptimo de las líneas está determinado por la inversión de líneas. Es decir, que resultaría costoso adquirir tuberías de mayor diámetro, cuando con una tubería de menor diámetro se cumple con la misma función. En este caso, con una tubería de 6", se garantiza la integridad de la tubería.

4.4 Resultados de la estimación de costo para la propuesta seleccionada.

La tabla 4.21, muestra los resultados obtenidos en relación a la procura de los equipos y materiales necesarios en la propuesta seleccionada.

Tabla 4.21 Procura de equipos/materiales.

LISTA DE MATERIALES					
CODIGO	CANTIDAD	UNIDAD	DESCRIPCIÓN	Bs.	TOTAL
1	2.90	Jta (12 mts)	Tubería ø 3" SCH-40 (175479)	885,330.00	221,332.50
2	109.17	Jta (12 mts)	Tubería ø 6" SCH-40 (176715)	1,625,400.00	14,628,600.00
3	40.30	Jta (12 mts)	Tubería ø 8" SCH-40 (176579)	1,527,360.00	4,887,552.00
4	2.00	pza	Codo 90°-RL ø 3" SCH-40 (42795)	28,750.00	57,500.00
5	22.00	pza	Codo 90°-RL ø 6" SCH-40 (42811)	69,000.00	1,518,000.00
6	11.00	pza	Codo 90°-RL ø 8" SCH-40 (42815)	158,000.00	1,738,000.00
7	10.00	pza	Codo 45°-RL ø 6" SCH-40 (247706)	44,000.00	440,000.00
8	6.00	pza	Codo 45°-RL ø 8" SCH-40 (249486)	95,000.00	570,000.00
9	1.00	pza	Tee Recta de 3" SCH- 40 (43511)	58,000.00	58,000.00
10	4.00	pza	Tee Recta de 6" SCH- 40 (43518)	160,000.00	640,000.00
11	4.00	pza	Tee Recta de 8" SCH- 40 (43518)	250,000.00	1,000,000.00
12	4.00	pza	Reducción Concéntrica ø 3x6" (463089)	170,000.00	680,000.00
13	2.00	pza	Reducción Concéntrica ø 6x8" (405253)	221,000.00	442,000.00
14	2.00	pza	Bridas W.N ø 3" ANSI 150 (246268)	37,000.00	74,000.00
15	18.00	pza	Bridas W.N ø 6" ANSI 150 (242477)	50,416.00	907,488.00
16	4.00	pza	Bridas W.N ø 6" ANSI 300	115,438.00	461,752.00
17	2.00	pza	Empacadura Flexitalic ø 3" (313231)	18,000.00	36,000.00
18	22.00	pza	Empacadura de Amianto ø 6"	50,701.00	1,115,422.00
19	4.00	pza	Espárragos con tuercas ø 5/8 x 3 1/2" de largo	1,284.00	5,136.00
20	192.00	pza	Espárragos con tuercas ø 7/8 x 4 1/2" de largo	2,753.00	528,576.00
21	1.00	pza	Válvula Compuerta ø 3" ANSI 150	425,280.00	425,280.00
22	2.00	pza	Válvula Compuerta ø 6" ANSI 150	892,761.00	1,785,522.00
23	2.00	pza	Válvula Compuerta ø 6" ANSI 300	1,339,141.50	2,678,283.00
24	3.00	pza	Válvula de Bola ø 6" ANSI 150	3,173,993.85	9,521,981.54
TOTAL					44,420,425.04

En la tabla 4.22, se exponen los costos generados para la implantación de la nueva infraestructura, abarca los costos por concepto de instalación/desmontaje de equipos y interconexión de las nuevas líneas. Es importante resaltar que existen actividades para las cuales se estima el empleo de la mano de obra de la cuadrilla del departamento que realice el trabajo, en vista de que los trabajos son aptos para realizarlos con esfuerzo propio, es decir, no resulta necesario la contratación de empresas externas para la realización de estas

actividades. Las actividades que requieran de personal contratado están consideradas y tienen las horas-hombres establecidas de manera preliminar.

Tabla 4.22 Costos por implantación.

CONSTRUCCIÓN	H-H	COSTO	TOTAL
OBRERO	10,200.00	45,000.00	459,000,000.00
		TOTAL:	459,000,000.00

En la tabla 4.23, se presentan los costos totales generados por concepto de: Procura de equipos/materiales, Construcción, Gestión y el costo total del proyecto.

Tabla 4.23 Costo total del proyecto.

DESCRIPCIÓN	HORAS-HOMBRE	TOTAL MMBs.
PROCURA	-	44.42
CONSTRUCCIÓN	10,200.000	459.00
GESTIÓN	510.000	21.42
TOTAL	10,710.000	524.840
		MMBs. TOTAL
PROYECTO		524.84

De la tabla 4.23 se puede apreciar que la inversión requerida para llevar a cabo las modificaciones a los módulos II y III, de acuerdo a la propuesta seleccionada es de 524,840 MMBs.

La capacidad de líquido que se generó de la propuesta seleccionada es de 12 MBD, por lo que al proyectar las ganancias que se puedan generar de ese incremento de caudal de líquido, se observó que la inversión inicial se recupera en un tiempo corto.

CONCLUSIONES

De los análisis de resultados de esta investigación y de acuerdo a los objetivos trazados, se obtuvieron las siguientes conclusiones:

1. Los separadores que operaban en la etapa de alta presión 500 lpc están en la capacidad de manejar fluidos a una presión de 120 lpc, sin embargo su capacidad de manejo de crudo disminuye de 17 MBD a 6 MBD y la capacidad de manejo de gas disminuye de 17,5 MMPCND a 7,5 MMPCND por cada separador.
2. Para que los separadores que operaban en la etapa de alta presión del módulo II y que operarán en la etapa de media presión, es importante mantener el caudal de líquido en 12 MBD y un caudal de gas en 15 MMPCND para evitar altas velocidades del gas en el sistema; ya que puede causar erosión en las boquillas, arrastre de líquido y daños a los internos del separador.
3. Los separadores y depuradores que operaban en alta presión 500 lpc, pueden operar a una presión menor de 120 lpc y 40 lpc, garantizando que las velocidades en las boquillas de los recipientes son inferiores a las máximas recomendadas en la norma de PDVSA.
4. La capacidad de gas en los depuradores (D3-1, D2-1) que pueden operar en media y baja presión pueden manejar el gas proveniente de los separadores (SG3-1A/B, SG2-1A/B) que pueden operar a media y baja presión respectivamente.
5. Los enfriadores de gas evaluados en media y baja presión pueden operar bajo las condiciones de diseño que se disponen en los enfriadores que operaban a alta presión (E3-1A/B, C, D y E2- 1A/B, C, D), debido a que el caudal de gas para el cual fueron evaluados es menor para el cual fueron diseñados.
6. Para los enfriadores de crudo E2-4 y E3-4, se reflejó que para el caudal de líquido con el cual se evaluaron 122,5 MBND los enfriadores pueden manejar ese caudal. Pero operacionalmente no ocurre esto, ya que los enfriadores de

crudo no pueden manejar el fluido proveniente de los módulos I, II y III. Esto pudo ocurrir debido a que el tipo de crudo que se maneja en el complejo contiene asfáltenos, lo que agudiza mas la situación. Si esto ocurre el problema que se presenta en los enfriadores de crudo es que los tubos se encuentren obstruidos, lo que restringe el paso de fluidos por los mismos.

7. En la propuesta 1 (caso 1), los separadores de baja presión (SG3-3; SG2-3A; SG2-3B) no pueden manejar el fluido proveniente de los separadores de media, por lo tanto esta propuesta no es factible.
8. En la propuesta 2 y 3, no se logró el incremento en la capacidad de líquido, sino una disminución de la capacidad en media presión.
9. En el propuesta 5 (caso 5), se logró el mayor incremento de capacidad de líquido en 24 MBD. Pero en este caso, se hace necesario instalar un separador nuevo y sus respectivos enfriadores, lo cual genera un incremento en los costos, tiempo de construcción extenso y lenta requisición de equipos mayores. Además, debe realizarse toda la infraestructura necesaria para la instalación del nuevo separador y enfriador. Por lo que esta opción es menos viable, sin embargo factible.
10. La propuesta que mejor se ajusta a las condiciones establecidas fue el caso 4 debido a que:
 - a. Involucra menos modificaciones y menor cantidad de material para realizar los trabajos.
 - b. Se logró el incremento en la capacidad de líquido de 12 MBD en el módulo II.
 - c. Rapidez de construcción.
 - d. Resultó favorecida por ser la opción más económica.
11. Las condiciones de diseño de la tubería, incluyendo temperatura y presión, están de acuerdo con los requerimientos de las normas.
12. El diseño para tuberías de líquido y gas evaluadas cumplieron con los siguientes factores: la velocidad permisible, caída de presión mínima, erosión

y economía. Para la selección de la tubería se requiere que las velocidades del fluido en la tubería sean inferiores a los valores máximos permitidos, además que las caídas de presión sean mínimas de manera de garantizar la integridad la continuidad del proceso.

13. El espesor propuesto para las interconexiones, es el adecuado para soportar la presión interna a la que operará.
14. La tubería de interconexión de los condensados del depurador de gas de baja presión con la tubería de 8" SCH STD que conecta los separadores de baja presión SG3-3 con la salida del separador SG3-3 será de 3".
15. La inversión requerida para llevar a cabo las modificaciones a los módulos II y III, de acuerdo a la propuesta seleccionada es de 524,840 MMBs.
16. La capacidad de líquido que se generó de la propuesta seleccionada es de 12 MBD, por lo que al proyectar las ganancias que se puedan generar de ese incremento de caudal de líquido, se apreció que la inversión se recupera en un tiempo de 2 a 3 días. Considerando que el costo de la inversión es bastante bajo en comparación con los beneficios del incremento de capacidad.

RECOMENDACIONES

1. Llevar a cabo la propuesta número 4 seleccionada.
2. Mantener los caudales de 15 MMPCND de gas y 12 MBD de líquido establecidos en los separadores de media presión (SG3-1A/B) de manera de garantizar el buen funcionamiento de estos.
3. Realizar una prueba de capacidad luego de colocar en servicio el módulo, con el objetivo de cuantificar su capacidad real de manejo de gas y crudo.
4. Realizar mantenimiento a los enfriadores de crudo de los módulos II y III.
5. Recalibrar las válvulas de seguridad a los separadores modificados a 120 lpc y 40 lpc.
6. Ajustar los controles de presión de venteo y transferencia de gas a los depuradores (D3-1 y D2-1) a 120 lpc y 40 lpc.
7. Realizar evaluación de los sistemas de medición y control de las variables del proceso en los módulos II y III.
8. Modificar la nomenclatura a los equipos con los siguientes TAG, para los separadores (SG9-2A/B, SG9-3A/B), depuradores (D9-2, D9-3) y enfriadores de gas (E9-2A/B/C/D, E9-3A/B/C/D); los cuales formarán parte del “nuevo” módulo 9.
9. Identificar los equipos luego de hacer los cambios.
10. Actualizar los despliegues en SCADA con las modificaciones realizadas.
11. Modificar los planos, isométricos, DTI con los arreglos planteados.
12. Es fundamental que los valores que se utilizan en el diseño de los enfriadores, tomen en cuenta las resistencias que se esperan durante la operación normal del equipo y un tiempo de servicio razonable entre los períodos de limpieza, de manera que no se produzca una desactivación o mal funcionamiento de los enfriadores.

SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

API:	Instituto Americano de Petróleo.
Bbl o BN:	Barriles normales.
BNP:	Barriles normales por día.
B _o :	Factor volumétrico de formación.
Cp:	Centipoises.
° C:	Grados Celsius.
D _p :	Diámetro de la partícula.
° F:	Grados Fahrenheit.
f:	Factor de fricción.
GPM:	Galones por cada mil pies cúbicos de gas
g:	Aceleración de gravedad.
H ₂ S:	Sulfuro de Hidrógeno.
K:	Constante de Souders y Brown.
lb:	Libra.
lpca:	Libras por pulgada cuadrada absoluta.
lpcm:	Libras por pulgada cuadrada manométricas.
Min:	Minutos.
PCN:	Pies cúbicos normales.
PCND o pie ³ /d:	Pies cúbicos normales por día.
Pulg:	Pulgada.
Q:	Flujo volumétrico.
° R:	Grados Ranking.
R _e :	Número de Reynolds.
RGP:	Relación Gas- Petróleo.
Seg:	Segundos.
V _c :	Velocidad crítica.
V _e :	Velocidad erosional.
W:	Flujo másico.

SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

Z :	Factor de compresibilidad.
μ :	Viscosidad.
ρ :	Densidad.
γ :	Gravedad Específica.
ΔP :	Caída de Presión.
$\Delta P/\Delta L$:	Gradiente de presión
@:	A condiciones.

Glosario

Antiespumante: Aditivo usado para evitar la formación de espuma, al reducir la tensión superficial de ésta en petróleos crudos, aceites lubricantes, aceites de transmisión, glicol y aminas, entre otros.

Arena: Impureza presente en los fluidos. Elemento de frecuente aparición en los crudos, de efecto abrasivo. Esta arena es desprendida de la roca del yacimiento, cuando la formación es poco consolidada. Su impacto es evidente cuando se trabaja con velocidades altas o en los orificios de descarga de los líquidos demasiados pequeños.

Asociación de Productores y Procesadores de Gas de los E.U.A. (G.P.S.A): Organización que reúne a los industriales de la industria del gas en los Estados Unidos de América. Se encarga de la publicación del libro de datos más importante de la industria del gas (GPSA – DATA BOOK).

Bache: Es un caudal de líquido libre que fluye con la corriente de gas a una determinada velocidad. Se suele recoger en trampas o separadores diseñados para tales propósitos.

Banco: Uno o más bays incluyendo una o más unidades arregladas en una estructura continua.

Bay: Uno o más haces de tubo servidos por uno o más ventiladores incluyendo la estructura, el pleno y otros equipos presentes.

Boca de visita (manhole): Agujero que suele colocárseles a los recipientes para facilitar la inspección y el mantenimiento.

Boquilla: Agujero para la entrada y salida de fluidos del recipiente, normalmente provisto de bridas para la conexión a las tuberías.

Bota: Barril ubicado en la parte inferior de un separador para almacenar los líquidos. Es muy utilizado para drenar partículas líquidas antes de que el gas sea succionado por los compresores. Es común en los separadores tipo filtro, donde se coloca para reservar un volumen adicional para el depósito de los líquidos.

Brida: Reborde circular en el extremo de los tubos metálicos para acoplar unos a otros.

Caudal: Volumen por unidad de tiempo.

Coalescedor: Mecanismo o elemento instalado dentro de un separador que permite el paso del gas por un enjambre o medio poroso para separar gotas muy pequeñas del líquido.

Coalescencia: La conversión de pequeñas gotas o partículas para formar gotas grandes que decantan dándoles origen a las acumulaciones de líquido.

Condensados: Líquidos formados por condensación de los vapores del gas. Específicamente se refieren a los hidrocarburos líquidos que se condensa del gas natural, como consecuencia de los cambios de presión y temperatura, cuando el gas del yacimiento se lleva a condiciones de superficie.

Constante K: En la ecuación de Souders y Brown, es uno de los parámetros que mayor relevancia tiene al predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente y el cálculo del diámetro mínimo del separador. Es el valor que acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema.

Control de nivel: Dispositivo para manejar los volúmenes de líquido obtenidos durante el proceso de separación.

Coriolis: El medidor de flujo másico Coriolis es un sensor que permite medir el caudal de líquido, a través de la medición directa de la tasa de flujo másico y la densidad del mismo.

Corriente abajo: Corriente de un fluido después de pasar por el sitio de referencia.

Corriente arriba: Corriente de un fluido antes de llegar al sitio tomado como referencia.

Corrosión: Alteración física, generalmente deterioro o destrucción, provocada por una acción química o electroquímica. Por contraste, la erosión es causada por una acción mecánica.

Corrosividad: Tendencia al desgaste del metal causado por corrosión.

Crudo espumoso: Petróleo que forma espuma por acciones mecánicas o químicas.

Crudo mediano: Aquel cuya gravedad a 15,6 °C (60 °F) varía entre 22 y 29,9 °API.

Cuello de Botella: Es una restricción de flujo ocasionado por mal diseño, el cual causa caídas de presión mayores a las esperadas.

Deflector: Dispositivo que trabaja por agitación mecánica para inducir un cambio rápido en la dirección de la corriente de entrada, para que se produzca la

separación gas –líquido del separador. Se diseñan en forma de placa, ángulo, cono o semiesfera.

Densidad: Masa de una sustancia por unidad de volumen. (Al calcular la densidad del gas se debe tomar muy en cuenta las condiciones de presión y temperatura del fluido).

Depurador (scrubber): Es un separador cuya función básica es remover pequeñas cantidades del líquido de una mezcla con predominio gaseoso.

Deshidratación: Método o proceso de tipo mecánico, químico o eléctrico, empleado en la separación del agua del petróleo o del gas natural.

Desgasificación: Acción de remover el gas del líquido.

Dimensionamiento del separador: Determinación de las proporciones que ocupan los diferentes componentes dentro del recipiente o división del espacio que se debe prever para que se realice el trabajo deseado.

Dispositivo tipo ciclón: Parte del separador que funciona mediante fuerzas centrífugas, en lugar de la agitación mecánica. La entrada de los fluidos a este dispositivo se hace mediante una chimenea ciclónica. Hay dos tipos: de chimenea y tangenciales.

Dispositivo tipo placa: Elemento de choque construido con placas para producir la separación inicial del petróleo y el gas natural. Se le llama separador primario.

Ecuación de Stokes: Formula utilizada para determinar la velocidad con que una partícula se separa de la fase donde se encuentra. Con ello se determina el tiempo de retención del petróleo o del agua para lograr la separación. Depende de las

densidades de los fluidos que se separan, de la viscosidad de la fase y del diámetro de la partícula que se desea separar.

Eliminador de niebla: Dispositivo para aglutinar las partículas del líquido que están presentes en una corriente de gas, mejorar la separación y disminuir el arrastre.

Emulsión: Una mezcla líquida heterogénea, sustancialmente permanente, de dos o más líquidos que normalmente no se disuelven uno en otro, pero que son mantenidos en suspensión o dispersión, uno en otro, por agitación mecánica, o más frecuentemente, mediante la adición de pequeñas cantidades de sustancias llamadas emulsificantes.

Enfriador: Es una unidad en la cual una corriente de proceso intercambia calor con agua o aire sin que ocurra cambio de fase.

Ensuciamiento: El ensuciamiento (“fouling”) en las unidades de transferencia de calor puede definirse como depósitos de material indeseado sobre la superficie de transferencia de calor, causando degradación en la operación del equipo en un orden del 80% y, algunas veces puede causar, falla o suspensión total de la operación.

Erosión: Alteración física, generalmente deterioro o destrucción, provocada por una acción mecánica.

Espaciado de tubos (Tube Pitch): El espaciado de los tubos (PT) es la distancia de centro a centro entre tubos adyacentes.

Espuma: Elemento perturbador producido por las impurezas y el agua presente en el crudo, que impide el buen funcionamiento de un separador. Hay espumas de

dos tipos: mecánicas y químicas. Las primeras, formadas por excesiva velocidad o caudal dentro del recipiente y las segundas, por efecto de productos químicos.

Factor de compresibilidad del gas: Generalmente se identifica con Z . Expresa la relación entre el comportamiento real de un gas con respecto del ideal en determinadas condiciones de presión, volumen y temperatura.

Factores de ensuciamiento: Las resistencias a la transferencia de calor debidas al ensuciamiento son causadas por sedimentos, polímeros y otros depósitos que se forman en las paredes internas y externas de los tubos de los intercambiadores de calor. Los valores que se utilizan en el diseño toman en cuenta las resistencias que se esperan durante la operación normal del equipo y un tiempo de servicio razonable entre los períodos de limpieza.

Flotador: Herramienta que al flotar ocasiona el cierre o apertura de una válvula. Se manipula con la altura del fluido en el recipiente.

Fluido: Conjunto de moléculas que se deforman a medida que fluyen.

Fluido bifásico: Aquel formado por dos fases. En flujo bifásico se presenta una distribución de las fases líquida y gas en la tubería y de acuerdo a la distribución de la interfase se observan diferentes configuraciones de flujo: las cuales tiene características particulares como: los perfiles de velocidad y el factor de entrapamiento en la tubería.

Flujo de avance: Tendencia de las líneas de flujo de dos fases a un tipo de flujo inestable, de oleaje.

Flujo multifásico: Mezcla compleja de hidrocarburos de diferentes fases.

Fuerza gravitacional: Aquella que domina el proceso de separación. Cuando se trabaja por debajo de la velocidad crítica del gas, las fuerzas de gravedad controlan el movimiento del gas en el separador.

Gas natural: Fluido en estado gaseoso que se forma por la acción de la naturaleza. Mezcla de hidrocarburos que se encuentra en la naturaleza en estado gaseoso, por sí sola o asociada con el petróleo, y que permanece así en condiciones normales de temperatura y presión. En su composición prevalece el metano, aunque también incluye etano y otros hidrocarburos de la cadena parafínica más pesados y en menor proporción. También puede contener otros componentes como el nitrógeno, el sulfuro de hidrógeno, el dióxido de carbono, agua, entre otros.

Gas pobre: Gas natural con poco contenido de compuestos pesados. También se le llama gas seco.

Gas rico: Aquel que contiene una cantidad de productos condensables.

G.P.M: Riqueza del gas que se mide por el número de galones de líquido que se pueden extraer por cada mil pies cúbicos del fluido en condiciones estándar (14,7 lpca y 60 °F).

Gravedad API: La gravedad (peso por volumen unitario) del crudo u otros fluidos relacionados, medida con un sistema recomendado por el Instituto Americano del Petróleo (API).

Gravedad Específica: El peso de un volumen determinado de cualquier sustancia comparado con el peso de un volumen igual de agua a la temperatura de referencia. Para los gases, se suele usar el aire como sustancia de referencia.

Haz de Tubo: Conjunto de cabezales, tubos y armazón. También se le llama una “sección”.

Hidrocarburo: Término general para el compuesto orgánico que contiene solamente carbono e hidrogeno en su molécula.

Hot tapping: Es un método usado para ejecutar conexiones usando herramientas y accesorios mientras el sistema de tubería o equipos están en operación.

Inhibidor: Aditivo usado para retardar una reacción química indeseable en productos.

Intercambiador: Nombre genérico de un dispositivo mecánico, o equipo, diseñado para transferir calor entre dos o mas corrientes de fluidos que fluyen a través del equipo.

Niebla o neblina: Pequeñas partículas de liquido dispersas en una corriente de gas, que fluyen con el, a la misma velocidad. Mientras más pequeñas las partículas, más se asemejan sus características a las del gas que las transporta.

Obturaciones: Es un método que restringe el paso de fluidos a través de una tubería.

Pasos: Es el recorrido del fluido de un extremo de la tubería al otro.

Petróleo crudo: Porción inmóvil de hidrocarburos que existe en la fase liquida en los yacimientos naturales y permanece liquida en condiciones atmosféricas de presión y temperatura.

Presión de vapor: Es aquella que ejerce el vapor que esta en equilibrio con su líquido, en determinadas condiciones de presión y temperatura.

Rompevórtice: Mecanismo capaz de evitar la formación de los remolinos. Dispositivo que se coloca en el separador para impedir la formación del torbellino.

Separación: Proceso que permite aislar los diversos componentes (crudo, agua y gas), con el fin de optimar el procesamiento y comercialización de algunos de ellos (crudo y gas).

Separador: Un dispositivo mecánico que se emplea en la separación de líquidos (agua, hidrocarburos, entre otros.) de los gases.

Separadores trifásicos: Son recipientes capaces de separar el gas y las dos fases de los líquidos inmiscibles. Estos separadores se emplean para separar el agua que pueda estar presente en el crudo, con lo cual se reduce la carga en el equipo de tratamiento del petróleo y se aumenta la capacidad de transporte en las tuberías. También ayuda a mejorar la precisión de las medidas de flujo.

Separadores tipo filtro: Un separador tipo filtro es una unidad que, por lo general, tiene dos compartimientos. El primero de ellos contiene un filtro coalescente para la separación primaria del líquido que viene con el gas y luego el fluido pasa al segundo compartimiento del separador, en el cual se encuentra el extractor de niebla, que se encarga de remover el líquido remanente. En ocasiones, este recipiente contiene un barril o una bota en la parte inferior para almacenar los líquidos. Es muy utilizado para drenar partículas líquidas antes de que el gas sea succionado por los compresores.

Separadores esféricos: Son unidades compactas de separación, de forma esférica, utilizadas para gas de alta presión y con volúmenes pequeños de líquidos. Son poco empleados en la industria del petróleo.

Separadores con elementos centrífugos: Hay varios tipos de separadores centrífugos que sirven para separar sólidos y líquidos de la corriente de gas. Trabajan con mecanismos patentados, cuyo diseño y aplicación deben ser consultados con el fabricante. La principal ventaja de estos separadores es su menor mantenimiento.

Simulador: Programa de computación que automatiza los cálculos para el diseño de equipos y estudio del proceso.

Tabique: Extractor de niebla que se usa para controlar la formación de espuma y la turbulencia. Es un dispositivo que garantiza la producción de gas libre de las partículas de líquido o con la pureza deseada.

Tambor (knockout drum): Recipiente diseñado para manejar corrientes con una alta relación gas- líquido, es decir, posee poca capacidad para retención de líquidos. La separación inicial se produce por el efecto de choque o impacto.

Tasa de alimentación: Cantidad de fluido que alimenta un separador u otro recipiente en la unidad de tiempo.

Tasa de flujo: Unidad másica por unidad de tiempo.

Tiempo de retención (o de residencia): Tiempo que permanece el fluido dentro del recipiente para garantizar la separación de cada una de las fases.

Transferencia de calor: Es una interacción entre fluidos o materiales a consecuencia de un gradiente de temperaturas entre ellos.

Turbulencia: Agitación que genera fluidos multifásicos.

Unidad (enfriadores): Uno o más haces de tubo en uno o más bays para un servicio único.

Válvula de alivio o de seguridad: Dispositivo automático que se abre cuando existe exceso de presión en el sistema.

Velocidad crítica del gas: Aquella que se predice mediante las relaciones que se derivan de la ley de caída de Newton. Es la velocidad máxima para la cual se puede diseñar un separador.

Velocidad de erosión: La máxima velocidad del fluido hasta donde se puede permitir una erosión aceptable o aquella por encima de la cual el desgaste del material es exagerado.

Venteo: Procedimiento en el cual se liberan o queman a la atmósfera los gases que no pueden ser manejados en los equipos de proceso, cuando existe sobrepresión en éstos.

Vórtice: Es un remolino originado por efecto de la rotación de los fluidos. Puede aparecer espontáneamente cuando se abre la válvula para descargar líquidos o como consecuencia de una rotación inducida. Cuando aparece, el separador deja de cumplir su función.

BIBLIOGRAFÍA

- 1.- Cestari S., Francisco G y Garcia., Raiza E. (1995). Diseño de una Base de Datos que Sirva de Insumo al Manual de Ingeniería de Producción Petrolera de la Escuela de Ingeniería de Petróleo de la UCV. Fase I. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
- 2.- Centro Internacional de Educación y Desarrollo (1997). Curso Levantamiento Artificial por Gas para Ingenieros.
- 3.- Danesh, Ali(1998). PVT and Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids. Amsterdam: Elsevier.
- 4.- Economides, M, A. y Ehlig Economides, C. (1994). Petroleum Production Systems. New Jersey: Prentice Hall Petroleum Engineering, Series.
- 5.- Engineering Data Book. (1998). Tulsa: Gas Processors Suppliers Association (GPSA). Volumen 1 y 2. 11th Edition.
- 6.- HYSYS Plant 2.2. Documentation. (2000). AEA Techonologies, Hysys LTD.
- 7.- Gomez, L.E; Mohan, R.S. ; Dhoham, O. ; Marrelli, J. D. ; Kouba, G.E. Aspect Ratio Modeling and Desing Procedure for GLCC Compact Separators. Journal of Energy Resources Technology. March 1999, Vol.121 /23.
- 8.- Gomez, L; Mohan, R; Shoham, O; Kouba, G.E (1998). Enjanced Mechanistic Model and Field Application Desing of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators. New Orleans Louisiana: SPE 49174.

- 9.- Ken A., Maurice S. (1998). Surface Production Operations, Desing of Oil-Handling System and Facilities. Houton, Texas: Guf Publishing Company, Volumen 1. Segunda edición.
- 10.- Manual de Diseño de Proceso. Principios Básicos. (1995). PDVSA. Separación Física, Tambores, Separadores.
- 11.- Manual de Ingeniería de Diseño. Separadores Líquido-Vapor 90616.1.027. (1994) PDVSA.
- 12.- Manual de Ingeniería de Diseño. Cálculo Hidráulico de Tuberías. (1994) PDVSA.
- 13.- Manual de Diseño de Proceso. Separadores Líquido -Vapor. (1995) PDVSA. Separación Física, Tambores, Separadores.
- 14.- Manual de Diseño de Procesos. Principios Básicos. (1995) PDVSA. Transferencia de Calor, Intercambiadores de Calor.
- 15.- Manual de Diseño de Procesos. Procedimiento de Diseño para Enfriadores por Aire. (1995) PDVSA. Transferencia de Calor, Intercambiadores de Calor.
- 16.- Manual de Ingeniería de Diseño. Dimensionamiento de Tuberías de Proceso. (1993) PDVSA.
- 17.- Martínez M. (1990). Diseño Conceptual de Separadores. Ingenieros Consultores, S.R.L., Maracaibo-Venezuela.
- 18.- McCain, W. (1989). The Properties of Petroleum Fluids. Tulsa, Oklahoma: Editorial PennWell., segunda edición.

19.- Perry, R.H. (1999). Perry's Chemical Engineers Handbook. México: Editorial McGraw Hill., séptima edición.

20.- SIMSCI. (2002). Introduction to PIPEPHASE. Simulation Sciences. USA

COMPLEJO JOSEPIN

RFL 01302



Composición de Líquido Salida Del Separador SG3-2. Modulo-3

(Por la Técnica de Flash / Cromatografía)

Componente	% Molar	% Peso	Dens Liq (gm/cc)	GPM	% Vol
Sulfuro de Hidrogeno	0.00				
Dioxido de Carbono	0.19	0.04	0.8172		0.04
Nitrogeno	0.10	0.01	0.8086		0.01
Metano	2.05	0.14	0.2997		0.42
Etano	1.47	0.19	0.3558	0.392	0.47
Propano	2.58	0.49	0.5065	0.709	0.86
iso-Butano	0.95	0.24	0.5623	0.310	0.38
n-Butano	2.03	0.51	0.5834	0.639	0.77
iso-Pentano	1.92	0.60	0.6241	0.701	0.85
n-Pentano	2.20	0.69	0.6305	0.795	0.96
Hexanos	4.24	1.54	0.6850	1.642	1.99
Heptanos	6.72	2.79	0.7220	2.822	3.41
Octanos	8.21	3.81	0.7450	3.724	4.51
Nonanos	6.89	3.61	0.7640	3.446	4.17
Decanos	5.87	3.40	0.7780		3.86
Undecanos	4.81	3.06	0.7890		3.43
Dodecanos	4.00	2.79	0.8000		3.08
Tridecanos	4.46	3.38	0.8110		3.68
Tetradecanos	3.99	3.29	0.8220		3.53
Pentadecanos	3.94	3.51	0.8320		3.73
Hexadecanos	2.98	2.86	0.8390		3.01
Heptadecanos	2.63	2.70	0.8470		2.82
Octadecanos	2.69	2.92	0.8520		3.03
Nonadecanos	2.48	2.83	0.8570		2.91
Eicosanos Más	22.60	54.60	1.0025		48.08
Totales	100.00	100.00		15.181	100.00

Condiciones de Muestreo

128 Lpcm
178 ° F

Características de la Muestra

Peso Molecular Total..... 231.0

Densidad Teorica de la Muestra a 14.7 lpc y 60 ° F
en gm/cc..... 0.8829

Fracción Pesada	% Molar	% Peso	Densidad (gm/cc)	° API	PM
Heptanos Más	82.27	95.55	0.9047	24.8	268
Undecanos Más	54.58	81.94	0.9360	19.5	347
Pentadecanos Más	37.32	69.42	0.9640	15.1	430
Eicosanos Más	22.60	54.60	1.0025	9.5	558

COMPLEJO JUSEPIN

RFL 01302



Composición de Gas Salida Del Separador SG3-2. Modulo-3

(Por Técnica de Cromatografía)

Componente	% Molar	GPM	PM	Dens Liq (gm/cc)
Sulfuro de Hidrogeno	0.0000			
Dioxido de Carbono	3.0735		44.010	0.8172
Nitrogeno	0.2427		28.013	0.8086
Metano	71.3053		16.043	0.2997
Etano	11.2779	3.010	30.070	0.3558
Propano	8.1733	2.247	44.097	0.5065
iso-Butano	1.4389	0.470	58.123	0.5623
n-Butano	2.7497	0.865	58.123	0.5834
iso-Pentano	0.6832	0.249	72.150	0.6241
n-Pentano	0.6150	0.222	72.150	0.6305
Hexanos	0.3362	0.130	84.000	0.6850
Heptanos más	0.1043	0.044	96.000	0.7220
Totales	100.00	7.237		

Condiciones de Muestreo

128 lpcm

178 °F

Características de la Muestra

Presión Crítica (Ipc)	670.3
Temperatura Crítica (°R)	425.2
so Molecular Promedio	23.61
Gravedad del Gas, Calculada (aire = 1.000)	0.815
Factor de Gravedad del Gas, Fg	1.1076
Factor de Compresibilidad, Fpv	
a condiciones de Muestreo	1.0088
Factor Z del Gas	
a condiciones de Muestreo*	0.983

Propiedades de las fracciones pesadas

Componente	% Molar	PM	Dens Liq (gm/cc)	Gravedad API
Heptano más	0.1043	96.0	0.722	64.3

at 14.7 lpc y 60 °F

Valor calorífico Bruto (BTU/fcn de Gas Seco)	1335
GPM (C2+)	7.237
GPM (C3+)	4.227

* De: Standing, M.B., "Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems", SPE (Dallas), 1977, 8th Edition, Appendix II.

