

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE MANEJO DE FLUIDOS EN SUPERFICIE PARA EL ÁREA MAYOR DE SOCORORO

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de
Venezuela para optar al Título
de Ingeniero de Petróleo
Por los Brs. Busto Trina I.,
Zamora M. Oswaldo N.

Caracas, Noviembre 2002

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE MANEJO DE FLUIDOS EN SUPERFICIE PARA EL ÁREA MAYOR DE SOCORORO

TUTOR ACADÉMICO: Ing. Attilio J. Praderio S.
TUTOR INDUSTRIAL: Ing. José del V. Loroima

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de
Venezuela para optar al Título
de Ingeniero de Petróleo
Por los Brs. Busto Trina I.,
Zamora M. Oswaldo N.

Caracas, Noviembre 2002

Caracas, Noviembre 2002

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería de Petróleo, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por los Bachilleres Trina I. Busto y Oswaldo N. Zamora M., titulado:

“Evaluación del Sistema de Manejo de Fluidos en Superficie para el Área Mayor de Socororo”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero de Petróleo, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por los autores, lo declaran APROBADO

Prof. Wladimiro Kowalchuk
Jurado

Prof. Edgar Parra
Jurado

Ing. Attilio Praderio
Tutor Académico

Ing. José Loroima
Tutor Industrial

- A Dios, por haberme dado la paciencia, sabiduría y el entendimiento que hoy me están permitiendo optar al título de Ingeniero de Petróleo. Por todas las cosas maravillosas que me ha brindado, por haber puesto en mi camino a gente estupenda: Mis padres, mis hermanos y mis amigos. Por acompañarme y no desampararme nunca, por estar siempre a mi lado, por lo que soy, por lo que seré...
- A mis padres, por todas las cosas que hemos vivido. A ti mamá, por todo el apoyo, por confiar ciegamente en mí, por tu valentía de enfrentar el mundo por nosotros... A ti papá, porque sé que estarás muy orgulloso de tu hijita. Me hubiese encantado poder disfrutar de tu presencia física en estos momentos de alegría, pero quiero que sepas que siempre has estado en mi corazón, te recuerdo con amor todos los días de mi existencia. Mi memoria subjetiva y selectiva recuerda todos los gratos momentos que viví contigo, mi infancia a tu lado... todos, recuerdos hermosos de un pasado entrañable que por más que queramos no volverá jamás. Hoy a 15 años de tu partida, seguimos tan destrozados como en aquel fatal día. Te extraño hoy, te extrañaré mañana y te extrañaré por siempre mi viejito lindo. A mis padres, los adoro!
- A mis hermanos: Jhonny, Magalys, María, Felix, Gerardo y Melina; por confiar en mí, por demostrarme siempre que mis triunfos los enorgullece. Las cosas no han sido nada fáciles para nosotros desde la partida de nuestro padre, pero aquí estamos, demostrándole a nuestro viejito que no lo defraudaremos nunca. Los adoro a todos!
- A Freddy y a Magalys, por todo el apoyo brindado a lo largo mi carrera, por acompañarme siempre y por haberme abierto las puertas de su hogar. Les estaré eternamente agradecida.
- A mi confidente, mi compañera, mi miguita, mi hermana, mi amiga del alma, a ti Celina, por tu incondicionalidad, por estar en los buenos y malos momentos a mi lado, por tu apoyo, por tus consejos, fue muy grato contar con tu compañía todos estos años y estoy segura de que en esta nueva etapa de mi vida seguiré contando contigo. Te quiero mucho miguita y espero seguir disfrutando de tu presencia y seguir contando con tu apoyo.
- A mi gran amigo, lavasol y hermano Oswaldo, por tu amistad sincera, por haberme acompañado a lo largo de toda la carrera, por tu paciencia, por tu apoyo y por todos los gratos momentos que vivimos juntos.
- A Attilio Praderio, porque fue una verdadera guía y apoyo para la realización de este trabajo. Por sus sabios consejos, por su incondicionalidad, por confiar en nosotros, por habernos enseñado que el profesionalismo está por encima de todo. Por el cariño mostrado. Muchas gracias, le estaré agradecida por siempre. Lo aprecio muchísimo y espero seguir contando con su apoyo.
- A mis amigos: Taymara, Pablo, Aury, Yeradine, Fermín, (amiguito), Marijor, Jorge Luis, Jorge Cohén, Wuilmer, Ibis ... Por su apoyo, amistad y compañía. A la sala de tesistas de PetroUCV: Ghinett, Sandra, Ondina, Ivan, Dévora... Por los gratos momentos
- A la familia Gouveia Velosa, mi otro hogar: Sra. Isabel, Sr. José, Cidalia (Rosita), Celina, por todo el apoyo incondicional brindado a lo largo de estos últimos años. Muchísimas gracias!
- A la familia Ledezma, por todo el apoyo y por la confianza brindada . Muchas gracias
- A mi gran UCV, mi máxima casa de estudio por siempre! A mis profesores ...
- A PetroUCV, por la oportunidad que me brindaron, muy especialmente a la Sra. Lydia por su amabilidad y por estar pendiente de nosotros en todo momento. A la Sra. Alba, Sra. Capello, Sr. Patiño, Sr. Alzurú...
- A la Sra. Isabel (Biblioteca de PDVSA Chuao), por todo el apoyo brindado

Trina Bustos

- A Dios, por haberme permitido llegar hasta donde hoy he llegado. Por haberme dado la sabiduría, paciencia, perseverancia necesaria para alcanzar tan preciada meta. Por acompañarme de mi mano todo este camino, cuando ya todo parecía que se terminaba, ahí estabas tú. GRACIAS PADRE!!!!, LO LOGRÉ!!!
- A mis padres, Oswaldo y Blanca. Por haber hecho de mí un hombre de principios y temeroso de Dios, por inculcar en mí lo grande que se debe aspirar en la vida, por ser mi guía, mi ayuda...mis amigos... LOS AMO!!!!
- A Magalys y a Freddy. Por haberse convertido en mi segunda familia en estos últimos años, son parte de mi triunfo...les estaré siempre agradecido por lo que hicieron por mí.
- A Trina...mi mejor amiga, mi hermana, lavasol, confidente, y compañera de tesis... La mejor!!!!. Gracias por compartir conmigo toda mi vida universitaria, por ser mi apoyo y consejera en los momentos donde más te necesité...
- A Attilio Praderio...el mejor guía profesional que pude haber tenido. Gracias por enseñarme a dar los primeros pasos en este difícil mundo de la “vida profesional”. Que Dios te Bendiga!!!!
- A todo el personal de PetroUCV por haberme permitido realizar mi Tesis de Grado en esta empresa, en especial a la Sra. Mariangella Capello, la Sra. Alba Calderon, al Ingeniero Jesús Patiño, al Ingeniero Adolfo Alzurú...y a nuestra Sra. Lydia.
- A Yerita, por estar en los momentos de más angustia de la realización de esta tesis. Sin tu ayuda no lo hubiésemos logrado... Por pelear conmigo todo este tiempo. YO TAMBIÉN TE QUIERO.
- A mis compañeros de trabajo: Sandrita, Ondina, Ghinett, Iván, Dévora, Erica, Dalila y Elirros... Adelante, muchachos!!!
- A la Universidad Central de Venezuela... por convertirme en lo que hoy soy... UN INGENIERO!!!

Oswaldo Zamora

Muy especialmente a la memoria de mi padre, a mi madre, a mis hermanos: Jhonny, Magalys, María, Félix, Gerardo y Melina, a mis amigos: Celina y Oswaldo y a todas aquellas personas que me han acompañado y que de una u otra manera contribuyeron con este logro.

Caminante son tus huellas el camino y nada más,
Caminante no hay camino, se hace camino al andar,
Al andar se hace camino, y al volver la vista atrás,
Se ve la senda que nunca se ha de volver a pisar,
Caminante, no hay camino,
Se hace camino al andar

Y muy especialmente a mi caminante

Trina Bustos

- A Dios...Señor porque sin ti no habría logrado esta meta. A ti te debo todo lo que tengo...Contigo siempre de la mano, mi guía, mi fortaleza...
- A mi madre, Blanca de Zamora...por que me enseñaste a valorar la vida, y me brindaste el amor más puro que sólo tú sabes dar. Aquí tienes a tu hijo, logrando lo que un día me inculcaste. Por haber sacrificado muchas cosas de tu vida para dedicarte por entero a tus hijos, sin escatimar esfuerzo alguno. **TE QUIERO**
- A mi papá. Sr. Oswaldo, sin Usted no lo habría logrado... porque no te apartaste de mí cuando más te necesité y por haberte levantado en victoria en las adversidades, eres mi ejemplo de fuerza y valentía.
- A mis hermanos: Peter (Mi Enano), Yosmar (Yuma), José (Mi Frentoncito) y Liza (Mi Chichi). Son el centro de mi vida, por ustedes he luchado todo este tiempo. Que mi triunfo sea el impulso que los motive a lograr sus metas. **LOS AMO**
- A mi Combo... Aurita, Pablito, Tay (Mi Chuchi) y Trina. Porque estuvieron conmigo compartiendo el día a día de estos últimos años. De ustedes hay reflejado un poquito en cada parte de este trabajo. Son **LOS MEJORES!!!!**
- A ti mi Niña, por que me enseñaste que los sueños sí se logran aunque la objetividad de la vida se oponga. Por que llegaste a mi vida en el momento en donde más te necesitaba.... Sigues siendo mi presente!!!! **T.P.Q.T.A.Y.Q.N.T.O.N.**

Oswaldo Zamora

**Busto, Trina I.
Zamora M., Oswaldo N.**

EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE MANEJO DE FLUIDOS EN SUPERFICIE PARA EL ÁREA MAYOR DE SOCORORO

Tutor Académico: Ing. Attilio Praderio. Tutor Industrial: Ing. José Loroima
Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de Petróleo. Año
2002, 287p.

Palabras Claves: Estaciones de Flujo, Propiedades del Fluido, Oleoductos y Gasoductos.

Resumen. Dado el arranque de operaciones estimado en el Área Mayor de Socororo por parte de la empresa mixta PetroUCV, se hace necesaria la evaluación del sistema de superficie que manejará la producción de fluidos estimada durante los 20 años de aplicación del Convenio Operativo. En base a esto, el presente trabajo estuvo orientado en constatar hasta qué punto es aprovechable la infraestructura de superficie existente en el área, en función de los pronósticos de producción planificados por la empresa en Diciembre de 2001, y además, estimar las capacidades adicionales necesarias según los requerimientos de producción estimados en el plan de desarrollo del Área Mayor de Socororo. La evaluación fue realizada en cada una de las estaciones existentes en el área, a saber, Caricari EF-1, Cachicamo EF-1, Socororo EF-1 y Elías EF-11, manejando como premisa que en las tres primeras sólo se realizarán procesos de separación gas - líquido y almacenamiento del fluido proveniente a su área asignada, y en la Estación Elías EF-11 se realizará la separación gas – líquido de los pozos a reactivar en el área Socororo Oeste, así como la deshidratación y almacenamiento de todo el crudo que se produzca en el Área Mayor de Socororo. La metodología empleada se basó inicialmente en determinar las propiedades del líquido (densidad y viscosidad) a producir en cada área, y la variación que experimentarán dichas propiedades en el tiempo por efecto del agotamiento de las reservas y el incremento de la producción del agua que se cree se producirá en los próximos 20 años. La siguiente fase fue determinar cómo afecta dicha variación en la selección de los equipos y oleoductos necesarios en la reactivación del Área Mayor de Socororo, obteniendo como resultado que principalmente por efecto del manejo de emulsiones agua – petróleo en la

mayoría de las estaciones, la red de oleoductos instalados no cumpliría con las exigencias de producción planificadas, por lo que fue necesario determinar los diámetros de las tuberías que según los resultados del estudio son los requeridos para manejar los pronósticos de producción tal y como se especifica. También se logró determinar que en las estaciones Caricari y Cachicamo EF-1 con los equipos instalados se pueden manejar los volúmenes de fluidos esperados, con la salvedad de que fue necesario estimar la capacidad del servicio de bombeo necesario en dichas estaciones, pues en las mismas no existe o está desmantelada lo que denomina sala de bombas. Para el caso de la Estación Socororo EF-1, que manejará la producción del área 1 y según los planes será el área más desarrollada, fue necesario la estimación de la capacidad adicional, en cuanto a separadores y tanques, para manejar los picos de producción esperados, así como la estimación de nuevos servicio de bombeo necesarios en el tiempo en dicha estación. En la estación Elías EF-11, fue necesario el cálculo de capacidad adicional, no sólo de separadores y tanques, sino también de equipos de deshidratación de crudo, por las razones expuestas anteriormente. En cuanto a la red de gasoductos instalados, el estudio permitió concluir que la infraestructura existente no es capaz de manejar los picos de producción de gas esperados, por lo que fue necesario como parte del trabajo, recomendar la instalación de nuevos gasoductos cuyos diámetros fueron determinados, sabiendo que la producción de gas debe ser llevada a una estación recolectora existente fuera del Área Mayor de Socororo, y que las estaciones de flujo deben operar a 65 lpc, que es la presión de separación promedio de las estaciones de los campos vecinos.

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
LISTA DE FIGURAS	x
LISTA DE TABLAS	xiv
1. INTRODUCCIÓN	
2. MARCO TEÓRICO	
2.1 Propiedades del Petróleo Crudo	3
2.1.1 Viscosidad del Crudo	6
2.2 Propiedades de los Gases Naturales	10
2.2.1 Peso Molecular Aparente de la Mezcla de Gases	10
2.2.2 Gravedad Específica de la Mezcla de Gases	11
2.2.3 Densidad del Gas	12
2.2.4 Viscosidad de los Gases Naturales	13
2.2.5 Factor de Compresibilidad de los Gases (Z)	14
2.3 Emulsiones Agua - Petróleo	16
2.3.1 Estabilidad de las Emulsiones	17
2.3.2 Viscosidad de las Emulsiones	18
2.3.3 Aplicación de la Técnica del Calentamiento en el Tratamiento de las Emulsiones	20
2.4 Estaciones de Flujo	22
2.4.1 Equipos que Conforman una Estación de Flujo	23
2.4.1.1 Múltiples de Producción	23
2.4.1.2 Separadores Gas – Líquido	23
2.4.1.3 Equipos para el Lavado del Crudo	35
2.4.1.3.1 Calentadores.....	36
2.4.1.3.2 Tanques de Lavado.....	37
2.4.1.3.3 Tratadores Térmicos.....	40
2.4.1.3.4 Deshidratador Electrostático.....	41
2.4.1.4 Tanques de Almacenamiento de Petróleo	41

2.5 Flujo de Líquidos en Tuberías	42
2.6 Flujo de Gas en Estado Estable	48
2.6.1 Ecuación de AGA	54
2.6.2 Ecuación de Weymouth	57
2.6.3 Ecuación de Panhandle	58
2.7 Bombas	59
3. DESCRIPCIÓN DEL ÁREA MAYOR DE SOCORORO.....	64
3.1 Características Generales del Área	64
3.1.1 Sub – División del Área Mayor de Socororo	66
3.2 Reservas de Hidrocarburos del Área Mayor de Socororo	68
3.2.1 Reservas Probadas.....	68
3.2.2 Reservas Probables.....	69
3.2.3 Reservas Posibles.....	69
4. DESCRIPCIÓN DEL PLAN DE DESARROLLO PDD (2002 – 2021)	70
4.1 Premisas y/o Parámetros Consideradas por PetroUCV para la Planificación del Plan de Desarrollo del Área Mayor de Socororo	72
4.2 Alcances de la Aplicación del Plan de Desarrollo Establecido por PetroUCV para la Reactivación del Área Mayor de Socororo	74
4.3 Pronósticos de Producción de Petróleo, Gas y Agua	75
5. ESQUEMA OPERACIONAL A SER APLICADO EN EL ÁREA MAYOR DE SOCORORO	77
6. INFRAESTRUCTURA DE SUPERFICIE EXISTENTE EN EL ÁREA MAYOR DE SOCORORO	80
6.1 Descripción de las Estaciones	
6.1.1 Estación SOCEF-1	81
6.1.2 Estación EEF-11	84
6.1.3 Estación CCEF-1	88
6.1.4 Estación CACHEF-1	91
6.1.5 Estación Tubo Múltiple ETM-5	94
6.1.6 Estación Tubo Múltiple ETM-14	95
6.2 Planta de Inyección de Agua	95

6.3 Planta Compresora de Gas	95
6.4 Sistema de Recolección de crudo	96
6.5 Sistema de Recolección de Gas	97
6.6 Sistema de Distribución de Gas	98
7. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	99
7.1 Objetivos Generales	100
7.2 Objetivos Específicos	100
8. METODOLOGÍA	101
9. DISCUSIÓN DE RESULTADOS	
9.1 Evaluación de la Estación Caricari EF-1.....	133
9.2 Evaluación de la Estación Cachicamo EF-1.....	148
9.3 Evaluación de la Estación Socororo EF-1.....	165
9.4 Evaluación de la Estación Elías EF-11.....	190
9.5 Evaluación de la Estación Tubo Múltiple ETM-4.....	213
9.16 Evaluación de la Red de Gasoductos del Área Mayor de Socororo..	215
10. CONCLUSIONES	225
11. RECOMENDACIONES	233
12. REFERENCIAS	235
13. NOMENCLATURA.....	237
14. APENDICES	239
15. ANEXOS.....	273

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Fig. 2.1 Curva Viscosidad – Temperatura para Petróleos Crudos con Factor de Caracterización de 11,8 y 12,5.....	8
Fig. 2.2 Curva Viscosidad – Temperatura para Petróleos Crudos con Factor de Caracterización de 10 y 11.....	9
Fig. 2.3 Relación Viscosidad Emulsiones / Viscosidad Crudo Limpio.....	20
Fig. 2.4 Gráfico de Moody	46
Fig. 2.5 Reynolds de Transición	55
Fig. 2.6 Factor de Drag	57
Fig. 2.7 Cilindro de una Bomba de Desplazamiento Positivo	59
Fig. 2.8 Curva de Fricción de un Sistema de Bombeo	61
Fig. 2.9 Punto de Operación	62
Fig. 2.10 Comparación de las Curvas de la Bombas. En Serie y en Paralelo	63
Fig. 3.1 Área Mayor de Socororo	64
Fig. 3.2 Subdivisión del Área Mayor de Socororo.....	67
Fig. 3.3 Reservas de Petróleo del Área Mayor de Socororo	68
Fig. 4.1 Pronósticos de Producción de Crudo. Área Mayor de Socororo	75
Fig. 4.2 Pronósticos de Producción de Agua. Área Mayor de Socororo	76
Fig. 4.3 Pronósticos de Producción de Gas. Área Mayor de Socororo	76
Fig. 8.1 Área Mayor de Socororo.....	103
Fig. 8.2 Base de Datos Inicial de la Estación Cachicamo EF-1.....	107
Fig. 8.3. Gravedad API del Crudo Limpio en el Tiempo.....	111
Fig. 8.4 Gravedad API de la Emulsión. Estación Socororo.....	112
Fig. 8.5 Viscosidad @ 60 °F como Función del Factor de Caracterización.....	116
Fig. 8.6 Viscosidad @ 90 °F como Función del Factor de Caracterización.....	117
Fig. 8.7 Correlación de Viscosidad del Crudo Limpio Para el Área Mayor de Socororo @ 60 °F y 90 °F.....	118

Pág.

Fig. 8.7.a Comparación de las Correlaciones con la Data Real.....	119
Fig. 8.8 Viscosidad del Crudo Muerto. Estación Socororo.....	120
Fig. 8.9 Viscosidad de la Emulsión Agua - Petróleo. Estación Socororo.....	121
Fig. 9.1 Tasa de Líquido Caricari.....	134
Fig. 9.2 Tasa de Crudo Caricari.....	135
Fig. 9.3 Fracción de Agua Caricari.....	136
Fig. 9.4 Gravedad API del Crudo Limpio Caricari.....	137
Fig. 9.5 Gravedad API de la Emulsión. Caricari.....	138
Fig. 9.6 Viscosidad del Crudo Limpio. Caricari.....	139
Fig. 9.7 Viscosidad de la Emulsión Caricari.....	140
Fig. 9.8 Pérdidas de Presión. Tubería Propuesta. Caricari – Estación Elías.....	141
Fig. 9.9 Velocidad en el Múltiple. Estación Caricari EF-1.....	143
Fig. 9.10 Separador de Producción Existente. Estación Caricari EF-1.....	145
Fig. 9.11 Capacidad de Almacenamiento. Estación Caricari EF-1.....	146
Fig. 9.12. Tasa de Líquido Estación Cachicamo EF-1.....	149
Fig. 9.13 Tasa de Crudo Estación Cachicamo.....	150
Fig. 9.14 Fracción de Agua. Estación Cachicamo.....	151
Fig. 9.15 Gravedad API del Crudo Limpio Estación Cachicamo.....	152
Fig. 9.16 Gravedad API de la Emulsión Agua – Petróleo Estación Cachicamo.....	153
Fig. 9.17 Viscosidad del Crudo Limpio Estación Cachicamo.....	154
Fig. 9.18 Viscosidad de la Emulsión Estación Cachicamo.....	155
Fig. 9.19 Pérdidas de Presión por Fricción. Tubería Propuesta 8", 4 Km CACHEF-1 / SOCEF-1.....	156
Fig. 9.20 Caída de Presión, Tubería de 6" y 4 Km. CACHEF-1 / SOCEF-1.....	158
Fig. 9.21 Velocidad en el Múltiple Propuesto. Estación CACHEF-1.....	160
Fig. 9.22 Separador de Producción. Estación CACHICAMO EF-1.....	162
Fig. 9.23 Capacidad de Almacenamiento. Estación Cachicamo EF-1.....	163
Fig. 9.24 Tasa de Líquido en la Estación Socororo EF-1.....	166
Fig. 9.25 Tasa de Crudo en la Estación Socororo EF-1.....	167

Fig. 9.26 Fracción de Agua y Sedimentos. Estación Socororo EF-1.....	168
Fig. 9.27 Gravedad API del Crudo Limpio. Estación Socororo EF-1.....	169
Pág.	
Fig. 9.28 Gravedad API de la Emulsión. Estación Socororo EF-1.....	170
Fig. 9.29 Viscosidad del Crudo Limpio. Estación Socororo EF-1.....	171
Fig. 9.30 Viscosidad de la Emulsión. Estación Socororo EE-1.....	172
Fig. 9.31 Caída de Presión. Tramo 4" y 4,2 Km. SOCEF-1 / EEF-11.....	174
Fig. 9.32 Caída de Presión. Tramo 6" y 5,9 Km. SOCEF-1 / EEF-11.....	174
Fig. 9.33 Caída de Presión Esperada con la Tubería Propuesta. SOCEF-1 / EEF-11.....	176
Fig. 9.34 Tasa de Líquido Proveniente del Área 1.....	177
Fig. 9.35 Fracción de Agua Producida en el Área 1.....	178
Fig. 9.36 Gravedad API del Crudo Limpio. Área 1.....	178
Fig. 9.37 Gravedad API de la Emulsión. Área 1.....	179
Fig. 9.38 Viscosidad del Crudo Limpio. Área 1.....	179
Fig. 9.39 Viscosidad de la Emulsión. Área 1.....	180
Fig. 9.40 Velocidad en el Múltiple Instalado. Estación SOCEF-1.....	181
Fig. 9.41 Velocidad en el Múltiple de Producción Propuesto. Estación SOCEF-1.....	183
Fig. 9.42 Separador Instalado con la Configuración Recomendada. Estación SOCEF-1.....	185
Fig. 9.43 Capacidad del Separador Propuesto. Estación SOCEF-1.....	186
Fig. 9.44 Capacidad de Almacenaje. Estación SOCEF-1.....	188
Fig. 9.45 Tasa de Crudo Elías.....	191
Fig. 9.46 Gravedad API del Crudo Limpio Elías	192
Fig. 9.47 Viscosidad del Crudo Muerto.....	193
Fig. 9.48 Pérdidas de Presión por Fricción. Tubería Actual Elías EF-11– EED-1.....	194
Fig. 9.49 Pérdidas de Presión por Fricción. Tubería 6 Pulg. Elías EF-11– ED-1.....	198
Fig. 9.50 Pérdidas de Presión por Fricción. Tubería 8 pulg. Elías EF-11 –ED-1.....	199
Fig. 9.51 Producción de Líquido del Área 2	200
Fig. 9.52 Producción de Crudo del Área 2.....	201

Fig. 9.53 Gravedad API del Crudo del Área 2.....	201
Fig. 9.54 Gravedad API de la Emulsión del Área 2.....	202
	Pág.
Fig. 9.55 Fracción de Agua del Área 2.....	202
Fig. 9.56 Viscosidad del Crudo del Área 2.....	203
Fig. 9.57 Viscosidad de la Emulsión. Área 2.....	203
Fig. 9.58 Velocidad en el Múltiple. Estación Elías EF-11.....	204
Fig. 9.59 Separador de Producción Existente, 48". Estación Elías EF-11.....	205
Fig. 9.60 Separador de Producción Existente, 48" para la Tasa Recomendada. Estación Elías EF-11.....	206
Fig. 9.61 Separador de Producción Existente, 42". Estación Elías EF-11.....	207
Fig. 9.62 Separador de Producción Propuesto, 36". Estación Elías EF-11.....	208
Fig. 9.63 Capacidad de Almacenamiento. Estación Elías EF-11.....	210
Fig. 9.64 Capacidad del Tanque de Lavado a Instalar en la Estación Elías.....	211
Fig. 9.65 Velocidad Generada en el Tubo Múltiple ETM-14.....	213
Fig. 9.66 Gasoductos Actuales Área Mayor de Socororo.....	224
Fig. 9.67 Propuesta para los Gasoductos SOCEF-1/CACHEF-1/P.C.Soc.....	224

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1: Base de los petróleos crudos	5
Tabla 2: Estimados de Tiempo de Retención de Líquido en Separadores.....	28
Tabla 3: Consideraciones de Diseño para Separadores.....	35
Tabla. 4: Eficiencias de Tuberías	51
Tabla 5: Ecuaciones para el Cálculo en Líneas de Flujo de Gas.....	52
Tabla 6: Características de los Fluidos del Área Mayor de Socororo.....	66
Tabla 7: Cronograma de Perforación de Pozos.....	71
Tabla 8: Características del Separador E-28601.....	82
Tabla 9: Características del Separador E-16228.....	82
Tabla 10: Características del Separador E-688.....	85
Tabla 11: Características del Separador E-852.....	89
Tabla 12: Características del Separador E-437.....	89
Tabla 13: Características del Separador de Producción Cachicamo EF-1.....	92
Tabla 14: Características del Separador de Prueba Cachicamo EF-1.....	92
Tabla 15: Pozos Asociados a la Estación Socororo EF-1.....	104
Tabla 16: Pozos Asociados a la Estación Elías EF-11.....	105
Tabla 17: Pozos Asociados a la Estación Cachicamo EF-1.....	105
Tabla 18: Pozos Asociados a la Estación Caricari EF-1.....	106
Tabla 19: Gravedad API y Densidad de cada Arena. Estación Caricari.....	108
Tabla 20: Gravedad API y Densidad de cada Arena. Estación Socororo	109
Tabla 21: Gravedad API y densidad de cada arena. Estación Cachicamo.....	110

Tabla 22: Gravedad API y Densidad de cada Arena. Estación Elías.....	110
Tabla 23: Comparación entre Correlaciones para la Determinación de la Viscosidad @ 60 °F.....	119
Tabla 24: Valor Real de Campo.....	119
Tabla 25: Características del Separador Actual. Estación Caricari.....	144
Tabla 26: Características del Separador Propuesto. Estación CACHEF-1.....	161
Tabla 27: Características del Separador Propuesto. Estación SOCEF-1.....	186
Tabla 28: Características de producción del AMS en el mes 21.....	196
Tabla 29: Características de producción del AMS en el mes 22.....	196
Tabla 30: Características de producción del AMS en el mes 23.....	196
Tabla 31: Características de producción del AMS en el mes 24.....	197
Tabla 32: Cálculos del Separador Actual, 48". Estación Elías.....	207
Tabla 33: Cálculos del Separador Actual, 42" Estación Elías.....	208
Tabla 34: Cálculos del Separador Nuevo. Estación Elías.....	209
Tabla 35: Tubería Recomendada Tramo I.....	216
Tabla 36: Tubería Instalada Tramo II.....	217
Tabla 37: Tubería Propuesta Tramo III.....	218
Tabla 38: Tubería Instalada. Tramo IV.....	219
Tabla 39: Tubería Instalada. Tramo V.....	219
Tabla 40: Tubería Instalada (Tramo VI).....	220
Tabla 41: Tubería Instalada (Tramo VII).....	221
Tabla 42: Tubería a reemplazar. Tramo Problema.....	223

2 MARCO TEÓRICO

2.1 Propiedades del Petróleo Crudo

Todos los petróleos crudos están formados principalmente por hidrocarburos, los cuales están compuestos por una combinación de carbono e hidrógeno, así como componentes sulfuros, trazas de oxígeno, nitrógeno, y metales pesados. La diferencia entre los petróleos crudos es causada por la cantidad de componentes sulfuros y por los tipos y pesos moleculares de los hidrocarburos que componen el petróleo.

El rango del tamaño de las moléculas de los hidrocarburos que conforman el petróleo crudo, puede variar desde pequeñas moléculas, como el metano, el cual contiene un átomo de carbono, hasta grandes moléculas, que contienen cerca de 100 átomos de carbonos.

Existe una gama de diferentes tipos de crudos que van desde los crudos extrapesados hasta los condensados. Para su explotación se utilizan diferentes mecanismos o tecnologías de producción las cuales están relacionadas con las características específicas de dicho crudo.

Generalmente los hidrocarburos líquidos se clasifican en condensados y petróleos crudos, dependiendo de la gravedad específica (o gravedad API) de cada uno. Esta clasificación da idea de la viscosidad, pero no aporta información específica acerca de las otras características y composición. Sin embargo, la gravedad API la utiliza el mundo petrolero para catalogar los crudos y establecer las correspondientes diferenciales de precios, tomando en cuenta otros factores, como contenido de azufre y/o metales, sal, corrosividad o rendimiento específico de determinado producto a partir del crudo particular.

Se denominan condensados a aquellos hidrocarburos que se encuentran en estado gaseoso a condiciones del yacimiento y se transforman en líquido durante el proceso de producción de los pozos (condensación retrógrada). Su gravedad está por encima de 40,2 °API.

El término petróleo crudo se refiere al hidrocarburo líquido no refinado. Su rango de gravedad varía hasta 40,2 °API (su gravedad está por debajo de 40,2 °API) y su color va del amarillo al negro. La clasificación de los crudos por rango de grados API que utiliza el Ministerio de Energía y Minas de Venezuela¹ es la siguiente:

Crudos livianos: Son aquellos hidrocarburos líquidos que tienen una gravedad comprendida en el rango de 30,0 °API a 40,2 °API (ambos inclusive)

Crudos medianos: Son aquellos hidrocarburos líquidos que tienen una gravedad comprendida en el rango de 22,0 °API a 29,9 °API (ambos inclusive)

Crudos pesados: Son los hidrocarburos líquidos que tienen una gravedad comprendida entre 10,0 °API y 21,9 °API (ambos inclusive)

Crudos extrapesados: Son todos aquellos hidrocarburos líquidos que tienen una gravedad menor o igual a 9,9 °API.

Otra modalidad que se utiliza para clasificar los crudos es la base de la composición de cada crudo, pudiendo ser catalogados como de base parafínica, nafténica y mixta o intermedia, de acuerdo a la naturaleza de los hidrocarburos que contienen

Crudos de base parafínica: Contiene parafina y muy poco o ningún material asfáltico. Son aptos para obtener gasolina de bajo octanaje. De ellos se producen cera, parafina y aceites lubricantes de alta calidad.

Crudos de base nafténica o asfáltica: Contiene poca o ninguna parafina, pero sí material asfáltico en grandes proporciones. Estos crudos producen aceites lubricantes.

Crudos de base mixta o intermedia: Contienen material tanto asfáltico como parafínico. En su composición entran hidrocarburos parafínicos y nafténicos junto con cierta proporción de hidrocarburos aromáticos.

Diversas pruebas han sido realizadas para establecer una correlación numérica que permita determinar la base del petróleo crudo (nafténica, intermedia y parafínica). La más usada ha sido el denominado Factor de Caracterización, desarrollado por Watson (1966), el cual es definido como la raíz cúbica de la temperatura de ebullición del componente, dividida por la gravedad específica del líquido a 60 °F, como sigue:

$$K = \frac{\sqrt[3]{\bar{T}_B}}{\gamma} \quad (\text{Ecuac. } 1)^1$$

Los valores reales de \bar{T}_B del crudo pueden ser encontrados por medio de gráficos de temperaturas de ebullición versus el porcentaje acumulado de volumen de destilado; los cuales son obtenidos de pruebas de destilación realizadas en laboratorio.

De acuerdo a el factor de caracterización el petróleo puede clasificarse de la siguiente manera, según su base (De acuerdo a la clasificación presentada por Nelson W.L.²).

Tabla. 1: Base de los Petróleos Crudos²

Símbolo	Base	Factor de caracterización @	
		250 - 450 °F	550 - 750 °F
P	Parafínica	superior a 12	Superior a 12,2
I	Intermedia	11,5 – 12,0	11,4 – 12,2
N	Nafténica	menos de 11,5	menos de 11,4

Además de la relación existente entre el factor de caracterización, la gravedad específica, y la temperatura de ebullición, otras propiedades físicas han sido relacionadas con el Factor de Caracterización, como por ejemplo, la viscosidad y el peso molecular.

2.1.1 Viscosidad del Crudo

La viscosidad es una de las propiedades más importantes de los fluidos, usada en el estudio de las características de flujo, pues controla la cantidad de fluido que puede transportarse por una tubería durante un período específico. Se define como la fricción interna o la resistencia que el fluido ofrece al movimiento. Usualmente, la viscosidad es reportada en centipoise (cp), llamada entonces, viscosidad dinámica. En otros casos, la viscosidad es dividida entre la densidad, y es definida como viscosidad cinemática, y de esta manera se reporta en centistokes.

La viscosidad de los líquidos está directamente relacionada con el tipo y tamaño de las moléculas de las cuales está constituido el líquido. La variación de la viscosidad del líquido con la estructura molecular no es conocida con exactitud; sin embargo, la viscosidad en el caso de los líquidos con series homólogas, varía de una manera regular, como ocurre con otras propiedades físicas. Por ejemplo, los hidrocarburos parafínicos exhiben un incremento regular en la viscosidad con un incremento del tamaño y la complejidad de las moléculas.

Los valores de viscosidad del petróleo, son utilizados en diversos cálculos de ingeniería. Por ejemplo, a nivel de yacimiento, estos valores son necesarios a estas condiciones de presión y temperatura, y pueden ser estimados directamente de análisis PVT tomados a condiciones de yacimiento o mediante correlaciones empíricas. Sin embargo, como el crudo fluye por todo un sistema de producción, la temperatura va experimentando cambios, y existen casos donde la viscosidad del crudo es necesaria a otras condiciones, por lo que es necesario, hacer correcciones a los valores de viscosidad en función del cambio de la temperatura.

En este particular, se han desarrollado una serie de correlaciones empíricas que permiten estimar la viscosidad del crudo a temperaturas distintas a las de yacimiento, pero que tienen la limitación de que fueron desarrolladas con muestras de crudos con una determinada tendencia regional³. Entre estas correlaciones se encuentran:

- Correlación de Beal para petróleo muerto (libre de gas en solución).
- Correlación de Chew and Conally para el Efecto del Gas Disuelto
- Correlación de Beggs and Robinson
- Correlación de Vasquez and Beggs.

Estas correlaciones no toman en consideración la dependencia de la viscosidad del crudo con la composición del mismo³. Como se mencionó anteriormente, los crudos pueden exhibir tendencias regionales que lo clasifican como parafínicos, nafténicos e intermedios, lo cual hace que las correlaciones desarrolladas para determinadas muestras regionales, que son de una predominante base química, no provean resultados satisfactorios cuando se aplican a crudos de otras regiones, por lo que, si la composición del crudo es conocida, deben utilizarse otras correlaciones que generen resultados más reales que los resultados que se puedan obtener si se usan las correlaciones nombradas³.

Es difícil obtener una correlación exacta para la determinación de la viscosidad de los crudos, especialmente cuando se trata de crudos muy viscosos. Sin embargo, se puede obtener un valor estimado de la viscosidad mediante la utilización de las figuras 2.1-2.2⁴

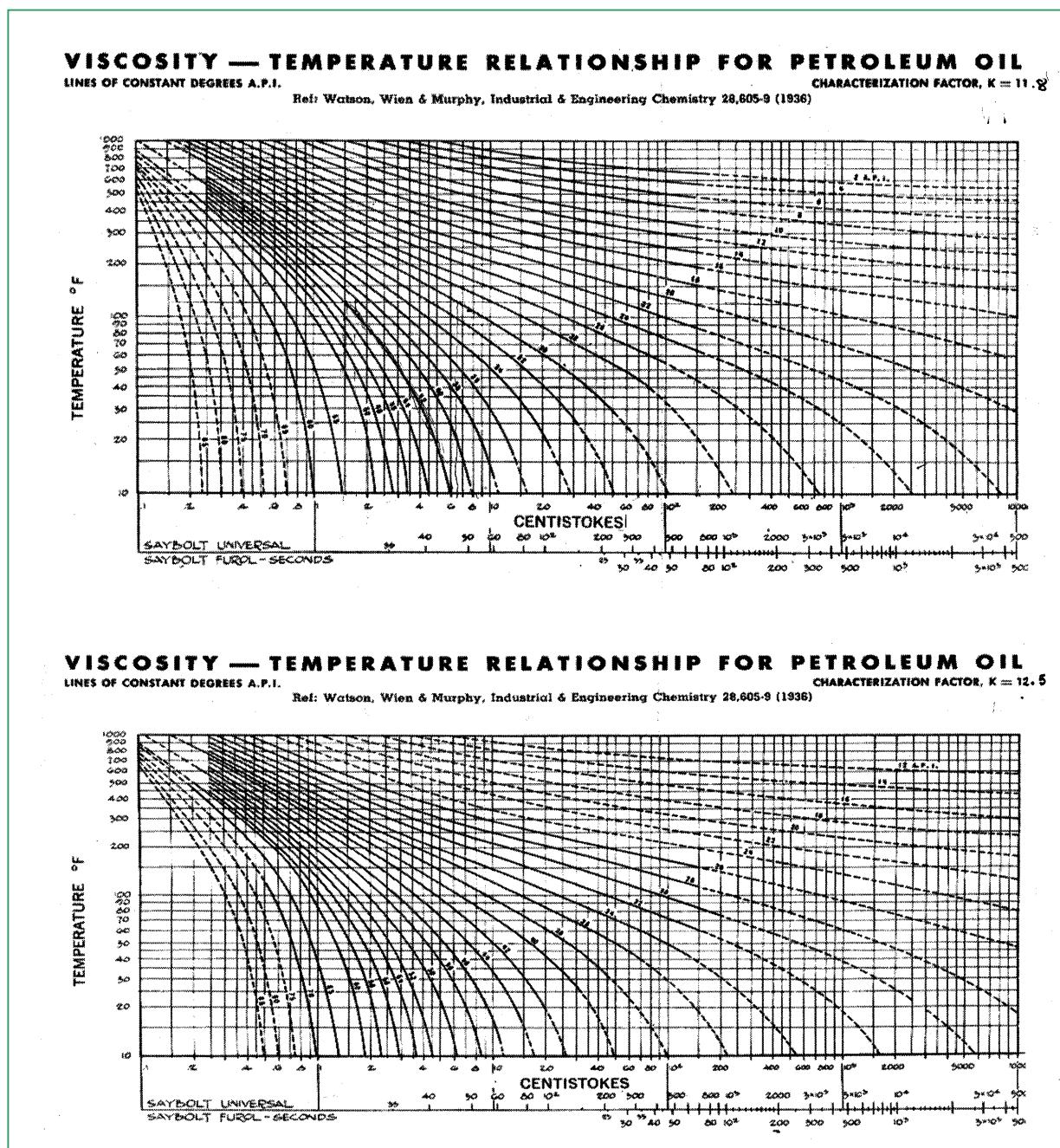
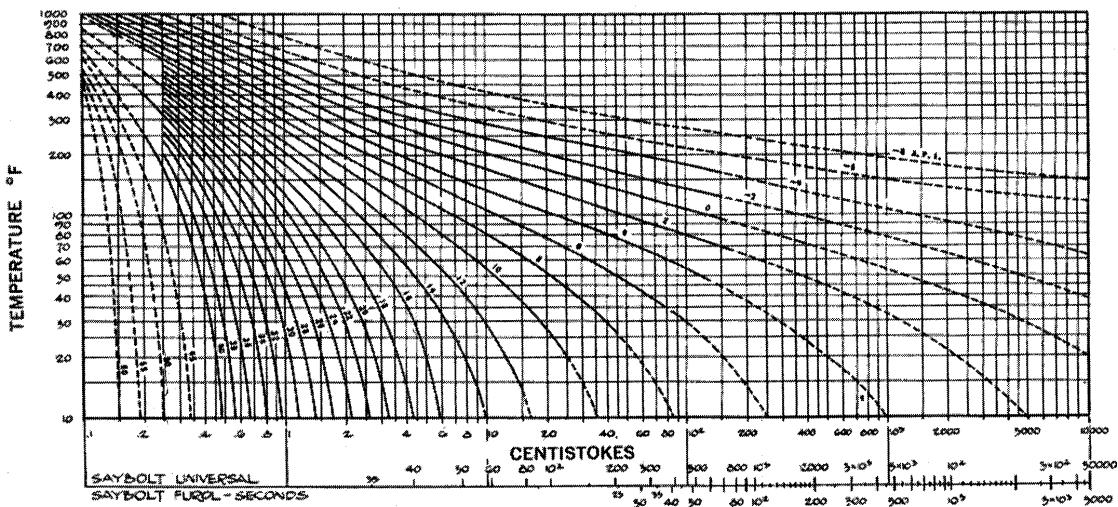


Fig. 2.1 Curva Viscosidad – Temperatura para Petróleos Crudos para Factor de Caracterización de 11,8 y 12,5⁴

VISCOSITY — TEMPERATURE RELATIONSHIP FOR PETROLEUM OILS
LINES OF CONSTANT DEGREES A.P.I.

CHARACTERIZATION FACTOR, K = 10.0

Ref: Watson, Wien & Murphy, Industrial & Engineering Chemistry 28,605-9 (1936)



VISCOSITY — TEMPERATURE RELATIONSHIP FOR PETROLEUM OILS

LINES OF CONSTANT DEGREES A.P.I.

CHARACTERIZATION FACTOR, K = 11.0

Ref: Watson, Wien & Murphy, Industrial & Engineering Chemistry 28,605-9 (1936)

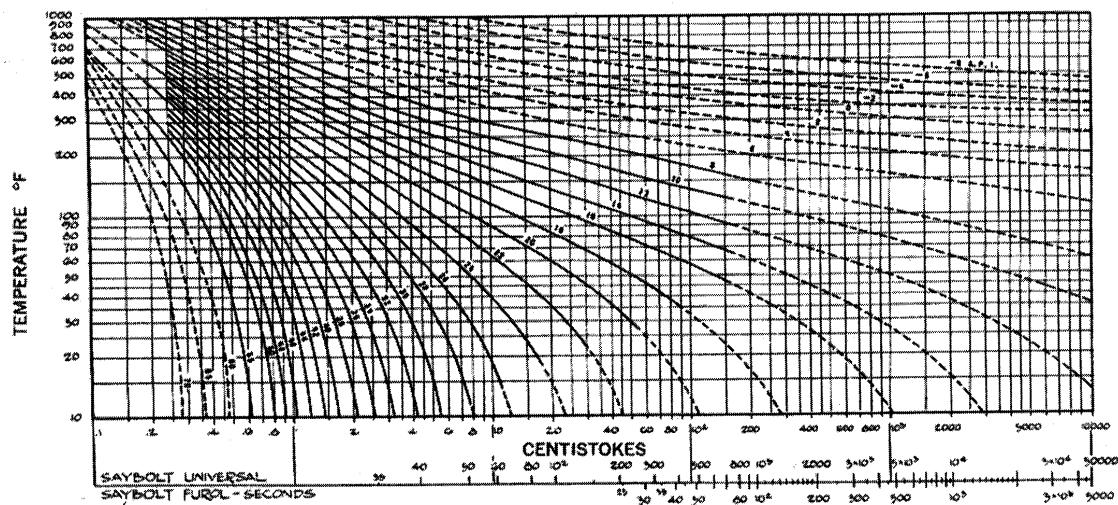


Fig. 2.2 Curva Viscosidad – Temperatura para Petróleos Crudos con Factor de Caracterización de 10 y 11^4

No hay correlaciones aceptadas de la viscosidad del crudo como función de la temperatura exclusivamente. El procedimiento usual es plotear viscosidad versus temperatura en papel de viscosidad ASTM para luego interpolar a la temperatura de interés⁵. Para usar este método es necesario conocer la viscosidad a dos temperaturas para dibujar la línea recta. Hay métodos alternativos menos precisos, en los que se incluye la ecuación semilogarítmica siguiente:

$$\log \eta = a * \left(\frac{1}{T} \right) + k_1 \quad (\text{Ecuac. 2})^5$$

Donde:

η = Viscosidad cinemática (centistokes)

T = Temperatura absoluta ($^{\circ}$ R)

k, a = Constantes

2.2 Propiedades de los Gases Naturales

En el anexo 1 se presentan las propiedades físicas de los componentes puros presentes en los gases naturales⁶, tales como peso molecular, presión crítica, temperatura crítica, etc. Las mismas son evaluadas a condiciones de presión y temperatura estándar (14.696 lpcia y 60°F). Las propiedades de los componentes puros son usadas en los cálculos de las propiedades de mezclas de gases, lo cual se conoce como las pseudo propiedades

2.2.1 Peso Molecular Aparente de la Mezcla de Gases

El peso molecular de un compuesto químico en particular, está formado por grupos de átomos que se combinan de acuerdo a una fórmula específica. El peso molecular de una molécula es simplemente la suma de todos los pesos atómicos de sus átomos constituyentes

Debido a que una mezcla de gases está compuesta por moléculas de varios tamaños y pesos moleculares, ésta no posee un peso molecular específico. Por lo que en estos casos no es correcto hablar de peso molecular de la mezcla, sino de peso molecular aparente de la mezcla, el cual es determinado por la ecuación siguiente:

$$M_g = \sum_{i=1}^{n_c} y_i * M_i \quad (\text{Ecuac. 3})^7$$

Donde:

M_g = Peso molecular aparente de la mezcla de gases (Lbm/Lb-mol)

y_i = Fracción molar del componente i

M_i = Peso molecular del componente i (Lbm/Lb-mol)

2.2.2 Gravedad Específica de la Mezcla de Gases

La gravedad específica de un gas es definida como el cociente entre la densidad del gas y la densidad del aire, ambos medidas a las mismas condiciones de presión y temperatura.

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_a} \quad (\text{Ecuac. 4})^7$$

Donde:

γ_g = Gravedad específica del gas (adimensional)

ρ_g = Densidad del gas (Lbm/Ft³)

ρ_a = Densidad del aire (Lbm/Ft³)

A condiciones estándar, el gas y el aire pueden ser modelados por la ley de los gases ideales, bajo estas condiciones la gravedad específica de una mezcla de gas puede ser expresada como:

$$\gamma_g = \frac{\left(\frac{p * M_g}{R * T} \right)}{\left(\frac{p * M_a}{R * T} \right)} = \frac{M_g}{M_a} \quad (\text{Ecuación 5})^7$$

Donde:

γ_g = Gravedad específica de la mezcla de gases (adimensional)

M_g = Peso molecular aparente de la mezcla (Lbm/Lb-mol)

M_a = Peso molecular del aire (28.9625 Lbm/Lb-mol)

p = Presión (lpc)^a

T = Temperatura (°R)

R = Constante universal de los gases (10.732 lpc^a*ft³ / °R * Lb-mol)

Aunque la ecuación 5 es derivada bajo la suposición de comportamiento de gas ideal, es una definición usada para gases reales y para mezcla de gases reales en la industria del gas natural ⁷.

2.2.3 Densidad del Gas

La densidad del gas es definida como la masa por unidad de volumen, y es expresada por la siguiente ecuación:

$$\rho = \frac{p * M}{Z * R * T} \quad (\text{Ecuac. 6})^7$$

Donde:

ρ = Densidad del gas (Lbm/ft³)

M = Peso molecular (Lbm/Lb-mol)

p = Presión (lpc)^a

T = Temperatura (°R)

R = Constante universal de los gases (10.732 lpc*ft³ / °R * Lb-mol)

Z = Factor de compresibilidad de los gases (adimensional)

2.2.4 Viscosidad de los Gases Naturales

La viscosidad es una propiedad de gran importancia en la determinación de la resistencia al flujo de los gases. Generalmente la viscosidad de un gas incrementa con el aumento en presión, a excepción de bajas presiones en donde la viscosidad se hace más o menos independiente de la presión⁷. A bajas presiones, la viscosidad de los gases difiere de la viscosidad de los líquidos, y se incrementa con el aumento en temperatura, esto debido a que se produce una mayor actividad molecular.

La viscosidad de una mezcla de gases puede ser estimada por medio de correlaciones, interpolación de data tabulada, interpretación gráfica, etc. Lee⁷ propone un método semi-empírico para la determinación de la viscosidad:

$$\mu_g = \left(1 * 10^{-4}\right) * K * \exp\left(X * \rho_g^Y\right) \quad (\text{Ecuac. } 7)^7$$

Donde:

$$\rho_g = \left(1.4935 * 10^{-3}\right) * \left(\frac{p * M}{Z * T}\right) \quad (\text{Ecuac. } 8)^7$$

$$K = \frac{(9.379 + 0.01607 * M) * T^{1.5}}{(209.2 + 19.26 * M + T)} \quad (\text{Ecuac. } 9)^7$$

$$X = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01009 * M \quad (\text{Ecuac. 10})^7$$

$$Y = 2.447 - 0.2224 * X \quad (\text{Ecuac. 11})^7$$

μ_g = Viscosidad del gas (cp)

ρ = Densidad del gas (Lbm/ft³)

M = Peso molecular aparente de la mezcla de gases (Lbm/Lb-mol)

p = Presión (lpc)^a

T = Temperatura (°R)

R = Constante universal de los gases (10.732 lpc^a*ft³ / °R*Lb-mol)

Z = Factor de compresibilidad de los gases (adimensional)

Los valores de viscosidad calculados utilizando el método de Lee tienen una desviación estándar de 2.69, con respecto a los valores reales, para presiones comprendidas entre los 100 y 8000 lpc^a y temperaturas entre 100 y 340 °F. Este método no provee buenas aproximaciones en caso de gases ácidos (es válido para concentraciones de CO₂ entre 0.9 y 3.2 por ciento), por esto el factor de compresibilidad de los gases a utilizar debe ser corregido por la presencia de contaminantes, utilizando para ello métodos que involucren su corrección.

2.2.5 Factor de Compresibilidad de los Gases (Z)

El factor de compresibilidad o factor de desviación de los gases, como también se le conoce, es definido como la razón del volumen real ocupado por un gas a unas condiciones de presión y temperatura determinadas, entre el volumen que ocuparía ese mismo gas a las mismas condiciones de presión y temperatura, si este se comportara como un gas ideal.

El factor de compresibilidad no es un valor constante, este varía con los cambios en temperatura, presión y composición. Este factor se determina por lo general en pruebas de laboratorio midiendo el volumen de una muestra de gas a determinadas condiciones de

presión y temperatura, y luego midiendo el volumen de la misma cantidad de gas a presión atmosférica y a una temperatura suficientemente alta para que todo el material permanezca en estado gaseoso. Además, puede ser obtenido mediante correlaciones.

El factor Z es un valor de uso muy común en la industria, por lo cual debe ser calculado frecuentemente. Diversos métodos han sido desarrollados para la determinación de dicho valor, entre estos:

- El método modificado de Pitzer: Provee una muy buena aproximación, pero es un método poco práctico en cálculos computarizados.
- El método modificado de Redlich and Kwong: Es un método bastante aproximado y conveniente para aplicaciones computarizadas.
- El método modificado de Standing-Katz: Este método sacrifica mucho la aproximación, pero es un método simple de usar y no requiere del uso de computadoras.

2.3 Emulsiones Agua - Petróleo

Una emulsión es un líquido heterogéneo que consiste de dos líquidos inmiscibles, donde uno de ellos está disperso en forma de gotas en el segundo.

La matriz de una emulsión es llamada la fase externa o fase continua. La porción de la emulsión que está en forma de gotas, es llamada fase interna, dispersa, o fase discontinua.

En muchas emulsiones agua – petróleo, el agua es finamente la fase dispersa en el petróleo. En este caso, la emulsión es considerada como “emulsión normal”. Cuando, por el contrario, el petróleo está disperso en el agua, formando una emulsión petróleo – agua, esta se conoce como “emulsión inversa o reversa”.

Las tres condiciones para la formación de una emulsión son:

- a) Que los dos líquidos sean inmiscibles
- b) Que exista suficiente agitación para que un fluido esté disperso en forma de gotas en el otro
- c) Debe existir un emulsificador presente

El petróleo y el agua son dos fluidos inmiscibles. Si los dos son vertidos en un mismo recipiente, se pueden separar rápidamente, pero si son sometidos a una violenta agitación, pequeñas gotas de agua pueden quedar dispersas en el petróleo (fase continua), y también puede ocurrir que las gotas de petróleo queden dispersas en la fase continua del agua.

Normalmente cuando se habla de emulsiones de petróleo crudo, se hace referencia a una emulsión agua en petróleo, debido a que emulsiones de este tipo son las más encontradas.

En los crudos varían altamente la tendencia a formar emulsiones. Algunos pueden formar emulsiones estables que son difíciles de separar, mientras que otros pueden no formar emulsiones o formar emulsiones pobres que pueden ser separadas rápidamente. La presencia, cantidad, y naturaleza de los agentes emulsificante presentes, determinan si una emulsión será formada y la estabilidad de la misma. Si el petróleo crudo y el agua, no contienen un agente emulsificante presente, el petróleo y el agua pueden formar una dispersión que será separada rápidamente debido a la rápida coalescencia de las gotas dispersas. Por otra parte, si el agente emulsificante está presente en el petróleo crudo, una emulsión muy estable puede ser formada.

Sin una emulsión no es tratada, una cierta cantidad de agua se separará del petróleo por natural coalescencia, y se asentará debido a la diferencia de densidad entre el petróleo y el agua.

2.3.1 Estabilidad de las Emulsiones⁹

Generalmente, los petróleos crudos de baja gravedad API (alta densidad), formarán emulsiones más estables que crudos de alta gravedad API (baja densidad), esto debido a que a que en crudos de baja gravedad API la fase dispersa tendrá menor facilidad para moverse dentro de la fase continua, con lo cual se disminuye la coalescencia.

Los crudos de base asfáltica tienen tendencia a formar emulsiones más prontamente que los crudos de base parafínica. Los crudos con alta viscosidad usualmente forman una emulsión más estable que fluidos de baja viscosidad. Las emulsiones de alta viscosidad son usualmente muy estables y se dificulta su tratamiento, debido a que la viscosidad del petróleo impide el movimiento de las gotas de agua y entonces, retarda su coalescencia.

2.3.2 Viscosidad de las Emulsiones

La viscosidad de una emulsión depende de los siguientes factores¹⁰.

- a) La viscosidad de la fase continua
- b) La fracción en volumen de la fase dispersa
- c) La viscosidad de la fase dispersa
- d) El tamaño promedio de las gotas y la distribución de las mismas
- e) La tasa de corte: $\tau = \mu * \frac{du}{dy}$

Donde:

μ : Viscosidad del fluido (Lbs*Seg/Ft²)

τ : Esfuerzo cortante (Lb/Ft²)

$\frac{du}{dy}$: Gradiente de velocidad o esfuerzo de deformación

u: Velocidades de las partículas

x, y: Coordenadas de flujo

- f) La concentración y naturaleza del agente emulsificante

g) La temperatura

La viscosidad de una emulsión es directamente proporcional a la viscosidad de la fase continua, mientras que la fracción en volumen de la fase dispersa es el factor más importante que afecta a la viscosidad de la emulsión.

Para la determinación de la viscosidad de las emulsiones, diversos autores han presentado una serie de expresiones que dependen principalmente de la fracción de volumen de la fase dispersa. Uno de los trabajos presentados es el hecho por Woelflin¹¹, quien con el estudio de una serie de data, logró estimar la viscosidad de una emulsión salmuera en petróleo, partiendo del conocimiento de la viscosidad del petróleo limpio.

El trabajo de Woelflin expresa que la mayoría de las veces, las emulsiones agua – petróleo encontradas en la producción, son del tipo salmuera – petróleo, en la cual, los glóbulos de la salmuera están dispersas en el petróleo. Las emulsiones pueden ser caracterizadas como fuertes, medianas, o pobres; dependiendo principalmente del tamaño de los glóbulos de salmuera. Las emulsiones fuertes, son comunes cuando el pozo está produciendo flujo de petróleo y agua con una alta relación gas petróleo, y además está sujeto a extremas condiciones de agitación. Una emulsión pobre podría comúnmente ser encontrada cuando el pozo está siendo bombeado, y la agitación es minimizada. Cuando una emulsión es formada, la viscosidad de la misma puede tener valores más altos que cualquiera de las fases dispersa o continua¹¹.

La figura que a continuación se presenta indica la variación de la viscosidad de la emulsión con el incremento del porcentaje de salmuera (Trabajo de Woelflin):

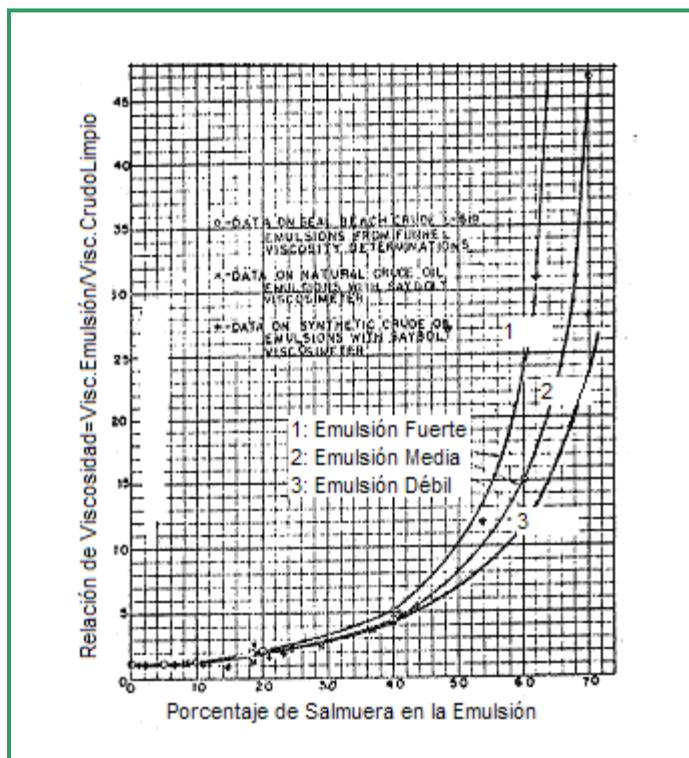


Fig. 2.3 Relación Viscosidad Emulsión / Viscosidad Crudo Limpio¹¹

2.3.3 Aplicación de la Técnica del Calentamiento en el Tratamiento de las Emulsiones

La técnica del calentamiento en el tratamiento de las emulsiones consiste en elevar la temperatura del fluido hasta una temperatura conveniente de trabajo (la cual depende del tipo de emulsión agua –petróleo tratada), y con esto facilitar el rompimiento de la emulsión, por medio del uso de equipos conocidos como calentadores.

El uso del calor en el tratamiento de las emulsiones, tiene los siguientes beneficios:

- a) El calor reduce la viscosidad del petróleo, lo que permite que existan mayores fuerzas durante la colisión de las gotas de agua. También la reducción de la viscosidad del petróleo permite que las gotas de agua se arreglen más rápidamente a través del petróleo menos viscoso.
- b) El calor incrementa el movimiento molecular de las gotas, esto ayuda en la coalescencia a través del incremento de la colisión frecuentemente de las gotas de la fase dispersa.
- c) El calor puede desactivar el emulsificante o puede realizar la acción del tratamiento químico, permitiendo más rápidamente el rompimiento de las dos fases.