Fecha de Muestreo: 03/07/04

COMPLEJO JUSEPIN

RFL 01302



Composición de Líquido Salida Del Separador SG3-3. Modulo-3

(Por la Técnica de Flash / Cromatografía)

Componente	% Molar	% Peso	Dens Liq (gm/cc)	GPM	% Vol
Sulfuro de Hidrogeno	0.00				
Dioxido de Carbono	0.03	0.01	0.8172		0.01
Nitrogeno	1.44	0.17	0.8086		0.19
Metano	0.20	0.01	0.2997		0.04
Etano	0.47	0.06	0.3558	0.125	0.15
Propano	1.30	0.24	0.5056	0.357	0.43
iso-Butano	0.78	0.19	0.5623	0.255	0.31
n-Butano	2.19	0.54	0.5834	0.689	0.82
iso-Pentano	1.74	0.54	0.6241	0.635	0.76
n-Pentano	2.08	0.64	0.6305	0.752	0.90
Hexanos	4.12	1.48	0.6850	1.596	1.91
Heptanos	6.75	2.76	0.7220	2.835	3.39
Octanos	8.41	3.84	0.7450	3.815	4.56
Nonanos	7.12	3.68	0.7640	3.561	4.25
Decanos	6.14	3.51	0.7780	3.340	3.99
Undecanos	4.99	3.13	0.7890		3.51
Dodecanos	4.17	2.86	0.8000		3.17
Tridecanos	4.66	3.48	0.8110		3.80
Tetradecanos	4.14	3.36	0.8220		3.61
Pentadecanos	4.06	3.57	0.8320		3.79
Hexadecanos	3.08	2.92	0.8390		3.08
Heptadecanos	2.70	2.73	0.8470		2.85
Octadecanos	2.76	2.96	0.8520		3.07
Nonadecanos	2.55	2.87	0.8570		2.96
Eicosanos Más	24.12	54.45	0.9931		48.45
Totales	100.00	100.00		17.96	100.00

Condiciones de Muestreo

40 Lpcm
128 ° F

Características de la Muestra

Peso Molecular Total..... 234.3

Densidad Teorica de la Muestra a 14,7 lpca y 60 ° F
en gm/cc..... 0.8842

Fracción Pesada	% Molar	% Peso	Densidad (gm/cc)	° API	PM
Heptanos Más	85.65	96.12	0.8994	25.7	263
Undecanos Más	57.23	82.33	0.9295	20.6	337
Pentadecanos Más	39.27	69.50	0.9567	16.3	415
Eicosanos Más	24.12	54.45	0.9931	10.8	529

COMPLEJO JUSEPIN

RFL 01302



Composición de Gas Salida Del Separador SG3-3. Modulo-3

(Por Técnica de Cromatografía)

Componente	% Molar	GPM	PM	Dens Liq (gm/cc)
Sulfuro de hidrogeno	0.0000			
Dioxido de Carbono	3.4700		44.010	0.8184
Nitrogeno	0.0900		28.013	0.7778
Metano	51.1400		16.043	0.2998
Etano	15.7500	4.204	30.070	0.3556
Propano	15.1900	4.177	44.097	0.5063
Iso-butano	2.9900	0.976	58.123	0.5619
n-butano	5.9400	1.869	58.123	0.5842
iso-pentano	1.7000	0.621	72.150	0.6235
n-pentano	1.5600	0.564	72.150	0.6282
Hexano	1.2400	0.480	84.000	0.6855
Heptano más	0.7300	0.307	96.000	0.7260
Octanos	0.2000	0.091	107.000	0.7500
Nonanos	0.0000			
Decanos	0.0000			
Undecanos más	0.0000			
Totales....	100.00	13.289		

Condiciones de Muestreo

40 Lpcm

128 °F

Características de la Muestra

Presión Crítica (lpca)	656.9
Temperatura Crítica (°R).....	497.7
Peso Molecular Promedio	30.69
Gravedad del Gas, Calculada (aire = 1.000).....	1.06
Factor de Gravedad del Gas, Fg	0.9713
Factor de Compresibilidad, Fpv a condiciones de Muestreo	1.0076
Factor Z del Gas a condiciones de Muestreo*	0.985

at 14.7 lpca y 60 °F

Propiedades de las fracciones pesadas

Componente	% Molar	PM	Dens Liq (gm/cc)	Gravedad API
Heptanos más	0.9300	98.4	0.731	61.9

Valor calorífico Bruto (BTU/lbn de Gas Seco).....	1707
GPM (C2+)	13.289
GPM (C3+)	9.085

* De: Standing, M.B., "Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems", SPE (Dallas), 1977, 8th Edition, Appendix II.

Fecha de Muestreo: 03/07/04

COMPLEJO JUSEPIN

Composición de Gas Salida Del Separador SG3-1. Modulo-3

(Por Técnica de Cromatografía)

Componentes	Salida de Gas Separador (SG3-1)
N2	0.284
C1	75.603
CO2	4.715
C2	10.096
C3	5.251
I-C4	0.905
N-C4	1.662
I-C5	0.460
N-C5	0.400
C6	0.392
C7	0.152
C8	0.057
C9	0.013
C10	0.008
C11	0.001
GPM	2.85
P. C. (Btu/pcs)	1225
Grav. Esp. a 60°F	0.780
PM . Prom. a 60°F	22.25
Presión (Psig)	498
Temperatura (°F)	198
H2S (PPM)	29
Hora	*
Flujo (MMPc)	*
Fecha de muestreo	28/05/2003

B.1. Flujo Multifásico en Tuberías

Las pérdidas de presión entre dos puntos que se suscitan durante el flujo de fluidos por la tubería vertical son la respuesta de un balance de energía en el flujo de fluidos. Como se demuestra en la siguiente ecuación:

$$U1 + \frac{m.v1^2}{2.gc} + \frac{g.m.h1}{gc} + P1.V1 + q - W = U2 + \frac{m.v2^2}{2.gc} + \frac{g.m.h.2}{gc} + P2.V2 \quad (\text{Ecuación B.1})$$

Donde:

U : Representa la energía interna que tiene el fluido. Es un índice de la actividad de las moléculas que componen el fluido.

$\frac{mv^2}{2gc}$: Representa el número de energía cinética, y es el resultado de la velocidad con la que viaja el fluido; donde “m” es la masa en lbs de volumen de fluido considerado; “v” es la velocidad en pies/seg, y “gc” es un factor de conversión= 32,172 pies/seg² lbf/lbm.

pv : Representa el término de trabajo de flujo o energía de presión, donde “p” es la presión absoluta en lpca y “v” es el volumen de la porción de fluido sobre la cual se aplica el balance.

$\frac{gmh}{gc}$: Representa el término de la energía potencial, resultante de la posición en la que se encuentra el fluido, donde “g” es la aceleración de gravedad.

W : Representa el término de trabajo ejercido por el fluido, bien sea el caso de una bomba de trabajo.

La ecuación (B.1) puede reducirse a:

$$\Delta \left(u + \frac{mv^2}{2gc} + \frac{gmh}{gc} + pv + q - w \right) = \Delta (q - w) \quad (\text{Ecuación B.2})$$

$$du + \frac{m \cdot d(v^2)}{2gc} + \frac{g \cdot m \cdot dh}{gc} + d(pv) = dq - dw \quad (\text{Ecuación B.3})$$

$$du + \frac{m \cdot d(v^2)}{2gc} + \frac{g \cdot m \cdot dh}{gc} + pdv + pdv = dq - dw \quad (\text{Ecuación B.4})$$

Pero:

$$du = T \cdot ds - P \cdot dv \quad (\text{Ecuación B.5})$$

$$T \cdot ds = dq + df \quad (\text{Ecuación B.6})$$

Siendo df las pérdidas o irreversibilidades.

Sustituyendo la ecuación (B.6) en (B.5) se tiene:

$$du = dq + df - p \cdot dv \quad (\text{Ecuación B.7})$$

Sustituyendo la ecuación (B.7) en (B.4) se tiene:

$$dq + df - pdv + \frac{m \cdot d(v^2)}{2gc} + \frac{g \cdot m \cdot dh}{gc} + pdv + pdv = dq - dw \quad (\text{Ecuación B.8})$$

Simplificando, y siendo dw = 0 en tubería vertical, se tiene:

$$df + V \cdot dp + \frac{m \cdot d(v^2)}{2gc} + \frac{g \cdot m \cdot dh}{gc} = 0 \quad (\text{Ecuación B.9})$$

Luego dividiendo la ecuación anterior por la masa, resulta:

$$\frac{df}{m} + \frac{dp}{\rho} + \frac{d(v^2)}{2gc} + \frac{g \cdot dh}{gc} = 0 \quad (\text{Ecuación B.10})$$

Calculando el término que $\frac{df}{m}$ según Fanning:

$$\int \frac{df}{m} = \int \left(\frac{df}{p} \right)_f \quad (\text{Ecuación B.11})$$

Sustituyendo (B.1) en la (2.32) y multiplicando convenientemente resulta:

$$\frac{dp}{dZ_f} + \frac{dp}{dZ} + \frac{g \cdot \rho \cdot \sin \theta}{gc} + \frac{\rho \cdot dv^2}{2 \cdot gc \cdot dZ} = 0 \quad (\text{Ecuación B.12})$$

Fannig define el factor de fricción por:

$$f = \frac{\tau}{\frac{m \cdot v^2}{(2 \cdot gc)} \cdot V} = \frac{\tau}{\rho \cdot v^2 / (2 \cdot gc)} \quad (\text{Ecuación B.13})$$

Efectuando un balance de fuerza entre dos puntos (ver la figura B.1):

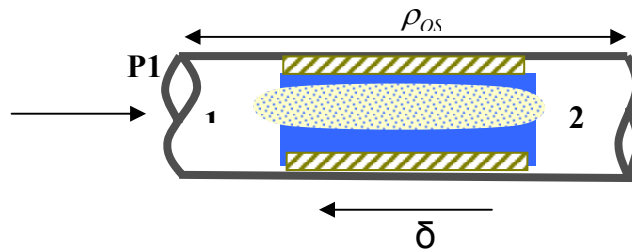


Figura B.1 Balance de fuerzas entre dos puntos.

$$P_1 . At - \tau . As = P_2 . At \quad (\text{Ecuación B.14})$$

Donde:

$At = \text{Área transversal} = \pi . d^2 / 4$

$As = \text{Área superficial} = \pi . d . dx,$

Además:

$$P_2 = P_1 - dp \quad (\text{Ecuación B.15})$$

Donde dp = Es la caída de presión, y sustituyendo en la ecuación anterior resulta:

$$P_1 . At - \tau . As = (P_1 - dp) . At \quad (\text{Ecuación B.16})$$

Donde:

$$\tau = \frac{dp . At}{As} \quad (\text{Ecuación B.17})$$

$$\tau = \frac{dp . \pi . d^2}{4 . \pi . d . dz} = \left(\frac{dp}{dz} \right) . \frac{d}{4} \quad (\text{Ecuación B.18})$$

Sustituyendo la ecuación (B.18) en la ecuación (B.13) se tiene:

$$f = \frac{dp}{dz_f} . d / (4 . \rho . v^2 / 2 . gc) \quad (\text{Ecuación B.19})$$

de la ecuación B.19 se obtiene:

$$\frac{dp}{dz_f} = \frac{2f \cdot \rho \cdot v^2}{d \cdot 2gc} \quad (\text{Ecuación B.20})$$

Sustituyendo la ecuación (B.20) en la ecuación (B.12), despejando dp/dz , escribiéndola en forma de diferencia y en unidades prácticas se tiene la ecuación general de gradiente:

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{1}{144} \left(\frac{g \cdot \rho \cdot \sin \theta}{gc} + \frac{f_m \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot gc \cdot d} + \frac{\rho \cdot \Delta v^2}{2 \cdot gc \cdot \Delta Z} \right) \quad (\text{Ecuación B.21})$$

Donde:

f :Factor de fricción de Fanning.

f_m : Factor de fricción de Moody.

B.2. Correlaciones de Flujo Multifásico Horizontal.

B.2.1. Eaton

Esta correlación (1967) fue desarrollada empíricamente para una serie de pruebas en 2" y 4" de diámetro interno de tubería, con 1700 pies de longitud en las líneas. Esta consiste primordialmente en correlaciones para líquido entrampado y factor de fricción. La correlación de Eaton esta derivada para aplicaciones de balance de energía mecánica de la fase de gas y de líquido, también para ambas juntas. Integrando esta ecuación sobre una distancia finita de tubería, ΔX tenemos:

$$\frac{\Delta P}{\Delta H} = \frac{f \cdot \bar{\rho}_M \cdot v_M^2}{2 \cdot g_c \cdot d_t} + \frac{\lambda_L \cdot \bar{\rho}_L \cdot \Delta v_L^2 + \lambda_G \cdot \bar{\rho}_G \cdot \Delta v_G^2}{2 \cdot g_c \cdot \Delta X} \quad (\text{Ecuación B.22})$$

En esta ecuación la sobre barra indica propiedades evaluadas en la presión promedio sobre la distancia ΔX y las velocidades v_L y v_G son las velocidades

promedios in-situ. Si los términos de energía cinética son obviados, la ecuación puede ser aplicada en un punto:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_F = \frac{f * \rho_M * v_M^2}{2 * g_C * d_t} \quad (\text{Ecuación B.23})$$

El factor de fricción, f , es obtenido de la figura B.2, como una función de la tasa de flujo másico de líquido, $\dot{m}_L$ y un total de tasa de flujo másico, $\dot{m}_M$. Para la constante dada en esta figura se calcula la abscisa con la tasa de flujo másico en lbm/s, diámetro en pies y la viscosidad en lbm/pies*s.

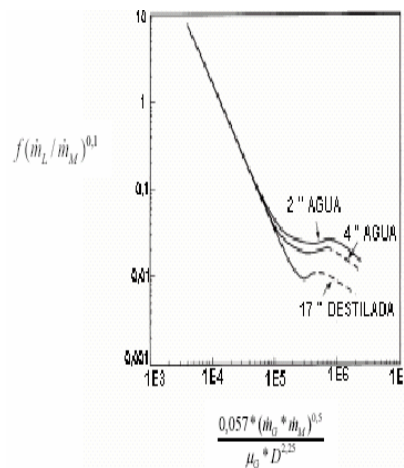


Figura B.2 Correlación del factor de fricción de Eaton.

Para el cálculo de la caída de presión de la energía cinética, se determina el entrampamiento del líquido y para esto es necesario que puedan ser calculadas las velocidades promedios de las fases in-situ. El entrampamiento del líquido está dado en la figura B.3, usando los mismos grupos adimensionales de las correlaciones de Hagedorn y Brown. La presión base, P_{base} , es 14,7 lpc.

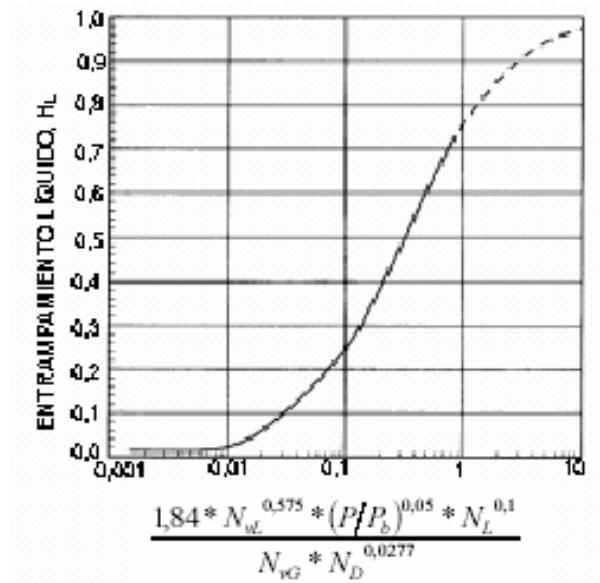


Figura B.3 Correlación de entrampamiento de Eaton.

B.2.2. Dukler

La correlación de Dukler es muy parecida a la de Eaton, y esta basada en correlaciones empíricas del factor de fricción y de entrampamiento del líquido. El gradiente de presión otra vez consiste en la contribución de la fricción y la energía cinética:

$$\frac{dP}{dX} = \left(\frac{dP}{dX} \right)_{\text{FRICC}} + \left(\frac{dP}{dX} \right)_{\text{EK}} \quad (\text{Ecuación B.24})$$

Donde la caída de presión por fricción viene dada por:

$$\left(\frac{dP}{dX} \right)_{\text{FRICC}} = \frac{f * \rho_K * v_M^2}{2 * g_C * d_i} \quad (\text{Ecuación B.25})$$

Donde:

$$\rho_K = \frac{\rho_L * \lambda_L^2}{H_L} + \frac{\rho_G * \lambda_G^2}{H_G} \quad (\text{Ecuación B.26})$$

El factor de fricción se obtiene del factor de fricción con no-deslizamiento, f_n , el cual se define como:

$$f_n = 0,0056 + 0,5 * (Re_K)^{-0.32} \quad (\text{Ecuación B.27})$$

El factor de fricción viene dado por la correlación (ecuación B.28):

$$\frac{f}{f_n} = 1 - \left[\frac{\text{Ln}(\lambda_L)}{1,281 + 0,478 * \text{Ln}(\lambda_L) + 0,444 * (\text{Ln}(\lambda_L))^2 + 0,094 * (\text{Ln}(\lambda_L))^3 + 0,00843 * (\text{Ln}(\lambda_L))^4} \right]$$

El entrampamiento del líquido esta dado en función de la fracción de líquido calculada, λ_L , en la figura B.4 con el número de Reynolds como un parámetro; puesto que el entrampamiento es necesario para calcular el número de Reynolds (ρ_K depende de H_L), se determina el entrampamiento líquido con un procedimiento interactivo, donde se puede asumir que $H_L = \lambda_L$; un estimado de ρ_K y Re_K es también calculado. Con estas estimaciones, H_L es obtenido de la figura B.4. También se puede calcular de forma numérica los estimados de ρ_K y Re_K , se puede llevar a cabo esta convergencia repitiendo este procedimiento.

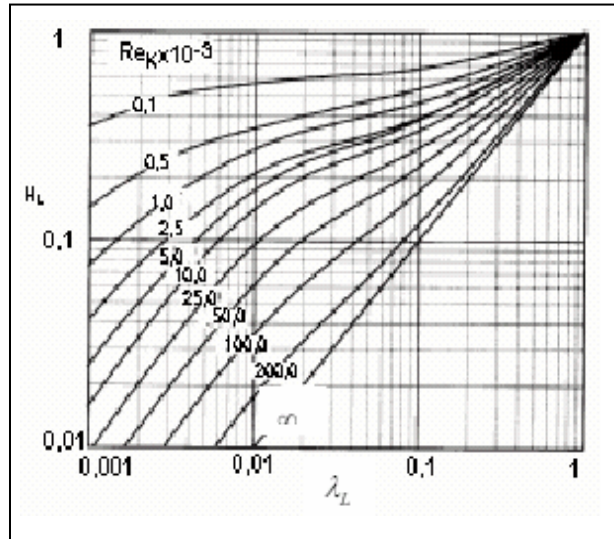


Figura B.4 Correlación de entrampamiento de Dukler

Los cambios de gradiente de presión para la energía cinética vienen expresados como:

$$\left(\frac{dP}{dX}\right)_{EK} = \left(\frac{1}{g_c * \Delta X}\right) * \Delta \left(\frac{\rho_G * v_{sG}^2}{H_G} + \frac{\rho_L * v_{sL}^2}{H_L} \right) \quad (\text{Ecuación B.29})$$

Ecuaciones utilizadas para la evaluación del comportamiento de los separadores y depuradores con la hoja de cálculo Excel basada en la guía de diseño PDVSA 90616.1.027 “Separadores Líquido–Vapor”.

C.1. Relación gas - petróleo (PCN / bbl)

$$RGP = \frac{Q_g \cdot 1000000}{Q_o} \quad (\text{Ecuación C.1})$$

Donde:

RGP: Relación Gas Petróleo [PCN/bbl].

Q_g : Caudal de gas @ condiciones estándar [MMPCND].

Q_o : Caudal de crudo [BPD].

C.2. Gravedad específica del gas.

$$\gamma_g = \frac{MW_g}{\rho_g} \quad (\text{Ecuación C.2})$$

Donde:

γ_g : Gravedad específica del gas.

MW_g = Peso molecular del gas [lb/lbmol].

ρ_g = Densidad del gas [lb/pie³].

C.3. Densidad del crudo.

$$\rho_o = \gamma_o \cdot \rho_w \quad (\text{Ecuación C.3})$$

Donde:

ρ_o : Densidad del crudo [lb/pe³]

γ_o : Gravedad específica del crudo @ T y P

ρ_w : Densidad del agua [lb/pe³].

C.4. Gravedad específica del crudo @ condiciones estándar.

$$\gamma_o = \frac{141,5}{(131,5 + ^\circ API)} \quad (\text{Ecuación C.4})$$

Donde:

$^\circ API$: Gravedad API

C.5. Gravedad específica del crudo.

$$\hat{\gamma}_o = \gamma_o - 0,019182 - 0,00032T + 0,0000082P + 0,00000004T \cdot P - 0,000006430P \cdot \gamma_o \quad (\text{Ecuación C.5})$$

Donde:

$\hat{\gamma}_o$: Gravedad específica del crudo @ T y P.

γ_o : Gravedad específica del crudo @ cond. estándar.

T: Temperatura de operación [°F].

P: Presión de operación [lpca].

C.6. Flujo másico de gas.

$$W_g = \frac{\left(\frac{Q_g \cdot 1000000}{379} \right) \cdot MW_g}{86400} \quad (\text{Ecuación C.6})$$

Donde:

W_g : Flujo másico de gas [lb/seg].

Q_g : Caudal de gas [MMPCND].

MW_g : Peso molecular del gas [lb/lbmol].

C.7. Flujo másico de crudo.

$$W_o = 0,00006499 \cdot Q_o \cdot \rho_o \quad (\text{Ecuación C.7})$$

Donde:

W_o : Flujo másico de crudo [lb/seg].

Q_o : Caudal de crudo [BPD].

ρ_o : Densidad del crudo [lb/pie³].

C.8. Flujo másico de agua.

$$W_w = \frac{Q_w \cdot 5,615 \cdot \rho_w}{86400} \quad (\text{Ecuación C.8})$$

Donde:

W_w : Flujo másico de agua [lb/seg].

Q_w : Caudal de crudo [BPD].

ρ_w : Densidad del agua [lb/pie³].

C.9. Flujo volumétrico del gas.

$$Q_g = \frac{W_g}{\rho_g} \quad (\text{Ecuación C.9})$$

Donde:

Q_g : Flujo volumétrico del gas [pie³/seg].

W_g : Flujo másico de gas [lb/seg].

ρ_g : Densidad del gas [lb/pie³].

C.10. Fracción másica de crudo.

$$Fmc = \frac{W_o}{W_o + W_l} \quad (\text{Ecuación C.10})$$

Donde:

Fmc: Fracción másica de crudo.

W_o: Flujo másico de crudo [lb/seg].

W_w: Flujo másico de líquido [lb/seg].

C.11. Fracción másica de agua.

$$Fma = (1 - Fmc) \quad (\text{Ecuación C.11})$$

Donde:

Fma: Fracción másica de agua.

C.12. Densidad del líquido (crudo + agua).

$$\rho_1 = \frac{1}{\left(\frac{Fmc}{\rho_o} + \frac{Fma}{\rho_w} \right)} \quad (\text{Ecuación C.12})$$

Donde:

ρ_1 : Densidad del líquido (crudo + agua) [lb/pie³].

ρ_w : Densidad del agua [lb/pie³].

ρ_o : Densidad del crudo [lb/pie³].

Fma: Fracción másica de agua.

C.13. Flujo volumétrico de líquido.

$$Q_o' = \frac{(W_o + W_w)}{\rho_l} \quad \text{(Ecuación C.13)}$$

Donde:

Q_o' : Flujo volumétrico de líquido [pie³/seg].

ρ_l : Densidad del líquido (crudo + agua) [lb/pie³].

C.14. Velocidad máxima permisible del gas.

$$v_{\max g} = K \cdot \sqrt{\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}} \quad \text{(Ecuación C.14)}$$

Donde:

$v_{\max, g}$: velocidad máxima del gas [pies/seg].

K = constante de equilibrio [adim].

ρ_l : Densidad del líquido (crudo + agua) [lb/pie³].

ρ_g : Densidad del gas [lb/pie³].

C.15. Área transversal calculada para el gas.

$$A_{trv, g} = \frac{Q_g}{V_d} \quad \text{(Ecuación C.15)}$$

Donde:

$A_{trv,g}$: Área transversal calculada para el gas [pie²].

V_d : Velocidad de diseño = velocidad máxima permisible del gas [pies/seg].

C.16. Área transversal disponible para el gas.

$$A_{trv,disp,g} = \text{Areacirculo} - \text{Areasegmento} \quad (\text{Ecuación C.16})$$

Donde:

$A_{trv,disp,g}$: Área transversal disponible para el gas [pie²].

$$\text{Areacirculo} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (\text{Ecuación C.17})$$

$$\text{Areasegmento} = A^* \cdot \text{Areacirculo} \quad (\text{Ecuación C.18})$$

$$A^* = \frac{A3}{2 \cdot \pi} \quad (\text{Ecuación C.19})$$

$$A3 = FI - (\text{SEN}(FI)) \quad (\text{Ecuación C.20})$$

$$FI = 2 \cdot A2 \quad (\text{Ecuación C.21})$$

$$A2 = \text{ACOS}(A1) \quad (\text{Ecuación C.22})$$

$$A1 = 1 - (2 \cdot \text{relación total}) \quad (\text{Ecuación C.23})$$

$$\text{Relación total} = \frac{A_t}{\left(\frac{D}{12}\right)} \quad (\text{Ecuación C.24})$$

D: Diámetro externo del separador [pulg].

A_t : Altura total (sedimentos + crudo + espuma) [pies].

C.17. Relación de capacidad de gas.

Si el área transversal disponible para el gas en el separador es mayor al área transversal calculada para el gas, eso indica que el separador puede manejar ese caudal de gas, de lo contrario se debe ajustar el flujo gas según las normativas de PDVSA.

C.18. Consideraciones para niveles de espuma y liquido con respecto al diámetro

El diámetro del recipiente se determina partiendo de la relación h_G / D . Véase Figura C.1. En términos generales, $h_G / D = 0.5$. Para petróleos espumosos, usar $h_G / D = 0.333$ y $h_L / D = 0.333$. La banda restante estará en el centro del recipiente y será para acumulación de espuma.

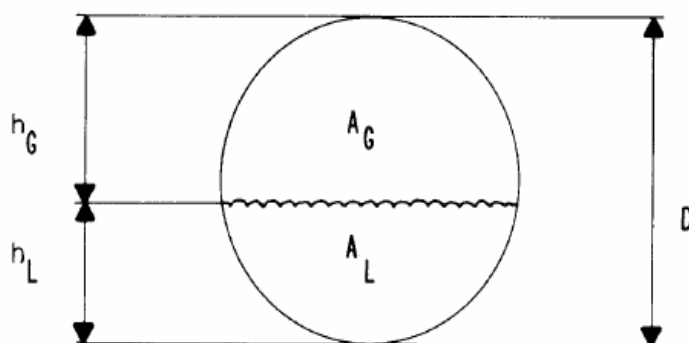


Figura C.1 Relación de altura para Separadores Horizontales.

C.19. Relación sedimentos con respecto al diámetro.

$$\frac{h_s}{D} = \frac{Alt..sed}{\left(\frac{D}{12}\right)} \quad \text{(Ecuación C.25)}$$

Donde:

Alt. Sed = Altura de sedimentos [pies].

C.20. Relación espuma con respecto al diámetro.

$$\frac{h_f}{D} = \frac{Alt.de.esp}{\left(\frac{D}{12}\right)} \quad \text{(Ecuación C.26)}$$

Donde:

Alt.de.esp. = Altura de espuma [pies].

C.21. Relación crudo con respecto al diámetro.

$$\frac{h_o}{D} = \frac{Alt.de.crudo}{\left(\frac{D}{12}\right)} \quad \text{(Ecuación C.27)}$$

Donde:

Alt.de.crudo = Altura de crudo [pies].

C.22. Área fraccional total (sedimentos + crudo + espuma).

$$A_{\text{frac.T}} = A^* \quad (\text{Ecuación C.28})$$

Donde:

$$A^* = \frac{A_3}{2 \cdot \pi}$$

$$A_3 = FI - (\text{SEN}(FI))$$

$$FI = 2 \cdot A_2$$

$$A_2 = \text{ACOS}(A_1)$$

$$A_1 = 1 - (2 \cdot \text{relación total})$$

$$\text{Relación total} = \frac{A_t}{\left(\frac{D}{12}\right)}$$

Nota: las áreas fraccionales de sedimento, crudo y espuma se obtienen de manera análoga. Lo que varia es la relación de la fase la cual equivale a la relación de la fase a calcular.

C.23. Área total del separador.

$$A_{\text{total}} = 0,7854 \cdot D^2 \quad (\text{Ecuación C.29})$$

Donde:

A_{total} : Área total del separador [pies²].

C.24. Volumen líquido retenido en separador.

$$V_{liq.ret} = \frac{(A_{total} \cdot A_{frac.o} \cdot L)}{5,61} \quad (\text{Ecuación C.30})$$

Donde:

$A_{frac.o}$: Área fraccional de crudo.

L: Longitud del separador [pies].

$V_{liq.ret}$: Volumen líquido retenido en separador [bbl].

C.25. Tiempo de retención de líquido.

$$tr = \frac{V_{liq.ret}}{Q_o \cdot 24 \cdot 60} \quad (\text{Ecuación C.31})$$

Donde:

tr = Tiempo de retención [min].

Q_o = Caudal de crudo [BPD].

C.26. Capacidad manejo de líquido del separador.

$$Cap.liq = \frac{V_{liq.ret}}{(tr_{diseño}) \cdot 60 \cdot 24} \quad (\text{Ecuación C.32})$$

Donde:

Cap.liq: Capacidad de liquido [BPD]

$tr_{diseño}$: Tiempo de residencia [min].

C.27. Relación de capacidad de líquidos.

Si la capacidad de líquido calculada en el separador es mayor al caudal de crudo suministrado, eso indica que el separador puede manejar ese caudal de crudo, de lo contrario se debe ajustar el flujo de crudo según las normativas de PDVSA.

C.28. Calcular la densidad de la mezcla (basada en deslizamiento nulo):

$$\rho_m = \frac{W_L + W_G}{Q_L + Q_G} \quad (\text{Ecuación C.33})$$

Donde:

ρ_m : densidad de la mezcla [lb/pie³].

W_L : flujo másico del líquido [lb/h].

W_G : flujo másico del gas [lb/h].

Q_L : caudal de líquido [pies³/ h].

Q_G : caudal de gas [pies³/ h].

ρ_L : densidad del líquido @ T y P de operación.

ρ_G : densidad del gas @ T y P de operación.

C.29. La velocidad máxima recomendada para la boquilla de alimentación.

$$v_{\max} = \frac{60}{\sqrt{\rho_m}} \quad (\text{Ecuación C.34})$$

$v_{\text{máx}}$: velocidad recomendada = velocidad boquilla alimentación [pies /seg].

Máxima permisible $v_{\text{boquilla}} = 30$ pies/seg.

C.30. La velocidad máxima recomendada para la boquilla de salida de gas.

$$v_{\text{máx}} = \frac{60}{\sqrt{\rho_g}} \quad (\text{Ecuación C.35})$$

ρ_g : densidad del gas @ T y P de operación [lb/pie³].

Máxima permisible $v_{\text{boquilla}} = 30 - 60$ pies/seg.

$v_{\text{máx}}$ = velocidad boquilla de gas [pie/seg].

C.31. La velocidad máxima recomendada para la boquilla de salida de crudo.

$$v_{\text{máx}} = \frac{60}{\sqrt{\rho_l}} \quad (\text{Ecuación C.36})$$

Máxima permisible $v_{\text{boquilla}} = 3-10$ pies/seg.

C.32. Calcular el diámetro de la boquilla de alimentación.

$$D_{\text{boq. a lim}} = 12 \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (Q_L + Q_G)}{\pi \cdot v_{\text{boquilla, a lim}}}} \quad (\text{Ecuación C.37})$$

$D_{\text{boq.alim}}$: diámetro de la boquilla de alimentación [pulg].

C.33. Calcular el diámetro de la boquilla de salida de gas.

$$D_{\text{boq.gas}} = 12 \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (Q_G)}{\pi \cdot v_{\text{boquilla.gas}}}} \quad (\text{Ecuación C.38})$$

$D_{\text{boq.gas}}$: diámetro de la boquilla de salida de gas [pulg].

C.34. Calcular el diámetro de la boquilla de salida de crudo.

$$D_{\text{boq.liq}} = 12 \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (Q_L)}{\pi \cdot v_{\text{boquilla.liq}}}} \quad (\text{Ecuación C.39})$$

$D_{\text{boq.liq}}$: diámetro de la boquilla de salida de crudo [pulg].

C.35. Relación de boquilla de alimentación.

Si el diámetro de la boquilla de alimentación calculada es menor al diámetro de boquilla de alimentación existente en el separador, eso indica que las boquillas

están en los rangos establecidos en la norma, de lo contrario se debe ajustar los caudales de crudo y gas.

C.36. Relación de boquilla de gas

Si el diámetro de la boquilla de gas calculada es menor al diámetro de boquilla existente de gas en el separador, eso indica que las boquillas están en los rangos establecidos en la norma, de lo contrario se debe ajustar los caudales de crudo y gas.

C.37. Relación de boquilla de líquido

Si el diámetro de la boquilla de líquido calculada es menor al diámetro de boquilla existente de líquido en el separador, eso indica que las boquillas están en los rangos establecidos en la norma, de lo contrario se debe ajustar los caudales de crudo y gas.

C.38. Caudal de Crudo permitido por arrastre para depuradores.

$$Q_{o,permitido} = 0,05 \cdot \left(\frac{Q_g \cdot 1000000 \cdot PM_g}{379,49 \cdot 5,615 \cdot \rho_o} \right) \quad (\text{Ecuación C.40})$$

Donde:

Q_g : Caudal de gas @ condiciones estándar [MMPCND].

PM_g : Peso Molecular del Gas [lb/lbmol].

ρ_o : densidad del crudo[lb/pie³].

C.39. La altura normal de operación del líquido en el Depurador.

$$h_{n,l} = 0,3 \cdot L \quad (\text{Ecuación C.41})$$

Donde:

$h_{n,l}$: Altura normal de operación del liquido [pie].

L: Longitud del depurador [pie].

C.40. La altura máxima de líquido en el Depurador.

$$h_{máx,l} = h_{n,l} + 1 \quad (\text{Ecuación C.42})$$

Donde:

$h_{máx,l}$: altura máxima de líquido [pie].

C.41. La altura mínima de líquido en el Depurador.

$$h_{mín,l} = h_{n,l} - 1 \quad (\text{Ecuación C.43})$$

Donde:

$h_{mín,l}$: altura mínima de líquido [pie].

C.42. Tiempo necesario para que la gota de líquido salga de la fase gaseosa.

$$t_{gsg} = \frac{Dist_{boq-fdemis}}{v_s} \quad (\text{Ecuación C.44})$$

Donde:

t_{gsg} : Tiempo necesario para que la gota de líquido salga de la fase gaseosa [seg].

$Dist_{boq-fdemis}$: Distancia entre boquilla de alimentación y el fondo del demister [pie].

v_s : velocidad de sedimentación de la gota de líquido[pie/seg].(ver ecuación B.1).

C.43. Tiempo de residencia del gas.

$$t_{rgas} = \frac{0,7854 \cdot D^2 \cdot (L - h_{n,l})}{Q_g} \quad (\text{Ecuación C.45})$$

Donde:

t_{rgas} : tiempo de residencia del gas [seg].

D: Diámetro interno del depurador [pie].

L: Longitud del depurador [pie].

Q'_g : Flujo volumétrico de gas [pie³/seg].

C.44. Chequeo del proceso de separación en Depuradores.