Para el tratamiento de las emulsiones son utilizadas otras técnicas o procesos, entre ellas se pueden mencionar:

- **Separación por efecto de la gravedad:** La cual se logra por medio del uso de recipientes, en donde la emulsión es vertida, y por efecto de la gravedad diferencial (tomando en consideración que el agua es más pesada que el petróleo limpio) se permite que el agua se asiente en el fondo del tanque.
- **Desestabilización:** Una emulsión es desestabilizada cuando en la misma se minimiza el efecto del emulsificante presente. Esto se logra por medio del uso de química demulsificante lo cual permite la coalescencia de las gotas de agua presentes en el crudo, y por ende la separación de estos dos líquidos.
- **Coalescencia Electrostática:** La coalescencia de las gotas dispersas en el crudo puede lograrse si a la emulsión es aplicada alto voltaje eléctrico.
- **Centrifugación:** Debido a la diferencia de densidad existente entre el agua y el petróleo, la aplicación de fuerza centrífuga en la emulsión puede lograr el rompimiento de la misma y separar de esta manera el agua del petróleo.

2.4 Estaciones de Flujo¹²

Las estaciones de flujo tienen como función recolectar la producción bruta de crudo proveniente de los pozos, separar el gas asociado, y enviar el crudo al patio de almacenamiento o cualquier otro destino que se haya planificado.

El proceso se inicia con la recolección del crudo a través del múltiple de producción, el cual está formado por un cabezal de producción y otro de prueba. El cabezal de prueba es utilizado para aislar individualmente la producción de un pozo con el objeto de evaluarlo.

En los sistemas de baja presión (alrededor de 70 lpc) el gas proveniente de las estaciones de flujo se suministra a la succión de las estaciones compresoras o también se suple como combustible. Cuando el gas proveniente de los separadores posee altas presiones (por ejemplo 1000 lpc) se puede suministrar directamente a las instalaciones de gas para levantamiento artificial o a las instalaciones para la inyección de gas a yacimientos.

La ubicación deseable de los centros de recolección y almacenamiento debe considerar prioritariamente:

- El volumen de fluidos que se producen
- Las características de los pozos y las distancias que los separan
- Los programas de desarrollo

El factor económico es esencial en la selección y ubicación de las estaciones de flujo. A medida que un campo se desarrolla, se hace necesario construir nuevos centros de recolección. Sin embargo, las nuevas instalaciones deben ser justificadas.

2.4.1 Equipos que Conforman una Estación de Flujo

2.4.1.1 Múltiples de Producción

Los múltiples de producción consisten generalmente de varios tubos colocados en posición horizontal, paralelos uno con respecto al otro y ambos conectados a cada una de las líneas de flujo. Estos tubos se denominan:

a) Múltiples de Producción General

Son los tubos en los cuales se recolecta la producción de los pozos que llegan a las estaciones de flujo. En algunos casos, el múltiple de producción consiste en un solo tubo. También ocurre con frecuencia que los múltiples estén formados por dos a cuatro tubos, esto se hace con el fin de poder manejar diferentes tipos de crudos y condensados. Así por ejemplo, pozos con contenido de agua menos de 1% pueden ir a un múltiple en común. Luego, estos pozos pueden pasar a la etapa de separación gas - líquido y finalmente ir a los tanques de almacenamiento, sin pasar a las plantas deshidratadoras.

b) Múltiples de Prueba de Pozos

Se utilizan para asilar la línea de flujo de cada pozo. Esto permite medir su producción individual. En algunos casos, este múltiple es de menor diámetro que los de producción.

2.4.1.2 Separadores Gas - Líquido

El flujo que se obtiene de un yacimiento petrolífero es generalmente multifásico. La separación física de estas fases es una de las operaciones fundamentales en la producción, procesamiento y tratamiento de los crudos y gases.

Los fluidos que se producen son generalmente mezclas complejas de hidrocarburos, agua, partículas de arena y contaminantes. En el recorrido desde el yacimiento hasta las

instalaciones de superficie, la presión y la temperatura de estos fluidos se reducen. Esto hace posible el incremento del gas liberado de los hidrocarburos líquidos. Los regímenes de flujo, por lo tanto, pueden variar desde uno monofásico líquido, pasando por varios tipos multifásicos y, en algunos casos, pueden ser completamente gaseosos.

El objetivo principal del proceso de separación es separar los diferentes componentes del fluido (crudo, gas, agua y contaminantes), con el fin de optimizar el procesamiento y comercialización de algunos de ello (crudo y gas).

Generalmente el separador representa la primera instalación de procesamiento. Un diseño no adecuado de un separador puede traer como consecuencia una reducción en la capacidad de operación de la totalidad de las instalaciones asociadas con ese separador.

a) Funciones que debe Cumplir un Separador

Un separador bien diseñado hace posible una separación de los gases libres y de los diferentes líquidos. Por lo tanto, el separador debe cumplir con las siguientes funciones:

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

b) 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 a su entrada al separador debe ser controlada.
- Las tasas de flujo de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidas dentro de ciertos límites. Esto hace posible que inicialmente la separación se efectúe gracias a las fuerzas gravitacionales que actúan sobre esos fluidos y que se establezca un equilibrio entre las fases líquido - vapor.
- Las turbulencias que ocurren en la sección ocupada principalmente por el gas deben ser minimizadas.
- La acumulación de espumas y de arena u otros sólidos debe ser controlada.
- Las fases líquida y gaseosa no deben ponerse en contacto una vez separadas.
- La salida de los fluidos deben ser provistas con controles de presión y/o nivel.
- Las regiones del separador donde se puedan acumular los sólidos deben, en lo posible, estar provistas de envases adecuados para la remoción de esos sólidos.
- El separador debe estar provisto de válvulas de alivio con el fin de evitar presiones excesivas debido a diferentes causas, como por ejemplo: líneas obstaculizadas.
- El separador debe estar provisto de manómetros, termómetros, controles de nivel visible para hacer, en lo posible, revisiones visuales.

El cumplimiento de lo antes mencionado es fundamental para obtener el grado de separación requerida. Por lo tanto, la separación depende principalmente del equipo usado en el procesamiento y de las condiciones, tanto corriente arriba como corriente abajo.

c) Factores que deben Considerarse Durante el Diseño de un Separador

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

- Las tasas de flujo mínimo, máxima y promedio de líquido y gas.
- La temperatura y presión de operación del separador
- Las propiedades físicas de los fluidos, tales como: densidad, viscosidad y corrosividad.
- La presión de diseño del separador
- El número de fases que debe manejar el separador. Por ejemplo, líquido – gas (separador bifásico), crudo – gas - agua (separador trifásico)
- Las impurezas que deben estar presentes en los fluidos, tales como: arena, parafina y asfaltenos.
- La tendencia de los fluidos a formar espumas y el efecto de tales espumas en el fluido corriente abajo.
- Las variaciones transitorias que puedan tenerse en la tasa de alimentación al separador.

d) Factores Mecánicos que se deben Tomar en Cuenta en el Diseño de un Separador

Entre los factores mecánicos más importantes se consideran los siguientes:

- La Distribución de las Principales Secciones del Separador

Los separadores para poder cumplir con las funciones y requisitos señalados anteriormente deben poseer cuatro secciones principales. Estas son las siguientes:

- i. **Primera sección de separación:** Comprende la entrada de fluidos al separador. El cambio de la cantidad de movimiento de las fases a la entrada del separador genera la separación gruesa de las fases (separación inicial), esto se explica debido a que fluidos con densidades distintas tienen diferentes momentum, y si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum originado o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente que las partículas de la fase liviana, provocando la separación.

Esta zona incluye las boquillas de entrada y los aditamentos de entradas, tales como deflectores o distribuidores.

- ii. **Separación secundaria:** En esta sección las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas de líquido que contienen el gas son separadas al máximo. Este proceso se realiza mediante el principio de asentamiento por gravedad. Durante la separación secundaria se observan zonas de fase continua con gotas dispersas (fase discontinua), sobre la cual actúa la fuerza de gravedad. En este caso la velocidad del gas se reduce apreciablemente. Por lo tanto, la corriente de gas sube a una velocidad reducida. En algunos casos, en esta sección se utilizan tabiques con el fin de controlar la formación de espumas y la turbulencia.

- iii. **Sección de extracción de neblina:** Aquí se separan las minúsculas partículas de líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las dos secciones anteriores. La mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido son recolectadas en una superficie, donde son separadas de la corriente de gas en forma de grandes gotas, que luego caen en la primera sección de separación.
- iv. **Sección de acumulación de líquido:** 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, especialmente cuando el flujo es intermitente. Esta sección posee controles de nivel para manejar los volúmenes de líquido obtenidos durante la operación de separación.

El tiempo de retención mínimo se define como el tiempo mínimo que debe permanecer el líquido en el separador, para que las burbujas de gas que aún queden en éste, sea separados de la fase líquida. Thompson y Manning¹³ aconsejan los siguientes estimados de tiempo de retención, dependiendo de la gravedad API del crudo que se está procesando:

Tabla 2: Estimados de Tiempo de Retención de Líquido en Separadores¹³

Gravedad del Crudo (°API)	Tiempo de Retención del Líquido (min)
>35	1
20 - 30	1 a 2
10 - 20	2 a 4

e) Elementos Internos de un Separador¹⁴

Para ayudar al proceso de separación e impedir problemas de operación aguas abajo del equipo separador, dentro del tambor se incluyen ciertos aparatos, los cuales son conocidos genéricamente como los internos.

Los internos de un separador prestan una gran variedad de funciones, todos con el objetivo de mejorar la separación de las fases y garantizar una operación confiable y segura de los equipos aguas abajo. Entre las funciones están:

- i. Separación primaria de las fases: Reducción del momentum de las fases o cambio en la dirección del flujo de las mismas (Deflectores, distribuidores de entrada)
- ii. Coalescencia de gotas muy pequeñas (Mallas de alambre, laberintos de aletas, etc.)
- iii. Reducción del arrastre de burbujas de gas en la salida del líquido (Rompe vórtices)
- iv. Reducción mecánica de la formación de espumas (Placas rompe espumas)
- v. Limpieza interna de recipientes: Cuando se espera una deposición continua de sólidos que no pueden ser fácilmente removibles (Tuberías internas)

A continuación se presenta una breve descripción de algunos internos:

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

2. **Distribuidores de entrada:** Son aditamentos de tubería internamente colocados perpendicularmente a la boquilla de entrada, los cuales tienen ranuras u orificios, por los cuales salen las dos fases a una baja velocidad. Estos aparatos, además ayudan a una distribución pareja de las fases en el área disponible de flujo, que favorece la separación de las mismas.
3. **Ciclones:** funcionan de forma que la separación mecánica se efectúa por la fuerza centrífuga que actúa sobre las partículas al provocar el movimiento giratorio sobre la corriente de alimentación.
4. **Eliminador de niebla tipo malla:** Consiste en un filtro trenzado de alambre, normalmente de acero inoxidable empacado en forma de esponja cilíndrica con un espesor de entre 3 y 7 pulgadas. Este elemento retiene las partículas líquidas hasta que adquieren un tamaño suficientemente grande como para que el peso supere tanto la tensión superficial como la acción de arrastre producida por el gas. Posee una de las más altas eficiencias de remoción y es preferido, debido a su bajo costo de instalación. Estas mallas tienen la ventaja de que producen una baja caída de presión, y son altamente efectivos si la velocidad del vapor puede mantenerse dentro de un rango apropiado. La desventaja principal respecto a los otros tipos de eliminadores radica en el hecho de que el gas es forzado a pasar a través de estos por los mismos canales por los que el líquido es drenado bajo la influencia de la gravedad, es decir, en el área libre del eliminador existe flujo en dos sentidos. Si no son especificados apropiadamente, puede suceder que:
 - El líquido no pueda abandonar el elemento y se acumule en este.
 - El flujo de gas sea restringido como consecuencia de esta acumulación
 - La caída de presión llegue a tal valor que el líquido sea expulsado aguas abajo del separador, ocasionando arrastre.

La desventaja con respecto a otros eliminadores de niebla, es que si hay sólidos pegajosos en la corriente de gas o en un servicio sucio, el sistema es más propenso a obstruirse.

5. **Eliminador de niebla tipo aleta:** Consiste en un laberinto formado por láminas de metal colocadas paralelamente, con una serie de bolsillos recolectores de líquido. El gas es conducido entre las placas, sometido a sucesivos cambios de dirección, mientras que las partículas líquidas tienden a seguir en línea recta y son atrapadas en los bolsillos del eliminador. Una vez allí, coalescen y son conducidas en dirección perpendicular al flujo de gas hasta el fondo del recipiente. Una característica de este elemento es que el líquido recolectado no es drenado en contracorriente al flujo de gas, en consecuencia la eficiencia de separación con respecto al eliminador tipo malla aumenta considerablemente.

Las ventajas de este eliminador son su alta eficiencia y durabilidad. Adicionalmente, debido a que se construye en forma compacta no son propensos a desarmarse.

Las desventajas son su susceptibilidad a taponarse cuando manejan crudos parafinosos o asfalténicos, además su alto costo en relación con los otros tipos de eliminadores.

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

Un aspecto importante respecto a estos eliminadores es que la eficiencia de separación depende mucho de la velocidad del gas y por lo tanto del caudal manejado. Cuando este cae por debajo de los valores recomendados por el fabricante, la eficiencia de separación disminuye drásticamente, por esta razón no son recomendados cuando el flujo de alimentación es variable, como por ejemplo en los separadores de estaciones de flujo. Por otra parte, cuando la velocidad es muy alta se produce abrasión y desgaste excesivo, obligando al cambio frecuente del mismo.

7. **Rompe vórtices:** Cuando el líquido es drenado de un recipiente, se pueden producir condiciones que originen la formación de un remolino. Este efecto en separadores ocasiona el escape de la fase de vapor por la boquilla de desalojo del líquido, lo cual es indeseable. Para solventar este problema es usual dotar a los recipientes de elementos que obstruyan o dificulten la formación de remolinos.
8. **Placas rompe - espumas:** Consiste en una serie de placas paralelas longitudinales que ocasionan el cambio de la dirección del flujo, colocadas en la zona de retención de líquidos en los separadores horizontales.
9. **Tuberías internas:** Cuando se manejan crudos y productos sucios, es recomendable adecuar los separadores con un sistema interno de tuberías que permitan la inyección de agua, vapor o solventes para eliminar las impurezas que se depositan en el equipo durante su operación o para desplazar a los hidrocarburos antes de proceder a la apertura del recipiente, por lo que estos equipos son muy útiles cuando se efectúan paradas por mantenimiento.

f) Clases de Separadores

La forma del separador permite clasificarlos en tres clases:

- Verticales

- Horizontales
- Esféricos

Cada una de estas clases posee las cuatro secciones descritas anteriormente. Generalmente, la selección del separador se fundamenta en la clase con la cual se obtienen los resultados deseados al menor costo.

i. Separadores Verticales:

Ventajas

- El control de nivel es menos crítico que en un separador horizontal. Esto se debe a que a su altura es mayor que la de un separador horizontal.
- La posibilidad de incrementar de capacidad resulta menos costosa que para un separador horizontal. Por ejemplo, para aumentar un volumen dado en un separador vertical se necesita agregar cilindros huecos del mismo diámetro del separador original. Esto resulta menos complejo que aumentar el diámetro en un separador horizontal.
- El manejo de partículas sólidas es menos complejo que en un separador horizontal, ya que estas partículas se acumulan en un área específica del fondo.
- El separador vertical ocupa menos espacio en el piso que uno horizontal.

Desventajas:

- Para una capacidad dada su costo es superior al de un separador horizontal.
- Su instalación y mudanza es más costoso respecto a un separador horizontal.

ii. **Separadores horizontales:**

Ventajas:

- Para una capacidad fija su costo es menor que el de un separador vertical.
- Su instalación, mudanza y servicio resultan menos complejos que los de uno vertical.
- La superficie disponible para la separación gas-líquido es mayor, lo cual hace más efectivo el proceso de separación.
- El procesamiento de crudos espumosos se hace menor con dificultad que en un separador vertical.

Las principales desventajas de los separadores horizontales, son las ventajas de los separadores verticales.

Los separadores horizontales resultan deseables cuando existen problemas, tales como relación gas petróleo alta, crudos espumosos y presencia de emulsiones.

iii. **Separadores Esféricos:**

El diseño de los separadores esféricos ha sido limitado, debido a que estos poseen un espacio muy limitado para la separación, sí como baja capacidad de líquido.

g) Especificación de las Condiciones de Diseño de los Separadores¹⁴

1. Presión de Diseño

La presión de operación es la presión aplicada sobre el separador durante su operación normal. La máxima presión de operación es una presión pico alcanzada sistemáticamente durante un ciclo de operación o al producirse un

evento ocasional el cual pudiera tener una gran variedad de causas. La presión de diseño será calculada tomando en cuenta esta máxima presión de operación de acuerdo a lo siguiente:

Tabla 3: Consideraciones de Diseño para Separadores¹⁴

Máxima presión de operación (MPO) (lpc)	Presión de diseño (lpc)
0 – 247	MPO +50 lpc
248 – 580	MPO + 0,1* MPO
581 – 1160	MPO + 50 lpc
>1161	MPO + 0,05*MPO

Temperatura de Diseño

La temperatura de operación es la temperatura interna a la cual está expuesto el separador durante su operación normal. La máxima temperatura de operación (MTO) es una temperatura pico temporal desarrollada sistemáticamente durante un ciclo de operación o al producirse un evento ocasional. La temperatura de diseño (TD) se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Temperatura de diseño (TD)} = \text{MTO} + 15^\circ \text{C} \quad (\text{Ecuac } 12)^{14}$$

2.4.1.3 Equipos para el Lavado del Crudo

El proceso del lavado consiste en pasar la emulsión a través de un colchón de agua, generalmente caliente, para provocar la separación de las gotas suspendidas en el crudo. Este proceso se lleva a cabo mediante el uso de tanques conocidos en la industria como tanques de lavado.

En la operación de campo se usan uno o varios de los procesos antes mencionados; esto depende de varios factores, tales como: tipo de crudo y emulsión, producción a tratar, disponibilidad de combustión y otras condiciones presentes en el campo durante cierto tiempo de su vida productiva. Igualmente, se combina el equipo más adecuado para el tratamiento. Así, por ejemplo se tienen:

- Calentadores y tanques de lavado
- Tratadores térmicos con filtro interno
- Tratadores térmicos con filtros en serie
- Deshidratadores electrostáticos

Todos los procesos de deshidratación mecánica son posteriores a la etapa de separación de gas del petróleo. De allí que el grado de eficiencia del separador gas - petróleo se refleje directamente en los resultados obtenidos de la deshidratación.

2.4.1.3.1 Calentadores

Generalmente, los crudos pesados y extrapesados pasan a través de un calentador con el fin de elevar su temperatura hasta el valor conveniente de trabajo. En algunos casos, durante el calentamiento de la emulsión, los calentadores eliminan la parte del gas de la emulsión y cantidades apreciables de agua libre, si se encuentran presentes en el fluido sometido al calentamiento. Dentro de los tipos de calentadores cabe mencionar: Los directos y los indirectos.

En los calentadores directos, la emulsión entra en contacto directo con el horno. Estos calentadores se usan cuando las presiones de trabajo son moderadamente bajas. La eficiencia de estos va a depender de ciertas condiciones de trabajo, es decir, para una determinada diferencia de temperatura, los calentadores directos manejan más barriles de

emulsión por unidad de gas quemado como combustible. Su uso está limitado por condiciones de seguridad.

En los calentadores indirectos la emulsión se calienta por transmisión de calor en un baño de agua caliente. Este tipo de calentador resulta más seguro de operar que el directo, ya que el fuego no actúa directamente sobre la tubería.

2.4.1.3.2 Tanques de Lavado

Los tanques de lavado se han usado desde hace muchos años en la deshidratación de petróleos emulsionados. En 1904, Allen Hazen desarrolló la teoría de un tanque de lavado ideal. Esta teoría se basa en la ley de asentamiento. Sin embargo debido a pruebas donde se han detectado problemas de canalización, se han diseñado diferentes tanques de lavado para optimizar el proceso. Se han usado tabiques internos: perpendiculares al piso, paralelos al piso y en forma de espiral. Hoy en día se sigue trabajando en nuevos diseños, en busca de un diseño cuyo tamaño va a depender de la magnitud del problema de canalización y de las propiedades de las emulsiones que entran al tanque de lavado.

La función principal de estos tanques es tratar las emulsiones de agua en petróleo, mediante el principio de gravedad diferencial. Es decir, como el agua es más pesada que el petróleo, ella se asienta en el fondo del tanque. De esta manera, el petróleo que sale del tanque de lavado generalmente cumple con las especificaciones exigidas para ser transportado por los oleoductos. Sin embargo, este petróleo pasa primeramente a los tanques de almacenamiento antes de entrar en los oleoductos. De esta forma se logra mejorar aún más el proceso de deshidratación, ya que parte de la fracción de agua que todavía permanece en el crudo, se asienta en el fondo del tanque de almacenamiento.

Por lo general, antes de entrar en el tanque de lavado, las emulsiones son sometidas a un proceso de separación gas - líquido en separadores convencionales. Durante este proceso se libera la mayor parte del gas en solución. Esto permite que la cantidad de gas que se libera en un tanque de lavado sea relativamente pequeña.

El agua contenida en el crudo se puede separar en el tanque de lavado mediante gravedad. Sin embargo, cuando el agua y el crudo forman emulsiones, es necesario comenzar su tratamiento antes de que ingresen en el tanque de lavado. Esto se hace generalmente mediante el uso de calor y/o química demulsificante.

Uno de los parámetros más importantes en el análisis de un tanque de lavado, es el tiempo de retención. Este se define como el tiempo que debe pasar la emulsión en el tanque, para que el petróleo y el agua se separen adecuadamente. Los tiempos de retención más comunes varían entre 4 y 36 horas.

1. Partes de un Tanque de Lavado:

Generalmente un tanque de lavado está constituido de las partes siguientes: el cuerpo del tanque, los sistemas deflectores, la línea de alimentación, el tubo conductor o separador, el sistema de descarga de petróleo, el sistema de descarga de agua y los sistemas de control, medición, ventilación, remoción de sedimentos y purga.

a) El Cuerpo del Tanque

Es la parte principal de un tanque de lavado, ya que en su interior se realiza el proceso de deshidratación. Los fluidos se agrupan en tres zonas:

- La superficie formada por petróleo deshidratado
- La media, constituida por emulsiones
- La inferior que contiene agua de lavado

Es importante destacar que estas capas no poseen linderos definidos, sino que sus límites se mezclan entre sí.

b) Los Sistemas Deflectores

En muchos casos se hace necesario incrementar el tiempo de residencia de la emulsión en un tanque de lavado. Esto se puede lograr aumentando el diámetro del tanque. Sin embargo, consideraciones económicas pueden destacar esta alternativa. Por lo tanto, otra alternativa consiste en colocar dentro del tanque sistemas deflectores. Estos hacen posible que el fluido, en el interior del tanque, entre en contacto con un número mayor de zonas y que se mejore la separación crudo agua, aún sin incrementar el tiempo de residencia.

Los sistemas deflectores usualmente están constituidos por: placas, tabiques y cilindros internos.

Las principales funciones de los deflectores son las siguientes:

- Evitar la canalización de la emulsión y, por lo tanto, mejorar la separación crudo-agua.
- Minimizar los problemas de turbulencia
- Mejorar el grado de Coalescencia
- Orientar el sendero óptimo que deben seguir los fluidos dentro del tanque
- Reducir el grado de inestabilidad térmica, debido a diferencias de temperatura dentro del tanque.

c) La Línea de Alimentación

Es la tubería que transporta la emulsión de agua y petróleo al tubo conductor. El recorrido de esta línea puede presentar las opciones siguientes:

1. Del separador gas - líquido, la emulsión pasa a uno o varios calentadores, y de allí se envía al tanque de lavado.
2. Del separador gas - líquido, la línea que contiene la emulsión se une con otra que transporta agua caliente. Luego la mezcla emulsión - agua caliente se envía al tanque de lavado.
3. Del separador gas - líquido, la emulsión va directamente al tanque de lavado.

d) **El Tubo Conductor y Separador**

Es un tubo de gran diámetro, que se extiende desde el tope del tanque hasta una región cercana al fondo. Esta tubería puede colocarse dentro o fuera del tanque.

Cuando se coloca en el interior del tanque de lavado, se aprovecha el calor cedido por el tubo conductor. Sin embargo, en algunas ocasiones, debido a fallas mecánicas o problemas de corrosión, se pueden presentar fugas del tubo conductor al tanque de lavado. Este problema se evita instalando el tubo conductor en la parte exterior del tanque de lavado.

Generalmente, la parte superior del tubo conductor está provista de un separador ciclón o un ensanchamiento. Esto tiene como finalidad lograr la liberación del gas en solución remanente.

En la mayoría de los diseños, la parte inferior del tubo conductor está provista de un distribuidor de emulsiones. Esto tiene como objetivo principal obtener en el fondo del tanque una distribución de la emulsión lo más uniforme posible.

2.4.1.3.3 Tratadores Térmicos

Son aparatos diseñados para incorporar las funciones de un separador de gas, calentador, filtrado y separación de agua petróleo. Por lo general, se instalan donde no se requiere

tanque de lavado. Los tratadores combinan los efectos de calor, química y tiempo de retención en la deshidratación.

2.4..1.3.4 El Deshidratador Electrostático

Esta compuesto por un recipiente hermético a presiones moderadas y de un equipo auxiliar que depende del diseño. La corriente eléctrica, automáticamente controlada, entra al tratador luego de haber sido transformada en una de alto voltaje apropiado.

La emulsión a ser tratada entra al deshidratador, pasa entre dos electrodos, de los cuales uno es fijo y el otro puede moverse en un plano vertical para ajustar convenientemente la distancia entre ellos. Una vez que se produce la ruptura de la emulsión, el agua es drenada y el petróleo limpio fluye por la parte superior de la unidad.

2.4.1.4 Tanques de Almacenamiento de Petróleo

a) Tipos de Tanques

Los tanques de almacenaje de petróleo son depósitos destinados al almacenamiento del fluido proveniente generalmente de los pozos.

Los tanques más usados en facilidades de superficie de producción petrolera pueden clasificarse según su función en:

- Tanques para almacenar crudo sucio o limpio
- Tanques para probar pozos

2.5 Flujo de Líquidos en Tuberías

Un flujo de fluidos podría clasificarse a grandes rasgos como viscoso o no viscoso. Un flujo de fluidos no viscoso es uno en el que los efectos de la viscosidad no afectan significativamente el flujo, y por tanto, no se toman en cuenta. En un flujo viscoso, por el contrario, los efectos de la viscosidad son importantes y no pueden despreciarse¹⁵.

Los flujos viscosos incluyen la amplia clase de los flujos internos, como los flujos en tuberías y conductos. En tales flujos, los efectos viscosos causan pérdidas sustanciales y explican las enormes cantidades de energía que hay que gastar para transportar petróleo por tuberías.

El flujo viscoso se puede clasificar como laminar o como turbulento. En el flujo laminar el fluido se mueve sin que haya una mezcla significativa de partículas de fluido de vecinas. Los esfuerzos cortantes viscosos siempre afectan a los flujos laminares. En este caso, la velocidad a la cual fluye el fluido es máxima en el centro de la tubería, y se hace cero en los bordes de la misma.

En el flujo turbulento, los movimientos del fluido varían de forma irregular, de modo que las cantidades como velocidad y presión exhiben variaciones aleatorias con las coordenadas de espacio y tiempo. En este sentido se puede definir un flujo turbulento “estable”, un flujo en el cual las cantidades físicas promediadas en el tiempo no varían con éste.

El régimen de flujo depende de tres parámetros físicos que describen las condiciones de flujo. El primer parámetro es el diámetro de la tubería. El segundo parámetro es la velocidad del fluido, y el tercero es la viscosidad del fluido. Dichos parámetros pueden combinarse en un solo número, que puede servir en la definición del régimen de flujo. Esta cantidad es el número de Reynolds, un parámetro adimensional que permite identificar los regímenes de flujo existentes, y que se define como:

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu} \quad (\text{Ecuac. 13})^6$$

Donde:

D: Diámetro de la tubería (pie)

V: Velocidad del fluido (pie/ segundo)

ρ : Densidad del fluido (lbm/pie cúbico)

μ : Viscosidad (lbm / pie*segundo)

Sí el número de Reynolds es menor de 2000, el flujo puede ser considerado Laminar. Por el contrario, si el número de Reynolds es mayor a 4000, el flujo es considerado como turbulento. Ahora, si el Número de Reynolds oscila entre 2000 y 4000, no se puede definir el tipo de flujo por medio del número de Reynolds, y puede estar entre laminar o turbulento.

➤ Pérdidas de Presión por Fricción en Tuberías⁶.

El flujo de fluidos está siempre acompañado por fricción. La fricción resulta de las pérdidas en la energía debido al trabajo realizado. Una ecuación general usada para definir la caída de presión debido a la fricción en el caso de flujo monofásico es la denominada Ecuación de Darcy & Weisbach (frecuentemente llamada Ecuación de Darcy). Esta ecuación en términos de presión en libras por pulgada cuadrada, puede ser expresada de la siguiente manera:

$$\Delta P_f = \frac{\rho f_m LV^2}{144D(2g_c)} \quad (\text{Ecuac. 14})^6$$

Donde:

ΔP_f = Caída de presión debido a la fricción, psi

ρ = Densidad del fluido, lbm/pie³

f_m = Factor de Fricción de Moody

L = Longitud de la tubería, pie

V = Velocidad del fluido, pie/seg

D = Diámetro interno de la tubería, pie

g_c = Constante gravitacional = 32,2 (pie*lbm/lbf*seg²)

Para encontrar el Factor de Moody (f_m), es necesario conocer el tipo de flujo que fluye por la tubería, es decir, si es laminar o turbulento; para ello es necesario determinar el Número de Reynolds (Re).

Si el Número de Reynolds (Re) es menor de 2000 (Re<2000), entonces se conoce el flujo como “Laminar”. En este caso, el factor de fricción de Moody (f_m), depende sólo del Número de Reynolds; y se determina por la siguiente expresión:

$$f_m = \frac{64}{Re} \quad (\text{Ecuac. 15})^6$$

En el caso particular de flujo laminar, la caída de presión se obtiene de la siguiente expresión:

$$\Delta P_f = 0,000688 \frac{\mu L V}{d^2} \quad (\text{Ecuac. 16})^6$$

Donde:

ΔP_f = Caída de presión debido a la fricción, psi

L = Longitud de la tubería, pie

V = Velocidad del fluido, pie/seg.

μ = Viscosidad del fluido, cp

d = Diámetro interno de la tubería, pulgadas

Cuando el flujo es turbulento, el factor de fricción depende tanto del número de Reynolds, así como de la rugosidad (aspereza) relativa de la tubería; y su determinación puede realizarse por medio del uso del Gráfico de Moody:

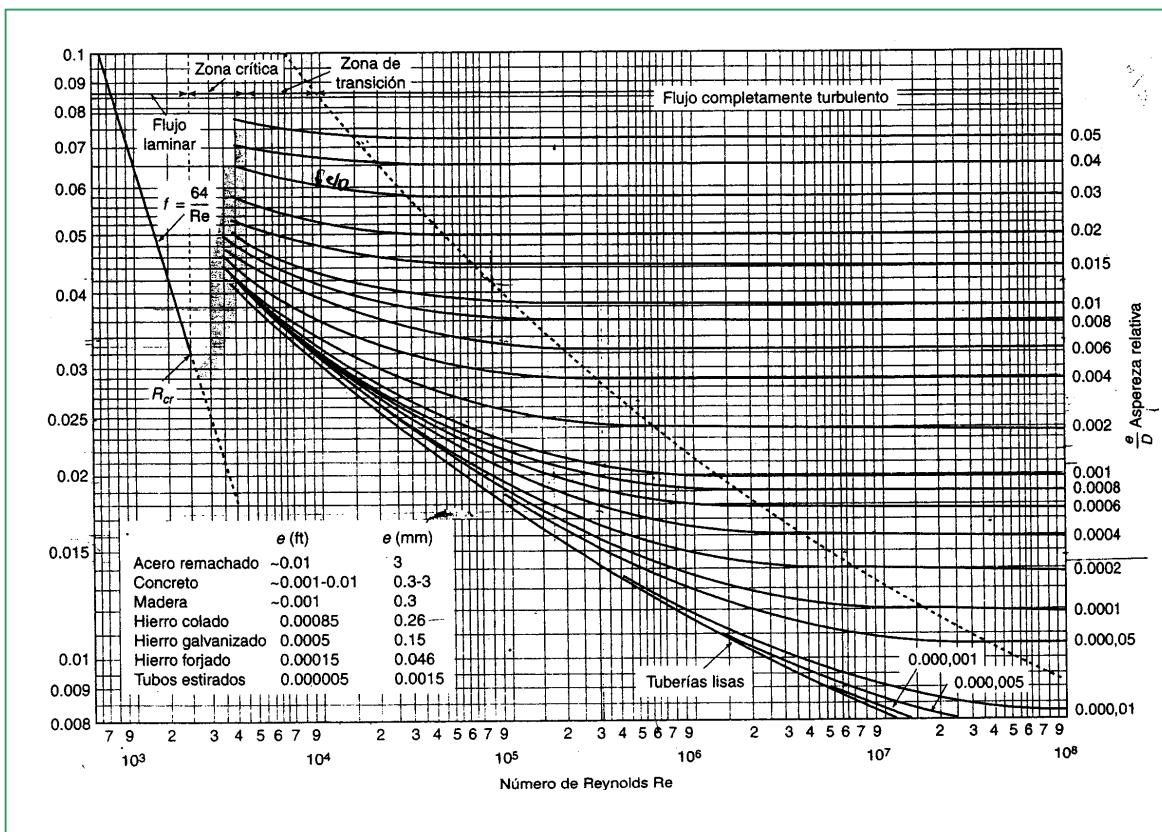


Fig. 2.4. Gráfico de Moody¹⁵

Este diagrama tiene varias características, entre las cuales se pueden destacar:

- Para una rugosidad dada, expresada en función de la rugosidad relativa (ϵ/d), hay un valor de Re por encima del cual el factor de fricción es constante, y esto define el régimen completamente turbulento.
- Con valores de rugosidad más pequeños, se observa que, al disminuir Re , el factor de fricción aumenta en la zona de transición y finalmente adquiere el mismo valor que para una tubería lisa.
- Con números de Reynolds por debajo de 2000, se muestra el factor de fricción como laminar. La zona crítica acopla el flujo turbulento con el laminar y podría representar el flujo oscilante que existe de forma alternada como turbulento y laminar.

- Los valores de ϵ en el diagrama son para tuberías nuevas. Con el tiempo la tubería se corrode y ensucia, lo que altera tanto la aspereza como el diámetro de la tubería, por lo que ese factor debe ser considerado.

Como sustitución del Gráfico de Moody, fueron desarrolladas una serie de ecuaciones, tal como es el caso de la Ecuación de Churchill y Usagi¹⁶, por medio de la cual se puede obtener el factor de fricción de Fanning (f_f), el cual es cuatro veces el factor de Moody (f_m). Dicha ecuación, es la siguiente:

$$f_f = 2 \left[\left(\frac{8}{Re} \right)^{12} + \frac{1}{(A+B)^{1.5}} \right]^{0.0833} \quad (\text{Ecuac.17})^{16}$$

$$A = \left[2,457 \ln \left(\frac{1}{\left(\left(\frac{7}{Re} \right)^{0.9} + 0,27(\epsilon/d) \right)} \right) \right]^{16} \quad (\text{Ecuac.18})^{16}$$

$$B = \left(\frac{37530}{Re} \right)^{16} \quad (\text{Ecuac.19})^{16}$$

Luego,

$$f_m = 4,0 f_f \quad (\text{Ecuac.20})^6$$

2.6 Flujo de Gas en Estado Estable¹⁷

El flujo de gas es gobernado por los mismos principios que el flujo de líquidos. Sin embargo, la implementación de esos principios presenta mayor dificultad, debido a que el gas es un fluido muy compresible. Las propiedades de los fluidos son función de la presión, de la temperatura y además de los cambios con longitud. Esto hace que el flujo de gas sea más crítico, respecto a los líquidos.

Los factores que influyen en las características del flujo de gas, pueden ser divididos en tres clases:

a) Propiedades del flujo de gas:

- Densidad
- Viscosidad
- Factor de compresibilidad

b) Propiedades de la tubería:

- Diámetro
- Longitud
- Rugosidad de la tubería (absoluta y relativa)

c) Condiciones de operación de la tubería:

- Presión de operación

- Temperatura de operación
- Velocidad del gas
- Cambios de elevación

La ecuación 21 utilizada en los cálculos en líneas de gas, fue desarrollada bajo las siguientes suposiciones:

- El sistema no realiza trabajo
- El gas se comporta como un gas ideal
- Flujo isotérmico
- Los cambios en la elevación son insignificantes
- Flujo estable y continuo
- Cambios en la energía cinética despreciables

Con las suposiciones anteriores se generó la siguiente ecuación básica que describe el flujo de gas en tuberías:

$$q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^5}{\gamma * L * T_m} \right]^{0.5} * \frac{1}{\sqrt{f}} \quad (\text{Ecuac.21})^{17}$$

Donde:

P_1 = Presión a la entrada de la tubería, lpcia

P_2 = Presión a la salida de la tubería, lpcia

T_m = Temperatura del gas en la tubería, °R

f = Factor de fricción, adimensional

L = Longitud de la línea, milla

d = Diámetro interno de la tubería, pulgadas

γ = Gravedad específica del gas, adimensional

sc = Condiciones estándar

q_{sc} = Tasa de flujo a T_{sc} y P_{sc} , PCN/D

K = Constante que depende de las unidades utilizadas

Debido a que la suposición de gas ideal no es válida en el cálculo de líneas de flujo, se hace necesario añadir una corrección para condiciones de no-idealidad o condiciones reales, por lo que se incorpora a la ecuación 21 el factor de compresibilidad de los gases. La ecuación queda expresada de la siguiente manera:

$$q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right) * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^5}{\gamma * L * T_m * Z_m} \right]^{0.5} * \frac{1}{\sqrt{f}} * E \quad (\text{Ecuac.22})^{17}$$

En la ecuación 22 es añadido un factor de eficiencia de la tubería (E) que considera los efectos de las irregularidades (curvaturas, presencia de pequeñas cantidades de líquidos, disminución del diámetro, etc.) y los accesorios (válvulas y codos) que existen en la tubería además de otros factores que reducen la tasa de flujo. El valor de E usualmente

utilizado en diseño es 0,92. Algunos operadores recalculan en valor de E con data de producción real. Algunas compañías utilizan un factor de eficiencia de acuerdo a lo siguiente¹⁷:

Tabla. 4: Eficiencias de tuberías ¹⁷

Eficiencia de tubería (E)	Condiciones
1,00	Tubería nueva, sin curvatura (rara vez usada en diseños)
0,95	Tubería en excelentes condiciones (cochino frecuente)
0,92	Tubería en buenas condiciones (diseño normal)
0,85	Tubería en condiciones adversas (sin uso de cochino)

La forma final de la ecuación utilizada en el cálculo de líneas de gas, es dependiente del factor de fricción utilizado, de acuerdo a esto se divide en tres clases generales:

- Las basadas en un factor de fricción constante: Estas ecuaciones fueron derivadas para sistemas de baja presión y actualmente tienen muy poca aplicación.
- Aquellas donde el factor de fricción que es función únicamente del diámetro: Ecuación de Weymouth
- Aquellas donde el factor de fricción es función del número de Reynolds o de una versión modificada: Ecuación de Panhandle y AGA

La tabla 5 muestra las cuatro ecuaciones más utilizadas en la industria para los cálculos en líneas de gas.

Tabla 5: Ecuaciones para el Cálculo en Líneas de Flujo de Gas¹⁸

Ecuación	Sistema Métrico	Sistema Inglés
Weymouth $q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1.000} * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^{5.333}}{\gamma * L * T_m * Z_m} \right]^{0.5} * E$	$K = 1.162 * 10^7$ $f = \frac{0.0109}{d^{0.33}}$	$K = 433.49$ $f = \frac{0.008}{d^{0.33}}$
Panhandle A $q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1.0788} * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^{4.854}}{\gamma^{0.8541} * L * T_m * Z_m} \right]^{0.5394} * E$	$K = 1.198 * 10^7$ $f = \frac{0.0099}{\left(\frac{q * \gamma}{d} \right)^{0.1461}}$	$K = 435.87$ $f = \frac{0.0192}{\left(\frac{q * \gamma}{d} \right)^{0.1461}}$
Panhandle B $q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1.02} * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^{4.961}}{\gamma^{0.961} * L * T_m * Z_m} \right]^{0.51} * E$	$K = 1.264 * 10^7$ $f = \frac{0.0030}{\left(\frac{q * \gamma}{d} \right)^{0.03922}}$	$K = 737$ $f = \frac{0.00359}{\left(\frac{q * \gamma}{d} \right)^{0.03922}}$
AGA $q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1.000} * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^5}{\gamma * L * T_m * Z_m} \right]^{0.5} * F_f * \frac{1}{\sqrt{f}}$	$K = 5.622 * 10^5$	$K = 38.774$
	Flujo Parcialmente Desarrollado: $\frac{1}{\sqrt{f}} = 4 * \log \left[\frac{Re}{1.41 * \frac{1}{\sqrt{f}}} \right]$	Flujo Completamente Desarrollado: $\frac{1}{\sqrt{f}} = 4 * \log \left[3.7 * \frac{d}{\varepsilon} \right]$

Donde:

P_1 = Presión a la entrada de la tubería, lpsca

P_2 = Presión a la salida de la tubería, lpsca

T_m = Temperatura de la línea, °R

f = Factor de fricción, adimensional

L = Longitud de la línea, milla

d = Diámetro interno de la tubería, pulgadas

γ = Gravedad específica del gas, adimensional

sc = Condiciones estándar

q_{sc} = Tasa de flujo a T_{sc} y P_{sc} , PCN/D

K = Constante que depende de las unidades utilizadas

E = Eficiencia de la tubería, adimensional

F_f = Factor de arrastre, adimensional

Re = Número de Reynolds, adimensional

ϵ/d = Rugosidad relativa de la tubería, adimensional

Z_m = Factor de compresibilidad promedio, adimensional

No hay una ecuación universal que sea superior bajo todas las condiciones para todos los gases, sin embargo, es importante conocer el origen y las limitaciones de cada uno de los métodos de cálculo.

2.6.1 Ecuación AGA¹⁶

Esta ecuación puede ser aplicada para tuberías de prácticamente cualquier diámetro y rugosidad, además de ser válida para abordar los dos casos que se presentan en el flujo turbulento:

- Flujo parcialmente desarrollado
- Flujo completamente desarrollado

Dichas situaciones están claramente identificadas en el diagrama de Moody para la estimación del factor de fricción en tuberías

a) Flujo parcialmente desarrollado

Para flujo parcialmente desarrollado, el factor de transmisión es función también del flujo, por lo que la ecuación debe ser resuelta mediante un método iterativo.

b) Flujo completamente desarrollado

Para flujo completamente desarrollado, la ecuación se basa en la rugosidad relativa de la tubería (ε / d) y el factor de transmisión está dado por ecuación presentada en **la tabla 5**. En este rango, la ecuación puede ser evaluada directamente, sin requerir de una solución iterativa

c) Zona de transición

Como se muestra en la figura 2.5, la transición entre flujo parcialmente desarrollado y completamente desarrollado idealmente ocurre en un punto único, en el cual el Reynolds tiene el mismo valor para flujo parcialmente desarrollado y completamente desarrollado (punto de transición AGA). En la realidad, la transición entre flujo parcialmente desarrollado y completamente desarrollado no ocurre en un punto único como idealmente se considera, sino que existe una zona de transición similar a la existente en el diagrama de Moody. La gráfica mostrada es una función de la tasa de flujo, propiedades del gas y del diámetro interno de la tubería.

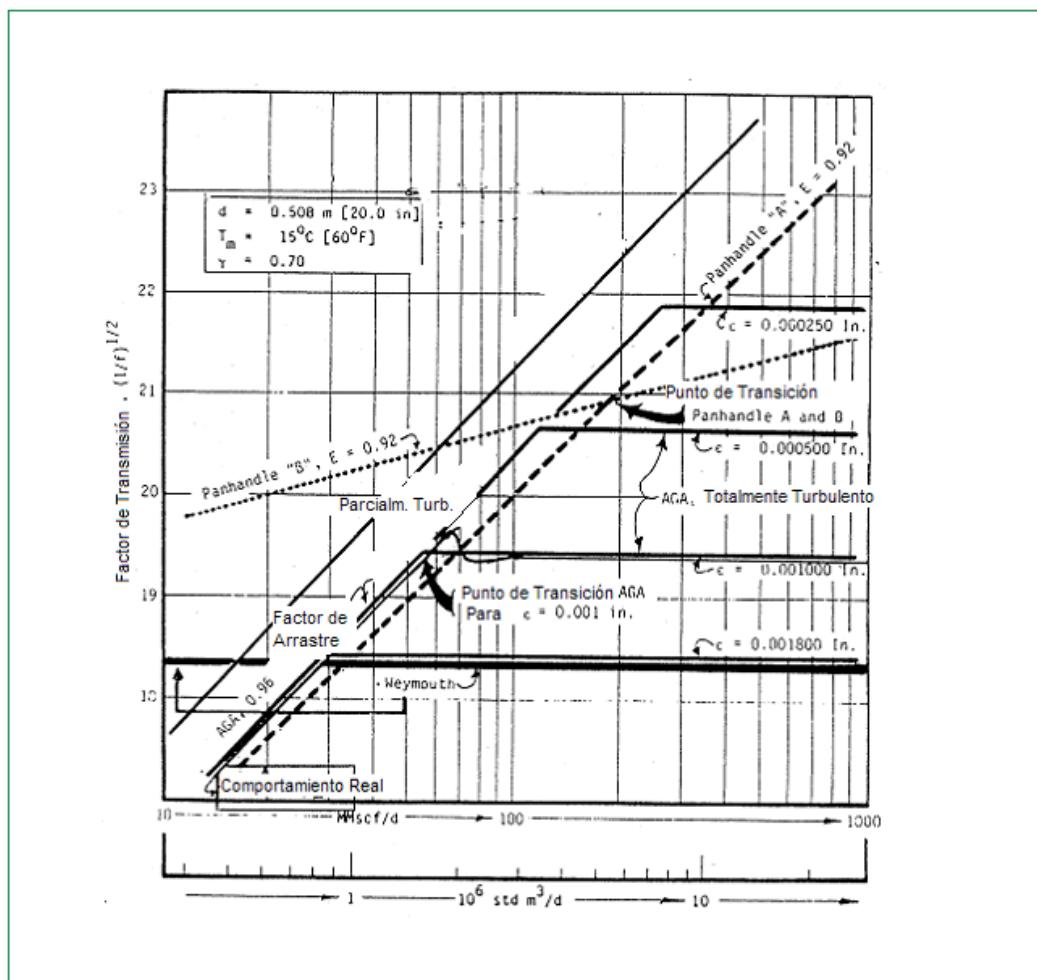


Fig. 2.5 Reynolds de Transición¹⁶

El punto de transición es una función directa de la rugosidad, como se observa en la figura 2.5, el punto de transición varía con la variación de la rugosidad, es decir, a distintos valores de rugosidad se tendrán diferentes puntos de transición.

El punto de transición ideal es encontrado igualando las ecuaciones de factores de transmisión para flujos parcialmente desarrollados y completamente desarrollados mostradas en la tabla 5 (Ecuación AGA). La ecuación resultante para el cálculo del Reynolds en el punto de transición es la siguiente:

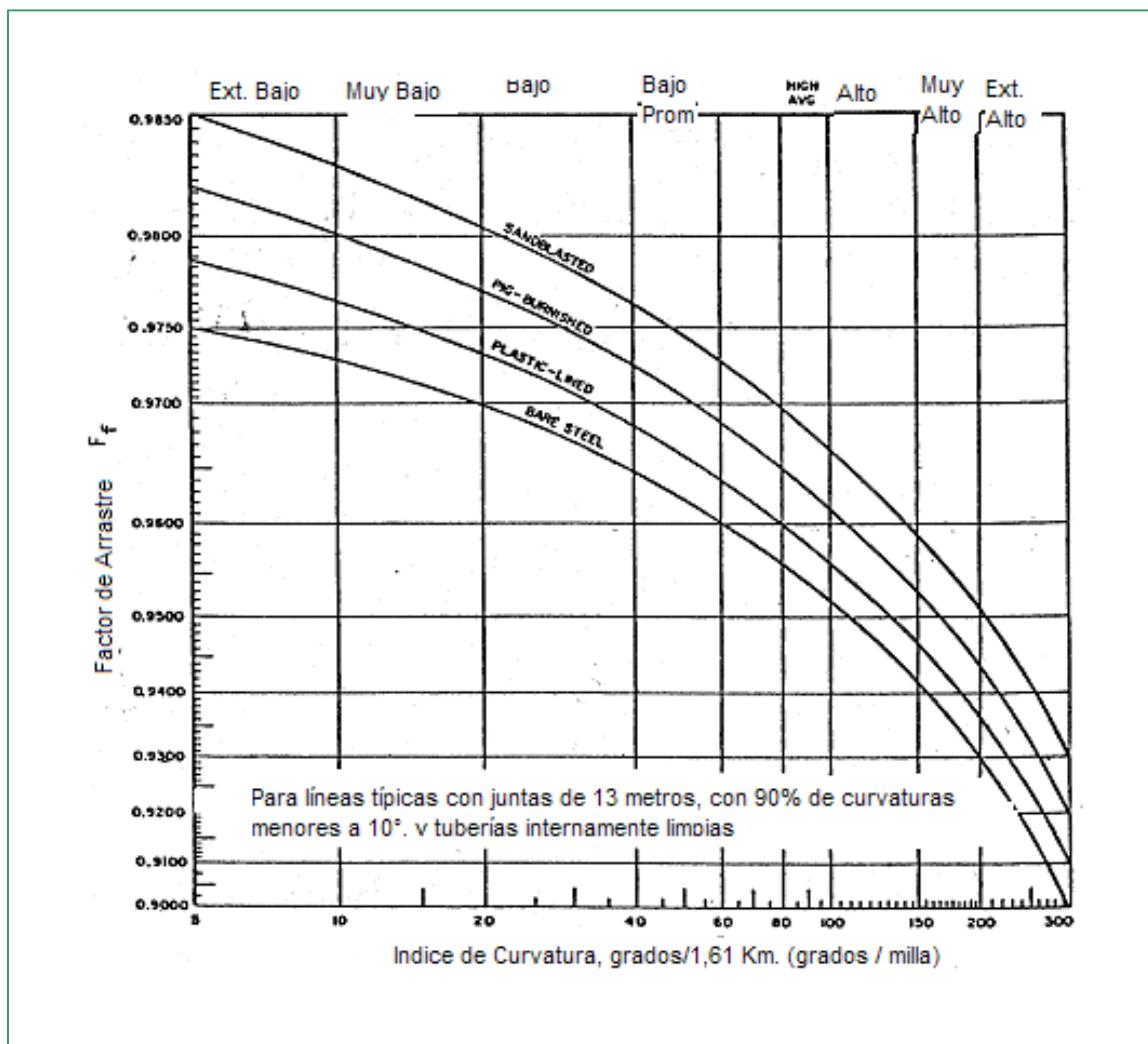
$$Re = 1.413 * \left(3.7 * \frac{d}{\varepsilon} \right) * \left(4 * \log \left(3.7 * \frac{d}{\varepsilon} \right) \right) \quad (\text{Ecuac.23})^{17}$$

Donde:

Re = Reynolds de transición, adimensional

ε/d = Rugosidad relativa de la tubería, adimensional

La ecuación de AGA, como puede observarse en la tabla 5, incluye un factor de arrastre (F_f) para compensar las irregularidades que pudiesen existir en las tuberías como consecuencias de las curvaturas, soldaduras y válvulas. Este factor fue introducido para minimizar la necesidad del uso de un factor de eficiencia arbitrario (E). La figura 2.6 muestra una correlación para la estimación del factor de arrastre como una función del índice de curvatura o doblez de la tubería y del tipo de tubería. Esta correlación es aplicada para el cálculo del factor de arrastre en líneas de transmisión. En líneas de recolección que pueden contener líquidos, posibles sólidos del yacimiento (arenas, etc.) la fig. 2.6 posee poca validez, por lo que puede ser calculado a través de data de operación. En esta situación el factor de arrastre no se diferencia del factor de eficiencia mostrado en la tabla 4¹⁷.

Fig. 2.6. Factor de Arrastre¹⁷

2.6.2 Ecuación de Weymouth¹⁶

Esta ecuación fue publicada en 1912, y no es válida en la región de flujo turbulento parcialmente desarrollado y requiere de factores de corrección para cada sistema en particular. Sin embargo, por su mayor facilidad de cálculo respecto a otras ecuaciones, como por ejemplo AGA, es comúnmente aplicada para tuberías cortas y líneas de recolección de gas que operen por encima de los 100 lpc, de longitud menor o igual a 1 Kilómetro y diámetro nominal menor o igual a 8 pulgadas.

El factor de fricción utilizado en la ecuación de Weymouth fue derivado a partir de pruebas con aire comprimido en tuberías cuyo diámetro interno varió de 0.8 a 11.8 pulgadas y equivale al factor de Moody, en flujo turbulento completamente desarrollado, de una tubería de 20 pulgadas de diámetro.

La experiencia en la industria indica que el factor de fricción utilizado por Weymouth es demasiado grande en líneas de diámetros grandes y que para la transmisión de gas a través de líneas largas no es recomendable el uso esta ecuación.

2.6.3 Ecuación de Panhandle¹⁸

Es una ecuación usada para predecir el comportamiento del flujo de gas en tuberías de diámetros grandes. Una serie de pruebas de caídas de presión en una tubería de 24 pulgadas de diámetro, a través de la cual fluía gas fue realizada por Panhandle en los años 1940, Los resultados fueron correlacionados utilizando la ecuación 21 para resolver para el factor de fricción. La ecuación resultante fue conocida como la ecuación de Panhandle A (ver tabla 5), la cual asume para el cálculo del factor de transmisión valores del número de Reynolds de 5 a 11 millones, y cuando es ajustada por un factor de eficiencia de 0.9 puede aproximar el comportamiento de flujo parcialmente turbulento. Esta ecuación tiene la limitación de que es menos precisa cuando se incrementa la tasa de flujo.

En 1956 fue publicada una nueva versión de la ecuación de Panhandle, que fue conocida como la ecuación Panhandle B (ver tabla 5), la cual es dependiente del número de Reynolds y se aproxima más al comportamiento de flujo completamente turbulento.

2.7 Bombas¹⁹

Un equipo de bombeo es un transformador de energía. Recibe energía mecánica, que puede proceder de un motor eléctrico, térmico, etc., y la convierte en energía que un fluido adquiere en forma de presión, de posición o de velocidad. Un ejemplo de bombas que adicionan energía, sería una bomba en un oleoducto, en donde las cotas de altura, así como los diámetros de tubería y consecuentemente la velocidad fuesen iguales, en tanto que la presión es incrementada para poder vencer las pérdidas por fricción que se tuviesen en la conducción.

➤ Bombas de Desplazamiento Positivo

En estas bombas, el fluido que se desplaza siempre está contenido entre el elemento impulsor que puede ser un émbolo, un diente de engrane, un aspa, etc., y la carcasa o el cilindro.

Las bombas de desplazamiento positivo se dividen en dos grupos principales: El de las bombas reciprocas para manejo de líquidos y gases, operadas por vapor y mecánicamente; y el grupo de las bombas rotatorias (engranajes, aspas, levas, tornillos, etc.) que constituye un grupo cada vez más numeroso y variado.

El funcionamiento de las bombas de desplazamiento positivo se puede explicar por medio de la siguiente figura:

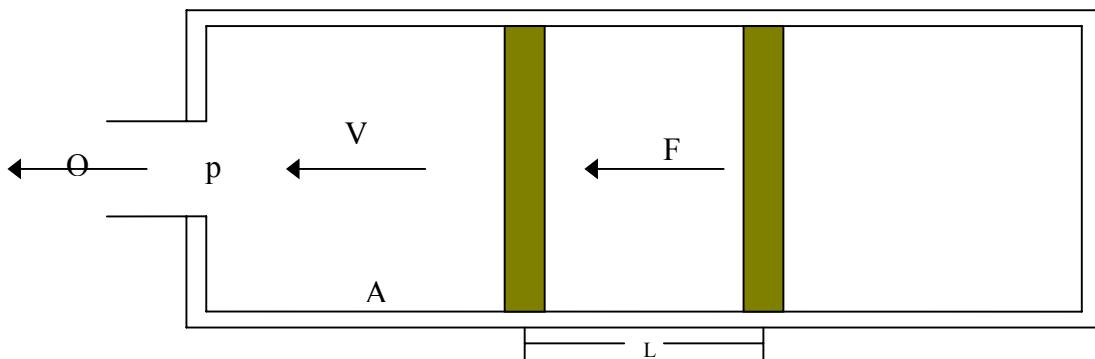


Fig. 2.7 Cilindro de una Bomba de DesplazamientoPositivo¹⁹

En el interior del cilindro de la fig. 2.7, en que un émbolo se desplaza con movimiento uniforme a velocidad V , hay un fluido a la presión “ p ”. El movimiento del émbolo se debe a la fuerza aplicada F . El émbolo recorre un espacio L hacia la izquierda, el volumen que ocupa el líquido se reducirá con un valor igual a $A*L$ (donde A es igual al área transversal del émbolo). Como el fluido es incompresible, el volumen de líquido que sale por el orificio también será $A*L$. El tiempo “ t ” empleado en recorrer la distancia L es:

$$t = \frac{L}{V} \quad (\text{Ecuac.24})^{19}$$

La tasa Q , o volumen desplazado en la unidad de tiempo será:

$$Q = \frac{A * L}{t} = A * V \quad (\text{Ecuac.25})^{19}$$

Si no hay fricción, la potencia comunicada al fluido será:

$$P = F * V \quad (\text{Ecuac.26})^{19}$$

pero

$$F = p * A \quad (\text{Ecuac.27})^{19}$$

$$P = F * V = p * A * V = Q * p \quad (\text{Ecuac.28})^{19}$$

Con lo anterior, se puede decir que el principio de la bomba de desplazamiento positivo consiste en el movimiento de un fluido causado por la disminución del volumen de una cámara. Por tanto, en una máquina de desplazamiento positivo el elemento que origina el

intercambio de energía no tiene necesariamente movimiento alternativo (émbolo), sino que puede tener movimiento rotatorio (rotor).

Sin embargo, en las máquinas de desplazamiento positivo, tanto reciprocas como rotatorias, siempre hay una cámara que aumenta de volumen (succión) y disminuye de volumen (impulsión). Por ello, también estas máquinas se llaman también volumétricas.

➤ Curva de Fricción de un Sistema

Una gráfica carga (H) – capacidad (Q), como la mostrada en la fig. 2.8, se denomina curva de fricción del sistema. La curva pasa siempre por el origen, puesto que si no hay carga (H) desarrollada por la bomba, es lógico que no exista flujo en el sistema de tuberías.

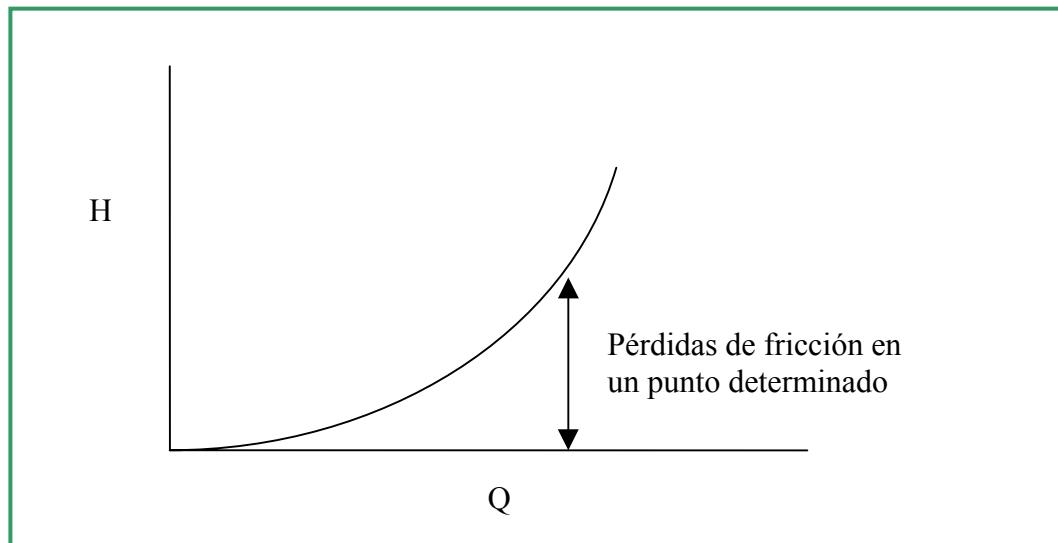


Fig. 2.8 Curva de Fricción de un Sistema de Bombeo¹⁹

Las pérdidas de carga por fricción en un sistema de bombeo son una función del tamaño de la tubería, longitud, número y tipo de los accesorios que lo integran, velocidad del flujo del líquido y, desde luego, su naturaleza.