Si el tiempo de residencia del gas es mayor al tiempo necesario para que la gota de líquido salga de la fase gaseosa, esto indica que la separación se puede efectuar, de lo contrario se debe disminuir el caudal de gas.

D.1 Seleccionar Coeficiente de Transferencia de Calor U_x de la figura D.1 de acuerdo al servicio a realizar.

Service	1 in. Fintube			
	$\frac{1}{2}$ in. by 9		$\frac{5}{8}$ in. by 10	
	U_b	U_x	U_b	U_x
1. Water & water solutions				
(See note below)				
Engine jacket water ($r_d = 0.001$)	110	7.5	130	6.1
Process water ($r_d = 0.002$)	95	6.5	110	5.2
50-50 ethylene glycol- water ($r_d = 0.001$)	90	6.2	105	4.9
50-50 ethylene glycol- water ($r_d = 0.002$)	80	5.5	95	4.4
2. Hydrocarbon liquid coolers				
Viscosity, cp. at avg. temp.	U_b	U_x	U_b	U_x
0.2	85	5.9	100	4.7
0.5	75	5.2	90	4.2
1.0	65	4.5	75	3.5
2.5	45	3.1	55	2.6
4.0	30	2.1	35	1.6
6.0	20	1.4	25	1.2
10.0	10	0.7	13	0.6
3. Hydrocarbon gas coolers				
Pressure, psig	U_b	U_x	U_b	U_x
50	30	2.1	35	1.6
100	35	2.4	40	1.9
300	45	3.1	55	2.6
500	55	3.8	65	3.0
750	65	4.5	75	3.5
1000	75	5.2	90	4.2
4. Air and flue-gas coolers				
Use one-half of value given for hydrocarbon gas coolers.				
5. Steam Condensers (Atmospheric pressure & above)				
	U_b	U_x	U_b	U_x
Pure Steam ($r_d = 0.0005$)	125	8.6	145	6.8
Steam with non-condensibles	60	4.1	70	3.3
6. HC condensers				
Condensing* Range, °F	U_b	U_x	U_b	U_x
0° range	85	5.9	100	4.7
10° range	80	5.5	95	4.4
25° range	75	5.2	90	4.2
60° range	65	4.5	75	3.5
100° & over range	60	4.1	70	3.3
7. Other condensers				
	U_b	U_x	U_b	U_x
Ammonia	110	7.6	130	6.1
Freon 12	65	4.5	75	3.5

Notes: U_b is overall rate based on bare tube area, and U_x is overall rate based on extended surface.

Based on approximate air face mass velocities between 2600 and 2800 lb/(hr.sq ft of face area).

*Condensing range = hydrocarbon inlet temperature to condensing zone minus hydrocarbon outlet temperature from condensing zone.

Figura D.1 Coeficientes de Transferencia de Calor Típicos para Enfriadores.

D.2 Incremento de Temperatura del Aire.

$$\Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \cdot \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \quad (\text{Ecuación D.1})$$

Donde:

Δt_a : Incremento de temperatura del aire [°F].

U_x : Coeficiente de Transferencia de Calor [Btu/pie²*h*°F].

T_1 : Temperatura de Entrada del Fluido [°F].

T_2 : Temperatura de Salida del Fluido [°F].

t_1 : Temperatura de Entrada del aire [°F].

D.3 Temperatura de Salida del Aire.

$$t_2 = t_1 + \Delta t_a \quad (\text{Ecuación D.2})$$

t_2 : Temperatura de salida del aire [°F].

t_1 : Temperatura de Entrada del aire [°F].

Δt_a : Incremento de temperatura del aire [°F].

D.4 Factor R.

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad (\text{Ecuación D.3})$$

R: Razón de Temperatura [adim].

D.5 Factor P.

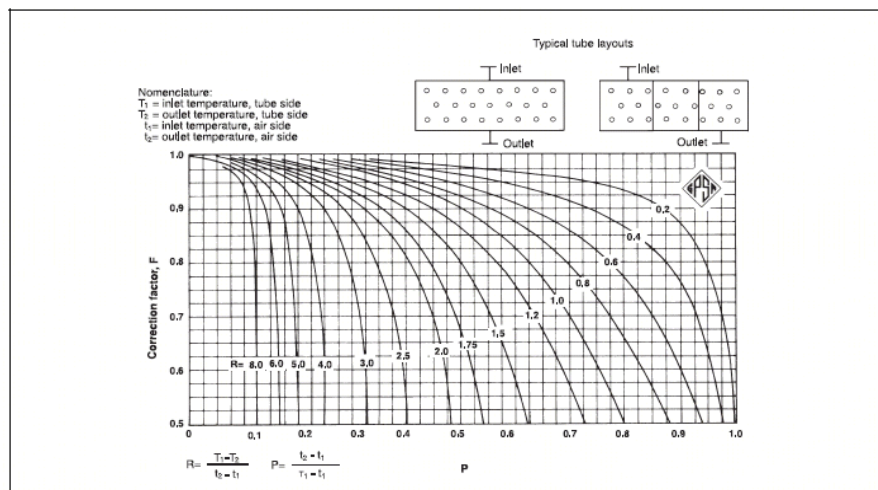
$$P = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \quad (\text{Ecuación D.4})$$

P: Razón de Temperatura [adim].

D.6 Factor de corrección de flujo transversal (F).

Para obtener este factor, se verifica el número de pasos que requiere (posee) el enfriador a diseñar (evaluar), luego a través de la figura D.2 se determina el factor de corrección de flujo transversal.

Factor de Corrección F, para un solo paso



Factor de Corrección F, para dos pasos

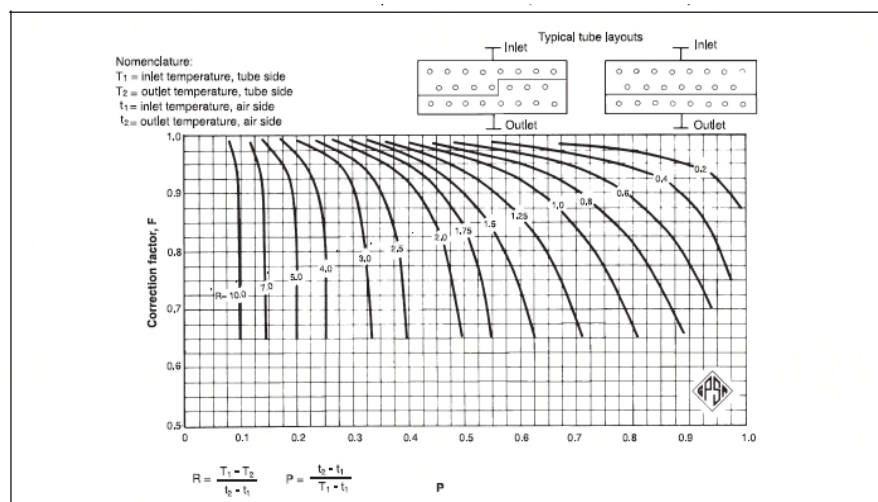


Figura D.2 Factor de corrección de flujo transversal.

D.7 Temperatura Media Logarítmica.

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2 - T_2 + t_1)}{LN\left(\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}\right)} \quad (\text{Ecuación D.5})$$

Donde:

LMTD: Temperatura Media Logarítmica [°F].

D.8 Temperatura Media Logarítmica Efectiva.

$$CMTD = F * LMTD \quad (\text{Ecuación D.6})$$

Donde:

CMTD: Temperatura Media Logarítmica Efectiva [°F].

F: Factor de corrección de flujo transversal [adim].

LMTD: Temperatura Media Logarítmica [°F].

D.9 Área requerida para la transferencia de Calor.

$$A_x = \frac{Q}{U_x \cdot CMTD} \quad (\text{Ecuación D.7})$$

En donde A_x [pie²] es el elemento de área superficial que se requiere para transferir una cantidad de calor Q [Btu/h] a un punto en el intercambiador, donde el coeficiente global de transferencia de calor es U_x [Btu/(h·pie²·°F)] y donde la diferencia global de temperatura efectiva entre las dos corrientes es CMTD [°F].

D.10 Relación entre el área total y área de haz (APSF).

Con el número de filas, el número de aletas por pulgada y el espaciado entre los tubos para un arreglo triangular, se obtiene el APSF de la figura D.3.

Fin Height by Fins/inch	½ in. by 9		⅝ in. by 10		
APF, sq ft/ft	3.80		5.58		
AR, sq ft/sq ft	14.5		21.4		
Tube Pitch	2 in. Δ	2¼ in. Δ	2¼ in. Δ	2⅜ in. Δ	2½ in. Δ
APSF (3 rows)	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
(4 rows)	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
(5 rows)	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
(6 rows)	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8
Notes: APF is total external area/ft of fintube in sq ft/ft. AR is the area ratio of fintube compared to the exterior area of 1 in. OD bare tube which has 0.262 sq ft/ft. APSF is the external area in sq ft/sq ft of bundle face area.					

Figura D.3 Información de tubos con aletas.

D.11 Área Superficial total del haz.

$$Fa = \frac{A_x}{APSF} \quad (\text{Ecuación D.8})$$

Donde:

Fa: Área superficial total del haz [pie²].

APSF: Relación entre el área total y área de haz [adim].

A_x: Área requerida para la transferencia de Calor [pie²].

D.12 Ancho del Equipo.

$$W = \frac{Fa}{L} \quad (\text{Ecuación D.9})$$

Donde:

W: Ancho del equipo [pie].

Fa: Área superficial total del haz [pie²].

L: Longitud de los tubos [pie].

D.13 Área Superficial total del haz nominal.

$$Fa_{nom} = W * L \quad (\text{Ecuación D.10})$$

Donde:

Fa_{nom}: Área superficial total del haz nominal [pie²].

W: Ancho del equipo [pie].

L: Longitud de los tubos [pie].

D.14 Área externa por unidad de longitud de tubo (APF).

Se obtiene de la figura D.3 con el número de aletas por pulgada.

D.15 Número de Tubos.

$$N_T = \frac{A_x}{(APF * L)} \quad (\text{Ecuación D.11})$$

Donde:

N_T: Número de Tubos [adim].

APF: Área externa por unidad de longitud de tubo [pie²/pie].

L: Longitud de los tubos [pie].

D.16 Área interna del tubo (A_T).

Se obtiene de la figura D.4

Tubo O.D. Inches	B.W.G. Gauge	Thickness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq Ft External Surface Per Foot Length	Sq Ft Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Foot Length Steel Lbs*	Tubo I.D. Inches	Moment of Inertia (Inches ⁴)	Section Modulus (Inches ³)	Radius of Gyration (Inches)	Constant C**	O.D. I.D.	Transverse Metal Area Sq. Inch
1/4	22	0.028	0.0295	0.0655	0.0508	0.066	0.194	0.00012	0.00098	0.0792	46	1.289	0.0195
1/4	24	0.022	0.0233	0.0655	0.0529	0.054	0.206	0.00011	0.00083	0.0810	52	1.214	0.0159
1/4	26	0.018	0.0260	0.0655	0.0560	0.045	0.214	0.00009	0.00071	0.0824	56	1.168	0.0131
1/4	27	0.016	0.0273	0.0655	0.0570	0.040	0.218	0.00008	0.00064	0.0829	58	1.147	0.0117
3/8	18	0.049	0.0603	0.0982	0.0725	0.171	0.277	0.00068	0.0036	0.1164	94	1.254	0.0502
3/8	20	0.035	0.0721	0.0982	0.0798	0.127	0.205	0.00055	0.0029	0.1213	114	1.230	0.0374
3/8	22	0.028	0.0799	0.0982	0.0835	0.104	0.219	0.00046	0.0025	0.1227	125	1.176	0.0305
3/8	24	0.022	0.0860	0.0982	0.0867	0.083	0.231	0.00038	0.0020	0.1248	134	1.133	0.0244
1/2	16	0.065	0.1075	0.1309	0.0969	0.202	0.270	0.0022	0.0086	0.1556	168	1.251	0.0888
1/2	18	0.049	0.1299	0.1309	0.1052	0.236	0.402	0.0018	0.0072	0.1606	198	1.244	0.0694
1/2	20	0.035	0.1452	0.1309	0.1126	0.174	0.430	0.0014	0.0056	0.1649	227	1.163	0.0511
1/2	22	0.028	0.1548	0.1309	0.1162	0.141	0.444	0.0012	0.0046	0.1671	241	1.126	0.0415
5/8	12	0.109	0.1301	0.1636	0.1066	0.602	0.407	0.0061	0.0197	0.1864	293	1.536	0.177
5/8	13	0.095	0.1486	0.1636	0.1139	0.537	0.435	0.0057	0.0183	0.1963	232	1.437	0.158
5/8	14	0.083	0.1655	0.1636	0.1202	0.479	0.459	0.0053	0.0170	0.1938	258	1.362	0.141
5/8	15	0.072	0.1817	0.1636	0.1259	0.435	0.481	0.0049	0.0156	0.1971	283	1.299	0.125
5/8	16	0.065	0.1924	0.1636	0.1296	0.388	0.495	0.0045	0.0145	0.1993	300	1.263	0.114
5/8	17	0.058	0.2035	0.1636	0.1333	0.350	0.509	0.0042	0.0134	0.2016	317	1.228	0.103
5/8	18	0.049	0.2181	0.1636	0.1380	0.303	0.527	0.0037	0.0118	0.2043	340	1.186	0.089
5/8	19	0.042	0.2286	0.1636	0.1416	0.262	0.541	0.0033	0.0105	0.2068	358	1.155	0.077
5/8	20	0.035	0.2419	0.1636	0.1453	0.221	0.555	0.0028	0.0091	0.2089	377	1.126	0.065
3/4	10	0.134	0.1825	0.1963	0.1262	0.884	0.482	0.0129	0.0344	0.2229	285	1.556	0.260
3/4	11	0.120	0.2043	0.1963	0.1325	0.809	0.510	0.0122	0.0326	0.2267	319	1.471	0.238
3/4	12	0.109	0.2223	0.1963	0.1393	0.748	0.532	0.0116	0.0309	0.2299	347	1.410	0.220
3/4	13	0.095	0.2463	0.1963	0.1466	0.666	0.560	0.0107	0.0285	0.2340	384	1.339	0.196
3/4	14	0.083	0.2679	0.1963	0.1529	0.592	0.584	0.0098	0.0262	0.2376	418	1.284	0.174
3/4	15	0.072	0.2884	0.1963	0.1587	0.530	0.606	0.0089	0.0238	0.2410	450	1.238	0.153
3/4	16	0.065	0.3019	0.1963	0.1623	0.476	0.620	0.0083	0.0221	0.2433	471	1.210	0.140
3/4	17	0.058	0.3157	0.1963	0.1660	0.428	0.634	0.0076	0.0203	0.2455	492	1.183	0.126
3/4	18	0.049	0.3339	0.1963	0.1707	0.367	0.652	0.0067	0.0178	0.2484	521	1.150	0.108
3/4	20	0.035	0.3632	0.1963	0.1780	0.269	0.680	0.0050	0.0134	0.2532	567	1.103	0.079
1	8	0.165	0.3526	0.2618	0.1754	1.462	0.670	0.0392	0.0784	0.2609	550	1.493	0.420
1	10	0.134	0.4206	0.2618	0.1916	1.237	0.732	0.0350	0.0700	0.2698	656	1.366	0.384
1	11	0.120	0.4536	0.2618	0.1990	1.129	0.760	0.0327	0.0654	0.2740	708	1.316	0.332
1	12	0.109	0.4803	0.2618	0.2047	1.037	0.782	0.0307	0.0615	0.2774	749	1.279	0.305
1	13	0.095	0.5153	0.2618	0.2121	0.918	0.810	0.0280	0.0559	0.2817	804	1.235	0.270
1	14	0.083	0.5463	0.2618	0.2183	0.813	0.834	0.0253	0.0507	0.2855	852	1.199	0.239
1	15	0.072	0.5755	0.2618	0.2241	0.714	0.856	0.0227	0.0455	0.2891	898	1.167	0.210
1	16	0.065	0.5945	0.2618	0.2278	0.649	0.870	0.0210	0.0419	0.2914	927	1.149	0.191
1	18	0.049	0.6390	0.2618	0.2361	0.496	0.902	0.0166	0.0332	0.2966	997	1.109	0.146
1	18	0.049	0.6390	0.2618	0.2361	0.496	0.902	0.0166	0.0332	0.2966	997	1.109	0.146
1	20	0.035	0.6793	0.2618	0.2435	0.360	0.930	0.0124	0.0247	0.3014	1060	1.075	0.106
1 1/4	7	0.180	0.6221	0.3272	0.2330	2.057	0.890	0.0890	0.1425	0.2836	970	1.404	0.665
1 1/4	8	0.165	0.6648	0.3272	0.2409	1.921	0.920	0.0847	0.1355	0.2880	1037	1.359	0.585
1 1/4	10	0.134	0.7574	0.3272	0.2571	1.598	0.982	0.0741	0.1186	0.2974	1182	1.273	0.470
1 1/4	11	0.120	0.8012	0.3272	0.2644	1.448	1.010	0.0688	0.1100	0.3018	1250	1.238	0.426
1 1/4	12	0.109	0.8365	0.3272	0.2702	1.329	1.032	0.0642	0.1027	0.3052	1305	1.211	0.391
1 1/4	13	0.095	0.8825	0.3272	0.2775	1.173	1.060	0.0579	0.0926	0.3097	1377	1.179	0.345
1 1/4	14	0.083	0.9229	0.3272	0.2838	1.033	1.084	0.0521	0.0833	0.3136	1440	1.153	0.304
1 1/4	16	0.065	0.9852	0.3272	0.2932	0.823	1.120	0.0426	0.0682	0.3196	1537	1.116	0.242
1 1/4	18	0.049	1.042	0.3272	0.3016	0.629	1.152	0.0334	0.0534	0.3250	1626	1.085	0.185
1 1/4	20	0.035	1.094	0.3272	0.3089	0.456	1.180	0.0247	0.0395	0.3297	1707	1.059	0.134
1 1/2	10	0.134	1.192	0.3927	0.3225	1.955	1.232	0.1354	0.1806	0.4853	1860	1.218	0.575
1 1/2	12	0.109	1.291	0.3927	0.3356	1.618	1.282	0.1159	0.1546	0.4933	2014	1.170	0.476
1 1/2	14	0.083	1.398	0.3927	0.3492	1.258	1.334	0.0931	0.1241	0.5018	2181	1.124	0.370
1 1/2	16	0.065	1.474	0.3927	0.3587	0.996	1.370	0.0756	0.1008	0.5079	2299	1.095	0.293
2	11	0.120	2.433	0.5236	0.4608	2.410	1.760	0.3144	0.3144	0.6660	2795	1.136	0.709
2	12	0.109	2.494	0.5236	0.4665	2.201	1.782	0.2904	0.2904	0.6697	2890	1.122	0.647
2	13	0.095	2.573	0.5236	0.4739	1.934	1.810	0.2586	0.2586	0.6744	4014	1.105	0.569
2	14	0.083	2.642	0.5236	0.4801	1.699	1.834	0.2300	0.2300	0.6784	4121	1.090	0.500

* Weights are based on low carbon steel with a density of 0.2833 lbs/cu in. For other metals multiply by the following factors:

Aluminum	0.55	Aluminum Brass	1.06
Titanium	0.58	Nickel-Chrome-Iron	1.07
A.I.S.I. 400 Series Stainless Steels	0.99	Admiralty	1.09
A.I.S.I. 800 Series Stainless Steels	1.02	Nickel and Nickel-Copper	1.13
Aluminum Bronze	1.04	Copper and Cupro-Nickels	1.14

** Liquid Velocity = $\frac{\text{Lbs Per (Tube \cdot Hour)}}{(\text{C}) (\text{Sp Gr of Liquid})}$ in feet per sec (Sp Gr of Water at 60°F = 1.0)

Courtesy of TEMA

Figura D.4 Características del tubo.

D.17 Velocidad másica del lado de los tubos.

$$G_t = \frac{144 * W_t * N_p}{(3600 * N_T * A_T)} \quad (\text{Ecuación D.12})$$

Donde:

G_t : Velocidad másica del lado de los tubos [lb/pie²*seg].

W_t : Flujo másico del fluido [lb/h].

N_p : numero de pasos [adim].

D.18 Diámetro interno del tubo (D_i).

Se obtiene de la figura D.4

D.19 Número de Reynolds.

$$N_{Re} = \frac{D_i * G_t}{\mu} \quad (\text{Ecuación D.13})$$

Donde:

N_{Re} : Numero de Reynolds [pulg*lb/pie²*seg*cP].

D_i : Diámetro interno del tubo [pulg].

μ : viscosidad [cP].

D.20 Factor de fricción (f).

Se obtiene de la figura D.5

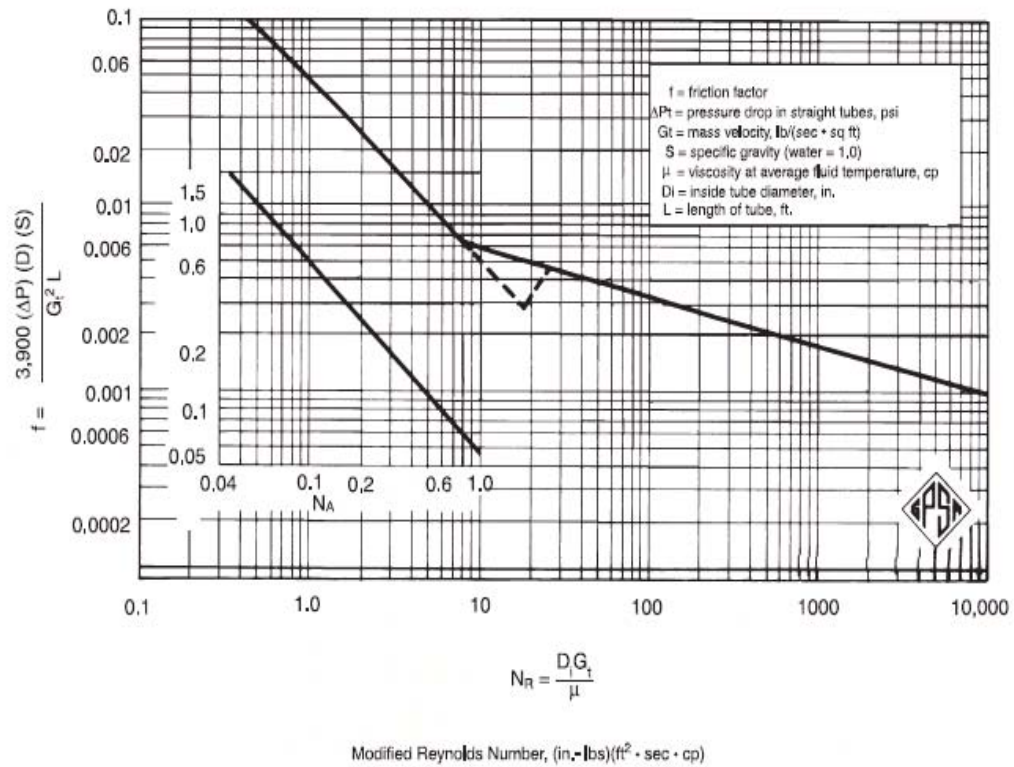


Figura D.5 Factor de Fricción para flujo de fluidos en el interior de los tubos.

D.21 Factor de Corrección Y (lpc/pie) y B (lpc).

Con la velocidad másica, la gravedad específica o densidad del fluido se obtienen estos dos factores de corrección. Ver figura D.6.

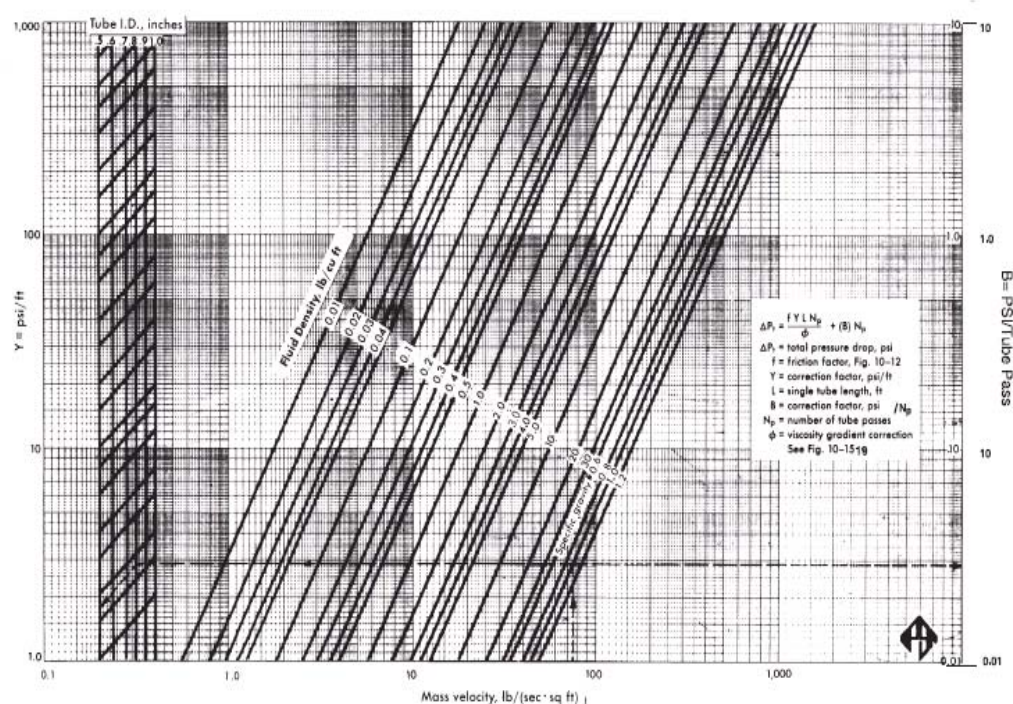


Figura D.6 Caídas de presión en el interior de los tubos.

D.22 Factor de Corrección de viscosidad (ϕ).

Se obtiene de la figura D.7 dependiendo del tipo de fluido.

Correction factor * when $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$ (See Fig. 10-15)	
	Correction Factor, ϕ
1. Hydrocarbon vapor; steam; water	1.0
2. Hydrocarbon liquids (18 to 48 API), MEA/DEA solutions	0.96
3. Water/glycol solutions; heat transfer fluids	0.92
4. Lube oils; heavy petroleum fractions (10 to 18 API)	0.85
* When $N_r < 17$, $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.25}$ A Reynolds number of less than 17 is only likely for lube oils or heavy petroleum fractions. The minimum recommended value of ϕ to use in Step 10 is 0.80, even though the calculated value may be lower.	

Figura D.7 Factor de corrección por viscosidad.

D.23 Caída de presión a través de los tubos.

$$\Delta P = \frac{f * Y * L * N_p}{\phi + B * N_p} \quad (\text{Ecuación D.14})$$

Donde:

ΔP : Caída de presión a través de los tubos [lpc].

ϕ : Factor de Corrección de viscosidad [adim].

D.24 Factor J.

Se obtiene de la figura D.8

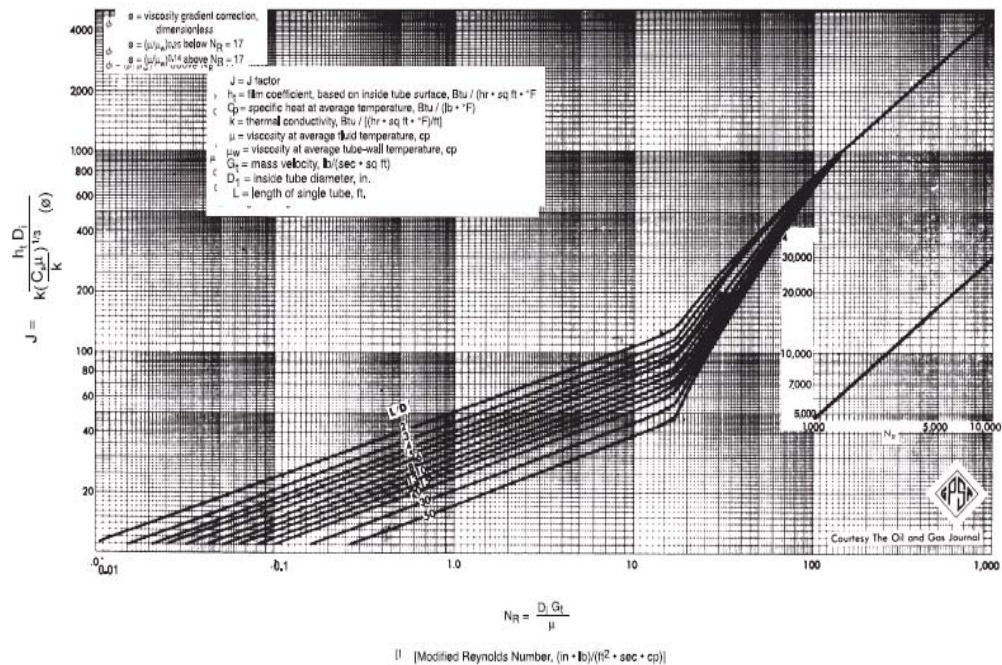


Figura D.8 Correlación para Factor J.

D.25 Coeficiente interno de transferencia de calor.

$$h_T = \frac{J * k \left(\frac{C_p * \mu}{k} \right) \cdot \phi}{D_i} \quad (\text{Ecuación D.15})$$

Donde:

h_T : Coeficiente interno de transferencia de calor [Btu/pie²*h*°F].

J: Factor J [adim].

k: Coeficiente de Conductividad [Btu/h*pie*°F].

C_p : Calor Específico [Btu/lb*°F].

D.26 Flujo másico de aire.

$$W_a = \frac{Q}{0,24 * \Delta t_a} \quad (\text{Ecuación D.16})$$

Donde:

W_a : Flujo másico de aire [lb/h].

Δt_a : Incremento de Temperatura del Aire [°F].

Q: Carga Calórica [Btu/h].

D.27 Velocidad másica de aire.

$$G_a = \frac{W_a}{Fa_{nom}} \quad (\text{Ecuación D.17})$$

Donde:

W_a : Flujo másico de aire [lb/h].

Fa_{nom} : Área superficial total del haz nominal [pie²].

D.28 Coeficiente externo de transferencia de calor h_a [Btu/pie²*h*°F].

Se determina a través de la figura D.9

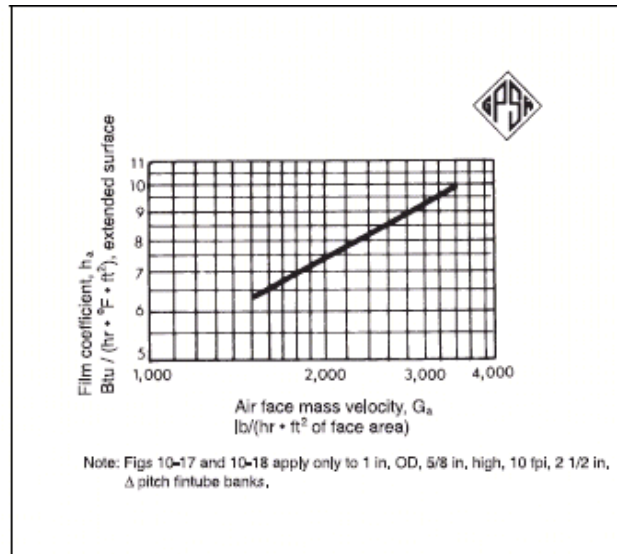


Figura D.9 Coeficiente externo de transferencia de Calor.

D.29 Relación del área aleteada y área desnuda AR [pie²/pie].

Se obtiene a través de la figura D.3

D.30 Diámetro externo del tubo D_o [pulg].

De la figura D.4 se obtiene este valor.

D.31 Relación entre el área aleteada e interna.

$$\frac{A_x}{A_i} = \frac{D_o * AR}{D_i} \quad (\text{Ecuación D.18})$$

Donde:

$\frac{A_x}{A_i}$: Relación entre el área aleteada e interna [adim].

D_o : Diametro externo del tubo [pulg].

AR: Relación del área aleteada y área desnuda [pie²/pie].

D_i : Diametro interno del tubo [pulg].

D.32 Coeficiente total de transferencia de Calor.

$$U_x = \frac{1}{\left(\left(\frac{1}{h_T} \right) \cdot \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + R_{ft} \cdot \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + R_{mx} + \frac{1}{h_a} \right)} \quad (\text{Ecuación D.19})$$

Donde:

U_x : Coeficiente total de transferencia de Calor [Btu/pie²*h*°F].

h_T : Coeficiente interno de transferencia de calor [Btu/pie²*h*°F].

h_a : Coeficiente externo de transferencia de calor [Btu/pie²*h*°F].

R_{ft} : Factor de ensuciamiento tubos [pie²*h*°F/Btu].

R_{mx} : Resistencia del metal referida al área extendida [pie²*h*°F/Btu].

Si el valor de U_x calculado en el punto D.32 es igual al U_x asumido en el punto D.1 y la caída de presión calculada en el punto D.23 esta dentro de los rangos permitidos, la solución es aceptable. Se prosigue a calcular los demás parámetros que a continuación se presentan a partir del punto D.33. De lo contrario repetir los cálculos del punto D.1 al D.32, asumiendo un nuevo U_x entre el valor asumido originalmente en el punto D.1 y el valor calculado en el paso D.32, además cambiar el numero de pasos asumidos y la longitud de los tubos si es necesario, para obtener una caída de presión dentro de los rangos permitidos.

D.33 Área mínima de cada ventilador.

$$FAPF = \frac{0,4 * Fa_{nom}}{N_F} \quad (\text{Ecuación D.20})$$

Donde:

FAPF: Área mínima de cada ventilador [pie²].

Fa_{nom}: Área superficial total del haz nominal [pie²].

N_F: Número de ventiladores [adim].

D.34 Diámetro del ventilador.

$$D_F = \sqrt{\left(\frac{4 * FAPF}{\pi} \right)} \quad (\text{Ecuación D.21})$$

Donde:

D_F: Diametro del ventilador [pie].

FAPF: Área mínima de cada ventilador [pie²].

D.35 Temperatura promedio del aire.

$$T_{ap} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} \quad (\text{Ecuación D.22})$$

Donde:

T_{ap}: Temperatura promedio del aire [°F].

t₁: Temperatura de entrada del aire [°F].

t₂: Temperatura de salida del aire [°F].

D.36 Factor de caída de presión del aire F_p [pulg H₂O].

Con la velocidad másica del aire se obtiene de la figura D.10 el factor de caída de presión del aire.

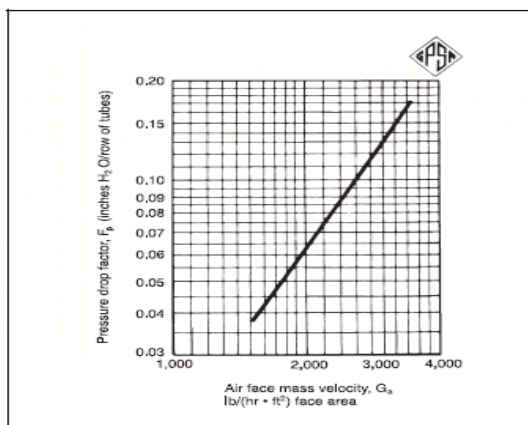


Figura D.10 Caída de presión F_p .

D.37 Relación de densidades entre aire seco y usado (D_R) [adim].

Con la temperatura promedio del punto D.35 y la altitud, se obtiene la relación de densidades.

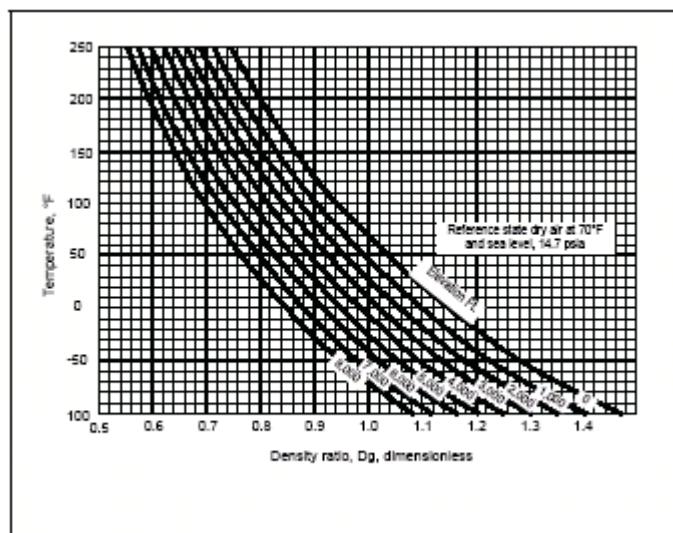


Figura D.11 Relación de densidades.

D.38 Caída de Presión Estática.

$$\Delta P_a = \frac{F_p * N}{D_R} \quad (\text{Ecuación D.23})$$

Donde:

ΔP_a : Caída de Presión Estática [pulg H₂O].

D_R : Relación de densidades entre aire seco y usado [adim].

N : Número de filas de tubos [adim].

D.39 Volumen actual de aire.

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R * 60 * 0.0749} \quad (\text{Ecuación D.24})$$

Donde:

$ACFM$: Volumen actual de aire [pie³/min].

W_a : Flujo másico de aire [lb/h].

D_R : Relación de densidades entre aire seco y usado [adim].

D.40 Aproximación de la caída de presión total.

$$\Delta P_f = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{4005 \cdot \left(\frac{\pi \cdot D_F^2}{4} \right)} \right]^2 \cdot D_R \quad (\text{Ecuación D.25})$$

Donde:

ΔP_f : Aproximación de la caída de presión total [pulg H₂O].

ΔP_a : Caída de Presión Estática [pulg H₂O].

$ACFM$: Volumen actual de aire [pie³/min].

D_R : Relación de densidades entre aire seco y usado [adim].

D_F : Diametro del ventilador [pie].

D.41 Aproximación de la potencia del ventilador.

$$BHP = \frac{ACFM * \Delta P_f}{N_F * 6356 * 0,7} \quad (\text{Ecuación D.26})$$

Donde:

BHP: Aproximación de la potencia del ventilador [HP].

ΔP_f : Aproximación de la caída de presión total [pulg H₂O].

ACFM: Volumen actual de aire [pie³/min].

N_F : Número de ventiladores [adim].

D.42 Velocidad del Ventilador.

$$RPM = \frac{1200}{\pi * D_F} \quad (\text{Ecuación D.27})$$

Donde:

RPM: Velocidad del Ventilador [rpm].

D_F : Diámetro del ventilador [pie].

E.1. Descripción del Programa PIPEPHASE 8.1

Programa desarrollado por la compañía SIMSCI, PIPEPHASE es un simulador de redes de flujo de fluidos en estado estacionario o transiente, que permite diseñar, evaluar y/u optimizar sistemas complejos de flujo de fluidos a nivel de producción.

Este simulador permite predecir presiones, temperatura, composición y retención de líquidos en las líneas de flujo, sistemas de recolección y distribución. De esta manera se facilita la parte de diseño de nuevos sistemas de recolección y distribución, la evaluación de redes de tuberías ya existentes y la prevención de diversos problemas. Por otro lado, la amplia aplicación puede clasificarse en tres grupos principales: análisis de tuberías simples y complejas, análisis de pozos y planificación del amplio campo de producción y análisis de procedimientos de limpieza de tuberías.

PIPEPHASE tiene las siguientes características:

- ✓ Análisis de flujo monofásico o multifásico de un compuesto puro o mezcla de multicomponentes.
- ✓ Estimación de baches de líquidos.
- ✓ Estructurados especialmente para el uso en la industria petrolera.
- ✓ Poseen una extensa base de datos de propiedades físicas, químicas y termodinámicas de más de 950 componentes.
- ✓ Capacidad de analizar sistemas constituidos por un máximo de 500 nodos, 999 elementos de flujo y 50 componentes.

- ✓ Cálculo de los sistemas en flujo isotérmico o no isotérmico.
- ✓ En PIPEPHASE los tipos de fluidos a utilizar se clasifican en composicionales y no composicionales. El primer caso es aplicable cuando el fluido puede ser definido en términos de sus componentes individuales. El fluido es no composicional cuando puede ser definido con propiedades promedio.
- ✓ Los modelos no composicionales se clasifican en Black oil, condensado, fase líquida simple, fase gas simple y vapor. Las correlaciones disponibles para predecir el factor de compresibilidad para no composicional son Standing-Katz, Hall-Yarborough para gas húmedo, y Hall Yarborough para gas seco. Para cálculos de factor de formación se utiliza métodos TUFFP Vasquez/Beggs, Lasarter, Standing o Glaso, para la relación de solución gas /crudo se dispone de las correlaciones TUFFP Vasquez/Beggs, Lasarter.
- ✓ En PIPEPHASE existen numerosas correlaciones disponibles para cada fase. Para crudo, están las correlaciones TUFFP Vasquez/Beggs, Beal-Standing/Chef- Conally y Glaso, para la viscosidad de gas se pueden utilizar los métodos Lee et.al., para viscosidad de mezclas se pueden utilizar promedio volumétrico, procedimiento 14b API y Woelfin.
- ✓ PIPEPHASE basa sus métodos de cálculos en modelos matemáticos tradicionales que describen el flujo de fluido y la transferencia de calor. La tubería simulada es dividida en volúmenes finitos por el usuario, con el fin de determinar: caída de presión, caídas de temperaturas por transferencia de calor, composición, determinación de las fases y flujos másicos.
- ✓ Para resolver sistemas de redes de tuberías el programa emplea el método de balance de presiones en la red, la cual consiste, en primer lugar, en realizar balance de masa con el fin de obtener un estimado preciso de la distribución de los caudales. En segundo lugar se plantea un sistema de ecuaciones no lineales obtenidas del balance de presión y se resuelve por el método de

Newton-Rapson. El proceso iterativo de resolución del sistema de ecuaciones se detiene cuando el error entre las presiones estimadas y las calculadas es menor a una tolerancia predeterminada.

- ✓ El software de simulación de PIPEPHASE funciona bajo ambiente Windows. En este, el proceso de definición del sistema de tuberías se realiza gráficamente, mediante el empleo de iconos y líneas que representan fuentes o llegadas de flujo y tuberías respectivamente.

Dentro de las diversas opciones que el usuario puede fijar, se encuentra la referente al tipo de correlación a utilizar para determinar la caída de presión y el comportamiento térmico del sistema.

E.1.1. Propiedades Termodinámicas

PIPEPHASE puede usar correlaciones generalizadas, ecuaciones de estado, o un método de actividad líquido para calcular las propiedades termodinámicas a las condiciones de flujo y de ahí predecir el deslizamiento entre las fases de vapor y líquido. La selección del método de cálculo de las propiedades termodinámicas depende de los componentes en el fluido y las presiones y temperaturas prevalecientes. PIPEPHASE también provee un número de métodos que pueden calcular rigurosamente el equilibrio vapor-líquido-líquido.

La tabla E.1 da recomendaciones para el cálculo de diferentes propiedades termodinámicas, para los casos de hidrocarburos pesados, hidrocarburos livianos y gas natural, en nuestro estudio el sistema es considerado como hidrocarburos livianos.

Tabla E.1 Métodos Recomendados Para Propiedades Termodinámicas

Propiedad	Método		
	Sistema de Hidrocarburos Pesados	Sistema de Hidrocarburos Livianos	Sistema de Gas Natural
Valor K	Braun K10 (<100 psia) Grayson-Streed Peng-Robinson Soave-Redlich-Kwong	Peng-Robinson Soave-Redlich-Kwong Lee-Kesler-Pleker Benedict-Webb-Rubin-Starling Chao-Seader	Peng-Robinson Soave-Redlich-Kwong
Entalpia	Curl-Pitzer Johnson-Grayson Lee-Kesler Peng-Robinson Soave-Redlich-Kwong	Peng-Robinson Soave-Redlich-Kwong Lee-Kesler-Pleker BWRS Curl-Pitzer Lee-Kesler	Peng-Robinson Soave-Redlich-Kwong
Densidad del líquido	API Lee-Kesler	API Lee-Kesler	API Lee-Kesler
Densidad del gas	Peng-Robinson Soave-Redlich-Kwong	Peng-Robinson Soave-Redlich-Kwong	Peng-Robinson Soave-Redlich-Kwong

E.1.2. Número de Reynolds y Factor de Fricción

Para el cálculo de flujo a través de tuberías, dos factores son importantes el número de Reynolds y el factor de fricción. El número de Reynolds es la relación entre las fuerzas inerciales y las fuerzas viscosas en el fluido; cuando el número de Reynolds es pequeño ($Re < 3000$), dominan las fuerzas inerciales y se dice que el flujo es laminar. Para Reynolds grandes ($Re > 3000$), dominan las fuerzas inerciales y se dice que el flujo es turbulento. La ecuación para calcular el número de Reynolds es:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d}{\mu}$$

Donde:

Re: número de Reynolds (adimensional)

ρ : densidad del fluido (lb/pie³)

μ : viscosidad del fluido (lb/pie.s)

v: velocidad del fluido (pie/s)

d: diámetro de la tubería (pie)

El factor de fricción es una función de la rugosidad absoluta dividida por el diámetro interno y también depende del número de Reynold. Para cálculos de factor de fricción el simulador PIPEPHASE emplea el diagrama de Moody (figura E.1)

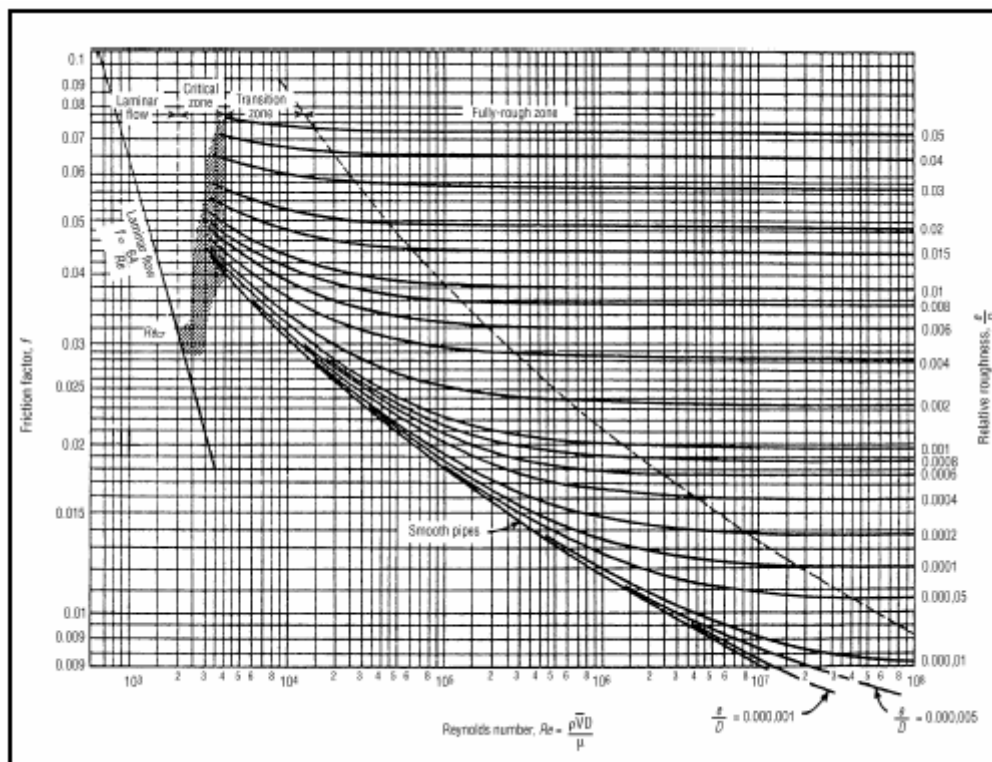


Figura E.1 Diagrama de Moody.

E.1.3. Gradiente Total de Presión

El gradiente total de presión, en un punto cualquiera en una tubería, puede ser definida como la suma de tres efectos: (1) la contribución de aceleración, (2) la contribución de elevación y (3) la contribución friccional.

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{\text{Total}} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_{\text{Acc}} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{\text{Elev}} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{\text{Fric}}$$

E.1.4. Correlaciones para Caídas de Presión en Flujo Monofásico

A continuación se presentan en la tabla E.2 algunas correlaciones usadas por el simulador PIPEPHASE para el cálculo de caídas de presión, tanto para gas como para líquido en flujo monofásico.

En la tabla E.3 se muestra las recomendaciones para las diferentes correlaciones usadas para calcular las caídas de presión en flujo monofásico.

En el caso de velocidades de flujo de gas a altas velocidades, los métodos de Panhandle B y Weymouth ignoran el componente de aceleración para la caída de presión, y los resultados deben ser verificados cuidadosamente y comparados con aquellos producidos por el uso de la ecuación de Moody. Si el flujo es reportado dentro o cerca del flujo crítico, entonces estas correlaciones no pueden ser aplicadas por ser inconsistente en esta región y debería cambiarse el modelo del fluido a composicional y usar una de las correlaciones disponibles a alta velocidad (tal como Beggs & Brill para altas velocidades)

Tabla E.2 Correlaciones de caídas de presión para fluido monofásico

Nombre y referencia	Factor de Fricción (dP/dL) _f	Factor de Elevación (dP/dL) _e	Factor de Aceleración (dP/dL) _{ace}
GASES			
PANHANDLE B	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{f \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot d \cdot 144}$ $f = \frac{1}{94} \left(\frac{P_b}{v \cdot \rho \cdot T_b} \right)^{0.04}$	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_e = \frac{\rho \cdot g \cdot \sin \theta}{g_c \cdot 144}$	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{ace} = 0$
WEYMOUTH	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{f \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot d \cdot 144}$ $f = \frac{1}{71.6 \cdot d^{0.03}}$	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_e = \frac{\rho \cdot g \cdot \sin \theta}{g_c \cdot 144}$	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{ace} = 0$
MOODY	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_f = \frac{f \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot d \cdot 144}$ $\left(\frac{1}{\sqrt{f}}\right) = 1.74 - 2 \cdot \log \left(\frac{2\epsilon}{d} + \frac{187}{N_{RE} \cdot \sqrt{f}} \right)$	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_e = \frac{\rho \cdot g \cdot \sin \theta}{g_c \cdot 144}$	$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{ace} = \frac{\rho \cdot V_1 \cdot (V_1 - V_2)}{144 g_c \cdot \Delta L}$
ASOCIACIÓN AMERICANA DE GAS (AGA)	$Q_g = 38.77 \cdot d_1^{\frac{5}{2}} \cdot f^{\frac{1}{2}} \cdot E5280^{\frac{1}{2}} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) \cdot Z_{ave} \cdot T_{ave} - 0.0375 \cdot \Delta_e}{\gamma_g \cdot P_{ave}^2 \cdot \Delta L} \right]^{0.5}$		
	E= coeficiente Δ _c =cambio de elevación (ft) d ₁ =diámetro (in) $N_{RE} = 1488 \cdot \frac{\rho v d}{\mu}$	Para N _{RE} ≤ 2000 : $f = \frac{N_{RE}}{16}$	Para N _{RE} > 2000: $f = f_4^2$ $f_4 = \min(f_2 \cdot f_3)$ $f_3 = 4 \cdot \log \left(\frac{3.7}{\epsilon / d} \right)$ $f_2 = 3.84 \cdot \log \left(\frac{N_{RE}}{1.4124 \cdot f_1} \right)$ $f_1 = 4 \cdot \log \left(\frac{N_{RE}}{f_1} \right) - 0.6$

Tabla E.2 Continuación

LÍQUIDOS			
HAZEN-WILLIAMS	$Q = 15.2E \cdot d_1^{2.63} \left[\frac{(P_1 - P_2) - (0.433 \cdot \Delta_e) \cdot \gamma_L}{\Delta L \cdot \gamma_L} \right]^{0.54} \quad Q = \text{Bbl/d}$ E=coeficiente de Hazen-Williams; Δ_e= cambio de elevación (ft); d_1= diámetro (in)		
MOODY	$\left(\frac{dP}{dL} \right)_f = \frac{f \cdot \rho \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot d \cdot 144}$ $N_{RE} = 1488 \cdot \frac{\rho v d}{\mu}$ f del diagrama de Moody	$\left(\frac{dP}{dL} \right)_e = \frac{\rho \cdot g \cdot \sin \theta}{g_c \cdot 144}$	$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{ace} = 0$

Tabla E.3 Recomendaciones para Correlaciones de caída de Presión Flujo Monofásico

Correlación	Recomendaciones
GASES	
Panhandle B	Para diámetros y/o longitud de tuberías grandes.
Weymouth	Para diámetros y/o longitud de tuberías cortas.
Moody	Aplicable para cualquier diámetro y longitud. Especialmente para líneas de alta velocidad puesto que las pérdidas por aceleración son consideradas.
American Gas Association	Recomendada por la Asociación Americana de Gas.
LIQUIDOS	
Hazen-Williams	Aplicable para fluidos de baja viscosidad como el agua y la gasolina. No debería usarse para fluidos altamente viscosos.
Moody	Aplicable para fluidos por encima de un amplio rango de condiciones.

E.1.5. Correlaciones para Caídas de Presión en Flujo Multifásico

El conocimiento de la velocidad y de las propiedades de los fluidos tales como densidad, viscosidad y en algunos casos, tensión superficial son requeridos para los cálculos de gradientes de presión. Cuando estas variables son calculadas para flujo bifásico, se utilizan ciertas reglas de mezclas y definiciones únicas a estas aplicaciones.

A continuación se presentan las definiciones básicas para flujo bifásico y la forma de calcular estos parámetros.

E.1.5.1. Densidad de la mezcla

La densidad de la mezcla de dos fases, puede ser definida usando el deslizamiento como un factor de peso en ambas fases. La siguiente ecuación representa una de las relaciones de densidad usadas para calcular el termino de elevación en la ecuación de caída de presión (en esta ecuación HL se refiere al entrampamiento del liquido con o sin deslizamiento).

$$\rho_M = \rho_L \cdot H_L + (1 - H_L) \cdot \rho_G$$

E.1.5.2. Viscosidad de la mezcla

La viscosidad de un fluido es usado en todas las correlaciones de caída de presión, como mínimo es usada en la determinación del factor de fricción f_d , a través del número de Reynolds. La ecuación que a continuación se muestra representa la viscosidad de la mezcla.

$$\mu_M = \mu_L^{H_L} \cdot \mu_G^{H_G}$$

E.1.5.3. Descripción de la correlación BEGGS & BRILL - MOODY - PALMER (BBMP)

Entre las correlaciones para flujo multifásico más utilizadas en tuberías para flujo horizontal se encuentra: Beegs & Brill, Duckler y colaboradores, Eaton y colaboradores, etc. y para flujo vertical: Hagedorn & Brown, Duns & Ros,

Orkiszewski, Beggs & Brill, Ansari. Se utilizara y describirá a detalle la de Beggs & Brill por ser la que más aplica a nuestra área de estudio.

Según los autores la ecuación de gradiente de presión es:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_T = \frac{\rho_{tp} \text{Sen}\varphi(g/gc) + (f_{tp} \rho_{ns} v_m^2)}{144(1 - EK)}$$

Siendo:

$$\rho_{tp} = \rho_L * H_L + \rho_G(1 - H_L)$$

$$\rho_{ns} = \rho_L * \lambda + \rho_G * (1 - \lambda)$$

Para el cálculo del Hl, se tiene que calcular el Número de Froude (NFR):

$$NFR = \frac{v_m^2}{gd}$$

Los límites para los regímenes de flujo horizontal son:

$$L_1 = 316 * \lambda l^{0.302}$$

$$L_2 = 0.0009252 * \lambda l^{(-2.4684)}$$

$$L_3 = 0.10 * \lambda l^{(-1.4516)}$$

$$L_4 = 0.5 * \lambda l^{(-6.738)}$$

✓ **Segregado**

$$\lambda l < 0.01 \quad y \quad NFR < L_1$$

$$HI(0) = \frac{0.98 * (\lambda l^{0.4846})}{NFR^{0.0868}}$$

$$\lambda L \geq 0.01 \quad y \quad NFR < L_2$$

✓ **Intermitente**

$$0.01 \leq \lambda l < 0.4 \quad y \quad L_3 < NFR \leq L_1$$

$$HI(0) = \frac{0.854 * (\lambda l^{0.5351})}{NFR^{0.0173}}$$

$$\lambda l \geq 0.4 \quad y \quad L_3 < NFR \leq L_4$$

✓ **Distribuido**

$$\lambda l < 0.4 \quad y \quad NFR \geq L_1 \quad \text{ó} \quad \lambda L \geq 0.4 \quad y \quad NFR > L_4$$

$$HI(0) = \frac{1.065(\lambda l^{0.5824})}{NFR^{0.0609}}$$

✓ **Transición**

$$\lambda l \geq 0.01 \quad \text{y} \quad L_2 \leq \text{NFR} \leq L_3$$

Siendo,

$$\text{Hl}(0) \geq \lambda l$$

Cuando el flujo entra en el régimen de transición, el HL (0) debe ser calculado usando las ecuaciones de flujo segregado e intermitente y luego interpolando usando los siguientes factores de peso.

$$\text{Hl}(0)_{\text{TRANSICIONAL}} = A * \text{Hl}(0)_{\text{SEGREGADO}} + B * \text{Hl}(0)_{\text{INTERMITENTE}}$$

donde:

$$A = \frac{L_3 - \text{NFR}}{L_3 - L_2}$$

$$B = 1 - A$$

luego,

$$\text{Hl}(\phi) = \text{Hl}(0) * \psi$$

$$\psi = 1 + C * [\text{Sen}(1.8 * \phi) - 0.333 * \text{Sen}^3(1.8 * \phi)]$$

donde:

$$C = (1 - \lambda l) * \ln(D * \lambda l^E * N_{lv}^F * \text{NFR}^G)$$

Los valores de las constantes D, E, F y G dependen del régimen de flujo y de la dirección del flujo. Los valores se toman de la Tabla E.4 y Tabla E.5.

Tabla E.4 Valores de las Constantes D, E, F y G para Flujo en Dirección Ascendente

RÉGIMEN	D	E	F	G
SEGREGADO	0.011	-3.768	3.539	-1.614
INTERMITENTE	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
DISTRIBUIDO	No se corrige, C=0			

Tabla E.5 Valores de las Constantes D, E, F y G para Flujo en Dirección Descendente

RÉGIMEN	D	E	F	G
CUALQUIERA	4.7	-0.3692	0.1244	-0.5056

Con la restricción que $C \geq 0$

Para el cálculo de factor de fricción bifásico, f_{tp} se utiliza la siguiente expresión:

$$f_{tp} = f_{ns} * e^S$$

$$f_{ns} = \left[2 * \log \left(\frac{N_{Re}}{4.5223 * \log(N_{Re}) - 3.8215} \right) \right]^2$$

$$N_{Re} = 1488 v_m d (\rho_{ns} / \mu_{ns})$$

$$\mu_{ns} = \mu_l * \lambda l + \mu_g (1 - \lambda l)$$

$$S = \ln(Y) / (-0.0523 + 3.182X - 0.8725 * X^2 + 0.01853 * X^4)$$

Donde:

$$Y = \lambda l / [HI(0)]^2$$

Sí $1 < Y < 1.2$

$$S = \ln[(2.2 * Y) - 1.2]$$

El gradiente de aceleración:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{acc} = \left(\frac{\rho_{tp} V_m V_{sg}}{144 gc P} \right) \left(\frac{dP}{dL} \right)_T$$

$$Ek = \left(\frac{\rho_{tp} V_m V_{sg}}{144 gc P} \right)$$

El método de corrección de Palmer es utilizado para el cálculo de HI, mediante las siguientes ecuaciones:

$$HI_p = 0.541 * HI, < 0$$

$$HI_p = 0.918 * HI, > 0$$

Donde:

L: longitud de la tubería (pie)

P: presión (lpc)

A, B: factores de corrección

vm : velocidad de la mezcla bifásica (pie/seg)

Re: número de Reynolds (adimensional)

HI: fracción de líquido en la tubería (adimensional)

HIP: fracción de líquido en la tubería corregida por Pálmer (adimensional)

λ_l : fracción de líquido sin deslizamiento (adimensional)

NFR: número de Fraude (adimensional)

Nlv: número de la velocidad del líquido

fns: factor de fricción calculado por el diagrama de Moody (figura 4.1) para tuberías lisas

ftp: factor de fricción calculado para flujo bifásico

pns: densidad de la mezcla sin considerar deslizamiento (lbm/pie^3)

ρ_{tp} : densidad de la mezcla bifásica (lbm/pie^3)

ψ : factor de corrección de Hl (0) por efecto de la inclinación de la tubería

ϕ : ángulo de la tubería con respecto a la horizontal

μ_{ns} : viscosidad de la mezcla bifásica sin deslizamiento (cp)

μ_g : viscosidad del gas (cp)

μ_L : viscosidad del líquido (cp)

ρ_L : densidad del líquido (lbm/pie^3)

ρ_g : densidad del gas (lbm/pie^3)

E.2. Descripción del Programa HYSYS. PROCESS 2.2

Programa desarrollado por la compañía Hyprotech, HYSYS es una herramienta para la simulación de procesos de ingeniería relacionados con la industria química, petrolera y de gas natural en donde se modelan procesos estacionarios de calor y balance de masa.

En HYSYS se construye un modelo interactivo del proceso basado en uno conceptual de lo que se desea estudiar, éste realiza los cálculos automáticamente en cuanto a los funcionamientos de las unidades y de los paquetes de propiedades, con un acceso directo e inmediato a los resultados, proporcionando una mayor y mejor comprensión del proceso simulado.

HYSYS presenta diversas ventajas las cuales se presentan a continuación:

- ✓ Todas las aplicaciones usan un modelo termodinámico en común.
- ✓ Todas las aplicaciones usan los gráficos o diagramas de flujo del proceso.
- ✓ Se introduce la información por partes o secciones.
- ✓ Sólo se tiene que aprender y manejar una sola interfase.
- ✓ Se puede seleccionar diversos modelos y aplicaciones para el mejor y completo entendimiento del problema.

E.2.1. Sistema de Unidades

HYSYS trabaja internamente con un sistema de unidades consistente al momento de realizar los cálculos pero permite al usuario definir el de su preferencia al momento de introducir datos o visualizar resultados ya sea el Sistema Internacional, inglés, unidades de campo e inclusive otras menos comunes.

E.2.2. Interfase de Trabajo

La interfase de HYSYS está diseñada para acceder a la información que se necesite en el momento que se desee bajo ambiente Windows, pudiendo ser desplegada por diversos métodos como lo son: el libro de trabajo “workbook”, el libro de datos “databook”, el diagrama del proceso “PFD”, perfiles gráficos y/o resúmenes tabulares. No sólo esta herramienta permite desplegar estas ventanas automáticamente, si no que también las modifica, si existe un cambio en las condiciones.

E.2.3. Modelos Termodinámicos

HYSYS necesita para realizar una simulación del proceso un fundamento termodinámico y de esta forma, determinar las propiedades físico químicas y de

transporte de los componentes o compuestos. Estos componentes pueden ser: hidrocarburos, no hidrocarburos, petroquímicos y/o fluidos químicos.

HYSYS cuenta con una gran gama de métodos termodinámicos para estimación de equilibrio de fases y propiedades de los fluidos de acuerdo a las características de estos. Dentro de ellos se encuentran:

- ✓ Ecuaciones de Estado: Ecuación que relacione las propiedades de Presión, Volumen y Temperatura
- ✓ Modelos de Actividad: Usados en el modelo de sistemas altamente no ideales.
- ✓ Modelos Chao Seader: La correlación de Chao Seader se utiliza ampliamente en las industrias de petróleo y de gas natural. Es utilizada en el diseño de una gran variedad de separaciones de hidrocarburos ligeros por destilación, éste método y el método de Grayson Streed son semi – empíricos. La correlación de Grayson Streed es una extensión del método de Chao Seader con énfasis especial en el hidrógeno. Sólo los datos de equilibrio producidos por estas correlaciones son usadas por HYSYS. El método de Lee – Keesler se usa para las entalpías y entropías de líquidos y vapor.
- ✓ Modelos de Presión de Vapor: Pueden usarse para mezclas ideales a presiones bajas. Las mezclas ideales incluyen sistemas de hidrocarburos y mezclas como acetonas y alcoholes, donde el comportamiento de la fase líquida es aproximadamente ideal. Los modelos también pueden usarse como primeras aproximaciones para los sistemas no – ideales.
- ✓ Misceláneos: Contiene paquete de propiedades que son únicos y no encajan en los grupos mencionados previamente, tales como: Tablas de Vapor, ecuaciones para trabajar con plantas de aminas, etc.

E.2.4. Ecuaciones de Estado con que cuenta el Simulador HYSYS

- ✓ Kabadi Danner: Es una modificación de la ecuación de estado original Soave Redlich – Kwong (SRK), se desarrolló para cálculos de equilibrio del vapor – líquido – líquido para sistemas hidrocarburo – agua particularmente en regiones diluidas.
- ✓ Lee – Keesler Plocker: Este modelo es el más general para sustancias no polares y mezclas.
- ✓ Peng – Robinson (PR): Ésta tiene un extenso rango de aplicabilidad para algunos sistemas no ideales. Sin embargo, en algunas situaciones de sistemas altamente no ideales, el uso de este modelo es recomendado.
- ✓ Peng – Robinson Siryjek – Vera (PRSV): Ésta es la segunda modificación a la ecuación de estado de PR. Éste posee esa extensa aplicabilidad del modelo original, para sistemas moderadamente no lineales.
- ✓ Soave – Redlich – Kwong (SRK): En muchos casos éste proporciona resultados comparables con los obtenidos por Peng – Robinson, pero el rango de aplicación es mucho más limitado. Éste método no es confiable para sistemas no lineales.
- ✓ Sour Peng – Robinson: Combina la ecuación de estado de Peng – Robinson con el modelo de Wilson’s API - Sour para sistemas de aguas agrias.
- ✓ Sour Soave – Redlich Kwong: Combina la ecuación de estado de Soave Redlich Kwong con el método de Wilson’s API – Sour.
- ✓ Zudkevich – Joffe: Es una modificación de la ecuación de estado de Redlich Kwong. Este modelo utiliza para predecir el equilibrio vapor – líquido para sistemas de hidrocarburos y sistemas que contengan hidrógeno.

Tabla E.6 Rango de Aplicabilidad de los Métodos Termodinámicos más Comunes

MÉTODO	RANGO DE TEMPERATURA (°F)	RANGO DE PRESIÓN (LPCA)
Soave – Redlich – Kwong (SRK)	-160 a 800	0 a 5000
Kadabi Danner	< 500	5000
Peng Robinson (PR)	-160 a 800	0 a 5000

De acuerdo con el tipo del fluido que maneja la Estación y al rango de presiones y temperaturas de trabajo, la ecuación de estado seleccionado para realizar el estudio fue el de Peng Robinson, el cual será descrito a continuación:

E.2.5. Ecuación de Estado de Peng – Robinson (PR)

La ecuación de estado de Peng – Robinson, publicada en 1976 es una modificación de la ecuación de Redlich – Kwong. Es similar a la ecuación de Soave – Redlich – Kwong en varios aspectos y fue diseñada para mejorar las predicciones de densidad de líquidos.

La ecuación de Peng – Robinson viene dada por la siguiente expresión:

$$P = \frac{RT}{(v - b)} - \frac{a}{v(v + b) + b(v - b)}$$

Donde:

- P = presión absoluta
- T = temperatura absoluta
- R = constante universal de los gases
- v = volumen molar
- a = término de “atracción” de la mezcla

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{1/2} (1 - k_{ij})$$

a_i, a_j = valores del término a para dos componentes cualquiera de la mezcla

$$a_i = a_{Ci} \alpha_i$$

$$a_{Ci} = 0.45724 \frac{(RT_{Ci})^2}{P_{Ci}}$$

$$\alpha_i = \left[1 + m_i (1 - \sqrt{T_{ri}}) \right]^2$$

$$m_i = 0.3796 + 1.485w_i - 0.1644w_i^2 + 0.01667w_i^3$$

w_i = factor acéntrico del componente i

k_{ij} = coeficiente de interacción binaria para los componentes i y j

x_i, x_j = fracción molar de dos componentes cualquiera en la mezcla

TC_i = temperatura crítica del componente i

PC_i = presión crítica del componente i

b = término de “repulsión” de la mezcla

$$b = \sum x_i b_i$$

$$b_i = 0.07780 \frac{RT_{Ci}}{P_{Ci}}$$

Las técnicas usadas en la determinación de la composición de una mezcla de hidrocarburos incluyen la cromatografía y destilación. Muestras gaseosas son analizadas desde el C1 hasta el C11+. La composición de una muestra de fondo o recombinada se puede obtener haciendo una liberación instantánea (flash) en el laboratorio y el gas liberado es analizado separadamente del líquido remanente. En este caso es necesario hacer recombinaciones para obtener la composición de la muestra del yacimiento.

F.1. Destilación Simple

Este es un proceso que consiste en calentar un líquido hasta que sus componentes más volátiles pasan a la fase de vapor y, a continuación, se procede a enfriar el vapor para recuperar dichos componentes en forma líquida por medio de la condensación. El objetivo principal de la destilación es separar una mezcla de varios componentes aprovechando sus distintas volatilidades, o bien generar dos o más zonas existentes que difieran en composición para cada especie molecular en particular

F.2. Cromatografía

Estos son análisis usados para la separación y medidas de componentes volátiles y de aquellos que pueden ser cuantificados convirtiendo estos en derivados del mismo carácter.

Para llevar a cabo la separación es necesario colocar la muestra en el cromatógrafo de columna, para trasladar la misma con una corriente de gas. Como

resultado de las diferentes afinidades de la muestra inicial con el material de la columna, los componentes emergen sucesivamente como una mezcla binaria en la corriente de gas. Un detector fuera de la columna mide algunas propiedades físicas, por ejemplo la cantidad del componente puede ser definida por la concentración del componente en la corriente del gas, mediante la altura y el área que el pico abarca en las señales, que se determinan con la ayuda del detector.

Es importante mencionar que este tipo de análisis posee una amplia capacidad para determinar espectros de multicomponentes en las corrientes de fluido iniciales.