Para un sistema dado, las pérdidas que se tienen en la carga (considerando la succión y la descarga) por fricción, varían aproximadamente con el cuadrado de la velocidad del líquido en el sistema.

Este análisis es necesario para conocer el punto en el cual trabaja una bomba y debe hacerse antes de investigar si las deficiencias del funcionamiento de un equipo se deben a los defectos mecánicos o de instalación.

➤ Punto de Operación de la Bomba

Este punto se obtiene a combinar la curva de fricción del sistema con la curva H – Q de la bomba. Dicho punto es aquel al cual trabaja una bomba determinada, en el sistema para el cual se ha trazado la misma.

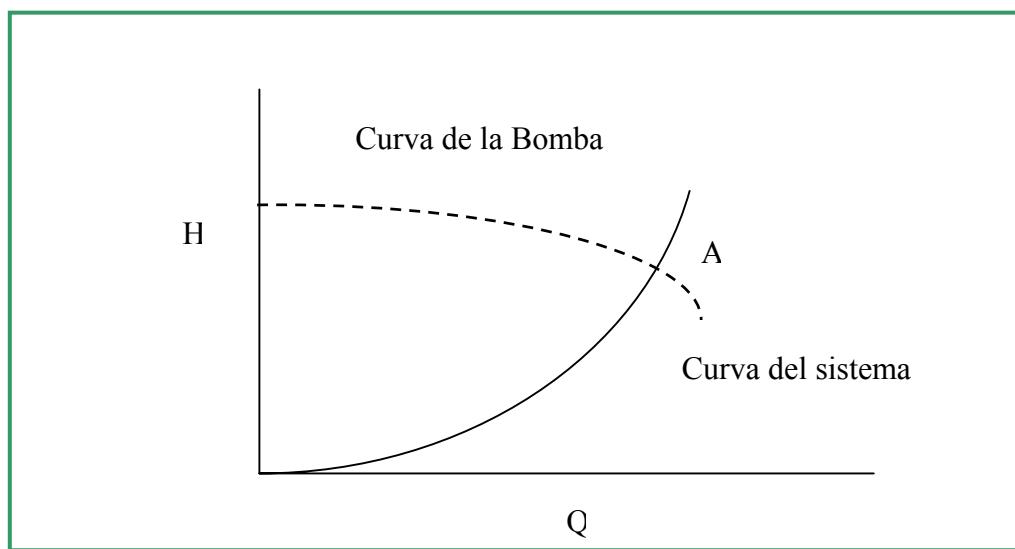


Fig.2.9 Punto de Operación de la Bomba¹⁹

En la figura 2.9, el punto A corresponde al funcionamiento de una bomba con una condición H –Q que actúa sobre un sistema con una curva de carga determinada.

➤ Operación de Bombas en Serie y en Paralelo

Hay casos en que las necesidades de un sistema exigen que varíe la carga o la tasa. En tal caso se usan bombas en serie o en paralelo.

Para bombas en serie, el rendimiento requerido se obtiene agregando las cargas a la misma capacidad. Si las bombas operan en paralelo, se agregan las capacidades para la misma carga.

Al superponer la curva de carga del sistema sobre la del funcionamiento de la bomba se aprecian claramente las tasas que se pueden obtener y las cargas a que trabajará cada bomba.

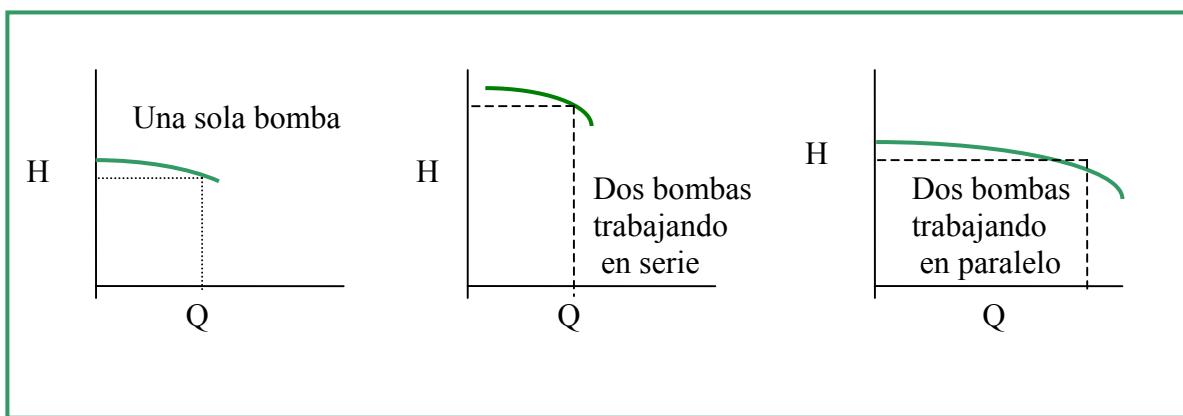


Fig. 2.10 Comparación de las curvas de la Bomba. En Serie o en Paralelo¹⁹

3 DESCRIPCIÓN DEL AREA MAYOR DE SOCORORO²⁰

3.1 Características Generales del Área

Lo que genéricamente se denomina Área Mayor de Socororo es un bloque irregular de unos 270 kilómetros cuadrados de superficie, ubicado en las inmediaciones de la población de Pariaguán, Estado Anzoátegui, en el flanco sur de la Cuenca Oriental de Venezuela, al suroeste del Área Mayor de Oficina. Dicho bloque comprende los campos petrolíferos de Socororo, Cachicamo y Caricari.

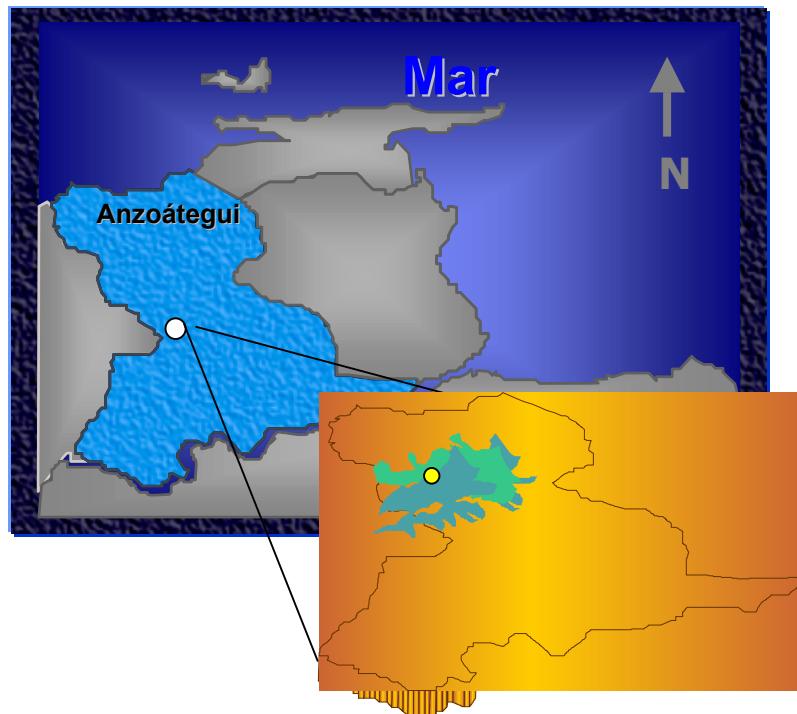


Fig. 3.1 ÁREA MAYOR DE SOCORORO²⁰

El área en evaluación muestra los siguientes límites: Al oeste limita con el Campo Budare, al sur limita con los campos pertenecientes a Petrozuata, al este limita con el Campo Yopales y al noreste limita con el Campo Caracoles.

Capítulo III: Descripción del Área Mayor de Socororo

Los campos que integran el Área Mayor de Socororo; Caricari, Cachicamo, y Socororo, propiamente dicho, fueron descubiertos a inicios de la década de los cuarenta y en ellos se perforaron un total de 93 pozos, 35 de los cuales resultaron secos y fueron abandonados.

En el Campo Socororo han sido perforados 58 pozos, de los cuales 2 están activos, 34 se encuentran inactivos y 22 están abandonados. Los pozos productores activos son: SOC-04 y ES-446.

En el Campo Caricari fueron perforados 25 pozos, de los cuales 14 están inactivos y 11 están abandonados.

En el Campo Cachicamo se encuentran perforados 10 pozos, de los cuales 8 están inactivos y 2 están abandonados

Las cifras oficiales indican que para Junio de 2001 los campos del Área Mayor de Socororo habían producido un volumen acumulado de petróleo de 10,1 MMBN que, comparados con las cifras oficiales de petróleo original en sitio de 418 MMBN, resulta en un factor de recobro de 2,0 %.

Un resumen de las características del Área se presenta en la tabla que a continuación se expone:

Capítulo III: Descripción del Área Mayor de Socororo

Tabla 6: Características de los Fluidos del Área Mayor de Socororo²¹

POES/GOES (MMBN/MMMPC)	418 / 278
Res. Recup. (MMBN/MMMPC)	61 / 228
Prod. Acum. (MMBN/MMMPC)	10 / 21
Res. Rem. (MMBN/MMMPC)	51 / 207
API	16
Profundidad Media	3850'
Presión Actual (Lpc)	1000-1600
Fr Actual	2%
Fr Esperado	15%
Prod/Pozo (BNPD)	76
Potencial Actual (BNPD)	247
Total de Pozos	93
Nº Pozos Activos	2
Nº Pozos Aband/ Secos	35
Nº Pozos Inactivos	56
Nº Yacimientos	103 de petróleo y 77 gas no asociado

3.1.1 Sub - División del Área Mayor de Socororo

Para fines de trabajar con los esquemas de producción, los pozos se dividieron por áreas de producción de acuerdo a su ubicación relativa, de la siguiente manera:

➤ **Área 1, Socororo Este**

Pozos del Campo Socororo, asociados a la Estación Socororo EF-1 y ubicados en la zona sur y noreste del campo

➤ Área 2, Socorro Oeste

Pozos del Campo Socororo asociados a la Estación Elías EF-11, y ubicados en la zona noreste del campo

➤ Area 3, Cachicamo

Pozos del Campo Cachicamo asociados a la Estación CACHEF-1

➤ Área 4, Caricari

Pozos del Campo Caricari asociados a la Estación CCEF-1

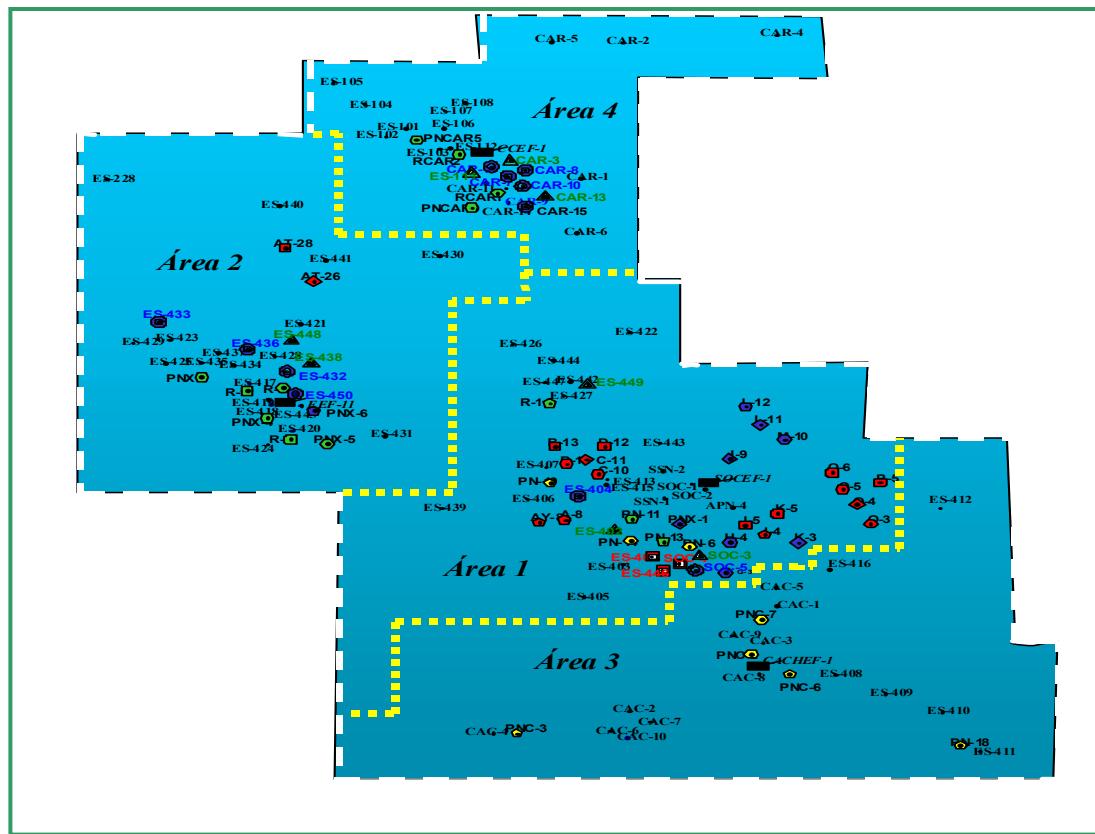


Fig. 3.2 Subdivisión del Área Mayor de Socororo²¹

3.2 Reservas de Hidrocarburos del Área Mayor de Socororo²¹

3.2.1 Reservas Probadas

Las reservas probadas originales estimadas de petróleo son 418 MMBN, las de gas asociado (en solución y de capa de gas) son 126 MMMPCN y de gas no asociado son 152 MMMPCN.

Las reservas recuperables están en el orden de 61 MMBN de petróleo (para un factor de recobro promedio de 14,6% del POES), de gas asociado de 108 MMMPCN (para un factor de recobro promedio de 85,7% del GOES asociado), y de gas no asociado de 120 MMPCN (para un factor de recobro promedio de 78,9% del GOES no asociado); para un total de gas de 228 MMMPCN.

La producción acumulada que se reporta es de 10,1 MMBN de petróleo y 21 MMMPCN de gas, con un volumen de gas inyectado de 11 MMMPCN. Por consiguiente, las reservas remanentes de petróleo son de 51 MMBN, las reservas remanentes de gas asociado de 87 MMMPCN y las de gas no asociado de 120 MMMPCN; para un total de 207 MMMPCN de gas.

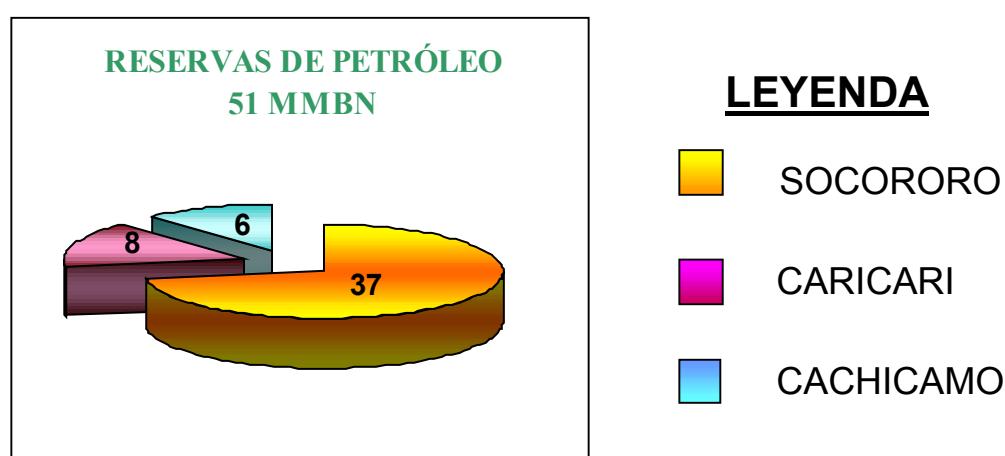


Fig. 3.3. Reservas de Petróleo Área Mayor de Socororo²¹

3.2.2 Reservas Probables

Las reservas probables originales estimadas de petróleo son 177 MMBN y las de gas asociado (en solución y de capa de gas) de 142 MMMPCN, y no existen de gas no asociado.

Las reservas recuperables están en el orden de 44 MMBN de petróleo (para un factor de recobro promedio de 24,9% del POES) y de gas asociado de 117 MMMPCN (para un factor de recobro promedio de 82,4% del GOES asociado).

3.2.3 Reservas Posibles

Las reservas posibles originales estimadas de petróleo son 164 MMBN, las de gas asociado (en solución y de capa de gas) de 41 MMMPCN y de gas no asociado de 12 MMMPCN.

Las reservas recuperables están en el orden de 24 MMBN de petróleo (para un factor de recobro promedio de 14,6% del POES), de gas asociado de 29 MMMPCN (para un factor de recobro promedio de 70,7% del GOES asociado), y de gas no asociado de 9 MMPCN (para un factor de recobro promedio de 75% del GOES no asociado); para un total de gas de 38 MMMPCN

4 DESCRIPCIÓN DEL PLAN DE DESARROLLO PDD (2002-2021)²¹:
(Estipulado en noviembre de 2001)

La estrategia de explotación del Área Mayor de Socororo planificada por PetroUCV apunta a desarrollar y producir el 80% de las reservas probadas, un 50% del total de reservas probables, y el 25% del total de las reservas posibles.

Para este fin, y tomando en consideración el grado de incertidumbre en el entendimiento de los yacimientos y acumulaciones en el subsuelo actualmente, PetroUCV diseñó un Plan de Desarrollo que incorpora las siguientes fases:

1. Una campaña inicial de toma de información, pautada para el comienzo de arranque de operaciones, la cual consiste en la perforación de cuatro pozos pilotos, uno por cada área a desarrollar. Adicionalmente se realizarán una serie de trabajos de rehabilitación de pozos, a fin de evaluar la factibilidad real de establecer estrategias que utilicen las instalaciones inactivas en el campo. En el primer año del Convenio Operativo se tiene previsto la reactivación de 12 pozos actualmente inactivos en las áreas productoras 1 y 2 del Campo Socororo. En el segundo año se reactivarán 8 pozos en el área productora 4 del Campo Caricari.
2. Desarrollo a partir del tercer año de las reservas probables y posibles, comenzando con la perforación de dos pozos exploratorios, seguidos por la perforación de cuatro pozos de diámetro reducido (slim hole), en el cuarto año.
3. Posteriormente, se contempla la perforación de tres pozos multilaterales, tres inclinados de alto ángulo, y 10 verticales, incluidos tres de diámetro reducido.
4. Optimización del plan, por medio de la perforación de pozos que fueron denominados, como de nueva arquitectura o de arquitectura no convencional, tales como pozos multilaterales de brazos inclinados.

Capítulo IV: Descripción del Plan de Desarrollo

Las fases 1, 2, 3 y 4 se pueden resumir en el siguiente cronograma de perforación de pozos:

Tabla 7: Cronograma de Perforación de Pozos

Pozos Nuevos					
Año	Verticales	Multilaterales	Alto Ángulo	Slim Hole	Total
1	2				2
2	4	7			11
3		2	5		7
4		1	1	4	6
5		2			2
6			3		3
7	6				6
8	1			3	4
Total	13	12	9	7	41

De los pozos verticales indicados en la tabla anterior, los primeros dos corresponden a pozos pilotos (Campo Socororo) y de los restantes 2 corresponden a pozos pilotos (Campos Cachicamo y Caricari) y 9 a pozos de avanzada y exploratorios de áreas nuevas. Los 9 pozos multilaterales a perforarse entre los años 2 y 3 corresponden a desarrollo de reservas probadas, y los restantes 3 pozos multilaterales están diseñados para desarrollar las reservas probables y posibles. En cuanto a los pozos de alto ángulo, los 6 a perforarse entre los años 3 y 4 desarrollarán reservas probadas y los 3 restantes servirán para desarrollar las reservas posibles. Finalmente, los pozos Slim Hole se utilizarán para confirmar la existencia de las reservas probables y posibles.

4.1 Premisas y/o Parámetros Considerados por PetroUCV para la Planificación del Plan de Desarrollo del Área Mayor de Socororo²¹

- Se estableció que de las reservas remanentes probadas se deberían producir como mínimo el 80% (41 MMBN), el 50% de las reservas recuperables (22 MMBN) y el 25% de las reservas recuperables posibles (6 MMBN), lo que da un total de 69 MMBN, denominadas como Reservas Óptimas Desarrollables (ROD),
- Por otra parte, para las Reservas Óptimas Desarrollables de gas asociado (en solución y en capa de gas), se estableció que se debía producir como mínimo el 80% de las reservas remanentes probadas (70 MMMPCN), el 50% de las reservas recuperables probables (58 MMMPCN) y el 25% de las reservas recuperables posibles (7 MMMPCN); lo que da un total de 135 MMMPCN de ROD.
- Con el fin de recuperar el máximo de las reservas óptimas desarrollables (ROD), el plan de explotación desarrollado fue realizado basándose en las reservas remanentes de cada yacimiento y los pozos disponibles para ser reactivados, determinándose entonces los requerimientos de pozos adicionales de nueva arquitectura, que garantizarán una máxima eficiencia de producción y de inversiones.
- Como se indicó anteriormente, el Área Mayor de Socororo se subdividió en cuatro áreas para fines operativos. El área de los campos Socororo Este y Oeste (Áreas 1 y 2) es la que dispone de mayor información, incluyendo 18 Km² de sísmica 3D. Adicionalmente, los únicos dos pozos activos del Área Mayor de Socororo se encuentran en el área 1. Por consiguiente, el plan comienza con el desarrollo del Campo Socororo Este, seguido con el de las áreas de los Campos Socororo Oeste, Caricari y Cachicamo en ese orden.
- En este PDD las tasas de petróleo estimadas para los pozos a rehabilitar se ubicaron entre 100 y 200 BPPD. Dichos valores son el resultado de una evaluación técnica de los yacimientos con reservas remanentes significativas atravesados por los pozos, así

como de la productividad histórica tanto del pozo candidato a reactivación como de los pozos vecinos.

- En cuanto a la producción de petróleo asociada a la perforación de pozos, éstas fueron establecidas, fundamentándose en análisis de los estudios realizados previamente por CORPOMENE²⁰, dejando inalterables los valores determinados o establecidos para todos los pozos, excepto las tasas de producción correspondientes a los pozos multilaterales, las cuales fueron reducidas en un 50%, lo que equivale al 30% de la tasa obtenida para los dos brazos de cada multilateral, según lo indicado en los estudios de CORPOMENE. Esto se decidió luego de evaluar el alto grado de incertidumbre que presentan los datos utilizados (permeabilidad, daño a la formación, niveles de presión y declinación del índice de productividad) durante la evaluación de la productividad de los pozos.
- Siguiendo lo establecido en el Convenio Operativo suscrito en cuanto a las tasas de declinación y consultada la experiencia al respecto en el Distrito en San Tomé, para los fines de este PDD se estableció una tasa de declinación del 26% para la producción futura de petróleo del Área Mayor de Socororo, hasta alcanzar una tasa de cierre económico de petróleo de 25 BN/D.
- La producción del gas asociada al PDD se obtuvo asumiendo que todos los pozos iniciarían con un RGP de 650 PCN/BN (tomando en consideración la posible producción del gas libre asociado), con un incremento anual del 14%, que garantiza el agotamiento del 93% de las reservas ROD probadas del gas y el 31% de las reservas ROD probables y posibles.
- Con respecto a la producción de agua, ésta se pronosticó asumiendo que los pozos que drenarían las reservas probadas comenzarían con un 30%AyS, y los pozos a completarse para producir las reservas probables y posibles se iniciarían con un 20%AyS, en ambos casos con un incremento anual de 5%.

4.2 Alcances de la Aplicación del Plan de Desarrollo Establecido por PetroUCV para la Reactivación del Área Mayor de Socororo²¹

La actividad planificada tiene el fin de alcanzar y mantener una tasa de petróleo promedio de alrededor de 12000 BNPD por un período de tiempo (plateu) de 5 años. La producción acumulada que se alcanza para el período de los 20 años, coloca el recobro de petróleo adicional en 33 MMBN de las reservas remanentes probadas (80%) y 17 MMBN de las reservas recuperables probables y posibles (61%).

En cuanto a la producción del gas asociado, se estimó que se podría obtener un máximo de 15 MMPCND, alcanzando un recobro total en el período de 20 años de 85 MMMPCN, correspondiente a reservas remanentes probadas asociadas 65 MMMPCN (93% de las ROD) y 20 MMMPCN (31%) de las reservas recuperables probables y posibles.

El pronóstico de la producción de agua arrojó que entre los años 2007 y 2009 se obtendría una producción promedia de 4100 BAPD, con una tasa máxima de 4400 BAPD en el año 2008.

4.3 Pronósticos de Producción de Crudo, Gas y Agua

Los gráficos que a continuación se mencionan, corresponden a los pronósticos de producción de crudo, gas y agua, que se aspiran alcanzar con la puesta en marcha del Plan de Desarrollo diseñado para la reactivación del Área Mayor de Socororo:

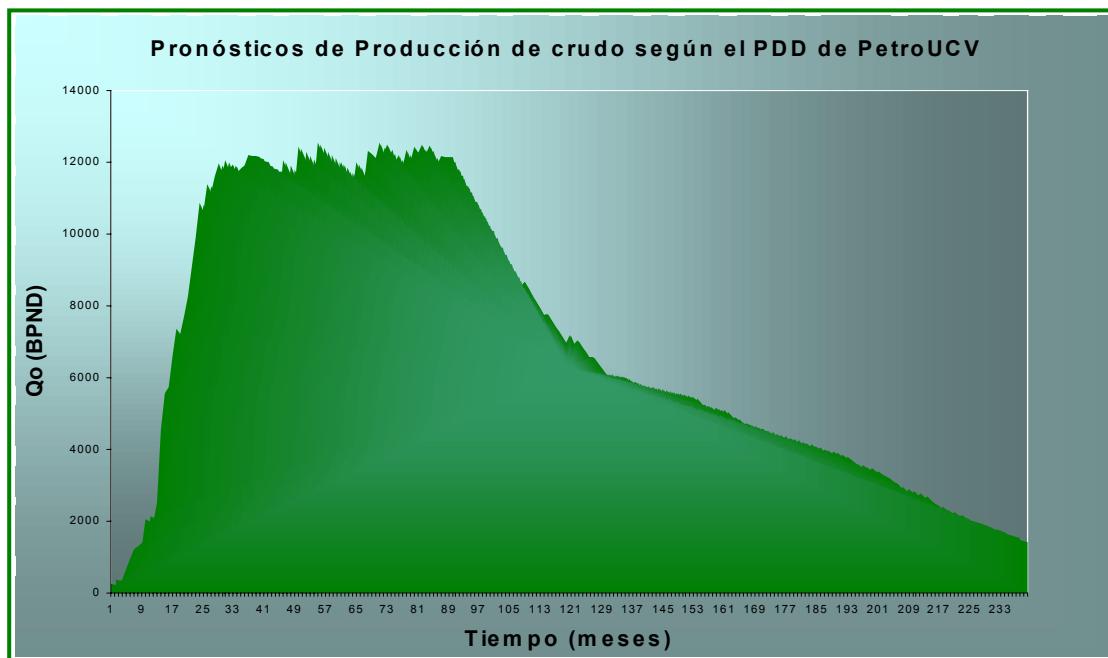


Fig. 4.1 Pronósticos de Producción de Crudo. Área Mayor de Socororo

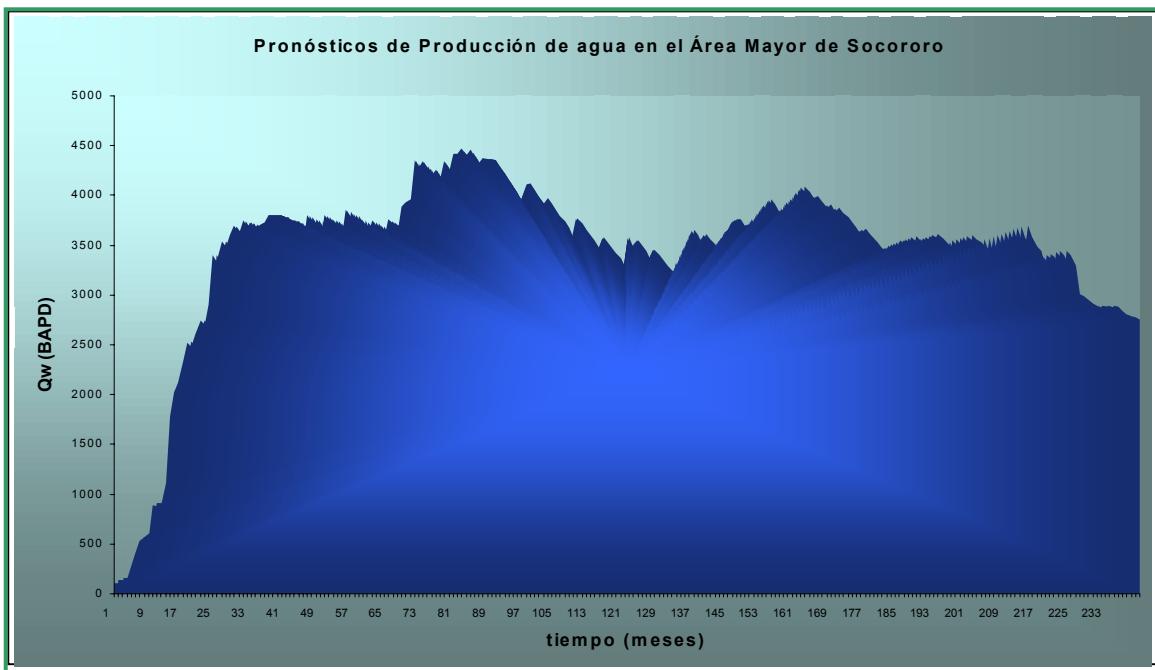


Fig. 4.2 Pronósticos de Producción de Agua. Área Mayor de Socororo

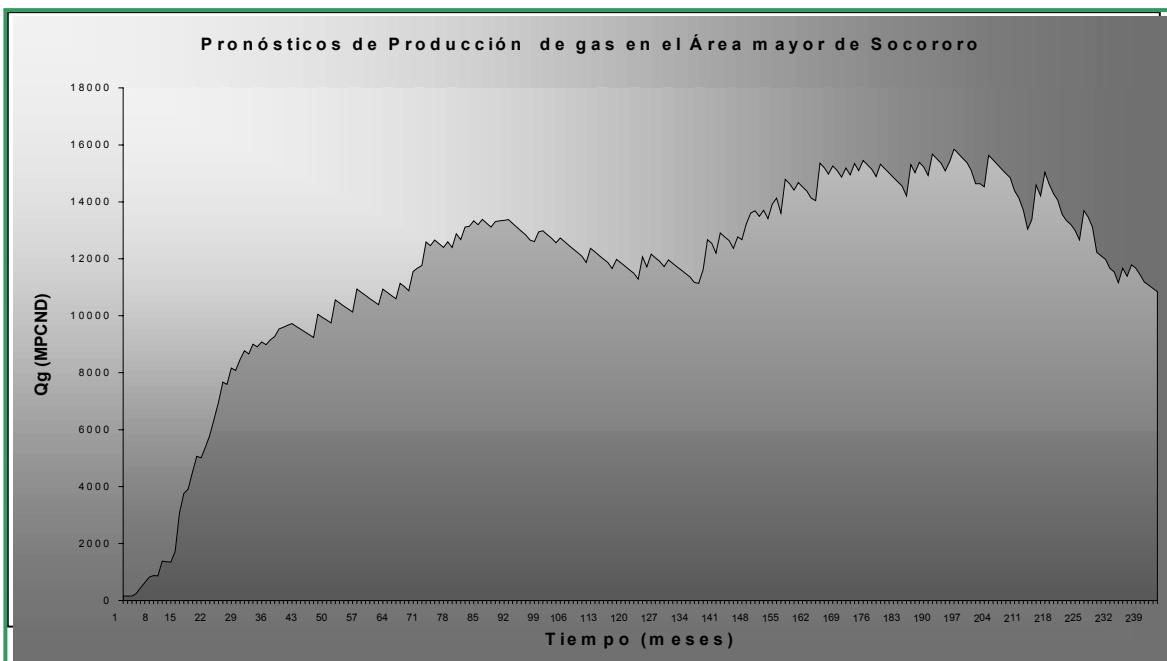


Fig. 4.3 Pronósticos de producción de Gas en el Área Mayor de Socororo

5 ESQUEMA OPERACIONAL A SER APLICADO EN EL ÁREA MAYOR DE SOCORORO²¹

El esquema operacional actual del Área Mayor de Socororo se basa en el uso de dos estaciones de flujo activas: Socororo EF-1 y Elías EF-11; la primera recibe la producción de los pozos activos actualmente (SOC-4 y ES-446), y la segunda recibe la producción de crudo y agua de la estación Socororo EF-1 y la transfiere a la estación EED-1, para su tratamiento y separación.