F.3. Flash o Liberación Instantánea

Este es un tipo de prueba PVT en donde se considera una celda con fluido del yacimiento a una presión inicial, que luego será disminuida en varias etapas hasta encontrar la presión en el punto de burbuja sin remover nada de la celda, a temperatura constante, con la finalidad de que todo el gas permanezca en contacto siempre con el fluido, es decir que el sistema se mantenga durante toda la prueba a composición constante, simulando así el proceso que se lleva a cabo dentro del yacimiento (ver figura F.1).

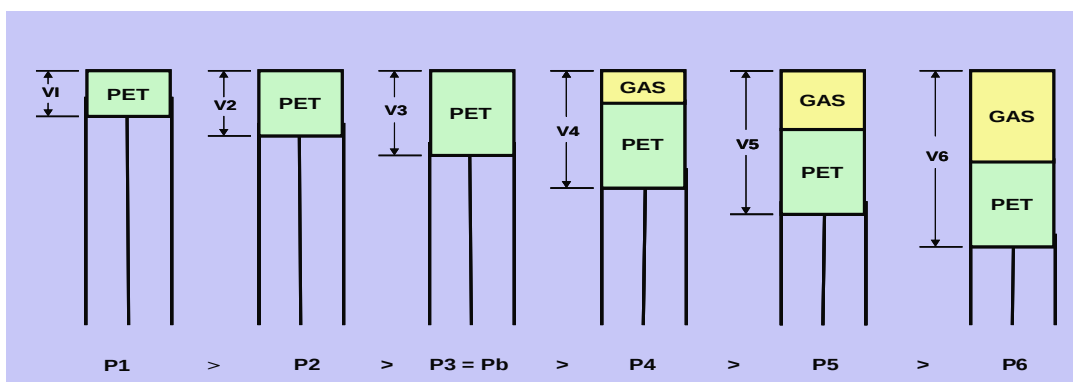


Figura F.1 Esquema Representativo de la Prueba de Flash o Liberación Instantánea para Yacimientos de Petróleo Negro

F.4. Prueba de Separadores

Son pruebas de liberación instantánea que se realizan en un separador en el laboratorio con el objeto de cuantificar el efecto de las condiciones de separación (Presión y Temperatura), en superficie sobre las propiedades del crudo (Factor Volumétrico de Formación y RGP). Al variar la presión en el separador se puede obtener una presión óptima que produzca la mayor cantidad de petróleo en el tanque.

La muestra del crudo separado a la presión de burbujeo y temperatura del yacimiento es pasada a través de un separador y luego expandida a presión atmosférica (ver figura F.2). De esta prueba se obtienen, para cada una de las presiones de separación los siguientes parámetros

- ✓ Factor volumétrico de formación del petróleo a la presión de burbuja.
- ✓ Relación Gas Petróleo en Solución a la presión de burbuja.
- ✓ Gravedad °API del crudo en el tanque
- ✓ Composición del Gas Separador.

De esta prueba se logra concluir que la mejor presión de separación será aquella que produzca menor liberación de gas, crudo con mayor gravedad °API y menor factor volumétrico de formación.

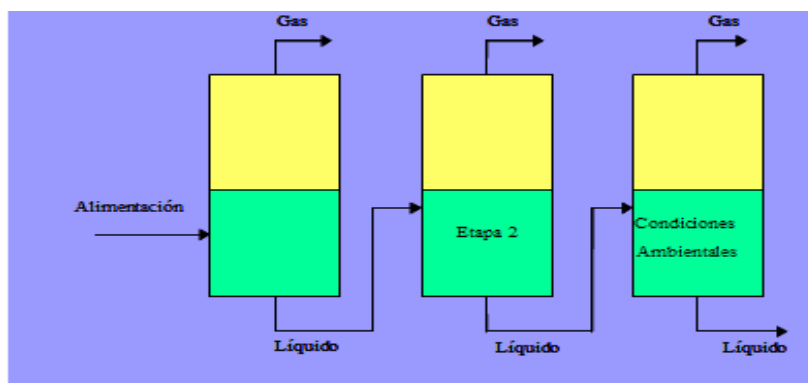


Figura F.2 Prueba de separadores para petróleo negro

F.5. Prueba de Liberación Diferencial

Es un estudio de expansión a composición variable, la cual se realiza en el laboratorio para simular el comportamiento de los fluidos en el yacimiento durante el agotamiento de presión. En el laboratorio se efectúa un proceso diferencial, a través de una serie de pasos, de separaciones instantáneas a la temperatura del yacimiento.

Se comienza a una presión igual a la de burbujeo ya que para una presión superior a la presión de burbuja la liberación diferencial es igual a la liberación instantánea. Luego se expande la muestra a una presión inferior a la presión de burbuja. La celda es agitada hasta alcanzar el equilibrio entre las fases. El gas liberado es desplazado de la celda a presión constante y expandido a través de un separador hasta la presión atmosférica. En el separador se puede formar líquido si ocurre condensación retrograda. Esto ocurre cuando el gas desprendido es rico (gas condensado). Al gas separado se le debe medir su gravedad específica y composición. Se debe reportar la reducción del volumen de líquido debido a la liberación diferencial del gas (referirse a figura F.3).

Esto se puede ajustar en campo con un arreglo por etapas de separación en serie, mediante un conjunto de separadores operando a presiones secuencialmente reducidas; el líquido se descarga de un separador de mayor presión al próximo de menor presión y el gas se descarga por separado.

El conjunto de etapas de separación constituye así, una aproximación de separación diferencial verdadera y desde la producción de fluidos hasta su almacenamiento se obtendrá más rendimiento de líquidos.

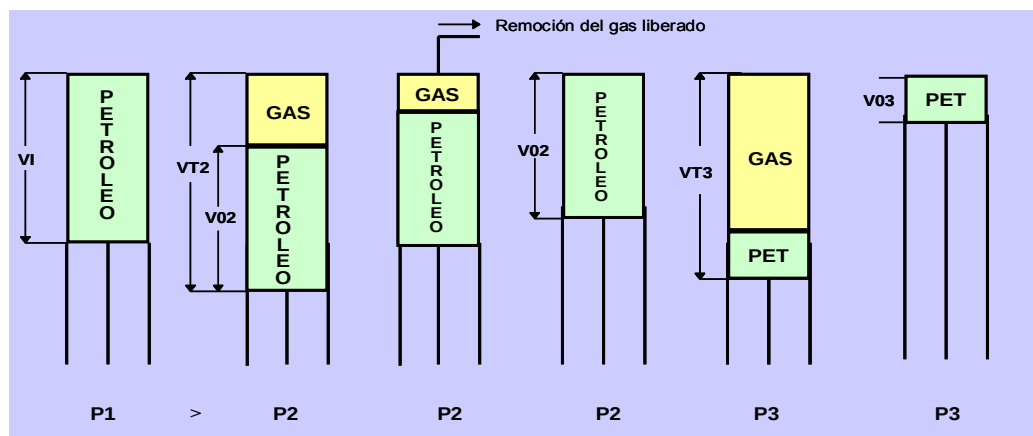


Figura F.3 Esquema Representativo de la Prueba de Liberación Diferencial para Yacimientos de Petróleo Negro

F.6. Determinación de las constantes de equilibrio

Para hallar la constante de equilibrio (K), es necesario que el sistema sea bifásico, se realizan pruebas en el laboratorio como liberación diferencial y luego con el líquido que quede se realiza la liberación flash, esto se hace con la finalidad de obtener la composición de la fase gaseosa y la fase líquida respectivamente, luego se calcula la constante de equilibrio que es la relación entre la fracción

molar del componente de la fase de vapor (Y) y la fracción molar del mismo componente en la fase líquida (x).

$$K = Y/X$$

(Ecuación F.1)

Los valores experimentales se comparan con los valores teóricos calculados. La figura F.4 muestra el comportamiento de las constantes de equilibrio de los componentes puros en función de la presión, también se observa que a medida que la presión aumenta el valor de todas las constantes de equilibrio disminuye (Standing, 1977).

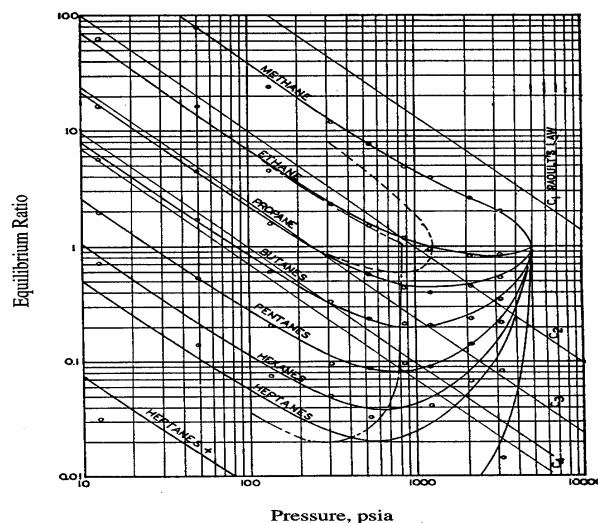
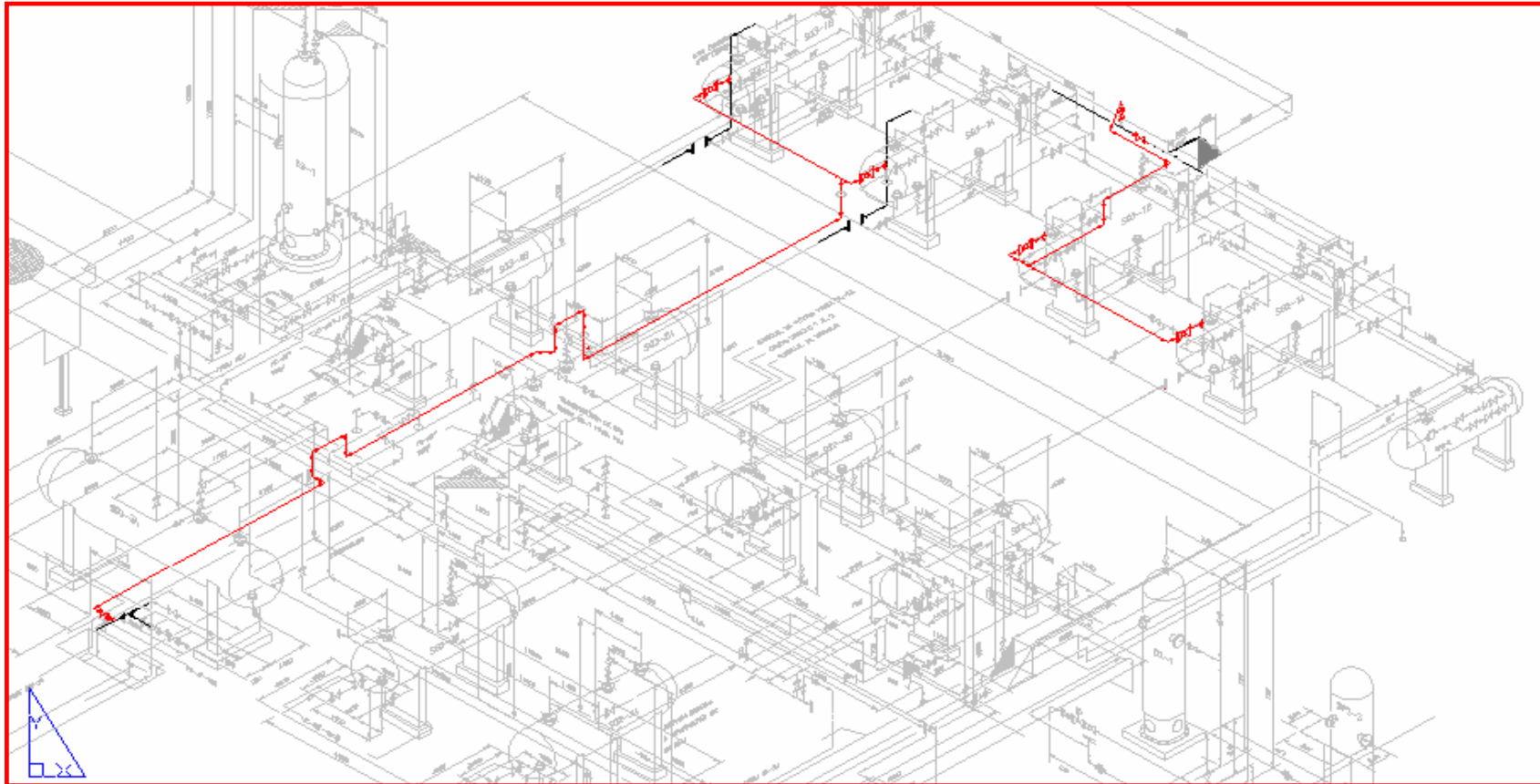
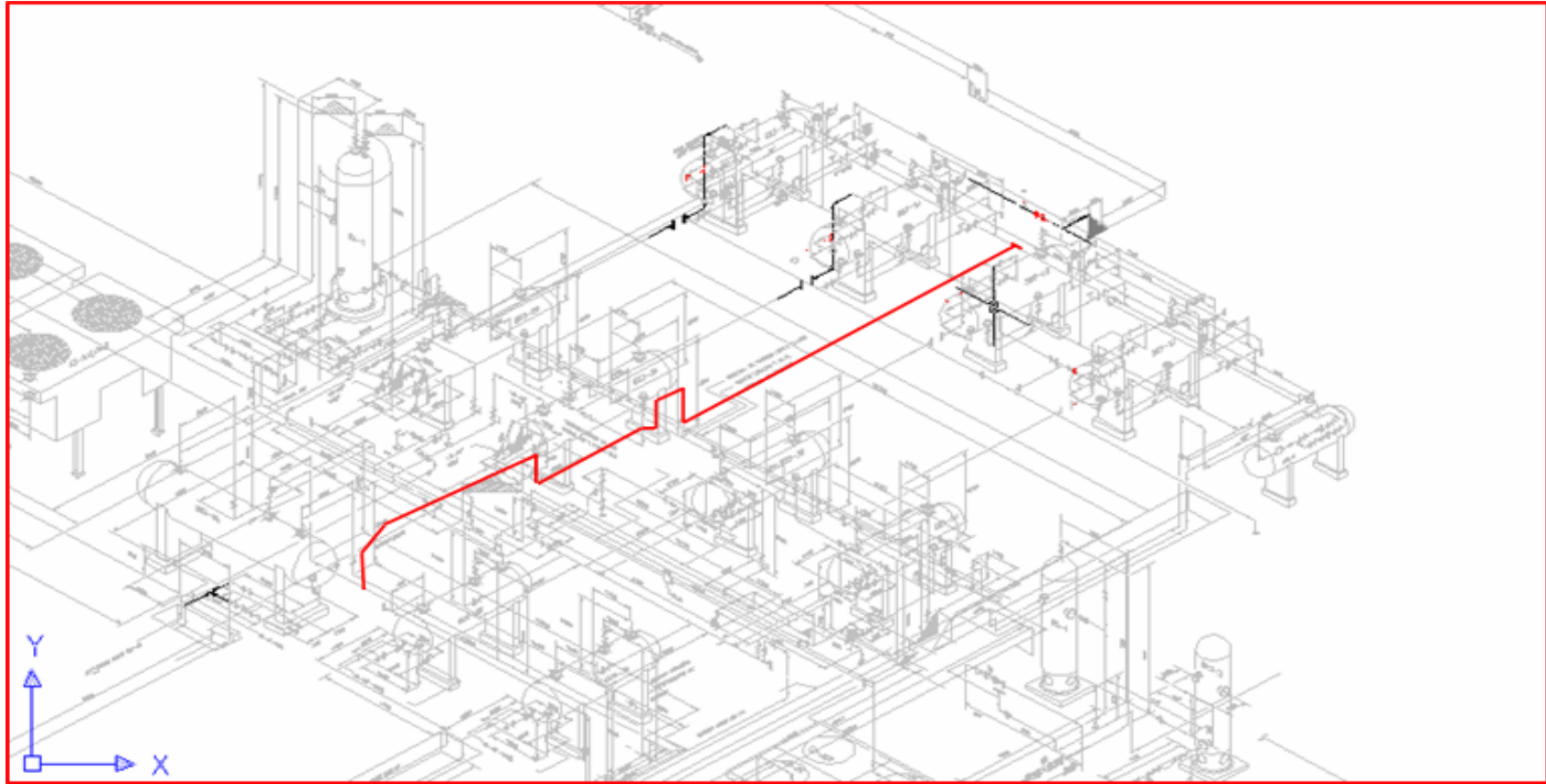


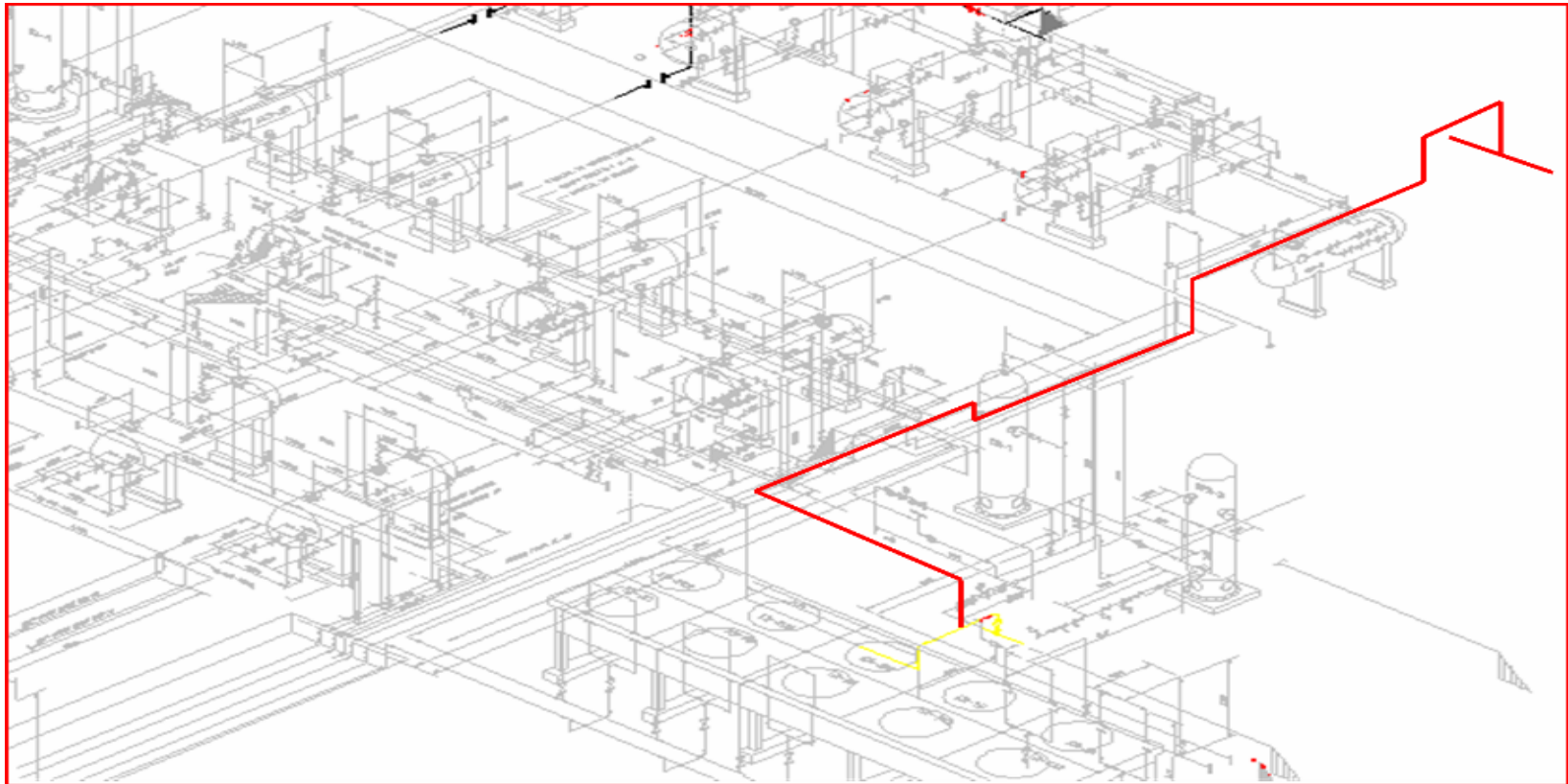
Figura F.4 Comportamiento de las constantes de equilibrio en función de la presión



Isométrico del Módulo II y III, línea de Crudo.



Isométrico del Módulo II y III, línea de Venteo.



Isométricos del Módulo II y III , Línea hacia Planta Compresoras Jusepín (PCJ)

Línea de Crudo

SIMULATION SCIENCES INC.				R				PAGE 1	
PROJECT				PIPEPHASE VERSION 8.1				386/EM	
PROBLEM				INPUT					
HYDRAULIC SUMMARY								06/23/05	
=====									
BASE CASE									
NETWORK SUMMARY									
Link	---- Std. Flowrates -----			---- Inlet ---			----- Outlet -----		
	Oil	Water	Gas	Node	Pres.	Temp.	Node	Pres.	Temp.
	BPD	BPD	MMCFD		PSIG	F		PSIG	F
----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
L004	0.0	0.0	14.9350	SG22	143.6	180.	J005	143.6	170.
L005	5927.7	1120.5	0.5738	J084	140.0	170.	23	140.0	170.
L006	11891.2	0.0	0.2078	SG2-	143.6	180.	J005	143.6	170.
L007	11669.6	2257.1	15.6664	J005	143.6	170.	J004	143.6	170.
L010	0.0	2294.7	0.0000	SG21	143.6	180.	J005	143.6	170.
L014	11669.6	2257.1	15.6664	J004	143.6	170.	J011	143.5	170.
L021	11669.6	2257.1	15.6664	J011	143.5	170.	J019	142.0	170.
L037	5905.3	1142.2	7.9278	J019	142.0	170.	J035	141.9	170.
L038	5764.4	1114.9	7.7386	J019	142.0	170.	J036	141.9	170.
L052	5764.4	1114.9	7.7386	J036	141.9	170.	J051	140.1	170.
L085	5905.3	1142.2	7.9278	J035	141.9	170.	J084	140.0	170.
L096	5786.3	1093.8	0.5602	J051	140.1	170.	29	140.0	170.
24	5927.7	1120.5	0.5738	24	140.0	170.	J095	62.0	168.
L013	29034.5	5469.3	0.2499	J074	55.3	168.	25	54.0	168.
L029	11714.1	2214.4	1.1340	J012	59.9	167.	J020	59.4	168.
L042	-1.73E4	-3273.7	-1.0912	27	54.0	168.	J063	57.2	168.
L045	29047.5	5479.6	1.3389	J020	59.4	168.	J044	59.3	168.
L046	-1.73E4	-3265.3	-0.1750	J043	59.4	168.	J020	59.4	168.
L065	-1.73E4	-3273.7	-1.0912	J063	57.2	168.	J043	59.4	168.
L075	29047.5	5479.6	1.3389	J044	59.3	168.	J074	55.3	168.
27	5786.3	1093.8	0.5602	30	140.0	170.	J095	62.0	168.
L108	11714.1	2214.4	1.1340	J094	59.9	167.	J012	59.9	167.
L117	11714.1	2214.4	1.1340	J095	62.0	168.	J094	59.9	167.
25	29034.5	5469.3	0.2499	26	54.0	168.	J001	54.1	168.
26	17363.8	3273.7	1.0912	28	54.0	168.	J001	54.1	168.
L055	46398.2	8743.0	1.3416	J001	54.1	168.	J054	41.3	167.
L058	46398.2	8743.0	1.3416	J054	41.3	167.	D057	35.0	167.
NODE SUMMARY									
Node	Pressure	Temp.	Oil	Gas	Water	GOR	Liquid		
			Grav	Grav	Cut		Rate		
	PSIG	F		KG/M3	%	CFBBL	BPD		
----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----		
SG22	143.6	180.	0.0	1.0020	0.0	----	0.0		
J084	140.0	170.	0.9	1.1454	15.9	103.			
SG2-	143.6	180.	0.9	1.2270	0.0	23.	11891.2		
J005	143.6	170.	0.9	1.0331	16.2	1349.			
SG21	143.6	180.	0.0	0.0000	100.0	----	2294.7		
J004	143.6	170.	0.9	1.0331	16.2	1349.			
J011	143.5	170.	0.9	1.0331	16.2	1349.			
J019	142.0	170.	0.9	1.0331	16.2	1349.			
J036	141.9	170.	0.9	1.0331	16.2	1349.			
J035	141.9	170.	0.9	1.0331	16.2	1349.			
I									

APÉNDICE H
RESULTADOS DEL SIMULADOR PIPEPHASE

SIMULATION SCIENCES INC.			R				PAGE 2
PROJECT			PIPEPHASE VERSION 8.1				386/EM
PROBLEM			INPUT				
HYDRAULIC SUMMARY							06/23/05
=====							
BASE CASE (CONT)							
Node	Pressure	Temp.	Oil	Gas	Water	GOR	Liquid
			Grav	Grav	Cut		Rate
	PSIG	F		KG/M3	%	CFBBL	BPD
----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
J051	140.1	170.	0.9	1.1454	15.9	103.	
23	140.0	170.	0.9	1.1454	15.9	103.	-7048.3
29	140.0	170.	0.9	1.1454	15.9	103.	-6880.2
24	140.0	170.	0.9	1.1454	15.9	103.	7048.3
J074	55.3	168.	0.9	1.2014	15.9	15.	
J012	59.9	167.	0.9	1.1454	15.9	103.	
J063	57.2	168.	0.9	1.2001	15.9	69.	
J020	59.4	168.	0.9	1.1729	15.9	53.	
J043	59.4	168.	0.9	1.2362	15.8	17.	
J044	59.3	168.	0.9	1.1729	15.9	53.	
30	140.0	170.	0.9	1.1454	15.9	103.	6880.2
J094	59.9	167.	0.9	1.1454	15.9	103.	
J095	62.0	168.	0.9	1.1454	15.9	103.	
25	54.0	168.	0.9	1.2014	15.9	15.	-34503.8
27	54.0	168.	0.9	1.2001	15.9	69.	20637.5
26	54.0	168.	0.9	1.2014	15.9	15.	34503.8
28	54.0	168.	0.9	1.2001	15.9	69.	20637.5
J001	54.1	168.	0.9	1.1983	15.9	36.	
J054	41.3	167.	0.9	1.1983	15.9	36.	
D057	35.0	167.	0.9	1.1983	15.9	36.	-55141.2

APÉNDICE H

RESULTADOS DEL SIMULADOR PIPEPHASE

I VERSION 8.1				R				PAGE 107			
SIMULATION SCIENCES, INC.				PIPEPHASE							
PROJECT				OUTPUT - ALTERNATE UNITS							
PROBLEM				NETWORK REPORT				06/23/05			
=====											
BASE CASE											
VELOCITY SUMMARY											
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE VELOCITY (INLET/OUTLET) (FPS)	VELOCITY (FPS)	CRITICAL VELOCITY (FPS)	PRESSURE GRADIENT (INLET/OUTLET) (PSIFT)		PRESSURE DROP (PSIG)			
L004	P005	PIPE	15.81	15.81	1358.34	-1.6E-4	-1.6E-4	-5.299E-5			
L005	P007	PIPE	4.98	4.98	320.89	-3.4E-3	-3.4E-3	-1.891E-2			
L005	B008	BEND									
L005	P011	PIPE	4.98	4.98	320.88	-3.4E-3	-3.4E-3	-1.892E-2			
L005	B012	BEND									
L005	P014	PIPE	4.98	4.98	321.05	0.15	0.15	0.3			
L005	B015	BEND									
L006	P009	PIPE	0.67	0.67	0.00	-3.8E-5	-3.8E-5	-1.254E-5			
L007	P010	PIPE	16.93	16.93	643.71	-1.4E-3	-1.4E-3	-6.965E-3			
L010	P012	PIPE	0.13	0.13	0.00	-1.8E-6	-1.8E-6	-5.954E-7			
L014	P018	PIPE	16.93	16.93	643.70	-1.4E-3	-1.4E-3	-2.879E-2			
L021	P024	PIPE	37.98	37.98	643.72	-0.07	-0.07	-0.3			
L021	B025	BEND									
L021	P026	PIPE	38.19	38.19	644.74	-0.01	-0.01	-3.044E-2			
L021	B027	BEND									
L021	P028	PIPE	38.35	38.35	645.51	0.03	0.03	0.1			
L037	P040	PIPE	19.40	19.40	645.36	-3.0E-3	-3.0E-3	-2.953E-2			
L038	P042	PIPE	18.94	18.94	645.36	-2.9E-3	-2.9E-3	-2.815E-2			
L052	P054	PIPE	29.87	29.87	645.38	-0.07	-0.07	-0.2			
L052	B055	BEND									
L052	P056	PIPE	29.99	29.99	646.06	-9.3E-3	-9.3E-3	-6.732E-2			
L052	B057	BEND									
L052	V058	VALV									
L052	P059	PIPE	30.11	30.11	646.65	-0.07	-0.07	-0.2			
L052	B061	BEND									
L052	P062	PIPE	30.22	30.22	647.31	-9.4E-3	-9.4E-3	-9.253E-3			
L052	S119	SEPR									
L085	P086	PIPE	30.61	30.61	645.39	-0.07	-0.07	-0.2			
L085	B087	BEND									
L085	P088	PIPE	30.73	30.73	646.09	-9.8E-3	-9.8E-3	-7.065E-2			
L085	B089	BEND									
L085	V090	VALV									
L085	P091	PIPE	30.86	30.86	646.71	-0.07	-0.07	-0.2			
L085	B092	BEND									
L085	P093	PIPE	30.98	30.98	647.39	-9.9E-3	-9.9E-3	-9.716E-3			
L085	S103	SEPR									
L096	P003	PIPE	4.86	4.86	320.91	-3.2E-3	-3.2E-3	-1.805E-2			
L096	B004	BEND									
L096	P006	PIPE	4.86	4.86	320.90	-3.2E-3	-3.2E-3	-1.806E-2			
L096	B007	BEND									
L096	P008	PIPE	4.86	4.86	321.07	0.15	0.15	0.3			
L096	B009	BEND									
I VERSION 8.1				R				PAGE 108			
SIMULATION SCIENCES, INC.				PIPEPHASE							
PROJECT				OUTPUT - ALTERNATE UNITS							
PROBLEM				NETWORK REPORT				06/23/05			
=====											
*****CONTINUED*****											
BASE CASE											
VELOCITY SUMMARY											
LINK	DEVICE NAME	DEVICE TYPE	MIXTURE VELOCITY (INLET/OUTLET) (FPS)	VELOCITY (FPS)	CRITICAL VELOCITY (FPS)	PRESSURE GRADIENT (INLET/OUTLET) (PSIFT)		PRESSURE DROP (PSIG)			
24	R002	MREG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-77.7			
24	P019	PIPE	9.71	9.71	310.30	-6.4E-3	-6.4E-3	-4.199E-2			
24	B020	BEND									
24	P021	PIPE	9.74	9.74	310.33	-6.4E-3	-6.4E-3	-1.053E-2			
L013	P016	PIPE	12.60	12.60	413.81	-0.03	-0.03	-0.2			
L013	B017	BEND									
L013	P031	PIPE	12.67	12.67	409.35	-0.03	-0.03	-0.2			
L013	B032	BEND									
L013	P035	PIPE	12.70	12.70	408.88	0.30	0.30	0.7			
L013	B036	BEND									
L029	P030	PIPE	7.31	7.31	309.75	-0.15	-0.15	-0.6			
L029	B031	BEND									
L029	P032	PIPE	7.35	7.35	310.20	-2.0E-3	-2.0E-3	-5.127E-3			
L029	B033	BEND									
L029	P034	PIPE	7.35	7.35	310.47	0.08	0.08	0.3			
L042	B048	BEND									
L042	P047	PIPE	22.22	22.22	267.19	-0.20	-0.20	-0.5			
L042	B046	BEND									
L042	P045	PIPE	21.87	21.87	267.72	-0.04	-0.04	-0.2			
L042	B044	BEND									
L042	P043	PIPE	21.50	21.50	268.06	-0.04	-0.04	-0.2			
L045	P048	PIPE	10.21	10.21	244.23	-6.5E-3	-6.5E-3	-7.219E-2			
L046	P050	PIPE	2.78	2.78	423.91	-9.7E-4	-9.7E-4	-8.278E-3			
L065	S120	SEPR									
L065	P073	PIPE	4.46	4.46	409.79	-3.2E-3	-3.2E-3	-3.114E-3			
L065	B072	BEND									
L065	P071	PIPE	4.44	4.44	414.54	0.31	0.31	0.9			
L065	V070	VALV									
L065	B069	BEND									
L065	P068	PIPE	4.42	4.42	416.63	-3.1E-3	-3.1E-3	-2.223E-2			
L065	B067	BEND									
L065	P066	PIPE	4.40	4.40	422.03	0.35	0.35	1.1			
L075	P076	PIPE	16.17	16.17	243.77	-0.20	-0.20	-0.6			
L075	B077	BEND									
L075	P078	PIPE	16.45	16.45	244.05	-0.02	-0.02	-0.2			
L075	B079	BEND									
L075	V080	VALV									
L075	P081	PIPE	16.76	16.76	243.56	-0.20	-0.20	-0.6			
L075	B082	BEND									
L075	P083	PIPE	17.05	17.05	244.08	-0.02	-0.02	-2.165E-2			
L075	S121	SEPR									

APÉNDICE H

RESULTADOS DEL SIMULADOR PIPEPHASE

I VERSION 8.1				R				
SIMULATION SCIENCES, INC.				PIPEPHASE				PAGE 109
PROJECT				OUTPUT - ALTERNATE UNITS				
PROBLEM				NETWORK REPORT				06/23/05
=====								
*****CONTINUED*****								
BASE CASE								
VELOCITY SUMMARY								
PRESSURE								
DEVICE	DEVICE	MIXTURE	VELOCITY	CRITICAL	GRADIENT	PRESSURE		
LINK	NAME	TYPE	(INLET/OUTLET)	VELOCITY	(INLET/OUTLET)	DROP		
			(FPS)	(FPS)	(PSIFT)	(PSIG)		

27	R001	MREG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-77.7
27	B001	BEND						
27	P002	PIPE	9.51	9.51	310.29	-6.1E-3	-6.1E-3	-8.040E-2
L108	P112	PIPE	3.25	3.25	310.26	-2.3E-4	-2.3E-4	-1.126E-3
L117	P023	PIPE	11.13	11.13	310.31	-6.0E-3	-6.0E-3	-3.910E-2
L117	B002	BEND						
L117	P004	PIPE	11.16	11.16	310.32	-6.0E-3	-6.0E-3	-1.960E-2
L117	B005	BEND						
L117	P015	PIPE	11.19	11.19	310.30	-6.0E-3	-6.0E-3	-4.519E-2
L117	B016	BEND						
L117	P017	PIPE	11.28	11.28	309.85	-0.15	-0.15	-0.6
L117	B018	BEND						
L117	P020	PIPE	11.38	11.38	310.27	-6.1E-3	-6.1E-3	-4.994E-2
L117	B021	BEND						
L117	P022	PIPE	11.42	11.42	310.37	0.09	0.09	8.8906E-2
L117	B023	BEND						
L117	P025	PIPE	11.47	11.47	310.24	-6.1E-3	-6.1E-3	-4.026E-2
25	R004	MREG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.5
25	P039	PIPE	12.58	12.58	414.41	-0.03	-0.03	-0.4
25	B040	BEND						
25	P041	PIPE	12.69	12.69	408.09	-0.03	-0.03	-0.5
26	R003	MREG	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.1
26	P051	PIPE	22.01	22.01	267.35	-0.04	-0.04	-0.5
26	B052	BEND						
26	P053	PIPE	22.58	22.58	267.15	-0.04	-0.04	-5.533E-2
I055	P060	PIPE	20.25	20.25	230.96	0.15	0.15	0.2
I055	B062	BEND						
I055	P063	PIPE	20.74	20.74	221.65	-0.04	-0.04	-0.7
I055	B064	BEND						
I055	P065	PIPE	21.53	21.53	208.27	-0.24	-0.24	-1.4
I055	B066	BEND						
I055	P067	PIPE	22.37	22.37	209.59	-0.05	-0.05	-0.2
I055	B068	BEND						
I055	P069	PIPE	23.05	23.05	210.71	0.13	0.13	4.3764E-2
I055	B070	BEND						
I055	P072	PIPE	23.91	23.91	211.01	-0.05	-0.05	-0.7
I055	B073	BEND						
I055	P074	PIPE	24.54	24.54	212.09	-0.05	-0.05	-4.991E-2
I055	B075	BEND						
I058	P077	PIPE	25.10	25.10	212.31	-0.24	-0.24	-0.2
I058	B078	BEND						
I VERSION 8.1				R				
SIMULATION SCIENCES, INC.				PIPEPHASE				PAGE 110
PROJECT				OUTPUT - ALTERNATE UNITS				
PROBLEM				NETWORK REPORT				06/23/05
=====								
*****CONTINUED*****								
BASE CASE								
VELOCITY SUMMARY								
PRESSURE								
DEVICE	DEVICE	MIXTURE	VELOCITY	CRITICAL	GRADIENT	PRESSURE		
LINK	NAME	TYPE	(INLET/OUTLET)	VELOCITY	(INLET/OUTLET)	DROP		
			(FPS)	(FPS)	(PSIFT)	(PSIG)		

I058	P079	PIPE	26.66	26.66	211.68	-0.06	-0.06	-1.7
I058	B080	BEND						
I058	V081	VALV						
I058	P082	PIPE	28.73	28.73	215.18	0.05	0.05	6.1370E-2

Línea de Gas a Plantas Compresoras

SIMULATION SCIENCES INC.				R				PAGE 1			
PROJECT				PIPEPHASE VERSION 8.1				386/EM			
PROBLEM				INPUT							
				HYDRAULIC SUMMARY				07/07/05			

BASE CASE											

NETWORK SUMMARY											

Link	Std.	Flowrates		Inlet				Outlet			
	Oil	Water	Gas	Node	Pres.	Temp.	Node	Pres.	Temp.		
	BPD	BPD	MMCFD		PSIG	F		PSIG	F		

L006	0.0	0.0	3.9697	GASA	56.1	150.	J005	56.1	150.		
L032	0.0	0.0	3.9697	J005	56.1	150.	J031	55.0	149.		
L036	0.0	0.0	3.9697	J031	55.0	149.	J033	54.9	146.		
L038	0.0	0.0	3.9697	J033	54.9	146.	J037	32.1	143.		
L041	0.0	0.0	3.9697	J037	32.1	143.	J040	29.9	141.		
L043	0.0	0.0	3.9697	J040	29.9	141.	D042	30.0	141.		

NODE SUMMARY											

Node	Pressure	Temp.	Oil	Gas	Water	GOR	Gas				
	PSIG	F	Grav	Grav	Cut		Rate				
				KG/M3	%	CFBBL	MMCFD				

GASA	56.1	150.	0.0	1.3090	0.0	-----	3.9697				
J005	56.1	150.	0.0	1.3090	0.0	-----					
J031	55.0	149.	0.0	1.3090	0.0	-----					
J033	54.9	146.	0.0	1.3090	0.0	-----					
J037	32.1	143.	0.0	1.3090	0.0	-----					
J040	29.9	141.	0.0	1.3090	0.0	-----					
D042	30.0	141.	0.0	1.3090	0.0	-----	-3.9697				

LINK DEVICE SUMMARY											

Link	Device		Pressure	Temp.	Inlet			Average			
	Name	Type	PSIG	F	Vsl	Vsg	Pattern	Holdup			
					FPS	FPS					

L006	P007	PIPE	56.1	150.0	0.00	20.15	-----	0.00			
L032	OUTLET		56.1	150.0							
	P046	PIPE	56.1	150.0	0.00	54.95	-----	0.00			
	B047	BEND	56.1	149.9							
	P048	PIPE	56.0	149.9	0.00	54.99	-----	0.00			
	B049	BEND	56.0	149.8							
	P050	PIPE	55.9	149.8	0.00	55.03	-----	0.00			
	B053	BEND	55.9	149.7							
	P054	PIPE	55.9	149.7	0.00	55.09	-----	0.00			
	B055	BEND	55.8	149.6							
	P056	PIPE	55.8	149.6	0.00	55.14	-----	0.00			
	V051	VALV	55.7	149.4							
	B060	BEND	55.1	149.3							
	P052	PIPE	55.1	149.3	0.00	55.67	-----	0.00			
	B061	BEND	55.1	149.2							
	P062	PIPE	55.0	149.2	0.00	55.71	-----	0.00			

SIMULATION SCIENCES INC.				R				PAGE 2			
PROJECT				PIPEPHASE VERSION 8.1				386/EM			
PROBLEM				INPUT							
				HYDRAULIC SUMMARY				07/07/05			

BASE CASE (CONT)											

Link	Device		Pressure	Temp.	Inlet			Average			
	Name	Type	PSIG	F	Vsl	Vsg	Pattern	Holdup			
					FPS	FPS					

L036	OUTLET		55.0	149.1							
	P064	PIPE	55.0	149.1	0.00	20.41	-----	0.00			
	B065	BEND	55.0	147.9							
	P066	PIPE	55.0	147.9	0.00	20.39	-----	0.00			
	B067	BEND	55.0	147.7							
	P068	PIPE	55.0	147.7	0.00	20.37	-----	0.00			
	B069	BEND	55.0	147.0							
	P070	PIPE	55.0	147.0	0.00	20.36	-----	0.00			
	B071	BEND	54.9	146.8							
	P072	PIPE	54.9	146.8	0.00	20.35	-----	0.00			
	B073	BEND	54.9	146.1							
	P074	PIPE	54.9	146.1	0.00	20.34	-----	0.00			
	B075	BEND	54.9	145.9							
	P076	PIPE	54.9	145.9	0.00	20.34	-----	0.00			
L038	OUTLET		54.9	145.7							
	P002	PIPE	54.9	145.7	0.00	55.49	-----	0.00			
	B004	BEND	54.8	145.3							
	P005	PIPE	54.7	145.3	0.00	55.55	-----	0.00			
	B006	BEND	54.7	145.2							
	P008	PIPE	54.7	145.2	0.00	55.60	-----	0.00			
	V002	VALV	54.7	145.1							
	P003	PIPE	32.2	143.0	0.00	82.47	-----	0.00			
	B005	BEND	32.2	143.0							
	P006	PIPE	32.2	143.0	0.00	82.63	-----	0.00			
L041	OUTLET		32.1	142.9							
	P009	PIPE	32.1	142.9	0.00	82.75	-----	0.00			
	B010	BEND	32.0	142.5							
	P011	PIPE	31.9	142.5	0.00	83.00	-----	0.00			
	B012	BEND	31.9	142.4							
	P013	PIPE	31.8	142.4	0.00	83.28	-----	0.00			
	B014	BEND	31.6	142.0							
	P015	PIPE	31.6	142.0	0.00	83.53	-----	0.00			
	B016	BEND	31.5	141.8							
	P017	PIPE	31.5	141.8	0.00	83.68	-----	0.00			
	B018	BEND	31.5	141.7							
	P019	PIPE	31.4	141.7	0.00	83.93	-----	0.00			
	B020	BEND	31.3	141.4							
	P021	PIPE	31.2	141.4	0.00	84.33	-----	0.00			
	B022	BEND	30.9	140.7							
	P023	PIPE	30.9	140.7	0.00	84.68	-----	0.00			
	V024	VALV	30.8	140.6							
	P025	PIPE	29.9	140.5	0.00	86.44	-----	0.00			
L043	OUTLET		29.9	140.5							
	P027	PIPE	29.9	140.5	0.00	86.44	-----	0.00			
	OUTLET		29.9	140.5							
			29.9	140.5							

APÉNDICE H

RESULTADOS DEL SIMULADOR PIPEPHASE

I VERSION 8.1				R							
SIMULATION SCIENCES, INC.				PIPEPHASE				PAGE 16			
PROJECT				OUTPUT							
PROBLEM				NETWORK REPORT				07/07/05			
=====											
BASE CASE											
VELOCITY SUMMARY											
PRESSURE											
DEVICE		DEVICE	MIXTURE VELOCITY		CRITICAL	GRADIENT		PRESSURE			
LINK	NAME	TYPE	(INLET/OUTLET)		VELOCITY	(INLET/OUTLET)		DROP			
			(FPS)		(FPS)	(PSIFT)		(PSIG)			

L006	P007	PIPE	20.15	20.15	1162.21	-2.6E-4	-2.6E-4	-8.615E-5			
L032	P046	PIPE	54.95	54.95	1162.11	-1.5E-3	-1.5E-3	-1.035E-2			
L032	B047	BEND									
L032	P048	PIPE	54.99	54.99	1161.99	-3.8E-3	-3.8E-3	-1.888E-2			
L032	B049	BEND									
L032	P050	PIPE	55.03	55.03	1161.95	-3.8E-3	-3.8E-3	-1.260E-2			
L032	B053	BEND									
L032	P054	PIPE	55.09	55.09	1161.77	-6.2E-3	-6.2E-3	-3.684E-2			
L032	B055	BEND									
L032	P056	PIPE	55.14	55.14	1161.53	-3.8E-3	-3.8E-3	-5.175E-2			
L032	V051	VALV									
L032	B060	BEND									
L032	P052	PIPE	55.67	55.67	1161.57	-3.9E-3	-3.9E-3	-1.975E-2			
L032	B061	BEND									
L032	P062	PIPE	55.71	55.71	1161.50	-1.6E-3	-1.6E-3	-1.223E-2			
L036	P064	PIPE	20.41	20.41	1160.81	-2.7E-4	-2.7E-4	-1.160E-2			
L036	B065	BEND									
L036	P066	PIPE	20.39	20.39	1160.08	-2.6E-3	-2.6E-3	-1.535E-2			
L036	B067	BEND									
L036	P068	PIPE	20.37	20.37	1159.64	-2.7E-4	-2.7E-4	-6.973E-3			
L036	B069	BEND									
L036	P070	PIPE	20.36	20.36	1159.18	-2.6E-3	-2.6E-3	-1.195E-2			
L036	B071	BEND									
L036	P072	PIPE	20.35	20.35	1158.77	-2.7E-4	-2.7E-4	-6.748E-3			
L036	B073	BEND									
L036	P074	PIPE	20.34	20.34	1158.28	-2.6E-3	-2.6E-3	-1.640E-2			
L036	B075	BEND									
L036	P076	PIPE	20.34	20.34	1158.13	-2.7E-4	-2.7E-4	-2.045E-3			
L038	P002	PIPE	55.49	55.49	1157.40	-3.9E-3	-3.9E-3	-0.1			
L038	B004	BEND									
L038	P005	PIPE	55.55	55.55	1157.51	-1.5E-3	-1.5E-3	-1.259E-2			
L038	B006	BEND									
L038	P008	PIPE	55.60	55.60	1157.35	-3.9E-3	-3.9E-3	-2.545E-2			
L038	V002	VALV									
L038	P003	PIPE	82.47	82.47	1159.56	-5.8E-3	-5.8E-3	-9.477E-3			
L038	B005	BEND									
L038	P006	PIPE	82.63	82.63	1159.42	-4.2E-3	-4.2E-3	-2.486E-2			
L041	P009	PIPE	82.75	82.75	1158.43	-5.8E-3	-5.8E-3	-0.1			
L041	B010	BEND									
L041	P011	PIPE	83.00	83.00	1158.98	-7.4E-3	-7.4E-3	-2.423E-2			
L041	B012	BEND									
L041	P013	PIPE	83.28	83.28	1157.79	-5.8E-3	-5.8E-3	-0.2			

I VERSION 8.1			R					
SIMULATION SCIENCES, INC.			PIPEPHASE			PAGE 17		
PROJECT			OUTPUT					
PROBLEM			NETWORK REPORT			07/07/05		
=====								
*****CONTINUED*****								
BASE CASE								
			VELOCITY SUMMARY					
						PRESSURE		
DEVICE		DEVICE	MIXTURE	VELOCITY	CRITICAL	GRADIENT		PRESSURE
LINK	NAME	TYPE	(INLET/OUTLET)		VELOCITY	(INLET/OUTLET)		DROP
			(FPS)		(FPS)	(PSIFT)		(PSIG)
----			-----		-----	-----		-----
L041	B014	BEND						
L041	P015	PIPE	83.53	83.53	1158.16	-5.9E-3	-5.9E-3	-6.529E-2
L041	B016	BEND						
L041	P017	PIPE	83.68	83.68	1158.25	-5.9E-3	-5.9E-3	-3.116E-2
L041	B018	BEND						
L041	P019	PIPE	83.93	83.93	1157.55	-7.4E-3	-7.4E-3	-0.1
L041	B020	BEND						
L041	P021	PIPE	84.33	84.33	1156.35	-5.9E-3	-5.9E-3	-0.2
L041	B022	BEND						
L041	P023	PIPE	84.68	84.68	1157.24	-4.4E-3	-4.4E-3	-4.036E-2
L041	V024	VALV						
L041	P025	PIPE	86.44	86.44	1157.48	-6.1E-3	-6.1E-3	-5.965E-3
L043	P027	PIPE	86.44	86.44	1157.50	-6.1E-3	-6.1E-3	-1.988E-3

Línea de Vento

SIMULATION SCIENCES INC.				R				PAGE 1	
PROJECT				PIPEPHASE VERSION 8.2				386/EM	
PROBLEM				INPUT					
				HYDRAULIC SUMMARY				07/07/05	
=====									
BASE CASE									
NETWORK SUMMARY									
Link	-----	Std. Flowrates	-----	-----	Inlet	----	-----	Outlet	-----
	Oil	Water	Gas	Node	Pres.	Temp.	Node	Pres.	Temp.
	BPD	BPD	MMCFD		PSIG	F		PSIG	F
----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
L003	0.0	0.0	1.9848	J004	46.4	150.	J001	46.4	147.
L005	0.0	0.0	7.9393	J045	35.6	147.	J002	35.4	146.
L006	0.0	0.0	1.9848	SG31	46.4	150.	J005	46.4	150.
L012	0.0	0.0	1.9848	SG3-	46.4	150.	J004	46.4	150.
L014	0.0	0.0	7.9393	J006	35.2	145.	D007	35.0	144.
L015	0.0	0.0	1.9848	J003	46.4	148.	J001	46.4	147.
L016	0.0	0.0	7.9393	J002	35.4	146.	J006	35.2	145.
L017	0.0	0.0	1.9848	J005	46.4	150.	J016	46.4	148.
L020	0.0	0.0	1.9848	D3-3	46.4	150.	J003	46.4	148.
L021	0.0	0.0	1.9848	SG32	35.6	150.	J045	35.6	147.
L026	0.0	0.0	3.9696	J001	46.4	147.	J016	46.4	148.
L031	0.0	0.0	5.9544	J016	46.4	148.	J029	45.6	147.
L047	0.0	0.0	5.9544	J029	45.6	147.	J045	35.6	147.
NODE SUMMARY									
Node	Pressure	Temp.	Oil	Gas	Water	GOR	Gas		
			Grav	Grav	Cut		Rate		
	PSIG	F		KG/M3	%	CFBBL	MMCFD		
----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----		
J004	46.4	150.	0.0	1.3090	0.0	----			
J045	35.6	147.	0.0	1.3090	0.0	----			
SG31	46.4	150.	0.0	1.3090	0.0	----	1.9848		
SG3-	46.4	150.	0.0	1.3090	0.0	----	1.9848		
J006	35.2	145.	0.0	1.3090	0.0	----			
J003	46.4	148.	0.0	1.3090	0.0	----			
J002	35.4	146.	0.0	1.3090	0.0	----			
J005	46.4	150.	0.0	1.3090	0.0	----			
D3-3	46.4	150.	0.0	1.3090	0.0	----	1.9848		
SG32	35.6	150.	0.0	1.3090	0.0	----	1.9848		
J001	46.4	147.	0.0	1.3090	0.0	----			
J016	46.4	148.	0.0	1.3090	0.0	----			
J029	45.6	147.	0.0	1.3090	0.0	----			
D007	35.0	144.	0.0	1.3090	0.0	----	-7.9393		

APÉNDICE H

RESULTADOS DEL SIMULADOR PIPEPHASE

I VERSION 8.2				R					
SIMULATION SCIENCES, INC.				PIPEPHASE				PAGE 25	
PROJECT				OUTPUT					
PROBLEM				NETWORK REPORT				07/07/05	
=====									
BASE CASE									
VELOCITY SUMMARY									
PRESSURE									
DEVICE		DEVICE	MIXTURE	VELOCITY	CRITICAL	PRESSURE		PRESSURE	
LINK	NAME	TYPE	(INLET/OUTLET)	VELOCITY	(INLET/OUTLET)	DROP			
			(FPS)	(FPS)	(PSIFT)	(PSIG)			

L003	P005	PIPE	18.44	18.44	1163.90	-2.6E-4	-2.6E-4	-1.009E-3	
L003	B006	BEND							
L003	P008	PIPE	18.44	18.44	1163.79	-2.6E-4	-2.6E-4	-2.521E-4	
L003	B009	BEND							
L003	P014	PIPE	18.43	18.43	1163.63	1.77E-3	1.77E-3	1.7458E-2	
L005	P019	PIPE	56.74	56.74	1162.14	-1.5E-3	-1.5E-3	-3.907E-2	
L005	B020	BEND							
L005	P021	PIPE	56.79	56.79	1161.89	-1.5E-3	-1.5E-3	-2.932E-2	
L005	B022	BEND							
L005	P023	PIPE	56.84	56.84	1161.92	1.79E-4	1.79E-4	2.3457E-4	
L005	B024	BEND							
L005	P025	PIPE	56.88	56.88	1161.53	-1.5E-3	-1.5E-3	-3.720E-2	
L006	P007	PIPE	11.70	11.70	1164.01	-7.6E-5	-7.6E-5	-2.487E-5	
L012	P013	PIPE	11.70	11.70	1164.01	-7.6E-5	-7.6E-5	-2.487E-5	
L014	P039	PIPE	40.14	40.14	1160.34	-5.9E-4	-5.9E-4	-3.840E-2	
L014	B040	BEND							
L014	P041	PIPE	57.02	57.02	1159.95	-1.5E-3	-1.5E-3	-8.832E-3	
L014	B042	BEND							
L014	P043	PIPE	57.06	57.06	1159.80	-1.5E-3	-1.5E-3	-1.621E-2	
L014	B044	BEND							
L014	P045	PIPE	57.08	57.08	1159.80	-9.4E-4	-9.4E-4	-1.851E-3	
L014	B046	BEND							
L014	P047	PIPE	57.11	57.11	1159.80	-1.5E-3	-1.5E-3	-4.910E-4	
L014	B048	BEND							
L014	P049	PIPE	57.14	57.14	1159.71	1.63E-4	1.63E-4	3.2047E-3	
L015	P058	PIPE	11.65	11.65	1161.68	-7.5E-5	-7.5E-5	-1.684E-3	
L015	B057	BEND							
L015	P060	PIPE	11.63	11.63	1161.00	-2.1E-3	-2.1E-3	-2.781E-3	
L015	B061	BEND							
L015	P062	PIPE	11.63	11.63	1160.51	-7.5E-5	-7.5E-5	-1.236E-3	
L015	B063	BEND							
L015	P064	PIPE	11.62	11.62	1160.04	-2.1E-3	-2.1E-3	-6.962E-4	
L015	B065	BEND							
L015	P066	PIPE	11.62	11.62	1160.03	-7.5E-5	-7.5E-5	-2.470E-5	
L015	B067	BEND							
L015	P068	PIPE	11.62	11.62	1160.01	1.97E-3	1.97E-3	6.4609E-4	
L015	B069	BEND							
L015	P070	PIPE	11.61	11.61	1159.65	-7.5E-5	-7.5E-5	-9.384E-4	
L016	P030	PIPE	56.89	56.89	1161.54	-3.2E-3	-3.2E-3	-4.158E-3	
L016	B031	BEND							
L016	P032	PIPE	56.93	56.93	1161.23	-1.5E-3	-1.5E-3	-3.136E-2	
L016	B033	BEND							
I VERSION 8.2				R					

SIMULATION SCIENCES, INC.				PIPEPHASE				PAGE 26
PROJECT				OUTPUT				
PROBLEM				NETWORK REPORT				07/07/05
=====								
*****CONTINUED*****								
BASE CASE								
				VELOCITY SUMMARY				
				PRESSURE				
DEVICE	DEVICE	MIXTURE	VELOCITY	CRITICAL	GRADIENT		PRESSURE	
LINK	NAME	TYPE	(INLET/OUTLET)	VELOCITY	(INLET/OUTLET)		DROP	
			(FPS)	(FPS)	(PSIFT)		(PSIG)	
L016	P035	PIPE	56.98	56.98	1161.19	-1.5E-3	-1.5E-3	-8.826E-3
L016	B036	BEND						
L016	P037	PIPE	57.03	57.03	1161.03	-3.2E-3	-3.2E-3	-2.079E-2
L017	P018	PIPE	18.44	18.44	1163.90	-2.6E-4	-2.6E-4	-1.009E-3
L017	B019	BEND						
L017	P020	PIPE	18.44	18.44	1163.79	-2.6E-4	-2.6E-4	-2.521E-4
L017	B021	BEND						
L017	P022	PIPE	18.43	18.43	1163.64	1.77E-3	1.77E-3	1.7455E-2
L020	P024	PIPE	11.70	11.70	1164.00	-2.1E-3	-2.1E-3	-6.917E-4
L020	V025	VALV						
L020	B026	BEND						
L020	P027	PIPE	11.70	11.70	1163.93	-4.1E-4	-4.1E-4	-8.161E-4
L020	B028	BEND						
L020	P029	PIPE	11.69	11.69	1163.68	-7.6E-5	-7.6E-5	-4.971E-4
L020	B030	BEND						
L020	P031	PIPE	11.68	11.68	1163.19	1.96E-3	1.96E-3	3.2125E-2
L020	B032	BEND						
L020	P033	PIPE	11.66	11.66	1162.49	-7.6E-5	-7.6E-5	-2.479E-4
L020	B034	BEND						
L020	P046	PIPE	11.66	11.66	1162.37	1.96E-3	1.96E-3	2.5739E-3
L020	B053	BEND						
L021	P026	PIPE	14.27	14.27	1166.02	-9.2E-5	-9.2E-5	-3.034E-5
L026	P028	PIPE	23.27	23.27	1160.92	-3.0E-4	-3.0E-4	-7.966E-3
L031	P038	PIPE	95.33	95.33	1161.40	-0.01	-0.01	-1.978E-2
L031	B039	BEND						
L031	P040	PIPE	95.50	95.50	1161.14	-0.01	-0.01	-6.604E-2
L031	B041	BEND						
L031	P042	PIPE	95.76	95.76	1161.40	-8.0E-3	-8.0E-3	-7.906E-3
L031	B043	BEND						
L031	P044	PIPE	96.26	96.26	1159.36	-0.01	-0.01	-0.4
L047	P051	PIPE	96.62	96.62	1160.41	-0.01	-0.01	-0.1
L047	B052	BEND						
L047	P053	PIPE	97.16	97.16	1159.13	-0.01	-0.01	-0.3
L047	B054	BEND						
L047	P055	PIPE	97.65	97.65	1160.46	-0.01	-0.01	-2.623E-2
L047	B056	BEND						
L047	P057	PIPE	97.96	97.96	1160.10	-0.01	-0.01	-9.048E-2
L047	B058	BEND						
L047	P059	PIPE	98.26	98.26	1160.50	-8.3E-3	-8.3E-3	-2.732E-3
L047	V061	VALV						

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin. Complejo Josepin II	O.K
EQUIPO	Separador de Alta Presión a Media	
SERVICIO		
TAG	SG2-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		1.200
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCND)		7.50
PESO MOLECULAR DEL GAS		23.61
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		0.82
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		6.250
CAUDAL DE AGUA (BPD)		1.250
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		7.500
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		140
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		154.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		2.000
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		170
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		0.55
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyF (lb/pie3)		51.07
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.82
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		4.86
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LÍQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIAMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.40
RESULTADOS		
FLUJO MÁSCO DE GAS (lb/seg)		5.41
FLUJO MÁSCO DE CRUDO (lb/seg)		20.75
FLUJO MÁSCO DE AGUA (lb/seg)		5.06
FLUJO MÁSCO DE LÍQUIDO (lb/seg)		25.81
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		9.76
FRACCIÓN MÁSCA DE CRUDO		0.80
FRACCIÓN MÁSCA DE AGUA		0.20
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		52.94
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		0.49
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		3.88
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		3.88
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		2.51
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		9.80
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIAMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		60.00
DIAMETRO DEL SEPARADOR (pies)		5.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		4.20
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		21.00
RELACION TOTAL ht/D		0.50
RELACION SEDIMENTOS hS/D		0.01
RELACION ESPUMA hF/D		0.12
RELACION CRUDO hO/D		0.37
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		1.85
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.62
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		0.21
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.50
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.35
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.16
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.34
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.50
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		19.64
VOLUMEN LIQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		25
CAPACIDAD MANEJO DE LIQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		10228
RELACION DE CAPACIDAD DE LIQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		3.05
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		34.37
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE ALIMENTACION (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		80.60
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		80.60
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		8.25
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		8.25
DIAMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		7.91
DIAMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIAMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		4.71
DIAMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		5.00
DIAMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (plg)		3.29
DIAMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (plg)		3.50
DIAMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIAMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		8.00
DIAMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LIQUIDO (plg)		6.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LIQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		4.45

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin. Complejo Jusepin II	O. K
EQUIPO	Separador de Alta Presión a Baja	
SERVICIO		
TAG	SG3-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		114
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCND)		2.00
PESO MOLECULAR DEL GAS		30.61
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		1.06
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		17.500
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		17.500
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		40
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		54.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		2.000
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		150
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		0.26
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyP (lb/pie3)		51.45
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.83
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		2.08
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LÍQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.38
RESULTADOS		
FLUJO MÁSCO DE GAS (lb/seg)		1.87
FLUJO MÁSCO DE CRUDO (lb/seg)		58.51
FLUJO MÁSCO DE AGUA (lb/seg)		0.00
FLUJO MÁSCO DE LÍQUIDO (lb/seg)		58.51
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		7.13
FRACCIÓN MÁSCA DE CRUDO		1.00
FRACCIÓN MÁSCA DE AGUA		0.00
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		51.45
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		1.14
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		5.37
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		5.37
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		1.33
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		9.80
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		60.00
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pies)		5.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		4.20
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		21.00
RELACION TOTAL ht/D		0.50
RELACION SEDIMENTOS hS/D		0.01
RELACION ESPUMA hF/D		0.12
RELACION CRUDO hO/D		0.37
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		1.85
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.62
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		0.21
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.50
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.35
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.16
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.34
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.50
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		19.64
VOLUMEN LÍQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		25
CAPACIDAD MANEJO DE LÍQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		18228
RELACION DE CAPACIDAD DE LÍQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		7.31
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		22.20
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE ALIMENTACION (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		22.20
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		117.14
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.26
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		3.81
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		4.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		4.99
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		5.00
DIÁMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		8.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		6.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LÍQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		4.45

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin. Complejo Jusepin II	O.K
EQUIPO	Separador de Alta Presión	
SERVICIO		
TAG	SG3-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		1.029
CAUDAL DE GAS A COND. STAND. (MMPCND)		17.50
PESO MOLECULAR DEL GAS		22.25
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		0.78
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		17.000
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		17.000
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		500
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		514.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		2.000
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		180
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		1.71
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyP (lb/pie3)		50.97
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.82
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LIQUIDO (min)		2.14
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LIQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.42
RESULTADOS		
FLUJO MÁSCO DE GAS (lb/seg)		11.89
FLUJO MÁSCO DE CRUDO (lb/seg)		56.31
FLUJO MÁSCO DE AGUA (lb/seg)		0.00
FLUJO MÁSCO DE LIQUIDO (lb/seg)		56.31
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		6.95
FRACCIÓN MÁSCA DE CRUDO		1.00
FRACCIÓN MÁSCA DE AGUA		0.00
DENSIDAD DEL LIQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		50.97
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LIQUIDO (pie3/seg)		1.10
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		2.23
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		2.23
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		3.12
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		9.80
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		60.00
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pies)		5.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		4.20
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		21.00
RELACION TOTAL ht/D		0.50
RELACION SEDIMENTOS hS/D		0.01
RELACION ESPUMA hf/D		0.12
RELACION CRUDO ho/D		0.37
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		1.85
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.62
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		0.21
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.50
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.35
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.16
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.34
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.50
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		19.64
VOLUMEN LIQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		25
CAPACIDAD MANEJO DE LIQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		18228
RELACION DE CAPACIDAD DE LIQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		8.47
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		20.62
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE ALIMENTACION (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		20.62
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		45.88
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		45.88
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		8.40
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		8.40
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.46
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		5.27
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		5.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (plg)		4.91
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (plg)		5.00
DIÁMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		8.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LIQUIDO (plg)		6.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LIQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		4.45

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin. Complejo Jusepin II	O. K
EQUIPO	Separador de Media Presión a Baja	
SERVICIO		
TAG	SG2-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		391
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCND)		4.30
PESO MOLECULAR DEL GAS		30.69
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		1.06
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		11.000
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		11.000
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		40
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		54.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		160
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		150
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		0.26
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyP (lb/pie3)		51.45
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.83
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		3.16
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LÍQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.38
RESULTADOS		
FLUJO MÁSCO DE GAS (lb/seg)		4.03
FLUJO MÁSCO DE CRUDO (lb/seg)		36.78
FLUJO MÁSCO DE AGUA (lb/seg)		0.00
FLUJO MÁSCO DE LÍQUIDO (lb/seg)		36.78
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		15.32
FRACCIÓN MÁSCA DE CRUDO		1.00
FRACCIÓN MÁSCA DE AGUA		0.00
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		51.45
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		0.71
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		5.27
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		5.27
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		2.91
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		9.80
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		60.00
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pies)		5.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		4.00
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		20.00
RELACION TOTAL ht/D		0.50
RELACION SEDIMENTOS hS/D		0.01
RELACION ESPUMA hF/D		0.12
RELACION CRUDO hO/D		0.37
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		1.85
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.62
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		0.21
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.50
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.35
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.16
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.34
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.50
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		19.64
VOLUMEN LÍQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		24
CAPACIDAD MANEJO DE LÍQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		17360
RELACION DE CAPACIDAD DE LÍQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		2.54
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		37.61
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		116.98
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		9.90
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		10.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		5.59
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		6.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		3.96
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		4.00
DIÁMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		10.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		8.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		4.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LÍQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		0.39

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin, Complejo Josepin II	O. K
EQUIPO	Separador de Media Presión a Baja	
SERVICIO		
TAG	SG2-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		253
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCND)		4.30
PESO MOLECULAR DEL GAS		30.69
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		1.06
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		17.000
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		17.000
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		40
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		54.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		160
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		150
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		0.26
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyP (lb/pie3)		51.45
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.83
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		2.04
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LÍQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.38
RESULTADOS		
FLUJO MÁSSICO DE GAS (lb/seg)		4.03
FLUJO MÁSSICO DE CRUDO (lb/seg)		56.84
FLUJO MÁSSICO DE AGUA (lb/seg)		0.00
FLUJO MÁSSICO DE LÍQUIDO (lb/seg)		56.84
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		15.32
FRACCIÓN MÁSSICA DE CRUDO		1.00
FRACCIÓN MÁSSICA DE AGUA		0.00
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		51.45
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		1.10
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		5.27
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		5.27
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		2.91
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		9.80
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		60.00
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pies)		5.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		4.00
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		20.00
RELACION TOTAL ht/D		0.50
RELACION SEDIMENTOS hs/D		0.01
RELACION ESPUMA hf/D		0.12
RELACION CRUDO ho/D		0.37
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		1.85
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.62
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		0.21
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.50
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.35
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.16
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.34
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.50
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		19.64
VOLUMEN LÍQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		24
CAPACIDAD MANEJO DE LÍQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		17360
RELACION DE CAPACIDAD DE LÍQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		3.71
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		31.17
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		116.98
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		10.02
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		10.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		5.59
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		6.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		4.92
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		5.00
DIÁMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		10.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		8.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		6.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LÍQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		0.39

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin, Complejo Jusepin II	O. K
EQUIPO	Separador de Media Presión a Baja	
SERVICIO		
TAG	SG3-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		120
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCND)		3.00
PESO MOLECULAR DEL GAS		30.69
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		1.06
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		25.000
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		25.000
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		40
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		54.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		160
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		150
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		0.26
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyP (lb/pie3)		51.45
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.83
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		2.01
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LÍQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.43
RESULTADOS		
FLUJO MÁSCO DE GAS (lb/seg)		2.81
FLUJO MÁSCO DE CRUDO (lb/seg)		83.59
FLUJO MÁSCO DE AGUA (lb/seg)		0.00
FLUJO MÁSCO DE LÍQUIDO (lb/seg)		83.59
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		10.69
FRACCIÓN MÁSCA DE CRUDO		1.00
FRACCIÓN MÁSCA DE AGUA		0.00
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		51.45
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		1.62
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		6.00
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		6.00
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		1.78
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		9.80
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		60.00
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pies)		5.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		5.80
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		29.00
RELACION TOTAL ht/D		0.50
RELACION SEDIMENTOS hS/D		0.01
RELACION ESPUMA hF/D		0.12
RELACION CRUDO hO/D		0.37
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		1.85
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.62
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		0.21
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.50
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.35
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.16
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.34
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.50
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		19.64
VOLUMEN LÍQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		35
CAPACIDAD MANEJO DE LÍQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		25172
RELACION DE CAPACIDAD DE LÍQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		7.02
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		22.65
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		22.65
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		116.98
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		9.98
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		10.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		4.67
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		5.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		5.97
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		6.00
DIÁMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		10.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		8.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		8.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LÍQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		0.39