El esquema operacional a aplicarse en el área como resultado de la reactivación de la misma, se irá desarrollando a medida que se vaya realizando la activación de los campos Socororo, Cachicamo y Caricari; y consiste en las siguientes fases:

1. Fase I: Esquema a Corto Plazo

El esquema operacional a corto plazo se basa en la operación de las estaciones Socororo EF-1 y Elías EF-11, activas actualmente. La estación Socororo EF-1 va a recibir la producción de los pozos asociados al área 1 (ubicada al sureste del Campo Socororo), así como la producción de líquido del área 3 (Campo Cachicamo), libre de gas. La estación EEF-11 manejará la producción de petróleo, gas y agua de los pozos del área 2 (ubicadas al noroeste del Campo Socororo) y la producción de líquido libre de gas del área 4 (Campo Caricari). Además, en la estación Elías EF-11 se recibirá el agua y el crudo de Socororo EF-1 para su procesamiento y almacenamiento, y posterior transferencia a la Estación EED-1.

El gas producido en estas áreas será transferido hasta la succión de la Planta Compresora Socororo, en donde se mezclará con el gas proveniente de las restantes áreas de estudio para su posterior transferencia hasta la succión de la Planta Compresora ubicada en la Estación EED-1, la cual está fuera del convenio.

2. Fase II: Mediano y Largo Plazo

Reactivación de los campos Cachicamo y Caricari, y por ende de las estaciones existentes en los mismos.

La estación Cachicamo EF-1 va a manejar la producción de líquido y gas de los pozos pertenecientes al área 3, en donde se realizará la separación gas- líquido (agua y crudo), y el almacenamiento del líquido, para luego ser transportado a la estación Socororo EF-1.

La estación Caricari EF-1 va a recibir la producción de líquido y gas de los pozos pertenecientes al área 4, y allí se realizará la separación gas – líquido (crudo y agua) y el almacenamiento del último para luego ser transferido a la Estación Elías EF-11.

El gas producido en las áreas 3 y 4 será transferido hasta la succión de la Planta Compresora Socororo, en donde se mezclará con el gas proveniente de las restantes áreas de estudio para su posterior transferencia hasta la succión de la Planta Compresora ubicada en la Estación EED-1, la cual está fuera del convenio.

En resumen, los procesos involucrados en cada estación de flujo, serán los siguientes:

- **Estación Cachicamo EF-1:** Manejará la producción de los pozos del área 3, realizando el proceso de separación gas – líquido (crudo y agua), y el almacenamiento del líquido, que posteriormente será enviado a la Estación Socororo EF-1.
- **Estación Caricari EF-1:** Manejará la producción de los pozos del área 4, realizando el proceso de separación gas – líquido (crudo y agua), y el almacenamiento del líquido, que posteriormente será enviado a la Estación Elías EF-11.
- **Estación Socororo EF-1:** Manejará la producción de los pozos del área 1, realizando el proceso de separación gas – líquido (crudo y agua) de ésta. Almacenamiento del líquido proveniente del área 1 y el líquido desgasificado que proviene de la Estación Cachicamo EF-1.

- **Estación Elías EF-11:** Manejará la producción de los pozos del área 2, realizando el proceso de separación gas – líquido (crudo y agua) de ésta. Tratamiento del líquido proveniente de todas las áreas (separación agua – crudo). Almacenamiento y posterior descarga del petróleo tratado a la Estación EED-1.
- **Manejo del Gas:** Los planes de manejo del gas consisten en transportar todo el gas producido en el Área Mayor de Socororo hasta la Estación EED-1 para unirse al sistema de recolección de gas de la Planta Compresora Elotes. En esta opción, volúmenes de gas serían concentrados en el área de la Planta Compresora Socororo para posteriormente transportarlo hasta la Estación EED-1.
- **Manejo del Agua:** El agua producida en el Área Mayor de Socororo, será tratada en una Planta de Inyección existente en las cercanías de la Estación EEF-11. Dicha planta, está inactiva actualmente, estando en sitio sólo dos tanques que anteriormente eran utilizados para el tratamiento del agua. Esta fase de las instalaciones de superficie no es alcance del presente trabajo.

6 INFRAESTRUCTURA DE SUPERFICIE EXISTENTES EN EL ÁREA MAYOR DE SOCORORO²²

El Área Socororo cuenta con cuatro (4) Estaciones de Flujo y dos (2) Estaciones Tubo múltiple para manejar el fluido producido por los pozos activos del área. A continuación se enumeran las estaciones:

- Estación de Flujo Socororo-1 (SOCEF-1), ubicada en el Campo Socororo, con capacidad para 15 pozos. Esta estación está actualmente en operación.
- Estación de Flujo Elías -11 (EEF-11), ubicada en el Campo Socororo, con capacidad para 20 pozos. Esta estación está actualmente en operación.
- Estación de Flujo Caricari-1 (CCEF-1), ubicada en el Campo Caricari, con capacidad para 15 pozos. Esta estación se encuentra actualmente fuera de servicio y parcialmente desmantelada.
- Estación de Flujo Cachicamo-1 (CACHEF-1), ubicada en el Campo Cachicamo, con capacidad para 10 pozos. Esta estación se encuentra actualmente fuera de servicio y parcialmente desmantelada.
- Estación Tubo Múltiple ETM-5, ubicada en el Campo Socororo. Está totalmente desmantelada. No va a ser empleada en los planes de reactivación del área.
- Estación Tubo Múltiple ETM-14, ubicada en el Campo Socororo, cerca de la Estación EEF-11, con capacidad para 10 pozos. Este tubo múltiple está conectado a la Estación EEF-11, y está fuera de servicio.

6.1 Descripción de las Estaciones:

6.1.1 Estación SOCEF-1

La Estación de Flujo SOCEF-1 se encuentra ubicada en el Campo Socororo, estando actualmente en operación.

➤ Equipos

A continuación se detallan los equipos que conforman la Estación SOCEF-1, así como el estado de mantenimiento y calidad de operable de los mismos:

- Múltiple de Entrada**

El Múltiple de Entrada de esta estación tiene capacidad para 15 pozos, y está compuesto por tres cabezales de diámetro 8 pulg. cada uno. Las conexiones de entrada de los pozos son de diámetro 3 pulg. Este múltiple tiene actualmente conectados la línea de flujo de ocho (8) pozos (SOC-1, ES-446, ES-401, ES-404, ES-402, SOC-5, SOC-4, SOC-3).

Las tuberías y las válvulas del múltiple se encuentran en buen estado físico externo, sin presentar fugas.

Los tres cabezales están conectados a los dos separadores (producción y prueba) de la estación, lo cual permite una adecuada flexibilidad operacional.

- Separador de Producción**

Esta estación tiene un separador de producción vertical con las siguientes características y datos:

Tabla N° 8: Características del Separador E-28601

<i>Características del Separador</i>	
Capacidad	8.000 BPD de líquido y 10 MMPCND de gas
Dimensiones	36 pulg. de diámetro y 11 pies de longitud
Presión de Diseño	125 lpc
Espesor de pared del cuerpo	3/16 pulg
Espesor de pared de cabezales	5/16 pulg.(mínimo)

El separador de producción se observa en buenas condiciones externas, ya que no presenta signos de corrosión.

El control de la operación del separador es local. Algunos instrumentos existentes (indicadores de nivel, manómetros) se encuentran no operativos.

- **Separador de Prueba**

Esta estación tiene un separador de prueba vertical con las siguientes características y datos:

Tabla N° 9: Características del Separador E-16228

<i>Características del Separador</i>	
Capacidad	1.850 BPD de líquido y 6,7 MMPCND de gas
Dimensiones	30 pulg. de diámetro y 13 pies de longitud
Presión de Diseño	125 lpc
Fecha de Fabricación	junio 1957

El separador de prueba se observa en buenas condiciones externas, ya que no presenta signos de corrosión.

- **Calentadores de Crudo**

En la Estación SOCEF-1 se encuentra instalado un calentador de crudo de capacidad 3 MMBTU/Hr, el cual está actualmente fuera de servicio. El combustible que utilizaba era gas natural proveniente de la misma estación, a través de una tubería de diámetro 3 pulg. Este calentador está conectado a los tanques de la estación mediante tuberías de diámetro de 8 pulgadas.

- **Tanques de Almacenamiento y de Prueba**

En la Estación SOCEF-1 se encuentran instalados dos tanques de almacenamiento, uno de 3.000 barriles y otro de 5.000 barriles de capacidad, y un tanque de prueba de 1.500 barriles de capacidad.

- **Tanque de Lavado**

En la Estación SOCEF-1 se encuentra instalado el tanque de lavado de crudo E-2073 de 2.000 barriles de capacidad, el cual está inactivo.

- **Bomba de Transferencia**

En la Estación SOCEF-1 se encuentra instalada una bomba Gardner - Denver, con motor de combustión interna a gas natural Waukesha, la cual tiene una capacidad de manejo de 6.000 BPD, y se utiliza para transferir el crudo producido hasta la Estación EEF-11, mediante una tubería de diámetro 4 pulg.

La bomba está ubicada en un galpón abierto, donde cuenta con instalaciones básicas para su funcionamiento: tuberías de suministro de gas natural, y tanques de almacenamiento de agua y aceite.

El sistema de descarga de la bomba se observa poco adecuado, por la presencia de gran cantidad de tuberías de distintos diámetros que se interconectan, y que generan una caída de presión innecesaria.

- **Sistema de Tuberías para Manejo de Crudo**

El sistema de tuberías interno para el manejo del crudo de la estación consiste en las tuberías de interconexión entre la descarga de los separadores de producción y de prueba, el calentador, el tanque de lavado y los tanques de almacenamiento. En general, estas tuberías se encuentran en buenas condiciones externas, y con las válvulas y accesorios requeridos.

- **Sistema de Tuberías para Manejo de Gas**

El gas producido por los separadores de producción y prueba de la Estación SOCEF-1 es transportado hasta el sistema de recolección, a través de una tubería de diámetro 8 pulg. Existe una línea de diámetro 2 pulg. que va a fosa, para manejar el exceso de presión en este sistema de gas.

Adicionalmente, este sistema suministra gas a algunos equipos de la estación que utilizan gas como combustible: bomba de transferencia, tanque de lavado y calentador de crudo, de los cuales sólo la bomba consume actualmente gas.

6.1.2 Estación EEF-11

La Estación de Flujo EEF-11 se encuentra ubicada en el Campo Socororo, al norte de la población El Pao.

Actualmente está en operación, y recibe además de los pozos asignados a la estación, la tubería que transporta el líquido desde la Estación SOCEF-1, que se conecta directamente a la línea de crudo que va a los tanques, y la tubería que llega de la Estación Tubo Múltiple ETM-14, que se conecta a la descarga del múltiple de entrada.

➤ **Equipos:**

A continuación se indican los equipos que conforman la Estación EEF-11, así como el estado de mantenimiento y calidad de operable de los mismos:

• **Múltiple de Entrada**

El Múltiple de Entrada de esta estación tiene capacidad para 20 pozos (ocupados por los siguientes pozos: ES-450, ES-425, ES-419, ES-432, ES-427, ES-420, ES-417, ES-447, ES-423, ES-445, ES-429, ES-433, ETM-14), y está compuesto por tres cabezales de diámetro 6 pulg. cada uno. Las conexiones de entrada de los pozos son de diámetro 3 pulg.

• **Separadores de Producción**

Esta estación tiene dos (2) separadores de producción verticales.

El separador Nº 1 identificado como E-688, tiene las siguientes características y datos:

Tabla N° 10: Características del Separador E-688

<i>Características del Separador</i>	
Capacidad	5.500 BPD de líquido y 16.5 MMPCND de gas
Dimensiones	48 pulg. de diámetro y 12 pies de longitud
Presión de Diseño	125 lpc
Espesor de pared del cuerpo	1/4 pulg
Espesor de pared de cabezales	3/8 pulg.(mínimo)

El separador Nº 2 (E-75), no tiene placa de identificación. Este separador está fuera de servicio actualmente, presentando algunos signos de corrosión externa.

- **Separador de Prueba**

Esta estación tiene un separador de prueba vertical, el cual está identificado como E-74. Este recipiente no tiene placa de identificación, por lo que se desconocen sus datos de diseño.

El separador de prueba presenta signos de corrosión externa.

Este recipiente tiene en buenas condiciones el control de nivel y la válvula de seguridad en buenas condiciones. No existe manómetro y el visor de nivel está roto.

- **Calentadores de Crudo**

La Estación EEF-11 fue diseñada para calentar el crudo utilizando dos calentadores. Actualmente, se encuentra en sitio un único calentador de crudo (E-782) de capacidad 1,30 MMBTU/Hr, el cual está fuera de servicio. Existe espacio, las bases de concreto y las tuberías necesarias para instalar otro calentador de crudo.

El calentador existente se encuentra parcialmente desmantelado, faltándole los quemadores, y la mayoría de los instrumentos.

El combustible utilizado es gas natural proveniente de la misma estación, a través de una tubería de diámetro 2 pulg.

- **Tanque de Lavado**

En la Estación EEF-11 se encuentra instalado un tanque de lavado de crudo de 2.000 barriles de capacidad, el cual está inactivo.

El tanque tiene signos de corrosión en su sección inferior, que debe ser reparada antes de su puesta en operación.

- **Tanques de Almacenamiento y de Prueba**

En la Estación EEF-11 se encuentran instalados un tanque de almacenamiento, identificado como E-5093 y de 5.000 barriles de capacidad, y un tanque de prueba, identificado como E-1570 y de 1.500 barriles de capacidad.

- **Bomba de Transferencia**

En la Estación EEF-11 se encuentra instalada una bomba Gardner - Denver, con motor de combustión interna a gas natural Waukesha, que se utiliza para transferir el crudo producido en esta estación hasta la Estación EED-1, mediante una tubería de diámetro 6 pulg.

La bomba está ubicada en un galpón abierto, donde cuenta con instalaciones básicas para su funcionamiento: tuberías de suministro de gas natural, y tanques de almacenamiento de agua y aceite.

El manómetro de este equipo está fuera de servicio.

- **Sistema de Tuberías para Manejo de Crudo**

El sistema de tuberías para manejo de crudo interno a la estación consiste en las tuberías que llevan el crudo producido de los separadores a los tanques de almacenamiento, las cuales están en buenas condiciones externas.

Están desconectadas las tuberías relacionadas con el calentador de crudo.

- **Sistema de Tuberías para Manejo de Gas**

El sistema de tuberías para el manejo de gas es similar al sistema de la Estación SOCEF-1: Suple los requerimientos de combustible de la estación (únicamente está operativa la

bomba) y alimenta el sistema de recolección de gas del campo a través de una tubería de diámetro 8 pulg.

6.1.3 Estación CCEF-1

La Estación de Flujo CCEF-1 se encuentra ubicada en el Campo Caricari, estando actualmente fuera de servicio.

➤ Equipos

A continuación se indican los equipos que conforman la Estación CCEF-1, así como el estado de mantenimiento y calidad de operable de los mismos:

- Múltiple de Entrada**

El Múltiple de Entrada de esta estación tiene capacidad para 15 pozos, y está compuesto por tres cabezales de diámetro 6 pulg. cada uno. Las conexiones de entrada de los pozos son de diámetro 3 pulg.

Este múltiple tiene actualmente conectadas la línea de flujo de un (1) pozo (CAR-3).

Las tuberías que conforman el múltiple se encuentran corroídas externamente.

- Separador de Producción**

En esta estación existe un separador de producción vertical, identificado como E-852, con las siguientes características y datos:

Tabla N° 11: Características del Separador E-852

<i>Características del Separador</i>	
Capacidad	5.500 BPD de líquido y 16,5 MMPCND de gas
Dimensiones	48 pulg. de diámetro y 12' - 6 " de longitud
Presión de Diseño	125 lpc
Espesor de pared del cuerpo	1/4 pulg.
Espesor de pared de cabezales	3/8 pulg.(mínimo)

El control de la operación del separador es únicamente local. Algunos instrumentos existentes (indicadores de nivel, manómetros) se encuentran en estado no operativos.

- **Separador de Prueba**

Esta estación tiene un separador de prueba vertical, identificado como E-437, con las siguientes características y datos:

Tabla N° 12: Características del Separador E-437

<i>Características del Separador</i>	
Capacidad	1500 BPD de líquido y 20 MMPCND de gas
Dimensiones	48 pulg. de diámetro y 13 pies de longitud
Presión de Diseño	125 lpc
Espesor de pared del cuerpo	1/4 pulg.
Espesor de pared de cabezales	3/8 pulg.(mínimo)

- **Calentadores de Crudo**

La Estación CCEF-1 tiene las conexiones de entrada y salida de crudo, y alimentación de gas combustible de un calentador de crudo, que no está en sitio. Algunas tuberías están seccionadas y corroídas.

- **Tanque de Lavado**

En la Estación CCEF-1 se encuentra instalado un tanque de lavado de crudo de 6.700 barriles de capacidad, el cual está inactivo.

- **Tanques de Almacenamiento y de Prueba**

En la Estación CCEF-1 se encuentran instalados un tanque de almacenamiento de 5.000 barriles de capacidad, y un tanque de prueba de 1.500 barriles de capacidad.

- **Bomba de Transferencia**

La sala de bombas de la Estación CCEF-1 fue desmantelada, y la bomba no está en sitio. Únicamente se encuentran en sitio las tuberías de interconexión de la bomba con los tanques de almacenamiento, y las tuberías de alimentación de gas combustible.

- **Sistema de Tuberías para Manejo de Crudo**

El sistema de tuberías de crudo se encuentra parcialmente desmantelado, notándose la ausencia de las válvulas de seccionamiento de las interconexiones entre los tanques. Las tuberías presentan evidentes signos de corrosión externa.

- **Sistema de Tuberías para Manejo de Gas**

Todas las tuberías del sistema de manejo de gas están desconectadas, y en algunos casos desmanteladas, notándose la ausencia de válvulas de regulación y válvulas de cierre.

6.1.4 Estación CACHEF-1

La Estación de Flujo CACHEF-1 se encuentra ubicada en el Campo Cachicamo, estando actualmente fuera de servicio.

➤ **Equipos**

A continuación se indican los equipos que conforman la Estación CACHEF-1, así como el estado de mantenimiento y operabilidad de los mismos:

- **Múltiple de Entrada**

El Múltiple de Entrada de esta estación tiene capacidad para 10 pozos, y está compuesto por tres cabezales de diámetro 8 pulg. cada uno, que se unen en un cabezal común. Las conexiones de entrada de los pozos son de diámetro 3 pulg.

Este múltiple tiene actualmente conectados la línea de flujo de un pozo (Pozo CAC-4).

Las tuberías que conforman el múltiple presentan signos de corrosión externa generalizada, pero no importantes.

- **Separador de Producción**

Esta estación tiene un separador de producción vertical con las siguientes características y datos:

Tabla N° 13: Características del Separador de Producción Cachicamo EF-1

<i>Características del Separador</i>	
Capacidad	6.000 BPD de líquido y 6,0 MMPCND de gas
Dimensiones	30 pulg. de diámetro y 10 pies de longitud
Presión de Diseño	125 lpc
Espesor de pared del cuerpo	3/16 pulg.
Espesor de pared de cabezales	3/16 pulg.(mínimo)
Fecha de construcción	Año 1949

El separador de producción presenta signos de deterioro general y corrosión externa, mientras que la base y la conexión de drenaje están totalmente corroídas.

- **Separador de Prueba**

Esta estación tiene un separador de prueba vertical con las siguientes características y datos:

Tabla N° 14: Características del Separador de Prueba Cachicamo EF-1

<i>Características del Separador</i>	
Capacidad	1.850 BPD de líquido y 6,7 MMPCSD de gas
Dimensiones	30 pulg. de diámetro y 13 pies de longitud
Presión de Diseño	125 Psi
Fecha de construcción	Año 1979

- **Calentadores de Crudo**

En la Estación CACHEF-1 se encuentra instalado un calentador de crudo, identificado como E-762, de capacidad 1,5 MMBTU/Hr, el cual está actualmente fuera de servicio y parcialmente desmantelado.

El combustible utilizado es gas natural proveniente de la misma estación, a través de una tubería de diámetro 2 pulg, tubería que está parcialmente desmantelada (faltan elementos de la válvula reguladora de presión).

Este calentador está conectado a los tanques de la estación mediante tuberías de diámetro 8 pulg.

Externamente, el calentador está en buenas condiciones y las conexiones con los distintos equipos completas. No tiene el quemador.

- **Tanque de Lavado**

En la Estación CACHEF-1 se encuentra instalado un tanque de lavado de crudo de 2.000 barriles de capacidad.

El tanque presenta corrosión generalizada, que ya es visible externamente. Todas las conexiones de la sección inferior del tanque están corroídas. Este tanque no es reparable.

- **Tanques de Almacenamiento y de Prueba**

En la Estación CACHEF-1 se encuentran instalado un tanque de almacenamiento de 5.000 barriles, y un tanque de prueba de 1.500 barriles de capacidad.

- **Bomba de Transferencia**

La sala de bombas de la Estación CACHEF-1 fue desmantelada, notándose la ausencia de la bomba y el techo. Lo único existente son las tuberías de interconexión de la bomba con los tanques de almacenamiento, el cabezal de descarga y las tuberías de alimentación de gas combustible.

- **Sistema de Tuberías para Manejo de Crudo**

El sistema de tuberías de manejo de crudo de la estación está completo y en general en buen estado, con todas sus conexiones y válvulas en sitio. Se estima necesario la realización de pruebas hidrostáticas para determinar si es posible utilizar estas tuberías para una futura operación.

- **Sistema de Tuberías para Manejo de Gas**

El sistema de tubería para manejo de gas está integrado por una tubería principal de diámetro 10 pulg. que alimenta al sistema de recolección de gas del campo. Adicionalmente, tiene una conexión de diámetro 6 pulg. que va a la fosa de la estación, y dos tuberías de 2 pulg., que alimentan de gas a los equipos de la estación que requieren combustible, y a los motores de los balancines cercanos a esta estación.

6.1.5 Estación Tubo Múltiple ETM-5

La Estación Tubo Múltiple ETM-5, ubicada al oeste de la Estación SOCEF-1, en la vía de acceso al pozo ES-415.

Esta estación está totalmente desmantelada, quedando en el sitio una serie de tuberías y válvulas, por lo que quedará fuera de los planes de reactivación de las instalaciones de superficie..

6.1.6 Estación Tubo Múltiple ETM-14

La Estación Tubo Múltiple ETM-14, ubicada al noroeste de la Estación EEF-11, en la vía de acceso a los pozos ES-428, ES-432 y ES-438, y en la intersección de la vía principal con la vía de acceso al pozo ES-434.

Esta estación cuenta con 10 puestos para recibir los pozos de la zona, de los cuales están conectados 5 pozos: ES-428, ES-432, ES-436, ES-438 y ES-448. La estación presenta algunos signos de corrosión externa, por lo cual requeriría de un mantenimiento general para su puesta en funcionamiento, además de la deforestación de los alrededores.

De esta estación, parte una tubería de 6 pulg. que se conecta a la Estación EEF-11, a nivel de la descarga del múltiple de entrada de dicha estación. Actualmente, este tubo múltiple está inactivo.

6.2 Planta de Inyección de Agua

La Planta de Inyección de Agua Socororo está ubicada en terrenos aledaños a la Estación EEF-11, y era utilizada para disponer el agua producida en las labores de producción en el pozo ES-407.

Esta planta consta de dos tanques de almacenamiento de agua de aproximadamente 1.500 barriles cada uno y de un sistema de tuberías de descarga del agua bombeada. La bomba no se encuentra en sitio y la sala de bombas está desmantelada. La tubería que alimenta al pozo ES-407 se encuentra completa.

6.3 Planta Compresora Socororo

La Planta Compresora de Gas está ubicada al este de la Estación EEF-11, y está desmantelada, sin equipos de compresión.

Esta planta era utilizada para alimentar a los pozos de inyección de gas: ES-417 y ES-419, y al sistema de LAG del campo. Esta planta recibía gas de los sistemas de recolección de gas de las Estaciones CACHEF-1, SOCEF-1 y EEF-11.

Las únicas instalaciones que quedan en sitio son los sistemas de tuberías de succión y descarga de la planta, los cuales se conservan en buen estado.

Se debe analizar si la locación de la planta puede ser utilizada para una futura planta compresora

6.4 Sistemas de Recolección de Crudo

El crudo producido en el Área Socororo es manejado por dos sistemas de recolección de crudo independientes:

Sistema N° 1: Transporte de crudo de las estaciones CACHEF-1, SOCEF-1 y EEF-11, hasta la Estación EED-1.

Sistema N° 2: Transporte del crudo de la estación CCEF-1 a la Estación EEF-13.

El sistema de recolección de crudo N° 1 se inicia en la Estación CACHEF-1, donde los volúmenes de crudo producidos en la misma, eran enviados a la Estación SOCEF-1, donde se mezclaban con el crudo producido por dicha estación. Actualmente la Estación CACHEF-1 está fuera de servicio y la tubería de crudo de diámetro 4 pulg. y 4 Kms entre ambas estaciones está seccionada.

El crudo producido en la Estación SOCEF-1 es transportado a la Estación EEF-11, mediante una tubería de dos secciones, la primera de diámetro 4 pulgadas y longitud aproximada de 4,2 kilómetros y la segunda sección de diámetro 6 pulgadas y longitud 5,9 kilómetros, la cual entra directo al sistema de manejo de crudo de esta última estación.

El crudo disponible a nivel de la Estación EEF-11 es transportado a la Estación EED-1, donde se mezcla y es tratado con el crudo producido en dicha estación. El transporte se realiza utilizando una tubería de diámetro 6 pulg. y longitud aproximada de 7 Kms. En este último tramo, la tubería de diámetro 6 pulg. mencionada recibe el crudo producido en la Estación EEF-10.

La Estación de Descarga EED-1 y la Estación de Flujo EEF-10 se encuentran ubicadas en el Campo Elías, al Noroeste del Área Socororo, y son operadas directamente por PDVSA Petróleo y Gas, no siendo objeto de convenios operativos.

Por otra parte, el Sistema Nº 2 maneja el crudo a ser producido en la Estación CCEF-1 enviándolo a la Estación EEF-13, donde se mezcla con el crudo producido por dicha estación. Actualmente las estaciones CCEF-1 y EEF-13 están fuera de servicio, y la tubería de crudo de diámetro 6 pulg. y longitud 8.5 Kms entre ambas estaciones está seccionada a la salida de la estación CCEF-1.

La Estación de Flujo EEF-13 se encuentra ubicada en el Campo Elías, al Noroeste del Área Socororo, y no es objeto de convenios operativos.

6.10 Sistemas de Recolección de Gas

El gas producido en el Área Socororo es manejado por un sistema de recolección activo, que interconecta las Estaciones SOCEF-1, CACHEF-1 y EEF-11.

El sistema de gas se inicia en la Estación CACHEF-1 con una tubería de 10 pulg. y una trayectoria hacia el norte hasta la Estación SOCEF-1, donde se interconecta con la tubería de diámetro 8 pulgadas que proviene de dicha estación. Posteriormente la tubería cambia de diámetro a 12 pulgadas y sigue con trayectoria norte y noroeste hasta llegar al bloque de anclaje de la Planta Compresora Socororo.

Por su parte, la tubería de gas a planta de la Estación EEF-11 transporta el gas hasta el bloque de anclaje de la planta compresora utilizando una tubería de diámetro 8 pulg.

Cuando la Planta Compresora Socororo estaba en operación, este sistema se utilizaba para transportar el gas desde las estaciones mencionadas hasta la succión de la planta, para su compresión y posterior distribución a los sistemas de inyección de gas y de LAG.

Actualmente esta planta está fuera de servicio, por lo que el sistema de gas indicado se utiliza para alimentar los sistemas de distribución de gas que cubren los requerimientos de combustibles de las estaciones y de los pozos que producen por bombeo mecánico. Para ello, PDVSA interconectó ambos sistemas a nivel de la succión de la Planta Compresora Socororo, utilizando una tubería de diámetro $\frac{1}{2}$ pulg.

Por otra parte, la tubería del sistema de recolección de gas de la Estación CCEF-1 está seccionada a la salida de la estación.

6.11 Sistema de Distribución de Gas

Cada estación de flujo del Área tiene un sistema de distribución de gas para cubrir los requerimientos específicos de combustible de los equipos que la integran: bomba de transferencia, calentador de crudo, tanque de lavado, etc.