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin. Complejo Jusepin II	O.K
EQUIPO	Separador de Alta Presión a Media	
SERVICIO		
TAG	SG3-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		885
CAUDAL DE GAS A COND. STAND. (MMPCND)		11.50
PESO MOLECULAR DEL GAS		23.61
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		0.82
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		13.000
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		13.000
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		140
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		154.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		160
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		170
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		0.55
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyP (lb/pie3)		51.07
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.82
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LIQUIDO (min)		3.87
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LIQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.45
RESULTADOS		
FLUJO MÁSCO DE GAS (lb/seg)		8.29
FLUJO MÁSCO DE CRUDO (lb/seg)		43.15
FLUJO MÁSCO DE AGUA (lb/seg)		0.00
FLUJO MÁSCO DE LIQUIDO (lb/seg)		43.15
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		14.96
FRACCIÓN MÁSCA DE CRUDO		1.00
FRACCIÓN MÁSCA DE AGUA		0.00
DENSIDAD DEL LIQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		51.07
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LIQUIDO (pie3/seg)		0.84
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		4.27
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		4.27
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		3.51
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		9.80
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		60.00
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pies)		5.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		5.80
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		29.00
RELACION TOTAL ht/D		0.50
RELACION SEDIMENTOS hS/D		0.01
RELACION ESPUMA hf/D		0.12
RELACION CRUDO ho/D		0.37
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		1.85
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.62
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		0.21
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.50
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.35
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.16
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.34
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.50
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		19.64
VOLUMEN LIQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		35
CAPACIDAD MANEJO DE LIQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		25172
RELACION DE CAPACIDAD DE LIQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		3.25
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		33.26
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE ALIMENTACION (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		80.60
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		80.60
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		8.40
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		8.40
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		9.83
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		10.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		5.83
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		6.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (plg)		4.30
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (plg)		4.50
DIÁMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		10.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		8.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LIQUIDO (plg)		8.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LIQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		0.39

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin. Complejo Jusepin II	O.K
EQUIPO	Separador de Alta Presión a Media	
SERVICIO		
TAG	SG3-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		70
CAUDAL DE GAS A COND. STAND. (MMPCND)		1.50
PESO MOLECULAR DEL GAS		30.69
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		1.06
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		21.500
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		21.500
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		40
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		54.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		85
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		150
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		0.26
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyP (lb/pie3)		51.45
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.83
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LIQUIDO (min)		2.02
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LIQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.41
RESULTADOS		
FLUJO MÁSCO DE GAS (lb/seg)		1.41
FLUJO MÁSCO DE CRUDO (lb/seg)		71.88
FLUJO MÁSCO DE AGUA (lb/seg)		0.00
FLUJO MÁSCO DE LIQUIDO (lb/seg)		71.88
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		5.34
FRACCIÓN MÁSCA DE CRUDO		1.00
FRACCIÓN MÁSCA DE AGUA		0.00
DENSIDAD DEL LIQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		51.45
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LIQUIDO (pie3/seg)		1.40
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		5.70
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		5.70
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		0.94
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		9.80
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		60.00
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pies)		5.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		5.00
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		25.00
RELACION TOTAL ht/D		0.50
RELACION SEDIMENTOS hS/D		0.01
RELACION ESPUMA hf/D		0.12
RELACION CRUDO ho/D		0.37
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		1.85
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.62
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		2.50
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		0.21
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.50
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.35
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.16
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.34
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.50
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		19.64
VOLUMEN LIQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		30
CAPACIDAD MANEJO DE LIQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		21700
RELACION DE CAPACIDAD DE LIQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		10.87
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		18.20
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE ALIMENTACION (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		18.20
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		116.98
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		8.37
VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (pies/seg)		8.37
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.24
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		3.30
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		3.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (plg)		5.53
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LIQUIDO (plg)		6.00
DIÁMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		6.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LIQUIDO (plg)		8.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LIQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		0.38

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin, Complejo Jusepin II	O. K
EQUIPO	Separador de Alta Presión a Media	
SERVICIO		
TAG	SG3-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		142
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCND)		4.90
PESO MOLECULAR DEL GAS		30.61
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		1.06
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		34.500
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		34.500
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		40
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		54.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		85
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		150
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		0.26
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyP (lb/pie3)		51.45
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.83
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		2.02
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LÍQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.40
RESULTADOS		
FLUJO MÁSCO DE GAS (lb/seg)		4.58
FLUJO MÁSCO DE CRUDO (lb/seg)		115.35
FLUJO MÁSCO DE AGUA (lb/seg)		0.00
FLUJO MÁSCO DE LÍQUIDO (lb/seg)		115.35
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		17.46
FRACCIÓN MÁSCA DE CRUDO		1.00
FRACCIÓN MÁSCA DE AGUA		0.00
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		51.45
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		2.24
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		5.64
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		5.64
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		3.10
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		14.62
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		72.00
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pies)		6.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		4.83
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		29.00
RELACION TOTAL ht/D		0.49
RELACION SEDIMENTOS hS/D		0.01
RELACION ESPUMA hF/D		0.12
RELACION CRUDO hO/D		0.36
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.92
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		2.17
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.72
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		3.08
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		36.96
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.48
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.33
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.15
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.33
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.52
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		28.27
VOLUMEN LÍQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		48
CAPACIDAD MANEJO DE LÍQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		34855
RELACION DE CAPACIDAD DE LÍQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		6.09
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		24.32
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		24.32
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		117.14
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		12.19
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		12.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		5.96
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		6.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		7.01
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		7.50
DIÁMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		12.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		6.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		10.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LÍQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		0.38

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA PARA EVALUAR SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES		
LOCALIDAD	Maturin. Complejo Jusepin II	O. K
EQUIPO	Separador de Alta Presión a Media	
SERVICIO		
TAG	SG3-1A/1B	
FECHA	28/06/2005	
	DATOS DE ENTRADA	
** DATOS **		
RELACION GAS /CRUDO (pie3 estándar/bbl)		233
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCND)		7.00
PESO MOLECULAR DEL GAS		30.61
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS		1.06
CAUDAL DE CRUDO (BPD)		30.000
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0
CAUDAL DE CRUDO + AGUA (BPD)		30.000
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psig)		40
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		54.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		85
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (F)		150
DENSIDAD DEL GAS @ TYP (lb/pie3)		0.26
DENSIDAD DEL CRUDO @ TyP (lb/pie3)		51.45
DENSIDAD DEL AGUA (lb/pie3)		62.30
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ T y P		0.83
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL CRUDO @ COND ESTANDAR		0.89
GRAVEDAD API		27.00
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		2.14
TIEMPO DE RETENCIÓN REAL DE LÍQUIDO (min)		2.00
DENSIDAD DEL CRUDO @ condiciones estandar (lb/pie3)		55.62
DIÁMETRO DE PARTICULA (micrones)		250
FACTOR K		0.40
RESULTADOS		
FLUJO MÁSCO DE GAS (lb/seg)		6.54
FLUJO MÁSCO DE CRUDO (lb/seg)		100.30
FLUJO MÁSCO DE AGUA (lb/seg)		0.00
FLUJO MÁSCO DE LÍQUIDO (lb/seg)		100.30
FLUJO VOLUMÉTRICO DEL GAS (pie3/seg)		24.94
FRACCIÓN MÁSCA DE CRUDO		1.00
FRACCIÓN MÁSCA DE AGUA		0.00
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		51.45
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		1.95
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		5.64
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		5.64
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		4.42
ÁREA TRANSVERSAL DISPONIBLE PARA EL GAS (pie2)		15.67
RELACION DE CAPACIDAD DE GAS		OK
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pulg)		72.00
DIÁMETRO DEL SEPARADOR (pies)		6.00
RELACION DE L/D REQUERIDA		4.83
LONGITUD DEL SEPARADOR (pies)		29.00
RELACION TOTAL ht/D		0.46
RELACION SEDIMENTOS hS/D		0.01
RELACION ESPUMA hF/D		0.11
RELACION CRUDO hO/D		0.34
ALTURA TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA) (pies)		2.74
ALTURA NORMAL DEL CRUDO (pies)		2.03
ALTURA NORMAL DEL SEDIMENTOS (pies)		0.03
ALTURA NORMAL DEL ESPUMA (pies)		0.68
ALTURA NORMAL DEL GAS (pies)		3.26
ALTURA NORMAL DEL GAS (pulgadas)		39.06
ÁREA FRACCIONAL TOTAL (SEDIMENTOS + CRUDO + ESPUMA)		0.45
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO + SEDIMENTO		0.31
ÁREA FRACCIONAL DE SEDIMENTOS		0.00
ÁREA FRACCIONAL DE ESPUMA		0.14
ÁREA FRACCIONAL DE CRUDO		0.30
ÁREA FRACCIONAL DEL GAS		0.55
ÁREA TOTAL DEL SEPARADOR (pies2)		28.27
VOLUMEN LÍQUIDO RETENIDO EN SEPARADOR (BARRILES)		45
CAPACIDAD MANEJO DE LÍQUIDO DEL SEPARADOR (BPD)		32050
RELACION DE CAPACIDAD DE LÍQUIDOS		OK
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		3.97
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.10
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		30.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		117.14
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE GAS (pies/seg)		90.00
VELOCIDAD CALCULADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		10.00
VELOCIDAD SELECCIONADA EN LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies/seg)		8.37
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		12.82
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		13.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		7.13
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DEL GAS (plg)		7.00
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		6.54
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		7.00
DIÁMETRO EXISTENTE DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		13.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE GAS (plg)		7.00
DIÁMETRO EXISTENTE A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		7.00
RELACION DE BOQUILLA ALIMENTACION		OK
RELACION DE BOQUILLA GAS		OK
RELACION DE BOQUILLA LÍQUIDO		OK
ESPESOR DE PARED (plg)		0.38

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

Resumen de Depuradores

HOJA DE CÁLCULO PARA LA EVALUACIÓN DE DEPURADORES DE GAS- VERTICALES		
PROYECTO:		
EQUIPO:	DEP DE GAS DE ALTA A BAJA	
DATOS		
CAUDAL DE GAS A COND. STAND.(MMPCED)		8.50
PESO MOLECULAR DEL GAS		30.69
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS (Z)		1.060
CAUDAL DE CRUDO PERMITIDO POR ARRASTRE(BPD), NORMA PDVSA MDP-03-S		114
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0.00
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		49.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		1,650.00
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°F)		150.0
DENSIDAD DEL GAS (lb/pie3)		0.2198
DENSIDAD DEL CRUDO @ T y P (lb/pie3)		53.67
DENSIDAD DEL AGUA @ cond estandar (lb/pie3)		62.20
DENSIDAD DEL AGUA @ T y P (lb/pie3)		62.11
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ cond estandar		0.8927
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ T y P		0.8641
DENSIDAD DEL CRUDO @ cond estandar (lb/pie3)		55.53
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ cond estandar		27.0
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ T y P		27.0
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		1.00
VEL DEL GAS A LA SALI(pies/seg): NORMA PDVSA-90616.1.027		127.97
VELOCIDAD DEL LÍQUIDO A LA SALIDA (pies/seg): 3.28<V1 <8		4.00
ESPESOR DEL DEMISTER (pies)		1.00
FACTOR K		0.35
DIÁMETRO DE PARTICULA DE LÍQUIDO 140 micrones (pies)		0.00049213
VISCOSIDAD DEL GAS (cp)		0.0125
** R E S U L T A D O S **		
FLUJO MÁSSICO DE GAS (lb/seg)		7.956
FLUJO MÁSSICO DE CRUDO (lb/seg)		0.398
FLUJO MÁSSICO DE AGUA (lb/seg)		0.000
FLUJO MÁSSICO DE LÍQUIDO (lb/seg)		0.398
FLUJO VOLUMÉTRICO DE GAS (pie3/seg)		36.190
FRACCIÓN MÁSSICA DE CRUDO		0.000
FRACCIÓN MÁSSICA DE AGUA		1.000
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		62.20
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		0.006
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		5.457
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		4.366
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		8.289
DIÁMETRO INTERNO CALCULADO, REQUERIDO PARA EL GAS (pies)		3.249
DIÁMETRO INTERNO DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		5.000
ÁREA TRANSVERSAL SELECCIONADA (pie2)		8.289
VOLUMEN DE LÍQUIDO RETENIDO (pie3)		0.384
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO CALCULADO (pies)		2.245
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO SELECCIONADO (pies)		2.500
NIVEL ALTO DE LÍQUIDO (pies)		3.500
NIVEL MUY ALTO DE LÍQUIDO (pies)		4.000
NIVEL BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.745
NIVEL MUY BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.245
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMEN Y EL NIVEL MAX. DE LÍQUIDO (pies)		2.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMENTACIÓN Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		3.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE SUPERIOR Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		1.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE INFERIOR Y BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies)		0.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO Y EL NIVEL BAJO (pies)		0.500
LONGITUD MÍNIMA DEL RECIPIENTE (pies)		15.000
RELACIÓN (L/D)		3.000
LONGITUD SELECCIONADA DEL RECIPIENTE (pies)		15.000
LONGITUD DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		15.000
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		0.231
VELOCIDAD EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		124.89
VEL DISEÑO EN BOQ. DE ALIMENT. (pies/seg) NORMA PDVSA-90616.1.027		124.89
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		7.29
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		7.20
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		8.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE GAS EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO PARA LA SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		0.541
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		2.00
DIÁMETRO DE LA SALIDA DE LÍQUIDO EXISTENTE (pulg)		
ESPESOR DE PARED (plg)		3.690
PESO DE LA CARCAZA (Kgs)		25150
CONSTANTE "A" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		91.326
CONSTANTE "B" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		37.712
CONSTANTE "D" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		142.267
FACTOR PARA EVALUAR EL COEFI DE ARRASTRE: (CRe)^2 Adimensional		852
COEFICIENTE DE ARRASTRE "C". FIG 9 API RP 521 Adimensional		2.78
VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN DE LA GOTA DE LÍQUIDO "Vs" (pies/seg)		1.354
TIEMPO NECESARIO PARA QUE LA GOTA DE LIQ SALGA DE LA FASE GASEO(se		2.58
TIEMPO DE RESIDENCIA DEL GAS (seg)		6.78
CHEQUEO DEL PROCESO DE SEPARACIÓN		O K E Y
DIMENSIONES DEL DEPURADOR		
DIÁMETRO DEL DEPURADOR (pies)		5.00
LONGITUD DEL DEPURADOR (pies)		15.00
DIÁMETRO BOQ DE ALIMENTACIÓN (pulg)		8.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE GAS (pulg)		8.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		2.00
NIVEL MÁXIMO DE LÍQUIDO (pies)		3.50
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO (pies)		2.50
NIVEL MÍNIMO DE LÍQUIDO (pies)		1.50
CAUDAL DE GAS QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (MMPCOND)		8.5
CAUDAL DE CRUDO QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (BPD)		114
PESO DEL RECIPIENTE VACÍO (kgs)		25150

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA DE CÁLCULO PARA LA EVALUACIÓN DE DEPURADORES DE GAS- VERTICALES		
PROYECTO:		
EQUIPO:	DEP DE GAS DE ALTA A MEDIA	
	DATOS	
CAUDAL DE GAS A COND. STAND. (MMPCED)		18.50
PESO MOLECULAR DEL GAS		23.61
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS (Z)		0.815
CAUDAL DE CRUDO PERMITIDO POR ARRASTRE(BPD). NORMA PDVSA MDP-03-S-		192
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0.00
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		134.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		1,650.00
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°F)		170.0
DENSIDAD DEL GAS (lb/pie3)		0.5773
DENSIDAD DEL CRUDO @ T y P (lb/pie3)		53.30
DENSIDAD DEL AGUA @ cond estandar (lb/pie3)		62.20
DENSIDAD DEL AGUA @ T y P (lb/pie3)		62.11
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ cond estandar		0.8927
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ T y P		0.8581
DENSIDAD DEL CRUDO @ cond estandar (lb/pie3)		55.53
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ cond estandar		27.0
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ T y P		27.0
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		1.00
VEL DEL GAS A LA SALI(pies/seg): NORMA PDVSA-90616.1.027		78.97
VELOCIDAD DEL LÍQUIDO A LA SALIDA (pies/seg): 3.28<V1 <8		4.00
ESPESOR DEL DEMISTER (pies)		1.00
FACTOR K		0.35
DIÁMETRO DE PARTICULA DE LÍQUIDO 140 micrones (pies)		0.00049213
VISCOSIDAD DEL GAS (cp)		0.0125
** R E S U L T A D O S **		
FLUJO MÁSSICO DE GAS (lb/seg)		13.322
FLUJO MÁSSICO DE CRUDO (lb/seg)		0.666
FLUJO MÁSSICO DE AGUA (lb/seg)		0.000
FLUJO MÁSSICO DE LÍQUIDO (lb/seg)		0.666
FLUJO VOLUMÉTRICO DE GAS (pie3/seg)		23.077
FRACCIÓN MÁSSICA DE CRUDO		0.000
FRACCIÓN MÁSSICA DE AGUA		1.000
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		62.20
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		0.011
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		3.345
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		2.676
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		8.624
DIÁMETRO INTERNO CALCULADO, REQUERIDO PARA EL GAS (pies)		3.314
DIÁMETRO INTERNO DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		5.000
ÁREA TRANSVERSAL SELECCIONADA (pie2)		8.624
VOLUMEN DE LÍQUIDO RETENIDO (pie3)		0.643
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO CALCULADO (pies)		2.245
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO SELECCIONADO (pies)		2.500
NIVEL ALTO DE LÍQUIDO (pies)		3.500
NIVEL MUY ALTO DE LÍQUIDO (pies)		4.000
NIVEL BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.745
NIVEL MUY BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.245
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMEN Y EL NIVEL MAX. DE LÍQUIDO (pies)		2.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMENTACIÓN Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		3.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE SUPERIOR Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		1.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE INFERIOR Y BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies)		0.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO Y EL NIVEL BAJO (pies)		0.500
LONGITUD MÍNIMA DEL RECIPIENTE (pies)		15.000
RELACION (L/D)		3.000
LONGITUD SELECCIONADA DEL RECIPIENTE (pies)		15.000
LONGITUD DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		15.000
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		0.606
VELOCIDAD EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		77.09
VEL DISEÑO EN BOQ. DE ALIMENT (pies/seg) NORMA PDVSA-90616.1.027		77.09
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		7.41
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		7.32
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		8.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE GAS EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO PARA LA SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		0.701
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		2.00
DIÁMETRO DE LA SALIDA DE LÍQUIDO EXISTENTE (pulg)		
ESPESOR DE PARED (plg)		3.690
PESO DE LA CARCAZA (Kgs)		25150
CONSTANTE "A" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		91.326
CONSTANTE "B" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		37.712
CONSTANTE "D" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		142.267
FACTOR PARA EVALUAR EL COEFI DE ARRASTRE:(Cre)^2 Adimensional		2.205
COEFICIENTE DE ARRASTRE "C";FIG 9 API RP 521. Adimensional		1.82
VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN DE LA GOTA DE LÍQUIDO "Vs" (pies/seg)		1.024
TIEMPO NECESARIO PARA QUE LA GOTA DE LIQ SALGA DE LA FASE GASEO(se		3.42
TIEMPO DE RESIDENCIA DEL GAS (seg)		10.64
CHEQUEO DEL PROCESO DE SEPARACIÓN		O K E Y
DIMENSIONES DEL DEPURADOR		
DIÁMETRO DEL DEPURADOR (pies)		5.00
LONGITUD DEL DEPURADOR (pies)		15.00
DIÁMETRO BOQ DE ALIMENTACIÓN (pulg)		8.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE GAS (pulg)		8.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		2.00
NIVEL MÁXIMO DE LÍQUIDO (pies)		3.50
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO (pies)		2.50
NIVEL MÍNIMO DE LÍQUIDO (pies)		1.50
CAUDAL DE GAS QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (MMPCND)		18.5
CAUDAL DE CRUDO QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (BPD)		192
PESO DEL RECIPIENTE VACÍO (kgs)		25150

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA DE CÁLCULO PARA LA EVALUACIÓN DE DEPURADORES DE GAS- VERTICALES		
PROYECTO:		
EQUIPO:	DEP DE GAS DE ALTA (D2-1)	
DATOS		
CAUDAL DE GAS A COND. STAND. (MMPCED)		35.00
PESO MOLECULAR DEL GAS		22.25
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS (Z)		0.780
CAUDAL DE CRUDO PERMITIDO POR ARRASTRE (BPD), NORMA PDVSA MDP-03-S		342
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0.00
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		500.00
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		1,650.00
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°F)		170.0
DENSIDAD DEL GAS (lb/pie3)		2.1099
DENSIDAD DEL CRUDO @ T y P (lb/pie3)		53.39
DENSIDAD DEL AGUA @ cond estandar (lb/pie3)		62.20
DENSIDAD DEL AGUA @ T y P (lb/pie3)		62.11
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ cond estandar		0.8927
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ T y P		0.8596
DENSIDAD DEL CRUDO @ cond estandar (lb/pie3)		55.53
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ cond estandar		27.0
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ T y P		27.0
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		1.00
VEL DEL GAS A LA SALI (pies/seg); NORMA PDVSA-90616.1.027		41.31
VELOCIDAD DEL LÍQUIDO A LA SALIDA (pies/seg); 3.28<Vl <8		4.00
ESPESOR DEL DEMISTER (pies)		1.00
FACTOR K		0.35
DIÁMETRO DE PARTICULA DE LÍQUIDO 140 micrones (pies)		0.00049213
VISCOSIDAD DEL GAS (cp)		0.0125
** R E S U L T A D O S **		
FLUJO MÁSSICO DE GAS (lb/seg)		23.751
FLUJO MÁSSICO DE CRUDO (lb/seg)		1.188
FLUJO MÁSSICO DE AGUA (lb/seg)		0.000
FLUJO MÁSSICO DE LÍQUIDO (lb/seg)		1.188
FLUJO VOLUMÉTRICO DE GAS (pie3/seg)		11.257
FRACCIÓN MÁSSICA DE CRUDO		0.000
FRACCIÓN MÁSSICA DE AGUA		1.000
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		62.20
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		0.019
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		1.725
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		1.380
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		8.155
DIÁMETRO INTERNO CALCULADO, REQUERIDO PARA EL GAS (pies)		3.222
DIÁMETRO INTERNO DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		5.000
ÁREA TRANSVERSAL SELECCIONADA (pie2)		8.155
VOLUMEN DE LÍQUIDO RETENIDO (pie3)		1.146
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO CALCULADO (pies)		2.245
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO SELECCIONADO (pies)		2.500
NIVEL ALTO DE LÍQUIDO (pies)		3.500
NIVEL MUY ALTO DE LÍQUIDO (pies)		4.000
NIVEL BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.745
NIVEL MUY BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.245
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMEN Y EL NIVEL MAX. DE LÍQUIDO (pies)		2.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMENTACIÓN Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		3.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE SUPERIOR Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		1.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE INFERIOR Y BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies)		0.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO Y EL NIVEL BAJO (pies)		0.500
LONGITUD MÍNIMA DEL RECIPIENTE (pies)		15.000
RELACIÓN (L/D)		3.000
LONGITUD SELECCIONADA DEL RECIPIENTE (pies)		15.000
LONGITUD DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		15.000
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		2.212
VELOCIDAD EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		40.35
VEL DISEÑO EN BOQ. DE ALIMENT (pies/seg) NORMA PDVSA-90616.1.027		40.35
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		7.16
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		8.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		7.07
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		8.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE GAS EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO PARA LA SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		0.935
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		2.00
DIÁMETRO DE LA SALIDA DE LÍQUIDO EXISTENTE (pulg)		
ESPESOR DE PARED (plg)		3.690
PESO DE LA CARCAZA (Kgs)		25150
CONSTANTE "A" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		91.326
CONSTANTE "B" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		37.712
CONSTANTE "D" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		142.267
FACTOR PARA EVALUAR EL COEF. DE ARRASTRE (CRe)^2 Adimensional		7.841
COEFICIENTE DE ARRASTRE "C"; FIG 9 API RP 521. Adimensional		1.12
VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN DE LA GOTA DE LÍQUIDO "Vs" (pies/seg)		0.674
TIEMPO NECESARIO PARA QUE LA GOTA DE LÍQ SALGA DE LA FASE GASEO (se		5.19
TIEMPO DE RESIDENCIA DEL GAS (seg)		21.80
CHEQUEO DEL PROCESO DE SEPARACIÓN		O K E Y
DIMENSIONES DEL DEPURADOR		
DIÁMETRO DEL DEPURADOR (pies)		5.00
LONGITUD DEL DEPURADOR (pies)		15.00
DIÁMETRO BOQ DE ALIMENTACIÓN (pulg)		8.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE GAS (pulg)		8.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		2.00
NIVEL MÁXIMO DE LÍQUIDO (pies)		3.50
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO (pies)		2.50
NIVEL MÍNIMO DE LÍQUIDO (pies)		1.50
CAUDAL DE GAS QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (MMPCND)		35.0
CAUDAL DE CRUDO QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (BPD)		342
PESO DEL RECIPIENTE VACÍO (kgs)		25150

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA DE CÁLCULO PARA LA EVALUACIÓN DE DEPURADORES DE GAS- VERTICALES		
PROYECTO:		
EQUIPO:	DEP DE GAS DE MEDIA A BAJA	
DATOS		
CAUDAL DE GAS A COND. STAND. (MMPCED)		20.00
PESO MOLECULAR DEL GAS		30.69
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS (Z)		1.060
CAUDAL DE CRUDO PERMITIDO POR ARRASTRE (BPD), NORMA PDVSA MDP-03-S		270
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0.00
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		49.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		160.00
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°F)		170.0
DENSIDAD DEL GAS (lb/pie3)		0.2129
DENSIDAD DEL CRUDO @ T y P (lb/pie3)		53.27
DENSIDAD DEL AGUA @ cond estandar (lb/pie3)		62.20
DENSIDAD DEL AGUA @ T y P (lb/pie3)		62.11
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ cond estandar		0.8927
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ T y P		0.8577
DENSIDAD DEL CRUDO @ cond estandar (lb/pie3)		55.53
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ cond estandar		27.0
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ T y P		33.5
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		1.00
VEL DEL GAS A LA SALI (pies/seg); NORMA PDVSA-90616.1.027		130.05
VELOCIDAD DEL LÍQUIDO A LA SALIDA (pies/seg); 3.28<Vl <8		4.00
ESPESOR DEL DEMISTER (pies)		1.00
FACTOR K		0.35
DIÁMETRO DE PARTICULA DE LÍQUIDO 140 micrones (pies)		0.00049213
VISCOSIDAD DEL GAS (cp)		0.0125
** R E S U L T A D O S **		
FLUJO MÁSSICO DE GAS (lb/seg)		18.720
FLUJO MÁSSICO DE CRUDO (lb/seg)		0.936
FLUJO MÁSSICO DE AGUA (lb/seg)		0.000
FLUJO MÁSSICO DE LÍQUIDO (lb/seg)		0.936
FLUJO VOLUMÉTRICO DE GAS (pie3/seg)		87.944
FRACCIÓN MÁSSICA DE CRUDO		0.000
FRACCIÓN MÁSSICA DE AGUA		1.000
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		62.20
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		0.015
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		5.526
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		4.421
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		19.894
DIÁMETRO INTERNO CALCULADO, REQUERIDO PARA EL GAS (pies)		5.500
DIÁMETRO INTERNO DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		5.500
ÁREA TRANSVERSAL SELECCIONADA (pie2)		23.758
VOLUMEN DE LÍQUIDO RETENIDO (pie3)		0.903
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO CALCULADO (pies)		2.245
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO SELECCIONADO (pies)		2.500
NIVEL ALTO DE LÍQUIDO (pies)		3.500
NIVEL MUY ALTO DE LÍQUIDO (pies)		4.000
NIVEL BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.745
NIVEL MUY BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.245
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMEN Y EL NIVEL MAX. DE LÍQUIDO (pies)		2.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMENTACIÓN Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		3.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE SUPERIOR Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		1.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE INFERIOR Y BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies)		0.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO Y EL NIVEL BAJO (pies)		0.500
LONGITUD MÍNIMA DEL RECIPIENTE (pies)		12.000
RELACIÓN (L/D)		2.182
LONGITUD SELECCIONADA DEL RECIPIENTE (pies)		15.000
LONGITUD DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		15.000
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		0.223
VELOCIDAD EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		126.92
VEL DISEÑO EN BOQ. DE ALIMENT (pies/seg) NORMA PDVSA-90616.1.027		126.92
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		11.27
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		12.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		11.14
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		12.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE GAS EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO PARA LA SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		0.831
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		2.00
DIÁMETRO DE LA SALIDA DE LÍQUIDO EXISTENTE (pulg)		
ESPESOR DE PARED (plg)		0.482
PESO DE LA CARCAZA (Kgs)		3431
CONSTANTE "A" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		91.326
CONSTANTE "B" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		37.712
CONSTANTE "D" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		142.267
FACTOR PARA EVALUAR EL COEF. DE ARRASTRE (CRe)^2 Adimensional		818
COEFICIENTE DE ARRASTRE "C"; FIG 9 API RP 521. Adimensional		2.83
VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN DE LA GOTAS DE LÍQUIDO "Vs" (pies/seg)		1.358
TIEMPO NECESARIO PARA QUE LA GOTAS DE LÍQ SALGA DE LA FASE GASEO (se		2.58
TIEMPO DE RESIDENCIA DEL GAS (seg)		3.38
CHEQUEO DEL PROCESO DE SEPARACIÓN		O K E Y
DIMENSIONES DEL DEPURADOR		
DIÁMETRO DEL DEPURADOR (pies)		5.50
LONGITUD DEL DEPURADOR (pies)		15.00
DIÁMETRO BOQ DE ALIMENTACIÓN (pulg)		12.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE GAS (pulg)		12.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		2.00
NIVEL MÁXIMO DE LÍQUIDO (pies)		3.50
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO (pies)		2.50
NIVEL MÍNIMO DE LÍQUIDO (pies)		1.50
CAUDAL DE GAS QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (MMPEND)		20.0
CAUDAL DE CRUDO QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (BPD)		270
PESO DEL RECIPIENTE VACÍO (kgs)		3431

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

HOJA DE CÁLCULO PARA LA EVALUACIÓN DE DEPURADORES DE GAS- VERTICALES		
PROYECTO:		
EQUIPO:	DEP DE GAS DE MEDIA (D2-2)	
DATOS		
CAUDAL DE GAS A COND. STAND. (MMPCED)		44.00
PESO MOLECULAR DEL GAS		23.61
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS (Z)		0.815
CAUDAL DE CRUDO PERMITIDO POR ARRASTRE(BPD), NORMA PDVSA MDP-03-S		457
CAUDAL DE AGUA (BPD)		0.00
PRESIÓN DE OPERACIÓN (psia)		134.70
PRESIÓN DE DISEÑO (psig)		160.00
TEMPERATURA DE OPERACIÓN (°F)		170.0
DENSIDAD DEL GAS (lb/pie3)		0.5773
DENSIDAD DEL CRUDO @ T y P (lb/pie3)		53.30
DENSIDAD DEL AGUA @ cond estandar (lb/pie3)		62.20
DENSIDAD DEL AGUA @ T y P (lb/pie3)		62.11
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ cond estandar		0.8927
GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL CRUDO @ T y P		0.8581
DENSIDAD DEL CRUDO @ cond estandar (lb/pie3)		55.53
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ cond estandar		27.0
GRAVEDAD API DEL CRUDO @ T y P		33.4
TIEMPO DE RETENCIÓN DE LÍQUIDO (min)		1.00
VEL DEL GAS A LA SALI(pies/seg); NORMA PDVSA-90616.1.027		78.97
VELOCIDAD DEL LÍQUIDO A LA SALIDA (pies/seg); 3.28<Vl <8		4.00
ESPESOR DEL DEMISTER (pies)		1.00
FACTOR K		0.35
DIÁMETRO DE PARTICULA DE LÍQUIDO 140 micrones (pies)		0.00049213
VISCOSIDAD DEL GAS (cp)		0.0125
** R E S U L T A D O S **		
FLUJO MÁSSICO DE GAS (lb/seg)		31.684
FLUJO MÁSSICO DE CRUDO (lb/seg)		1.584
FLUJO MÁSSICO DE AGUA (lb/seg)		0.000
FLUJO MÁSSICO DE LÍQUIDO (lb/seg)		1.584
FLUJO VOLUMÉTRICO DE GAS (pie3/seg)		54.887
FRACCIÓN MÁSSICA DE CRUDO		0.000
FRACCIÓN MÁSSICA DE AGUA		1.000
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (CRUDO+AGUA) (lb/pie3)		62.20
FLUJO VOLUMÉTRICO DE LÍQUIDO (pie3/seg)		0.025
VELOCIDAD MÁXIMA PERMISIBLE DEL GAS (pies/seg)		3.345
VELOCIDAD DE DISEÑO (pies/seg)		2.676
ÁREA TRANSVERSAL CALCULADA PARA EL GAS (pie2)		20.512
DIÁMETRO INTERNO CALCULADO, REQUERIDO PARA EL GAS (pies)		5.500
DIÁMETRO INTERNO DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		5.500
ÁREA TRANSVERSAL SELECCIONADA (pie2)		23.758
VOLUMEN DE LÍQUIDO RETENIDO (pie3)		1.528
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO CALCULADO (pies)		2.245
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO SELECCIONADO (pies)		2.500
NIVEL ALTO DE LÍQUIDO (pies)		3.500
NIVEL MUY ALTO DE LÍQUIDO (pies)		4.000
NIVEL BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.745
NIVEL MUY BAJO DE LÍQUIDO (pies)		1.245
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMEN Y EL NIVEL MAX. DE LÍQUIDO (pies)		2.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. DE ALIMENTACIÓN Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		3.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE SUPERIOR Y EL FONDO DEL DEMISTER (pies)		1.500
DISTANCIA ENTRE TANGENTE INFERIOR Y BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO (pies)		0.500
DISTANCIA ENTRE BOQ. SALIDA DE LÍQUIDO Y EL NIVEL BAJO (pies)		0.500
LONGITUD MÍNIMA DEL RECIPIENTE (pies)		12.000
RELACIÓN (L/D)		2.182
LONGITUD SELECCIONADA DEL RECIPIENTE (pies)		15.000
LONGITUD DEL DEPURADOR EXISTENTE (pies)		15.000
DENSIDAD DE LA MEZCLA (CRUDO+AGUA+GAS) (lb/pie3)		0.606
VELOCIDAD EN LA BOQ. DE ALIMENTACIÓN (pies/seg)		77.09
VEL DISEÑO EN BOQ. DE ALIMENT (pies/seg) NORMA PDVSA-90616.1.027		77.09
DIÁMETRO CALCULADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		11.43
DIÁMETRO SELECCIONADO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN (plg)		12.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ALIMENTACIÓN EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		11.29
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DEL GAS (plg)		12.00
DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE GAS EXISTENTE (pulg)		
DIÁMETRO CALCULADO PARA LA SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		1.080
DIÁMETRO SELECCIONADO A LA SALIDA DE LÍQUIDO (plg)		2.00
DIÁMETRO DE LA SALIDA DE LÍQUIDO EXISTENTE (pulg)		
ESPESOR DE PARED (plg)		0.482
PESO DE LA CARCAZA (Kgs)		3431
CONSTANTE "A" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		91.326
CONSTANTE "B" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		37.712
CONSTANTE "D" PARA ESTIMAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE		142.267
FACTOR PARA EVALUAR EL COEF. DE ARRASTRE.(CRe)^2 Adimensional		2.205
COEFICIENTE DE ARRASTRE "C";FIG 9 API RP 521. Adimensional		1.82
VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN DE LA GOTÁ DE LÍQUIDO "Vs" (pies/seg)		1.024
TIEMPO NECESARIO PARA QUE LA GOTÁ DE LÍQ SALGA DE LA FASE GASEO(se		3.42
TIEMPO DE RESIDENCIA DEL GAS (seg)		5.41
CHEQUEO DEL PROCESO DE SEPARACIÓN		O K E Y
DIMENSIONES DEL DEPURADOR		
DIÁMETRO DEL DEPURADOR (pies)		5.50
LONGITUD DEL DEPURADOR (pies)		15.00
DIÁMETRO BOQ DE ALIMENTACIÓN (pulg)		12.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE GAS (pulg)		12.00
DIÁMETRO BOQ SALIDA DE LÍQUIDO (pulg)		2.00
NIVEL MÁXIMO DE LÍQUIDO (pies)		3.50
NIVEL NORMAL DE LÍQUIDO (pies)		2.50
NIVEL MÍNIMO DE LÍQUIDO (pies)		1.50
CAUDAL DE GAS QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (MMPCND)		44.0
CAUDAL DE CRUDO QUE PUEDE MANEJAR EL DEPURADOR (BPD)		457
PESO DEL RECIPIENTE VACÍO (kgs)		3431

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

Resultados de Enfriadores

Valores calculados durante la iteración

Nº Cálculo	Valor a calcular	Símbolo	Unidades	Fig./Ecu.	Valor
1	Coef. global de Transf. de calor	U_x	Btu/pie ² *h*°F	10-10	3
2	Incremento de Temperatura del aire	t_2-t_1	°F	1	24.14
	Temperatura de salida del aire	t_2	°F	2	105.24
	Factor R	R	adim	3	2.61
	Factor P	P	adim	4	0.26
3	Factor de corrección de flujo transversal	F	adim	10-8 10-9	0.96
	Temperatura Media logarítmica	LMTD	°F	5	45.56
	Temperatura Media logarítmica efectiva	CMTD	°F	6	43.74
4	Área requerida para la transf. Calor	A_x	pie ²	7	8588.17
5	Relación entre el área total y área de haz	APSF	adim	10-11	148.5
	Área superficial total del haz	F_a	pie ²	8	57.83
	Longitud de los tubos	L	pie	Existente	18
6	Ancho del equipo	W	pie	9	3.21
	Ancho nominal del equipo	W_{nom}	pie	-	3
	Área superficial total del haz nominal	$F_{a_{nom}}$	pie ²	-	54
7	Área externa por unidad de longitud de tubo	APF	pie ² /pie	10-11	5.58
	Número de tubos	NT	adim	10	85.51
	Número de pasos	N_p	adim	Existente	2
8	Área interna del tubo	A_T	pulg ²	9-25	0.5945
	Velocidad másica del lado de los tubos	Gt	lb/pie ² *s	11	29.23
9	Diámetro interno del tubo	D_i	pulg	9-25	0.87
	Número de Reynolds	N_{Re}	pulg*lb/pie ² *s*cP	12	1974.38
	Factor de fricción	f	adim	10-12	0.0017
	Factor de Corrección	Y	psi/pie	10-14	20
	Factor de Corrección	B	psi	10-14	0.65
	Factor de Corrección de Viscosidad	f_i	adim	10-19	1
	Caída de presión a través de los tubos	Del Pt	psi	13	2.52
11	Factor J	J	adim	10-15	8000
	Coefficiente interno de transferencia de calor	h_T	Btu/pie ² *h*°F	14	128.11
12	Flujo másico de aire	W_a	lb/h	15	194524.99
13	Velocidad másica de aire	G_a	lb/pie ² *h	16	3602.31
14	Coefficiente externo de transf. de calor	h_a	Btu/pie ² *h*°F	10-17	9
	Relación del área aletada y área desnuda	AR	pie ² /pie	10-11	21.4
	Diámetro externo del tubo	D_o	pulg	9-25	1
15	Relación entre el área aletada e interna	A_x/A_i	adim	17	24.60
	Resistencia del Metal referida al Área extend.	Rmx	pie ² *h*°F/Btu	Supuesto	0.00
	Coefficiente total de transferencia de calor	U_x	Btu/pie ² *h*°F	18	3.05

Valores calculados luego de la iteración

Nº Cálculo	Valor a calcular	Símbolo	Unidades	Figura/Ecuación	Valor
16	Número de ventiladores	N_F	adim	Supuesto	2
	Área mínima de cada Ventilador	FAPF	pie ²	19	11
17	Diámetro del ventilador	D_F	pie	20	3.71
	Temperatura promedio del aire	T_{ap}	°F	21	93.17
	Factor de caída de presión del aire	F_p	pulg H ₂ O	10-18	0.15
18	Número de filas de tubos	N	adim	Supuesto	5
	Rel. de densid. entre aire seco y usado	D_R	adim	10-16	0.9
	Caída de presión estática	DelPa	pulg H ₂ O	22	0.83
19	Volumen actual de aire	ACFM	pie ³ /min	23	48095
20	Aproximación de la caída de presión total	DelPf	pulg H ₂ O	24	0.83
21	Aproximación de la potencia del ventilador	BHP	Hp	25	4.51
22	Velocidad del Ventilador	RPM	rpm	26	103.01

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

Valores calculados durante la iteración

Nº Cálculo	Valor a calcular	Símbolo	Unidades	Fig./Ecu.	Valor
1	Coef. global de Transf. de calor	U_x	Btu/pie ² *h*°F	10-10	2
2	Incremento de Temperatura del aire	t_2-t_1	°F	1	17.24
	Temperatura de salida del aire	t_2	°F	2	98.34
	Factor R	R	adim	3	3.31
	Factor P	P	adim	4	0.20
3	Factor de corrección de flujo transversal	F	adim	10-8 10-9	0.94
	Temperatura Media logarítmica	LMTD	°F	5	45.99
	Temperatura Media logarítmica efectiva	CMTD	°F	6	43.23
4	Área requerida para la transf. Calor	A_x	pie ²	7	3172.65
5	Relación entre el área total y área de haz	APSF	adim	10-11	148.5
	Área superficial total del haz	F_a	pie ²	8	21.36
	Longitud de los tubos	L	pie	Existente	18
6	Ancho del equipo	W	pie	9	1.19
	Ancho nominal del equipo	W_{nom}	pie	-	1
	Área superficial total del haz nominal	$F_{a_{nom}}$	pie ²	-	18
7	Área externa por unidad de longitud de tubo	APF	pie ² /pie	10-11	5.58
	Número de tubos	NT	adim	10	31.59
	Número de pasos	N_p	adim	Existente	2
8	Área interna del tubo	A_T	pulg ²	9-25	0.5945
	Velocidad másica del lado de los tubos	Gt	lb/pie ² *s	11	14.21
9	Diámetro interno del tubo	D_i	pulg	9-25	0.87
	Número de Reynolds	N_{Re}	pulg*lb/pie ² *s*cP	12	1033.35
	Factor de fricción	f	adim	10-12	0.0019
10	Factor de Corrección	Y	psi/pie	10-14	7
	Factor de Corrección	B	psi	10-14	0.2
	Factor de Corrección de Viscosidad	f_i	adim	10-19	1
	Caída de presión a través de los tubos	Del Pt	psi	13	0.88
11	Factor J	J	adim	10-15	5000
	Coefficiente interno de transferencia de calor	h_T	Btu/pie ² *h*°F	14	70.27
12	Flujo másico de aire	W_a	lb/h	15	66313.70
13	Velocidad másica de aire	G_a	lb/pie ² *h	16	3684.09
14	Coefficiente externo de transf. de calor	h_a	Btu/pie ² *h*°F	10-17	9
	Relación del área aletada y área desnuda	AR	pie ² /pie	10-11	21.4
	Diámetro externo del tubo	D_o	pulg	9-25	1
15	Relación entre el área aletada e interna	A_x/A_i	adim	17	24.60
	Resistencia del Metal referida al Área extend.	Rmx	pie ² *h*°F/Btu	Supuesto	0.00
	Coefficiente total de transferencia de calor	U_x	Btu/pie ² *h*°F	18	2.06

Valores calculados luego de la iteración

Nº Cálculo	Valor a calcular	Símbolo	Unidades	Figura/Ecuación	Valor
16	Número de ventiladores	N_F	adim	Supuesto	2
	Área mínima de cada Ventilador	FAPF	pie ²	19	4
17	Diámetro del ventilador	D_F	pie	20	2.14
	Temperatura promedio del aire	T_{ap}	°F	21	89.7175
	Factor de caída de presión del aire	F_p	pulg H ₂ O	10-18	0.15
18	Número de filas de tubos	N	adim	Supuesto	5
	Rel. de densid. entre aire seco y usado	D_R	adim	10-16	0.9
	Caída de presión estática	DelPa	pulg H ₂ O	22	0.83
19	Volumen actual de aire	ACFM	pie ³ /min	23	16396
20	Aproximación de la caída de presión total	DelPf	pulg H ₂ O	24	0.83
21	Aproximación de la potencia del ventilador	BHP	Hp	25	1.54
22	Velocidad del Ventilador	RPM	rpm	26	178.41

APÉNDICE I RESULTADOS DE SEPARADORES, DEPURADORES Y ENFRIADORES

Valores calculados durante la iteración

Nº Cálculo	Valor a calcular	Símbolo	Unidades	Fig./Ecu.	Valor
1	Coef. global de Transf. de calor	U_x	Btu/pie ² *h*°F	10-10	3.5
2	Incremento de Temperatura del aire	t_2-t_1	°F	1	34.38
	Temperatura de salida del aire	t_2	°F	2	115.48
	Factor R	R	adim	3	1.02
	Factor P	P	adim	4	0.37
3	Factor de corrección de flujo transversal	F	adim	10-8 10-9	0.98
	Temperatura Media logarítmica	LMTD	°F	5	59.21
	Temperatura Media logarítmica efectiva	CMTD	°F	6	58.03
4	Área requerida para la transf. Calor	A_x	pie ²	7	8360.89
5	Relación entre el área total y área de haz	APSF	adim	10-11	148.5
	Área superficial total del haz	F_a	pie ²	8	56.30
	Longitud de los tubos	L	pie	Existente	18
6	Ancho del equipo	W	pie	9	3.13
	Ancho nominal del equipo	W_{nom}	pie	-	3
	Área superficial total del haz nominal	$F_{a_{nom}}$	pie ²	-	54
7	Área externa por unidad de longitud de tubo	APF	pie ² /pie	10-11	5.58
	Número de tubos	NT	adim	10	83.24
	Número de pasos	N_p	adim	Existente	2
8	Área interna del tubo	A_T	pulg ²	9-25	0.9852
	Velocidad másica del lado de los tubos	Gt	lb/pie ² *s	11	143.49
9	Diámetro interno del tubo	Di	pulg	9-25	1.12
	Número de Reynolds	N_{Re}	pulg*lb/pie ² *s*cP	12	167.58
	Factor de fricción	f	adim	10-12	0.003
	Factor de Corrección	Y	psi/pie	10-14	4
10	Factor de Corrección	B	psi	10-14	0.2
	Factor de Corrección de Viscosidad	fi	adim	10-19	0.96
	Caída de presión a través de los tubos	Del Pt	psi	13	0.85
11	Factor J	J	adim	10-15	1000
	Coefficiente interno de transferencia de calor	h_T	Btu/pie ² *h*°F	14	129.07
12	Flujo másico de aire	W_a	lb/h	15	205788.25
13	Velocidad másica de aire	G_a	lb/pie ² *h	16	3810.89
14	Coefficiente externo de transf. de calor	h_a	Btu/pie ² *h*°F	10-17	10.5
	Relación del área aletada y área desnuda	AR	pie ² /pie	10-11	21.4
15	Diámetro externo del tubo	Do	pulg	9-25	1.1
	Relación entre el área aletada e interna	A_x/A_i	adim	17	21.02
	Resistencia del Metal referida al Área extend.	Rmx	pie ² *h*°F/Btu	Supuesto	0.00
	Coefficiente total de transferencia de calor	U_x	Btu/pie ² *h*°F	18	3.58

Valores calculados luego de la iteración

Nº Cálculo	Valor a calcular	Símbolo	Unidades	Figura/Ecuación	Valor
16	Número de ventiladores	N_F	adim	Supuesto	2
	Área mínima de cada Ventilador	FAPF	pie ²	19	11
17	Diámetro del ventilador	D_F	pie	20	3.71
	Temperatura promedio del aire	T_{ap}	°F	21	98.29
	Factor de caída de presión del aire	F_p	pulg H ₂ O	10-18	0.15
18	Número de filas de tubos	N	adim	Supuesto	5
	Rel. de densid. entre aire seco y usado	D_R	adim	10-16	0.9
	Caída de presión estática	DelPa	pulg H ₂ O	22	0.83
19	Volumen actual de aire	ACFM	pie ³ /min	23	50880
20	Aproximación de la caída de presión total	DelPf	pulg H ₂ O	24	0.83
21	Aproximación de la potencia del ventilador	BHP	Hp	25	4.77
22	Velocidad del Ventilador	RPM	rpm	26	103.01

Diseño de Línea de Gas a Baja Presión.

ANSI B31.3 - Calculo de Espesor de Pared

FECHA: 25/05/05

Nombre del proyecto: DISEÑO DE LINEA GAS

Número de Tag:

Presión de Diseño.....: 54.7
 Diametro externo (pulg).....: 6.625
 Calidad de junta longitudinal.....: 1
 Factor del Material.....: .4
 Esfuerzo Admisible.....: 35000
 Sobre espesor por corrosión.....: .0625
 Tolerancia de Fabricación.....: 12.5

Espesor Requerido: .0761

D.Noninal	D.Externo	D.Interno	Espesor	Peso lb/pie	Designación
* 6	6.625	6.065	.28	18.97	SCH St
** 6	6.625	6.407	.109	7.59	--

* ANSI B36.10

** API 5L

Diseño de Línea de Líquido a Media Presión.

ANSI B31.4 - Calculo de Espesor de Pared

FECHA: 25/05/05

Nombre del proyecto: DISEÑO DE LINEAS 6"

Número de Tag:

Presión de Diseño.....: 154.7
 Diametro externo (pulg).....: 6.625
 Factor de junta longitudinal.....: 1
 Esf. minimo de fluencia especificado: 35000
 Sobre espesor por corrosión.....: .0625

Espesor Requerido: .0828

D.Noninal	D.Externo	D.Interno	Espesor	Peso lb/pie	Designación
* 6	6.625	6.065	.28	18.97	SCH-St
** 6	6.625	6.407	.109	7.59	--

* ANSI B36.10

** API 5L

ANSI B31.4 - Calculo de Espesor de Pared

FECHA: 25/05/05

Nombre del proyecto: DISEÑO DE LINEA LIQUIDO

Número de Tag:

Presión de Diseño.....: 154.7
 Diametro externo (pulg).....: 8.625
 Factor de junta longitudinal.....: 1
 Esf. minimo de fluencia especificado: 35000
 Sobre espesor por corrosión.....: .0625

Espesor Requerido: .089

D.Noninal	D.Externo	D.Interno	Espesor	Peso lb/pie	Designación
* 8	8.625	8.125	.25	22.36	SCH 20
** 8	8.625	8.375	.125	11.35	--

* ANSI B36.10

** API 5L

Diseño de Línea de Líquido a Baja Presión.

ANSI B31.4 - Calculo de Espesor de Pared

FECHA: 25/05/05

Nombre del proyecto: DISEÑO DE LINEA LIQUIDO

Número de Tag:

Presión de Diseño.....: 54.7
 Diametro externo (pulg).....: 8.625
 Factor de junta longitudinal.....: 1
 Esf. minimo de fluencia especificado: 35000
 Sobre espesor por corrosión.....: .0625

Espesor Requerido: .0719

D.Noninal	D.Externo	D.Interno	Espesor	Peso lb/pie	Designación
* 8	8.625	8.125	.25	22.36	SCH 20
** 8	8.625	8.375	.125	11.35	--

* ANSI B36.10

** API 5L

ANSI B31.4 - Calculo de Espesor de Pared

FECHA: 25/05/05

Nombre del proyecto: DISEÑO DE LINEA LIQUIDO

Número de Tag:

Presión de Diseño.....: 54.7
 Diametro externo (pulg).....: 6.625
 Factor de junta longitudinal.....: 1
 Esf. minimo de fluencia especificado: 35000
 Sobre espesor por corrosión.....: .0625

Espesor Requerido: .0697

D.Noninal	D.Externo	D.Interno	Espesor	Peso lb/pie	Designación
* 6	6.625	6.065	.28	18.97	SCH-St
** 6	6.625	6.407	.109	7.59	--

* ANSI B36.10

** API 5L

Resumen de sensibilidades de Crudo

CALCULO DE LAS VELOCIDADES DE EROSION

$$V_{max} = \frac{100}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$V_c = \frac{160}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$\rho_{MEZCLA} = \frac{\rho_L * Q_L + \rho_G * Q_G}{(Q_L + Q_G)}$$

$$\rho_{PROMEDIO} = \frac{\rho_L + \rho_G}{2}$$

DESDE	DL Lb/pie3	DG Lb/pie3	mL Lb/Hr	mG Lb/Hr	QL Pie3/seg	QG Pie3/seg	DMEZCLA Lb/pie3	D PROMED Lb/pie3	Vmax Pie/seg	Vc Pie/seg	V-Pipephase (6"y8")Pie/seg	V-Pipephase (6"y6")Pie/seg	V-Pipephase (6"y4")Pie/seg
J005	50.71	0.57	148666.8	41048.90	0.814363	20.0043	2.531321	2.5313207	62.85306	100.56489	17.09	19.01	16.81
J004	50.71	0.57	148666.8	41048.90	0.814363	20.0043	2.531321						
J004	50.71	0.57	148666.8	41048.90	0.814363	20.0043	2.531321	2.5314436	62.85153	100.56245	17.09	19.02	16.81
J011	50.71	0.57	148669.9	41044.40	0.81438	20.0021	2.531567						
J011	50.71	0.57	148669.9	41044.40	0.81438	20.0021	2.531567	2.5087358	63.13534	101.01655	38.71	43.01	38.07
J019	50.72	0.56	148624.9	41097.90	0.813973	20.3859	2.485905						
J019	50.72	0.56	148624.9	41097.90	0.813973	20.3859	2.485905	2.4859513	63.42401	101.47841	19.84	25.12	22.16
J036	50.72	0.56	76212.5	21073.30	0.417392	10.453	2.485998						
J019	50.72	0.56	148624.9	41097.90	0.813973	20.3859	2.485905	2.4859608	63.42389	101.47822	18.85	18.05	15.9
J035	50.72	0.56	72413.7	20022.70	0.396587	9.93189	2.486017						
J036	50.72	0.56	76212.5	21073.30	0.417392	10.453	2.485998	12.648904	28.1173	44.987674	26	40.17	35.32
J051	50.74	0.56	76183.5	1055.30	0.417069	0.52346	22.81181						
J035	50.72	0.56	72413.7	20022.70	0.396587	9.93189	2.486017	12.650342	28.1157	44.985116	25	30.09	25.3
J084	50.74	0.56	72388.5	1002.50	0.396293	0.49727	22.81467						
J084	50.74	0.56	72388.5	1002.50	0.396293	0.49727	22.81467	16.704393	24.46722	39.147554	5.5	4.38	4.09
J095	51.16	0.3	147329.9	3404.50	0.799941	3.15231	10.59412						
J051	50.74	0.56	76183.5	1055.30	0.417069	0.52346	22.81181	16.702964	24.46827	39.149228	5.07	6.13	5.72
J095	51.16	0.3	147329.9	3404.50	0.799941	3.15231	10.59412						
J095	51.16	0.3	147329.9	3404.50	0.799941	3.15231	10.59412	10.378067	31.04143	49.666293	12.04	20.3	44.37
J094	51.18	0.29	147273.7	3467.30	0.799323	3.32117	10.16202						
J094	51.18	0.29	147273.7	3467.30	0.799323	3.32117	10.16202	10.162482	31.36896	50.190334	3.04	3.04	3.53
J012	51.18	0.29	147274.0	3466.90	0.799325	3.32079	10.16295						
J012	51.18	0.29	147274.0	3466.90	0.799325	3.32079	10.16295	10.145664	31.39495	50.231916	7.8	7.8	7.9
J020	51.18	0.29	147260.7	3481.70	0.799253	3.33496	10.12838						
J020	51.18	0.29	147260.7	3481.70	0.799253	3.33496	10.12838	10.129361	31.4202	50.272322	4.14	3.82	4.35
J043	51.18	0.29	78515.9	1855.90	0.426142	1.77768	10.13034						
J020	51.18	0.29	147260.7	3481.70	0.799253	3.33496	10.12838	10.129739	31.41962	50.271385	3.6	3.81	3.62
J044	51.18	0.29	68745.5	1624.80	0.373114	1.55632	10.1311						
J043	51.18	0.29	78515.9	1855.90	0.426142	1.77768	10.13034	25.236642	19.90601	31.849616	6.59	6.84	7.4
J063	51.30	0.25	78313.3	104.30	0.424049	0.11589	40.34294						
J044	51.18	0.29	68745.5	1624.80	0.373114	1.55632	10.1311	25.228422	19.90925	31.854804	7.15	6.82	6.4
J074	51.30	0.25	68565.4	91.50	0.371266	0.10167	40.32575						
J074	51.30	0.25	68565.4	91.50	0.371266	0.10167	40.32575	40.412105	15.73056	25.168901	2.69	2.69	2.58
J001	51.30	0.25	146882.0	192.10	0.795332	0.21344	40.49847						
J063	51.30	0.25	78313.3	104.30	0.424049	0.11589	40.34294	40.420703	15.72889	25.166224	3.08	2.82	3.08
J001	51.30	0.25	146882.0	192.10	0.795332	0.21344	40.49847						
J001	51.30	0.25	146882.0	192.10	0.795332	0.21344	40.49847	39.925837	15.82607	25.321706	3.04	5.76	14.13
J054	51.31	0.24	146865.2	210.00	0.795087	0.24306	39.35321						
J054	51.31	0.24	146865.2	210.00	0.795087	0.24306	39.35321	37.31886	16.36952	26.191224	3.41	6.57	14.98
D057	51.33	0.22	146792.9	287.90	0.794385	0.36351	35.28451						

Línea de Crudo 6" y 8"

CÁLCULO DE LAS VELOCIDADES DE EROSION

$$V_{max} = \frac{100}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$V_c = \frac{160}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$\rho_{MEZCLA} = \frac{\rho_L * Q_L + \rho_G * Q_G}{(Q_L + Q_G)}$$

$$\rho_{PROMEDIO} = \frac{\rho_1 + \rho_2}{2}$$

LINK	DESDE	DL	DG	mL	mG	QL	QG	DMEZCLA	D PROMED	Vmax	VC	V-Pipephase	ΔP- Pipephase (psi)	Patrón de Flujo
		Lb/pie3	Lb/pie3	Lb/Hr	Lb/Hr	Pie3/seg	Pie3/seg	Lb/pie3	Lb/pie3	Pie/seg	Pie/seg	Pie/seg	Gradiente (psift)	
L007	J005	50.71	0.57	148666.8	41048.90	0.8143627	20.00434	2.531320673	2.531320673	62.85305868	100.5648939	17.09	-7.03E-03	TRANSICIÓN
	J004	50.71	0.57	148666.8	41048.90	0.8143627	20.00434	2.531320673					-1.40E-03	
L014	J004	50.71	0.57	148666.8	41048.90	0.8143627	20.00434	2.531320673	2.531443634	62.85153216	100.5624515	17.09	-2.91E-02	TRANSICIÓN
	J011	50.71	0.57	148669.9	41044.40	0.8143797	20.00214	2.531566596					-1.40E-03	
L021	J011	50.71	0.57	148669.9	41044.40	0.8143797	20.00214	2.531566596	2.508735798	63.13534187	101.016547	38.71	1.00E-01	ANULAR
	J019	50.72	0.56	148624.9	41097.90	0.8139727	20.38586	2.485905001					3.00E-02	
L038	J019	50.72	0.56	148624.9	41097.90	0.8139727	20.38586	2.485905001	2.485951299	63.42400925	101.4784148	19.84	-3.06E-02	ANULAR
	J036	50.72	0.56	76212.5	21073.30	0.4173923	10.45303	2.485997597					-3.10E-03	
L037	J019	50.72	0.56	148624.9	41097.90	0.8139727	20.38586	2.485905001	2.485960766	63.42388849	101.4782216	18.85	-2.77E-02	ANULAR
	J035	50.72	0.56	72413.7	20022.70	0.3965875	9.931895	2.486016531					-2.80E-03	
L052	J036	50.72	0.56	76212.5	21073.30	0.4173923	10.45303	2.485997597	12.64890372	28.11729624	44.98767399	31.7	-1.01E-02	ANULAR
	J051	50.74	0.56	76183.5	1055.30	0.417069	0.523462	22.81180984					-1.00E-02	
L085	J035	50.72	0.56	72413.7	20022.70	0.3965875	9.931895	2.486016531	12.65034206	28.11569773	44.98511637	30.09	-9.09E-03	ANULAR
	J084	50.74	0.56	72388.5	1002.50	0.3962932	0.497272	22.81466759					-9.20E-03	
L005	J084	50.74	0.56	72388.5	1002.50	0.3962932	0.497272	22.81466759	16.70439332	24.46722109	39.14755375	5.5	-1.03E-02	ANULAR
	J095	51.16	0.3	147329.9	3404.50	0.7999408	3.152315	10.59411905					-6.30E-03	
L096	J051	50.74	0.56	76183.5	1055.30	0.417069	0.523462	22.81180984	16.70296444	24.46826761	39.14922817	5.07	-1.95E-02	ANULAR
	J095	51.16	0.3	147329.9	3404.50	0.7999408	3.152315	10.59411905					-3.50E-03	
L117	J095	51.16	0.3	147329.9	3404.50	0.7999408	3.152315	10.59411905	10.37806711	31.04143305	49.66629288	12.04	8.59E-02	ANULAR
	J094	51.18	0.29	147273.7	3467.30	0.7993232	3.321169	10.16201518					9.00E-02	
L108	J094	51.18	0.29	147273.7	3467.30	0.7993232	3.321169	10.16201518	10.1624823	31.36895844	50.19033351	3.04	-1.17E-03	TRANSICIÓN
	J012	51.18	0.29	147274.0	3466.90	0.7993248	3.320785	10.16294942					-2.40E-04	
L029	J012	51.18	0.29	147274.0	3466.90	0.7993248	3.320785	10.16294942	10.14566413	31.39494738	50.2319158	7.8	3.00E-01	ANULAR
	J020	51.18	0.29	147260.7	3481.70	0.7992526	3.334962	10.12837884					8.00E-02	
L046	J020	51.18	0.29	147260.7	3481.70	0.7992526	3.334962	10.12837884	10.12936141	31.42020155	50.27232248	4.14	-5.27E-03	TRANSICIÓN
	J043	51.18	0.29	78515.9	1855.90	0.4261425	1.777682	10.13034398					-6.20E-04	
L045	J020	51.18	0.29	147260.7	3481.70	0.7992526	3.334962	10.12837884	10.12973905	31.41961586	50.27138538	3.6	-4.99E-03	TRANSICIÓN
	J044	51.18	0.29	68745.5	1624.80	0.373114	1.556322	10.13109926					-4.50E-04	
L065	J043	51.18	0.29	78515.9	1855.90	0.4261425	1.777682	10.13034398	25.23664195	19.90600996	31.84961593	6.59	-4.00E-01	ANULAR
	J063	51.3	0.25	78313.3	104.30	0.4240488	0.115889	40.34293992					-1.30E-01	
L075	J044	51.18	0.29	68745.5	1624.80	0.373114	1.556322	10.13109926	25.22842219	19.90925251	31.85480402	7.15	-4.00E-01	ANULAR
	J074	51.3	0.25	68565.4	91.50	0.371266	0.101667	40.32574512					-1.30E-01	
L013	J074	51.3	0.25	68565.4	91.50	0.371266	0.101667	40.32574512	40.41210517	15.73056287	25.16890059	2.69	6.00E-01	ANULAR
	J001	51.3	0.25	146882.0	192.10	0.7953325	0.213444	40.49846522					2.60E-01	
L042	J063	51.3	0.25	78313.3	104.30	0.4240488	0.115889	40.34293992	40.42070257	15.72888985	25.16622376	3.08	6.00E-01	ANULAR
	J001	51.3	0.25	146882.0	192.10	0.7953325	0.213444	40.49846522					2.60E-01	
L055	J001	51.3	0.25	146882.0	192.10	0.7953325	0.213444	40.49846522	39.92583735	15.82606639	25.32170623	3.04	-1.70E+00	ANULAR
	J054	51.31	0.24	146865.2	210.00	0.7950865	0.243056	39.35320948					-3.00E-01	
L058	J054	51.31	0.24	146865.2	210.00	0.7950865	0.243056	39.35320948	37.31885989	16.36951515	26.19122425	3.41	2.00E-01	ANULAR
	D057	51.33	0.22	146792.9	287.90	0.7943855	0.36351	35.2845103					1.20E-01	

Resumen de sensibilidades de Gas a Plantas Compresoras Jusepín

CALCULO DE LAS VELOCIDADES DE EROSION

$$V_{max} = \frac{100}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$V_C = \frac{160}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$\rho_{MEZCLA} = \frac{\rho_L * Q_L + \rho_G * Q_G}{(Q_L + Q_G)}$$

$$\rho_{PROMEDIO} = \frac{\rho_1 + \rho_2}{2}$$

LINK	DESDE	DG	mG	QG	DMEZCLA	D PROMED	Vmax	VC	V-Pipephase	V-Pipephase	V-Pipephase	V-Pipephase
		Lb/pie3	Lb/Hr	Pie3/seg	Lb/pie3	Lb/pie3	Pie/seg	Pie/seg	(4") Pie/seg	(6") Pie/seg	(8") Pie/seg	(10") Pie/seg
L032	J005	0.34	13504.80	11.03	0.34	0.34	171.50	274.40	59.51	55.00	55.12	55.07
	J031	0.34	13504.80	11.03	0.34							
L036	J031	0.34	13504.80	11.03	0.34	0.34	171.50	274.40	22.01	20.34	20.38	20.4
	J033	0.34	13504.80	11.03	0.34							
L038	J033	0.34	13504.80	11.03	0.34	0.31	179.61	287.37	149.71	60.00	33.06	22
	J037	0.28	13504.80	13.40	0.28							
L041	J037	0.28	13504.80	13.40	0.28	0.25	200.00	320.00	176.84	84.50	38.04	25.94
	J040	0.22	13504.80	17.05	0.22							
L043	J040	0.22	13504.80	17.05	0.22	0.22	213.20	341.12	196.00	86.00	49.85	31.46
	D042	0.22	13504.80	17.05	0.22							

Línea de Gas a PCJ 6"

CALCULO DE LAS VELOCIDADES DE EROSION

$$V_{max} = \frac{100}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$V_c = \frac{160}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$\rho_{MEZCLA} = \frac{\rho_L * Q_L + \rho_G * Q_G}{(Q_L + Q_G)}$$

$$\rho_{PROMEDIO} = \frac{\rho_1 + \rho_2}{2}$$

LINK	DESDE	DG	mG	QG	DMEZCLA	D PROMED	Vmax	VC	V-Pipephase	ΔP- Pipephase (psi)
		Lb/pie3	Lb/Hr	Pie3/seg	Lb/pie3	Lb/pie3	Pie/seg	Pie/seg	Pie/seg	Gradiente (psift)
L032	J005	0.34	13504.80	11.03	0.34	0.34	171.50	274.40	55	-1.89E-02
	J031	0.34	13504.80	11.03	0.34					-3.80E-03
L036	J031	0.34	13504.80	11.03	0.34	0.34	171.50	274.40	20,34	-1.54E-02
	J033	0.34	13504.80	11.03	0.34					-2.60E-03
L038	J033	0.34	13504.80	11.03	0.34	0.31	179.61	287.37	60	-2.55E-02
	J037	0.28	13504.80	13.40	0.28					-3.90E-03
L041	J037	0.28	13504.80	13.40	0.28	0.25	200.00	320.00	84.5	-3.12E-02
	J040	0.22	13504.80	17.05	0.22					-5.90E-03
L043	J040	0.22	13504.80	17.05	0.22	0.22	213.20	341.12	86	-1.99E-03
	D042	0.22	13504.80	17.05	0.22					-6.10E-03

Línea de Gas a Venteo 6"

CÁLCULO DE LAS VELOCIDADES DE EROSION

$$V_{max} = \frac{100}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$V_c = \frac{160}{\sqrt{\rho_{PROMEDIO}}}$$

$$\rho_{MEZCLA} = \frac{\rho_L * Q_L + \rho_G * Q_G}{(Q_L + Q_G)}$$

$$\rho_{PROMEDIO} = \frac{\rho_1 + \rho_2}{2}$$

LINK	DESDE	DG	mG	QG	DMEZCLA	D PROMED	Vmax	VC	V-Pipephase	ΔP- Pipephase(psi)
		Lb/pie3	Lb/Hr	Pie3/seg	Lb/pie3	Lb/pie3	Pie/seg	Pie/seg	Pie/seg	Gradiente (psi*ft)
L020	D3-3GAS	0.29	6752.20	6.467624521	0.29	0.29	185.6953382	297.1125411	11.66	-4.97E-04
	J003	0.29	6752.20	6.467624521	0.29					-7.60E-05
L015	J003	0.29	6752.20	6.467624521	0.29	0.29	185.6953382	297.1125411	11.62	-6.96E-04
	J001	0.29	13504.70	12.9355364	0.29					-2.10E-03
L003	J004	0.29	6754.00	6.469348659	0.29	0.29	185.6953382	297.1125411	18.44	-1.01E-03
	J001	0.29	13504.70	12.9355364	0.29					-2.60E-04
L026	J001	0.29	13504.70	12.9355364	0.29	0.29	185.6953382	297.1125411	23.27	-7.97E-03
	J016	0.29	20257.10	19.40335249	0.29					-3.00E-04
L017	J005	0.29	6752.40	6.467816092	0.29	0.29	185.6953382	297.1125411	18.44	-2.52E-04
	J016	0.29	20257.10	19.40335249	0.29					-2.60E-04
L031	J016	0.29	20257.10	19.40335249	0.29	0.29	185.6953382	297.1125411	95.7	-7.91E-03
	J029	0.29	20257.10	19.40335249	0.29					-8.00E-03
L047	J029	0.29	20257.10	19.40335249	0.29	0.265	194.2571725	310.811476	98.26	-2.62E-02
	J045	0.24	27009.50	31.26099537	0.24					-1.00E-02
L005	J045	0.24	27009.50	31.26099537	0.24	0.24	204.1241452	326.5986324	56.7	-2.93E-02
	J002	0.24	27009.50	31.26099537	0.24					-1.50E-03
L016	J002	0.24	27009.50	31.26099537	0.24	0.24	204.1241452	326.5986324	56.93	-3.14E-02
	J006	0.24	27009.50	31.26099537	0.24					-1.50E-03
L014	J006	0.24	27009.50	31.26099537	0.24	0.24	204.1241452	326.5986324	57.02	-1.62E-02
	D007	0.24	27009.50	31.26099537	0.24					-1.50E-03

- Los tramos de tuberías A, B, D, E, G, H, I, J y K deben ser de 6 pulg.
- Los tramos de Tubería C y F deben ser de 8 pulg.