Adicionalmente, estos sistemas de distribución alimentan a los pozos cercanos que utilizan balancín para producir. Estos sistemas utilizan tubería de diámetro 2 pulg.

Existe un sistema independiente de estaciones que se inicia en el pozo ES-445 (suplidor de gas), y alimenta de gas a los sistemas de LAG de los pozos ES-419 y ES-420.

En general, estos sistemas de distribución de gas se observan en buenas condiciones. Sin embargo, deben realizarse las inspecciones pertinentes para determinar su factibilidad de uso.

7. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La reactivación del Área Mayor de Socororo por parte de la empresa PetroUCV, incluye la puesta en marcha de cada una de las estaciones de flujo existentes en los campos que conforman el área en estudio, para lograr manejar la producción de los pozos incluidos en los planes de desarrollo.

El plan a desarrollar en el Área Mayor de Socororo persigue un gran crecimiento de los campos que conforman el área, y por ende apunta hacia el mayor recobro de las reservas contabilizadas, por lo que se hace necesario conocer si la infraestructura de superficie existente es capaz de manejar los volúmenes de producción que, según el plan descrito, se estiman alcanzar.

PetroUCV cuenta para esto, únicamente con el estudio previo realizado hace unos años atrás por la Consultora CORPOMENE²⁰ en donde se presentan una serie de resultados de la evaluación realizada a los equipos instalados en cada una de las estaciones del área, evaluación que presenta la limitación que fue realizada en función de pronósticos de producción distintos a los sugeridos en el plan de desarrollo, que en la mayoría de los campos, están por debajo de las aspiraciones que la empresa operadora tiene actualmente.

Lo anteriormente mencionado, sugiere la necesidad de conocer en función de los nuevos pronósticos de producción planificados para cada campo, si las estaciones de flujo podrían manejar los volúmenes de fluido máximos esperados, y en caso contrario tener un estimado aproximado de la capacidad adicional que debe ser instalada en cada una de las estaciones existentes.

En función de esto, el presente trabajo engloba el cumplimiento de los siguientes objetivos:

7.1 Objetivo General:

- Evaluar la capacidad de producción del Área Mayor de Socororo, en función de los pronósticos de producción y las premisas operacionales designadas por PetroUCV.

7.2 Objetivos Específicos:

1. Determinar la capacidad requerida de infraestructura de superficie en el Área Mayor de Socororo para soportar el pronóstico de producción planificado para los próximos 20 años:

- Identificar equipos existentes aprovechables
- Definir capacidad adicional de:
 - Separación gas – líquido
 - Almacenamiento
 - Deshidratación
 - Gasoductos
 - Oleoductos

Es importante resaltar que la evaluación realizada sólo será de tipo técnico, considerando para todo el desarrollo del trabajo los pronósticos de producción estimados en el Plan de Desarrollo de Diciembre de 2001.

8 METODOLOGÍA

La evaluación del sistema de manejo de fluidos en superficie para el Área Mayor de Socororo se realizó en función de los pronósticos de producción estimados en el Plan de Desarrollo (PDD-Diciembre de 2001) de PetroUCV para los próximos 20 años. Bajo esta premisa, este Trabajo Especial de Grado estuvo orientado en constatar hasta cuándo es aprovechable la infraestructura de superficie existente en el área y determinar la capacidad adicional requerida para el manejo de los volúmenes de producción estimados en el Plan de Desarrollo.

En función de lo antes expuesto se procedió con la siguiente metodología:

8.1 Revisión Bibliográfica

Durante esta fase, se realizó la revisión de la información disponible referente a la infraestructura de superficie existente en el Área Mayor de Socororo, clasificando dicha información por estación de flujo (ver anexo 2).

8.2 Verificación de las Premisas Consideradas en la Creación de los Pronósticos de Producción Suministrados

Antes de comenzar con el desarrollo del trabajo, se consideró pertinente verificar si las producciones (petróleo, gas y agua) de los pronósticos suministrados reproducían fielmente las premisas consideradas en el Plan de Desarrollo elaborado por PetroUCV. Esto se hizo ya que dichos pronósticos representan la base de este trabajo y en función de estos se obtendrían los resultados finales. Para ello:

- Se corroboró que el número de pozos a reactivar, reacondicionar y perforar se ajustaba a la cantidad estipulada en el Plan de Desarrollo. En efecto, los pronósticos con los cuales se trabajaron contienen:

- Tres pozos activos: Para la fecha en la cual fueron elaborados los pronósticos, los pozos SOC-4, ES-446 y ES-401 se encontraban activos. Actualmente están activos en el Área Mayor de Socororo sólo dos de estos pozos, a saber SOC-4 y ES-446. Debido a que el pozo ES-401 es candidato a reactivación a corto plazo, para el efecto del desarrollo del trabajo se siguió considerando su producción.
- 20 reactivaciones y reacondicionamientos: 12 previstas en el Campo Socororo y los 8 restantes en el Campo Caricari
- 41 perforaciones: 13 pozos verticales, 12 multilaterales, 9 alto ángulo y 7 de diámetro reducido (Slim Hole)
 - Con los valores reportados en los pronósticos, se graficó la producción de petróleo limpio, gas y agua, asociada a cada pozo, verificando que la declinación de la producción de crudo se correspondiera con la reportada en el Plan de Desarrollo, así como también fueron verificados los valores de RGP inicial, porcentaje de agua y sedimentos e incremento anual en la producción de gas y agua de los pozos.
 - Para culminar la fase de validación, se graficó la producción total esperada en el tiempo de petróleo limpio, gas y agua en el Área Mayor de Socororo para verificar las expectativas que se tienen en cuanto al recobro de estos fluidos.

8.3 Distribución de la Producción a ser Manejada por cada Estación de Flujo.

Los pronósticos suministrados por PetroUCV, reflejaban la producción en el tiempo de la totalidad de los pozos que entrarán en la reactivación del Área Mayor de Socororo, pero dicha producción no estaba dirigida a una determinada estación de flujo, por lo que fue necesario asociar la producción individual de cada pozo (agua, gas, petróleo) a la estación a la cual debe fluir, esto de acuerdo a su ubicación geográfica. Para ello:

- Basándose en el hecho de que la producción estará concentrada en áreas, y que cada área tiene asociada una estación de flujo determinada, se procedió a ubicar los pozos suministrados en los pronósticos en sus respectivas áreas geográficas (áreas 1, 2 3 y 4), mediante la utilización de la fig. 8.1. Los pozos nuevos que no pudieron ser ubicados mediante el mapa, se ubicaron de acuerdo a una clasificación por categoría presentada por CORPOMENE²⁰

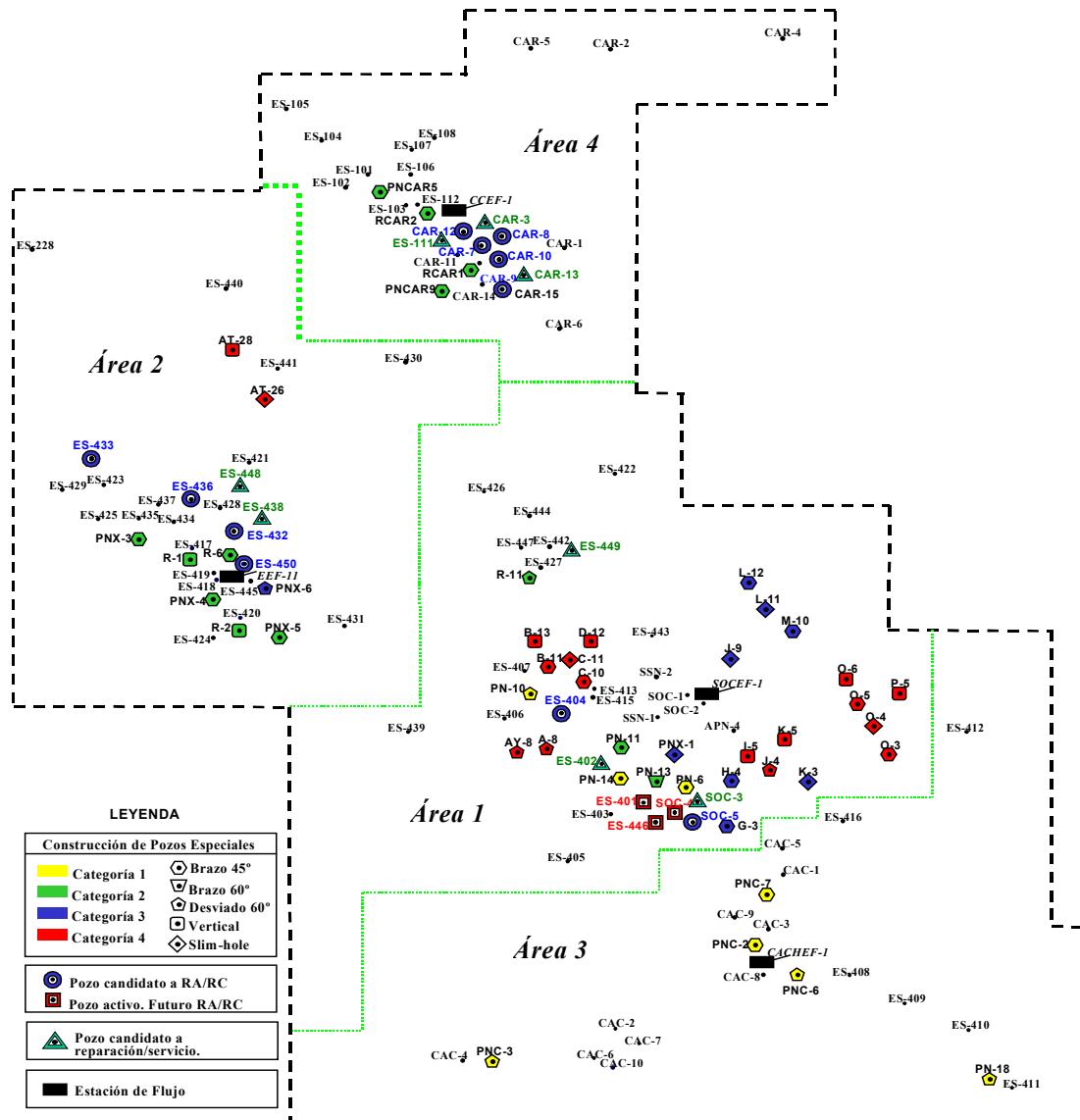


FIG. 8.1 Área Mayor de Socororo²⁰

- La producción de fluidos de los pozos pertenecientes al área 1, fue dirigida hacia la estación Socororo EF-1 (SOCEF-1). De esta manera se logró determinar que los pozos que fluirán a esta estación son:

Tabla 15: Pozos Asociados a la Estación Socororo EF-1

Pozos	Clasificación
SOC-4	Activo
ES-401*	Activo
ES-446	Activo
ES-449	Reactivación
ES-402	Reactivación
SOC-03	Reactivación
ES-404	Reacondicionamiento
SOC-05	Reacondicionamiento
PILOTO 1	Tecnológico
MULT- 4	Multilateral
MULT-5	Multilateral
MULTI-6	Multilateral
MULT-10	Multilateral
MULT-11	Multilateral
MULT-12	Multilateral
AA-2	Alto Ángulo
AA-4	Alto Ángulo
AA-7	Alto Ángulo
AA-8	Alto Ángulo
AA-9	Alto Ángulo
SLIM-1	Slim Hole
SLIM-2	Slim Hole
SLIM-3	Slim Hole
SLIM-4	Slim Hole
SLIM-5	Slim Hole
SLIM-6	Slim Hole
VERT-1	Vertical
VERT-2	Vertical
VERT-3	Vertical
VERT-4	Vertical
VERT-5	Vertical
VERT-6	Vertical
EXPLO-1	Exploratorio

* Este pozo se encontraba activo para la fecha en la cual fueron elaborados los pronósticos de producción. Actualmente está inactivo, pero es un pozo candidato a reactivación

- La producción de fluidos de los pozos pertenecientes al área 2, fue dirigida hacia la estación Elías EF-11 (EEF-11). De esta manera se logró determinar que los pozos que fluirán a esta estación son:

Tabla 16: Pozos Asociados a la Estación Elías EF-11

Pozos	Clasificación
ES-420	Reactivación
ES-438	Reactivación
ES-448	Reactivación
ES-432	Reacondicionamiento
ES-433	Reacondicionamiento
ES-436	Reacondicionamiento
ES-450	Reacondicionamiento
PIL-2	Tecnológico
MUL-1	Multilateral
MUL-2	Multilateral
MUL-3	Multilateral
AA-1	Alto Ángulo
VERT-7	Vertical
SLIM-7	Slim Hole
EXP-2	Exploratorio

- La producción de fluidos de los pozos pertenecientes al área 3, fue dirigida hacia la estación Cachicamo EF-1 (CACHEF-1). De esta manera se logró determinar que los pozos que fluirán a esta estación son:

Tabla 17: Pozos Asociados a la Estación Cachicamo EF-1

Pozos	Clasificación
AA-3	Alto Ángulo
AA-5	Alto Ángulo
AA-6	Alto Ángulo
PIL-3	Tecnológico
MULT-9	Multilateral

- La producción de fluidos de los pozos pertenecientes al área 4, fue dirigida hacia la estación Caricari EF-1 (CCEF-1). De esta manera se logró determinar que los pozos que fluirán a esta estación son:

Tabla 18: Pozos Asociados a la Estación Caricari EF-1

Pozos	Clasificación
CAR-3	Reactivación
CAR-13	Reactivación
ES-111	Reactivación
CAR-7	Reacondicionamiento
CAR-8	Reacondicionamiento
CAR-10	Reacondicionamiento
CAR-12	Reacondicionamiento
CAR-15	Reacondicionamiento
PIL-4	Tecnológico
MULT-7	Multilateral
MULT-8	Multilateral

8.4 Creación de la Base de Datos

Una vez conocida hacia qué estación fluía la producción individual de cada pozo, se procedió a organizar la producción estimada que manejará cada estación de flujo. Para ello se utilizó la herramienta de la hoja de cálculo de Excel, con la cual se desarrolló todo el trabajo. En la hoja correspondiente a cada estación de flujo se ubicó inicialmente la producción mensual (tanto de petróleo limpio, agua y gas, individualmente) de la totalidad de los pozos, obteniéndose de esta manera la producción total mensual que va a manejar la estación durante el convenio (240 meses). Un ejemplo de esta base de datos inicial es presentado a continuación:

ESTACIÓN CACHEF-1

PRODUCCIÓN DE CRUDO LIMPIO (BNPD): 2002

Meses/Pozo	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
AA-5 (PN-18)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
AA-3 (PCN-3)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
AA-6 (PNC-6)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
POZO TEC-4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MULT-9 (PNC)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BPD	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

PRODUCCIÓN DE AGUA (BPD): 2002

Meses/Pozo	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
AA-5 (PN-18)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
AA-3 (PCN-3) ?	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
AA-6 (PNC-6)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
POZO TEC-4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MULT-9 (PNC)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BPD	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

PRODUCCIÓN DE GAS (PCND): 2002

Meses/Pozo	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
AA-5 (PN-18)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
AA-3 (PCN-3) ?	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
AA-6 (PNC-6)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
POZO TEC-4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MULT-9 (PNC)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MPCND	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Fig. 8.2 Base de Datos Inicial de la Estación Cachicamo EF-1

8.5 Determinación de las Propiedades Físicas del Crudo

Debido a que el trabajo persigue la verificación de las capacidades de los equipos existentes en el Área Mayor de Socororo, y que en ésta se tiene planeado la explotación de sus reservas en los próximos 20 años, las propiedades físicas del petróleo crudo producido experimentarán variaciones en el tiempo, por lo que se estima necesario el conocimiento de dicha variación en los fluidos a ser manejados por cada estación de flujo. Para ello, se procedió de la siguiente manera:

8.5.1 Determinación de la Densidad Promedio Mensual de cada Estación

- **Determinación de la Gravedad API del Crudo Limpio Drenado por cada Pozo:**
Por medio de la revisión de la fase III del documento de CORPOMENE²⁰ se encontró la arena objetivo que se estima drenará cada pozo. Posteriormente, la gravedad API de cada arena objetivo fue encontrada en la hoja de Datos Básicos de Reservas realizadas por CORPOMENE, en donde se especifican las características de los fluidos contenidos en cada yacimiento del Área Mayor de Socororo ²³. Para efectos de este trabajo, la gravedad API del petróleo limpio de cada pozo se asumió constante en el tiempo, debido a que no se poseía mayor información para determinar su variación. Una vez conocidos los valores de gravedad API de los fluidos que se estima producirse en cada pozo, se calculó la densidad del petróleo limpio de los mismos. (Ver apéndice A Ecuac. A2 y A4)

Las tablas 19, 20, 21 y 22 resumen los valores de gravedad API y densidad del crudo que va a manejar cada una de las estaciones que conforman el Área Mayor de Socororo.

Tabla 19. Gravedad API y Densidad de cada Arena. Estación Caricari

Pozo	Objetivo	°API	Densidad (Lbm/Bbl)
CAR-3	(U1M/CAR-12)	22	322,64
CAR-13	(J3M/CAR-13)	29	308,57
ES-111	(U1M/CAR-12)	22	322,64
CAR-7	(U5/CAR-7)	17,4	332,61
CAR-8	(U2L/CAR-8)	30	306,66
CAR-10	(U1U/M/L)	22	322,64
CAR-12	(U1U/M/CAR-12)	22	322,64
CAR-15	(I2L/J3M)	30	306,66
PIL-4	(R3/ES-106)	31,9	303,09
MULT-7	(RCAR-2/PNCAR-5)	33,4	300,33
MULT-8	(RCAR-1/PNCAR-9)	21	324,75

Tabla 20. Gravedad API y Densidad de cada Arena. Estación Socorro

Pozo	Objetivo	°API	Densidad (Lbm/Bbl)
SOC-4	(U1M/SOC-3)	23,5	319,52
ES-401	(U1U/SOC-3)	20,5	325,82
ES-446	(U1M/SOC-3)	23,5	319,52
ES-449	(R0/ES-442)	25,4	315,65
ES-402	(J2/ES-402)	21	324,75
SOC-3	(U1U/SOC-3)	20,5	325,82
ES-404	(P2/ES-404)	26,7	313,05
SOC-5	(U2UM/SOC-5)	15	338,05
PIL-1	(P2/ES-401)	23,5	319,52
MULT-4	(PN-13/G-3)	20,5	325,82
MULT-5	(PN-14/PN-11)	20,5	325,82
MULT-6	(PN-6/H-4)	17,6	332,16
MULT-11	(Post Sísmica)	16	335,76
MULT-12	(Post-Sísmica)	16	335,76
AA-2	(R-11)	13	342,73
AA-4	(PN-10)	26,7	313,05
AA-7	(Post-Sísmica)	16	335,76
AA-8	(Post-Sísmica)	16	335,76
AA-9	(Post-Sísmica)	16	335,76
SLIM HOLE 1	(J-9)	27,5	311,48
SLIM HOLE 2	(L-11)	16	335,76
SLIM HOLE 3	(K-3)	16	335,76
SLIM HOLE 4	(PNX-1)	16	335,76
SLIM HOLE 5	(Post-Sísmica)	16	335,76
SLIM HOLE 6	(Post-Sísmica)	16	335,76
MULT-10	(M-10/L-12)	16	335,76
VERT-1	(Post-Sísmica)	16	335,76
VERT-2	(Post-Sísmica)	16	335,76
VERT-3	(Post-Sísmica)	16	335,76
VERT-4	(Post-Sísmica)	16	335,76
VERT-5	(Post-Sísmica)	16	335,76
VERT-6	(Post-Sísmica)	16	335,76
EXPLO-1	(Post Sísmica)	16	335,76

Tabla 21. Gravedad API y Densidad de cada Arena. Estación Cachicamo

Pozo	Objetivo	°API	Densidad (Lbm/Bbl)
AA-5	(PN-18)	18	331,27
AA-3	(PNC-3)	16	335,76
AA-6	(PNC-6)	21,4	323,90
PIL-3	(R0M/CAC-2)	22	322,64
MULT-9	(PNC-2/PNC-7)	15	338,05

Tabla 22. Gravedad API y Densidad de cada Arena. Estación Elías

Pozo	Objetivo	°API	Densidad (Lbm/Bbl)
ES-420	(U1U/M/L/ES-420)	17	333,50
ES-438	(TM/ES-438)	13	342,73
ES-448	(S5/ES-436)	12,4	344,16
ES-432	(U1U/ES-417)	17,5	332,38
ES-433	(TU/TM/ES-423)	15	338,05
ES-436	(S5/ES-436)	12,4	344,16
ES-450	(TU/TM/U1U)	13	342,73
PIL-3	(UH1)	16	335,76
MULT-1	(R6/PNX-3)	15	338,05
MULT-2	(R1/PNX-4)	15	338,05
MULT-3	(R2/PNX-5)	14,5	339,21
AA-1	(PNX-6)	13	342,73
VERT-7	(Post-Sísmica)	16	335,76
SLIM HOLE 7	(Post-Sísmica)	16	335,76
EXPLO-2	(Post-Sísmica)	16	335,76

- En el caso de los pozos post sísmica, en donde se desconoce la arena objetivo, la gravedad API asociada a los mismos corresponde al valor promedio que se estima producir en el área ²¹
- La densidad de la mezcla total de petróleo limpio que fluirá a cada estación de flujo producto de los fluidos provenientes de cada pozo se determinó por medio de la Ecuac. A5 (ver apéndice A). Este procedimiento de cálculo se extendió a lo largo de las producciones mensuales, obteniendo la variación en el tiempo de la densidad de la

mezcla de petróleo limpio en cada estación de flujo, y por ende, de la gravedad API. Un ejemplo de la variación de la gravedad API del crudo limpio en el tiempo para la Estación Socororo se presenta en la figura 8.3

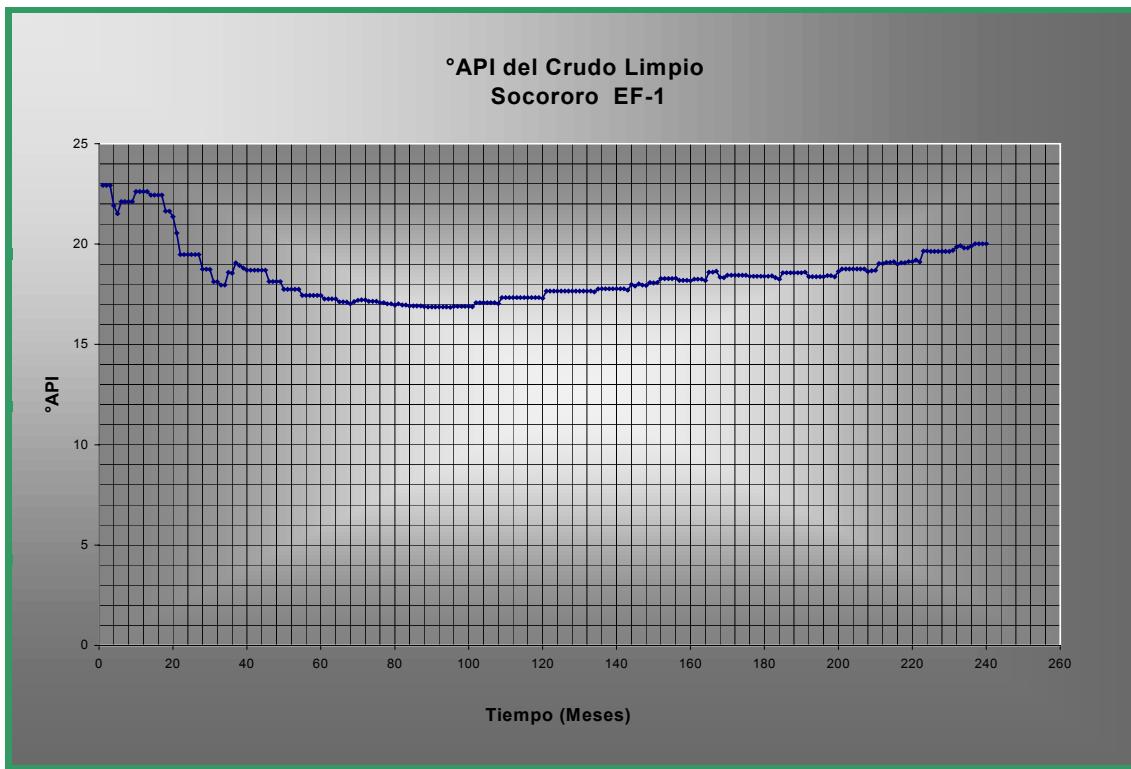


FIG. 8.3. Gravedad API del Crudo Limpio en el Tiempo

- En el Área Mayor de Socororo la deshidratación del crudo va a ser centralizada en la Estación Elías EF-11, por lo que se hizo necesario el cálculo de la densidad de la mezcla (emulsión agua petróleo) que se iba a manejar en las restantes estaciones, para ello, se aplicó la ecuación A5.1 (ver apéndice A). Con los valores de densidad previamente calculados, se prosiguió con la determinación de la gravedad API de la emulsión agua petróleo, que recibirá cada estación en el tiempo. Un ejemplo de esto se ilustra en la figura 8.4, en donde se presenta la variación en el tiempo de la gravedad API de la emulsión para la Estación Socororo.

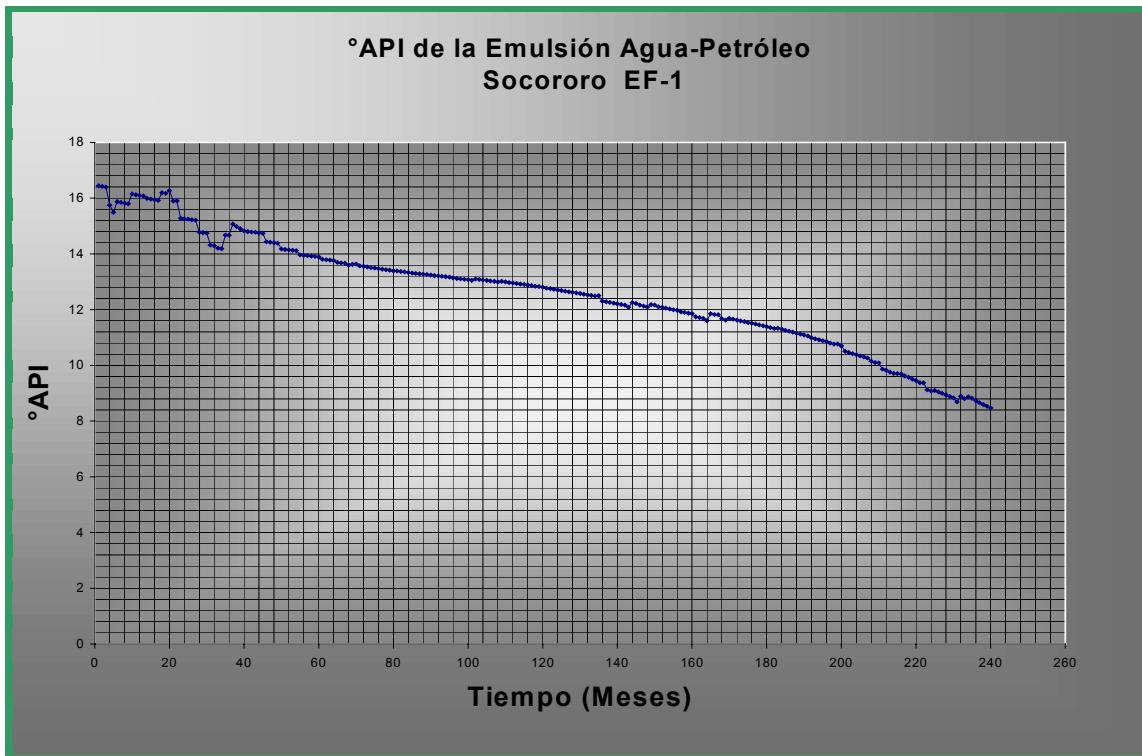


FIG. 8.4 Gravedad API de la Emulsión. Estación Socororo

8.5.2 Determinación de la Viscosidad del Petróleo Limpio

La viscosidad es una de las propiedades que controla la cantidad de fluidos que puede transportarse por una tubería durante un período específico y controla las pérdidas de energía asociadas al transporte de fluidos en tuberías. Es por esta razón que se hace necesario el conocimiento de los valores de viscosidad para los cálculos asociados con el flujo de fluidos.

En el Área Mayor de Socororo no se disponía de valores de viscosidad de los fluidos, por lo que esta parte del estudio estuvo enfocada hacia la búsqueda de correlaciones que permitieran obtener dichos valores.

Inicialmente, el trabajo se orientó en aplicar correlaciones existentes que han sido de uso muy generalizado para la determinación de la viscosidad de los fluidos a distintas condiciones de presión y temperatura. Las correlaciones encontradas fueron^{3,9}:

- Correlación de Beal para petróleo muerto (libre de gas en solución)

$$\mu_{od} = \left[0,32 + \frac{(1,8 * 10^7)}{API^{4,53}} \right] \left[\frac{360}{(T + 200)} \right]^a \text{ Ec.- 44}$$

Donde :

T : Temperatura, °F

μ_{od} : Viscosidad del Petróleo muerto, cp

$$a = \text{anti log} \left(0,43 + \left(\frac{8,33}{API} \right) \right) \text{ Ec.- 45}$$

- Correlación de Beggs and Robinson

$$\mu_{od} = 10^x - 1 \text{ Ec.- 46}$$

Donde:

$$x = Y \cdot T^{-1,163} \text{ Ec.47}$$

$$Y = 10^{(3,0324 - 0,02023 \cdot API)} \text{ Ec.48}$$

Luego de la revisión bibliográfica sobre este tema, se presentó la disyuntiva de no conocer cuál de las correlaciones se aproximaba de una manera más precisa al comportamiento real de la viscosidad del área en estudio. Esto conllevó a una posterior revisión bibliográfica más exhaustiva, por medio de la cual se encontró que las correlaciones antes mencionadas fueron realizadas basándose en datos de crudos de distintas regiones del mundo y que dichas expresiones sugieren que crudos de igual gravedad API, a las mismas condiciones de temperatura tienen la misma viscosidad, no considerando el hecho de que crudos de igual gravedad API puedan tener composiciones absolutamente distintas, despreciando la dependencia de la viscosidad con la composición del crudo.

Sin embargo, estas correlaciones (Beal y Beggs & Robinson) son de fácil uso y permiten obtener estimaciones de viscosidad en los casos en los cuales no se tiene mayor información referente a las características del crudo.

Por lo anteriormente expuesto, el trabajo posterior estuvo enfocado hacia la búsqueda de una correlación que considerara la composición del crudo en la determinación de la viscosidad. En este particular, se encontró una gráfica que permitía estimar los valores de viscosidad del crudo, como una función de la gravedad API, temperatura y factor de caracterización K_{uop} ⁴ (ver fig. 2.1 y 2.2).

Una vez encontrada la gráfica que consideraba los efectos de la composición del crudo sobre la viscosidad, se presentó el inconveniente de no poseer información respecto a la composición del crudo del área en estudio, situación ésta que motivó a una nueva revisión bibliográfica, en la cual se encontró un análisis del crudo del Campo Socororo² (Ver anexo 3). Por medio de este análisis se logró conocer que dicho crudo posee un factor de caracterización promedio igual a 11,38, que lo categoriza como un crudo de base nafténica. Además, en la bibliografía consultada se pudo constatar que para los campos vecinos al Área Mayor de Socororo (ver anexo 3) el factor de caracterización oscila en valores cercanos al del Campo Socororo, por lo que se consideró factible asumir que el Factor $K_{uop}=11,38$ como el promedio para toda el Área Mayor de Socororo, esto debido a que no se encontró análisis de crudo para los campos Cachicamo y Caricari.

Se procedió posteriormente a plotear cada una de las curvas mostradas en las figuras 2.1 y 2.2, en papel ASTM de viscosidad (ver anexo 4), a fin de obtener mayor precisión sobre los valores leídos, para luego hacer la interpolación a la temperatura de trabajo.

Las correlaciones que a continuación se presentan son producto del análisis realizado durante el desarrollo del trabajo. Las mismas permiten determinar la viscosidad de crudos (libres de gas) a 60 °F y 90 °F, respectivamente, con factores K comprendidos entre 10 y 11,8; considerando el efecto que tiene la composición del crudo sobre la viscosidad.

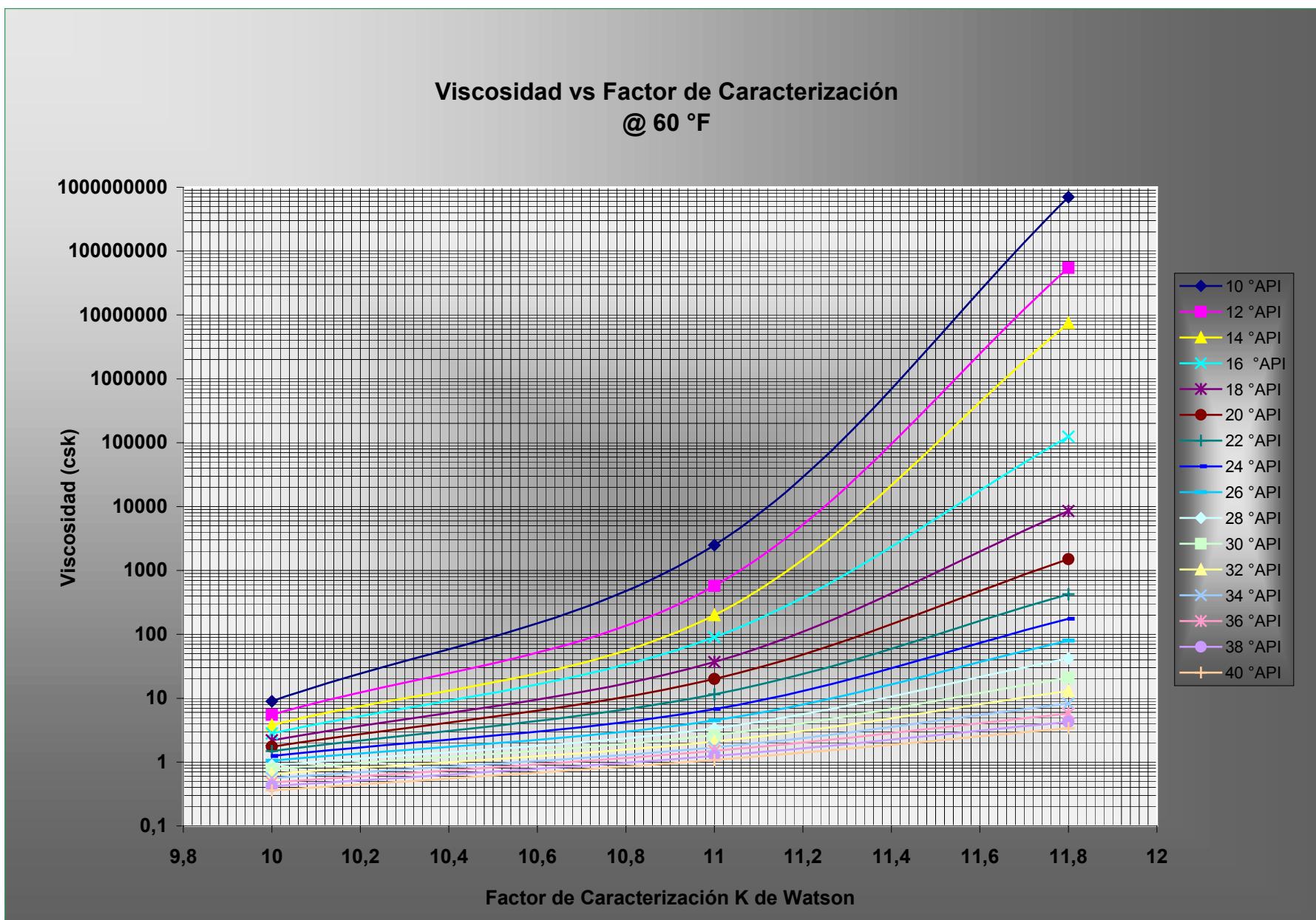


Fig. 8.5 Viscosidad a 60°F Como Función del Factor de Caracterización

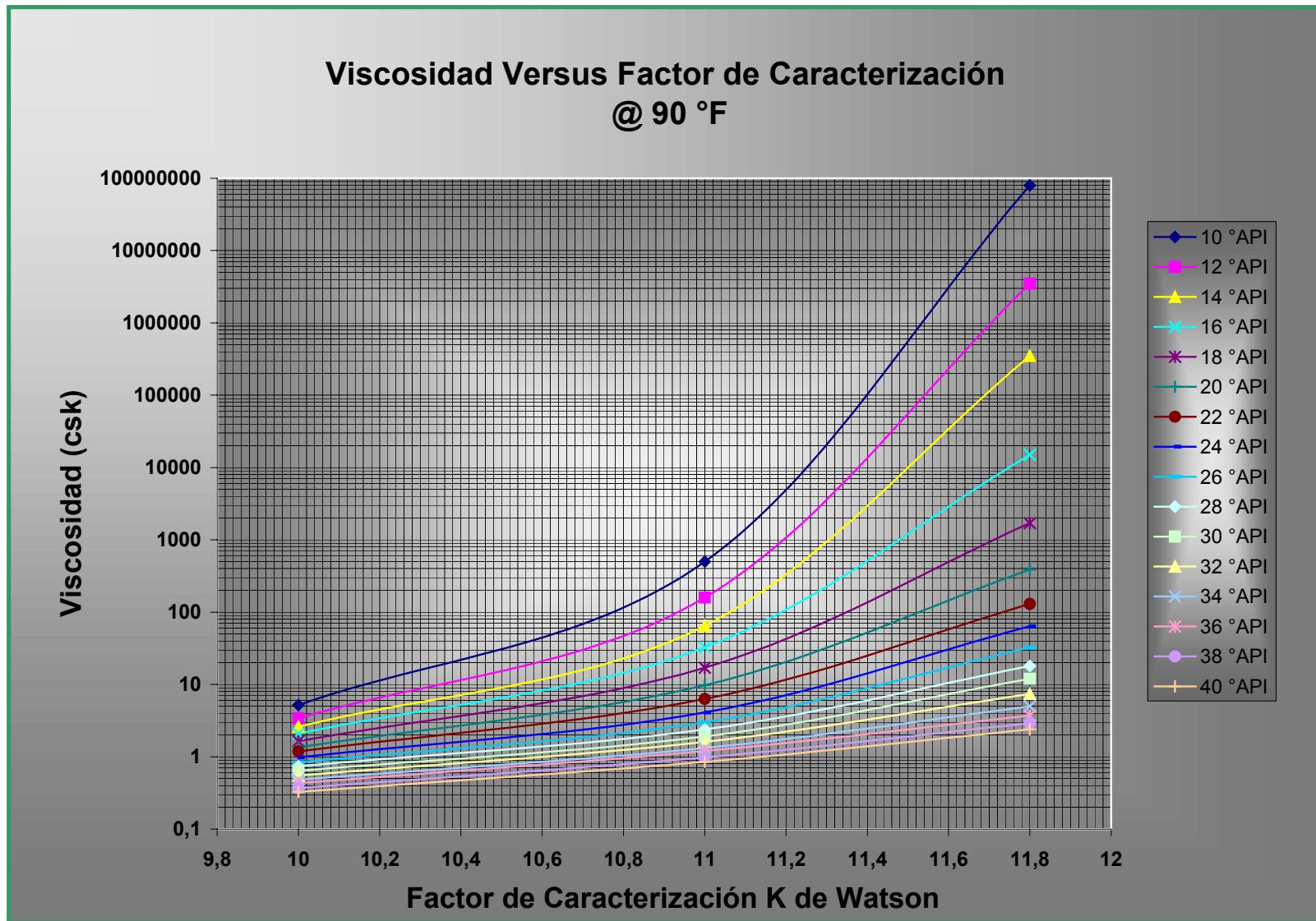
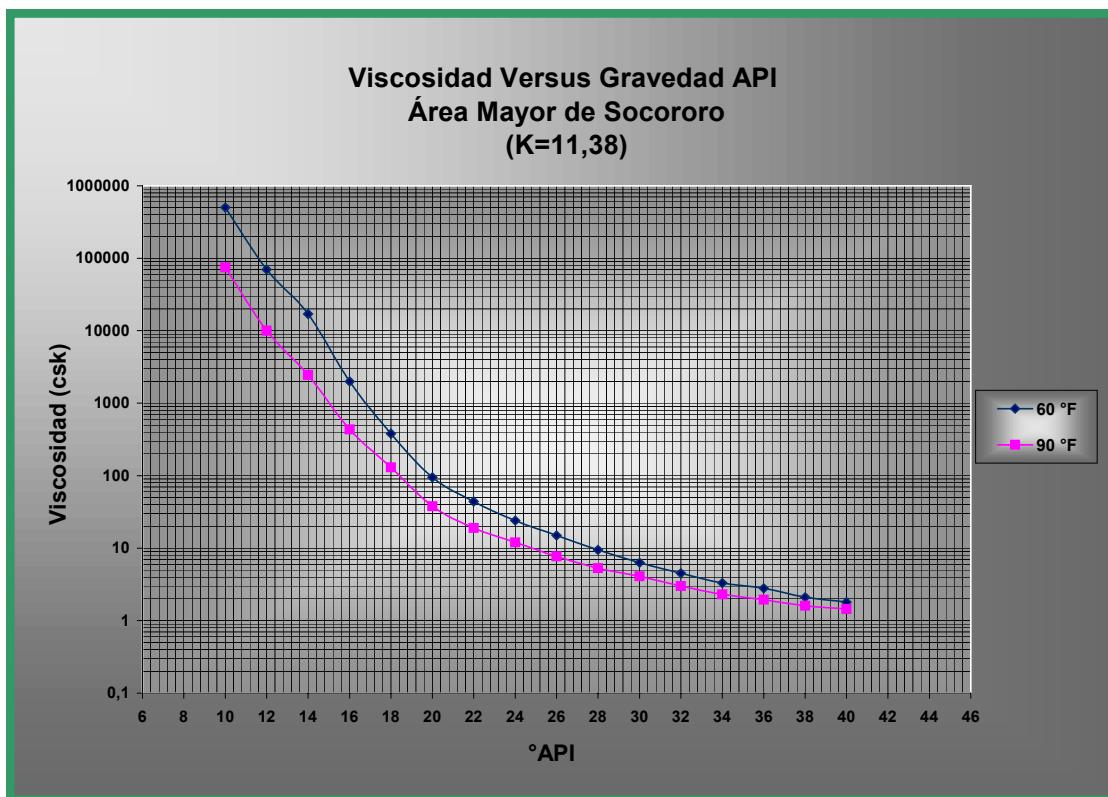


Fig. 8.5 Viscosidad a 60°F Como Función del Factor de Caracterización

Por medio de las figuras 8.5 y 8.6, y con el Factor de Caracterización del Área Mayor de Socororo ($K=11,38$) se obtuvo la figura 8.7, que fue la correlación finalmente utilizado en los cálculos de la viscosidad del crudo muerto



**Fig. 8.7 Correlación de Viscosidad del Crudo Limpio para el Área Mayor de Socororo
@ 60 °F y 90 °F**

Con el fin de ilustrar las diferencias entre el uso de las correlaciones existentes (Beal y Beggs & Robinson) y la correlación generada para los crudos del Área Mayor de Socororo, se presenta a continuación una tabla comparativa de los resultados obtenidos en la determinación de la viscosidad del área por cada una de las correlaciones anteriores, así como también el resultado de una prueba de viscosidad del crudo producido por el pozo SOC-4 del área 1 (Campo Socororo). Finalmente se presenta una gráfica comparativa con los resultados obtenidos con las correlaciones existentes y la encontrada en el trabajo, en función del valor real del campo:

Tabla 23: Comparación entre Correlaciones para la Determinación de la Viscosidad del Crudo Muerto @ 60 °F

Gravedad API	Viscosidad según Beal (cp)	Beggs & Robinson (cp)	Este Trabajo (cp)
10	206.475	605.934	481.914
15	1.967,92	38.105,40	5573
17.8	511	10.590	388
20	236,22	4.256,88	82,84
25	55,51	749,15	17,64
30	19,58	188,57	5,59

Tabla 24: Valor Real del Campo

Pozo	Gravedad API	Viscosidad @ 60°F
SOC-4	17.8	332

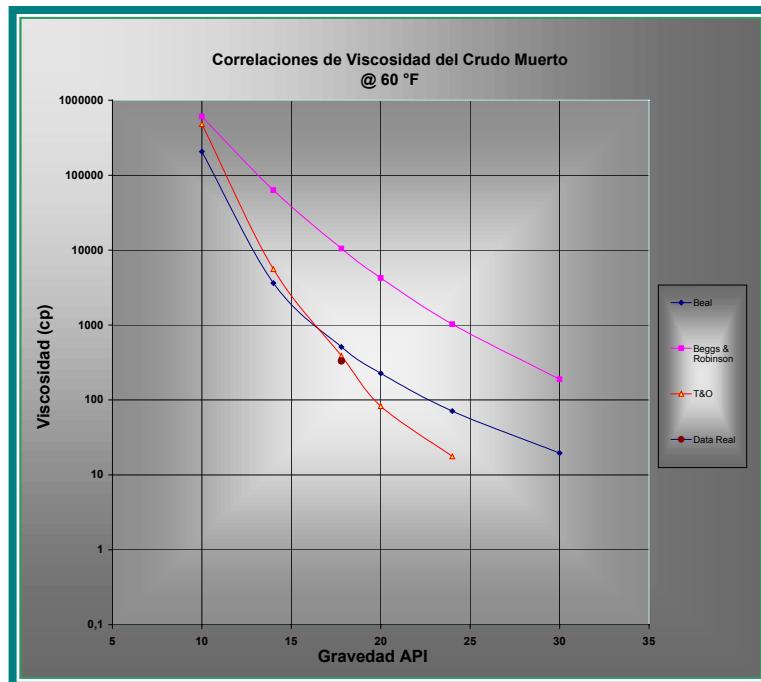


Fig. 8.7. a: Comparación de las Correlaciones con la Data Real

Como puede observarse, tanto en la gráfica como en las tablas presentadas, las correlación generada provee un mejor estimado de la viscosidad en comparación con las correlaciones existentes, esto principalmente debido a que esta considera tanto la gravedad API del crudo, así como la composición del área (en función del factor de caracterización), por lo que para efectos del trabajo, y en tomando en consideración la escasez de data de viscosidad de el crudo del área de estudio, la viscosidad del líquido fue determinada por la corrección generada en este trabajo.

Una vez encontrada la correlación que más se ajusta al crudo del Área Mayor de Socororo, por medio la figura 8.7 y de la variación de la gravedad API del crudo limpio en el tiempo calculada anteriormente, se obtuvo la variación en el tiempo de la viscosidad del crudo limpio que iba a fluir a cada una de las estaciones de flujo. Un ejemplo de ello se presenta en la figura 8.8 para la Estación Socororo:

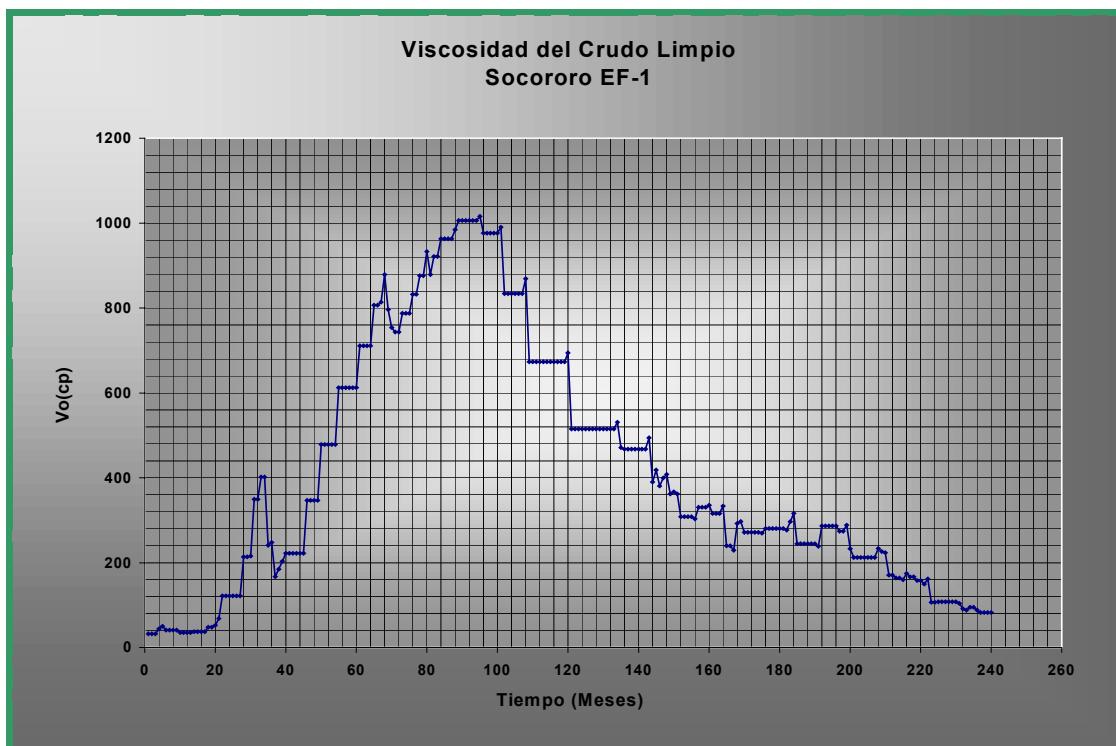


Fig. 8.8 Viscosidad del Crudo Limpio. Estación Socororo

8.5.3 Determinación de la Viscosidad de la Emulsión Agua - Petróleo

La determinación de la viscosidad de la emulsión agua – petróleo se realizó mediante la utilización de la figura 2.3, presentada por Woelflin¹¹, la cual permite estimar la viscosidad de la emulsión para los casos en los cuales se dispone de información referente a la viscosidad del crudo muerto y del porcentaje de agua y sedimentos.

Como puede observarse, en la figura 2.3 se caracterizan las emulsiones como débiles, medias y duras. Para efecto de este trabajo, se consideró la emulsión como media, debido a que en el Área Mayor de Socororo no se estiman altas RGP, ni condiciones extremas de agitación.

Con el uso de la curva de emulsión media y la variación del porcentaje de agua y sedimentos, se estimó la relación de viscosidad mensual y luego, con dicha relación y con la viscosidad del crudo muerto en el tiempo, se derivó la variación de la viscosidad de la emulsión a ser manejada por cada estación de flujo durante los 20 años de operación, como se ilustra en la figura 8.9

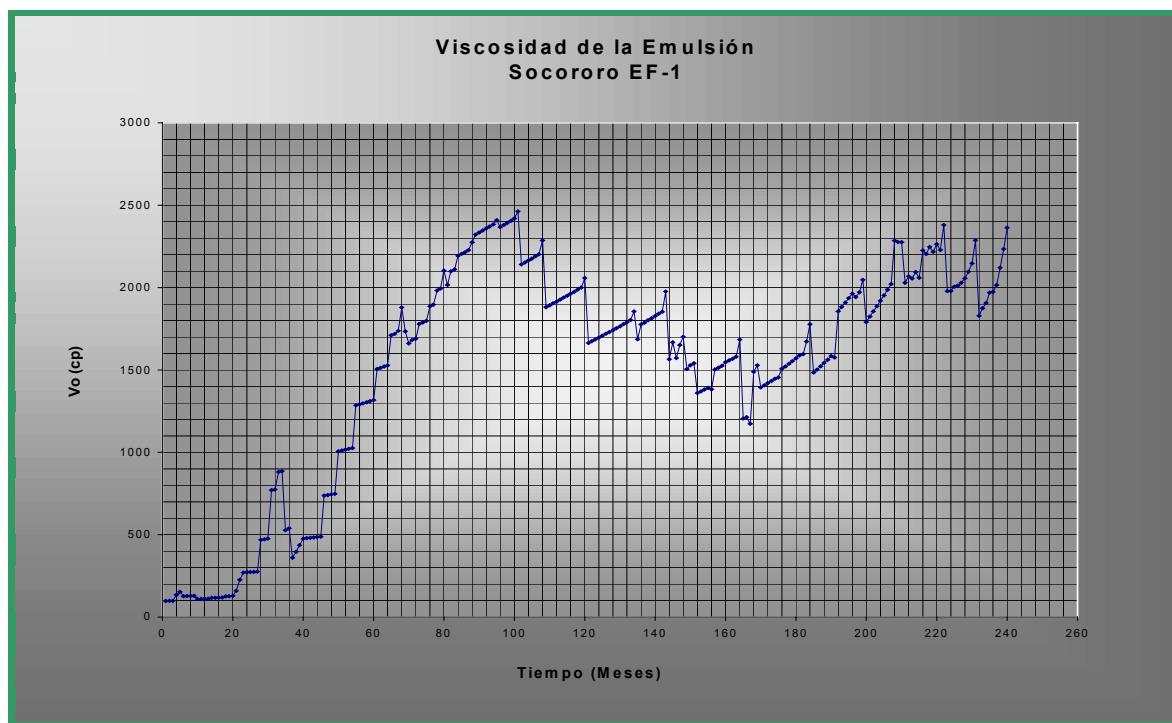


Fig. 8.9 Viscosidad de la Emulsión Agua - Petróleo. Estación Socororo

8.6 Determinación de las Propiedades Físicas del Gas

Para el Área Mayor de Socororo, sólo se disponía de tres análisis de composición del gas, dos de los cuales eran de pozos correspondientes al Campo Caricari y el restante a la producción de un pozo del Campo Socororo. Por lo que se consideró necesario, solicitar la realización de pruebas de cromatografía de gas en los dos pozos actualmente activos (Ver anexo 5)

Se sabe que la composición de gas de estos pozos no es representativa de la mezcla de gases que puede existir realmente en el campo, pero debido a que no se dispone de más pruebas, se hizo necesario generalizar las composiciones de gases de los pozos a todo el campo; por lo que la composición de los pozos de Caricari se tomó como la composición de todo el Campo Caricari y las composiciones de los pozos de Socororo se generalizó a todo el Campo Socororo. Para el Campo Cachicamo no se dispone de pruebas de composición del gas, por lo que se le asoció la composición del Campo Socororo, que es un campo vecino ubicado en la misma área en estudio.

Con las composiciones antes mencionadas, se calcularon los pesos moleculares aparentes y gravedades específicas, además del factor de compresibilidad de los gases y de las viscosidades a las presiones y temperaturas de operación (Ver Marco Teórico, ecuaciones 3, 4, 5, 6, 7 y 8) de cada campo. El factor de compresibilidad de los gases fue calculado a partir del método de Redlich and Kwong⁸, el cual se consideró un método bastante adecuado y preciso, y la viscosidad fue obtenida por medio del método de Lee⁷.

8.7 Determinación de las Pérdidas de Presión por Fricción en Tuberías de Líquidos

Una vez definidas las propiedades físicas en el tiempo de los líquidos que va a manejar cada estación de flujo, se prosiguió en verificar si las tuberías instaladas para el flujo de los mismos están en condiciones de ser utilizadas para la transferencia de los volúmenes estimados hacia la estación terminal. Para ello, se consideró conveniente calcular las pérdidas de presión por fricción en el tiempo que se obtendrían al transportar estas

producciones por las líneas ya instaladas (diámetros actuales), para luego verificar si las tuberías pueden ser utilizadas o hasta cuándo pueden ser usadas y en función de esto, proponer los nuevos diámetros requeridos para la transferencia de los fluidos. Las pérdidas de presión por fricción en el tiempo fueron determinadas mediante la ecuación de Darcy & Weisbach (ver apéndice B). En vista de que esta ecuación requiere del cálculo del factor de fricción de Moody y que en la zona de flujo turbulento, para el caso en estudio, el cálculo de este factor se hace bastante complicado, debido a que se requiere de su variación en el tiempo, este factor fue determinado mediante las ecuaciones directas propuestas por Churchill y Usagi¹⁶, las cuales son substitutas del gráfico de Moody.

Debido a que los fluidos producidos en cada estación van a ser transportados hasta los tanques de almacenamiento de las estaciones terminales, se consideró que la presión de entrega en este punto debe ser como mínimo igual a la presión de operación del tanque. (14.696 lpc). Además, como se dijo anteriormente, la deshidratación del crudo producido en toda el Área Mayor de Socororo se centralizará únicamente en la estación Elías EF-11, por lo que fue considerado en los cálculos de caída de presión, el hecho de que los oleoductos que transporten los fluidos desde las restantes estaciones (Cachicamo, Socororo y Caricari), manejarán emulsiones agua- petróleo.

En los oleoductos instalados, el trabajo consistió en calcular la caída de presión que las tuberías experimentarán a medida que la explotación de las áreas se incremente. Basándose en esto, se obtuvieron gráficos en donde se representaban la variación en el tiempo de la caída de presión en la tubería y luego, por medio del uso de las especificaciones de caída de presión máximas estipuladas por PDVSA para líneas de descarga²⁴, verificar hasta qué punto son aprovechables los oleoductos instalados, es decir, definir hasta qué etapa de la producción esperada en el tiempo, la caída de presión que sienta la tubería estará por debajo de las consideraciones de diseño.

Para proponer los diámetros de los oleoductos nuevos, el procedimiento utilizado fue el de tanteo, es decir, se fueron seleccionando diámetros de tuberías, para lo cual se usó la Norma B36.10M²⁵ y calculando las caídas de presión que con estos se generaban en el tiempo para

los volúmenes de fluidos estimados. Si la caída de presión resultaba demasiado grande (en comparación con las bases de diseño) se asumían diámetros mayores y se aplicaba nuevamente el procedimiento; esto se hizo hasta que la caída de presión máxima obtenida en el tiempo resultó por debajo del valor de caída de presión admisible, según los criterios de diseños de PDVSA.

Cabe señalar, que a las caídas de presión calculadas por medio de la ecuación de Darcy & Weisbach se le adicionó el término denominado “Eficiencia de la Tubería”, por medio del cual se permite considerar las variaciones que sufre el diámetro interno por efecto de la reducción del mismo a través del tiempo. Para el caso de las tuberías de recolección de líquidos, el factor de eficiencia utilizado fue de 95 por ciento, lo que se traduce en un incremento adicional en la caída de presión calculada por medio de la Ecuación de Darcy del 10 por ciento. Aunque el Cameron Hydraulic Data²⁶ recomienda usar en general para cualquier fluido entre un 15 y 20 por ciento de adición a la ecuación de Darcy debido a la variación del diámetro interno, se consideró pertinente tomar el incremento en caída de presión sugerido por Crocker & King²⁷, quienes publicaron gráficas donde el incremento de presión específicamente para crudos oscila alrededor del 10 por ciento.

Es importante acotar, que según información de campo se conoció que las tuberías ya instaladas para el flujo de líquidos son de tipo schedule 40, por lo que se usó la norma B36.10M²⁵ para conocer el espesor de pared y el diámetro interno de la tubería.

8.8 Determinación de las pérdidas de presión por fricción en tuberías de gas

Para determinar la viabilidad de usar la red de gasoductos existentes en el Área Mayor de Socororo para el manejo de los caudales de flujo que se estiman alcanzar, y cumplir como condición que la presión de entrega a la succión de la planta compresora debe ser de 60 lpc, el procedimiento en general consistió en aplicar la ecuación de AGA^{16 y 18} en diversos puntos de los gasoductos, hasta lograr encontrar la presión a la cual debe salir el gas de las estaciones de flujo.

De manera detallada, el procedimiento aplicado fue el siguiente:

- **Gasoducto Planta Compresora EED-1 / Succión de Planta Compresora Socororo**

Esta tubería no existe actualmente, por lo que en este caso específico, fue necesario diseñar dicho gasoducto. Para ello, se aplicó la ecuación AGA (ver apéndice C) entre estos dos puntos, y se determinó por tanteo, el diámetro de tubería que lograse manejar el caudal máximo a producirse en el área con una caída de presión aceptable, esto considerando que las presiones de separación resultantes oscilan alrededor de 65 lpc, que es la presión de separación promedio de los campos vecinos (ver anexo 6)

- **Gasoducto Caricari / Planta Compresora Socororo**

Anteriormente, el gas producido en este campo era transportado hasta el Campo Yopales. Para fines de este convenio, el gas a producirse en Caricari debe ser transportado hasta la succión de la Planta Compresora Socororo, por lo que se hace evidente la necesidad del diseño de un nuevo gasoducto entre este tramo. A objeto de buscar el diámetro de tubería necesario para la recolección del gas estimado en el Campo Caricari, se aplicó la ecuación AGA (ver apéndice C) entre estos dos tramos, y se determinó por tanteo, el diámetro de tubería necesario para transportar el caudal máximo de gas a producirse en el área, considerando que la presión resultante a la salida de la Estación Caricari debe oscilar alrededor de 65 lpc, esto por la condición antes explicada.

- **Gasoductos Elías, Socororo, Cachicamo / Planta Compresora Socororo**

Los gasoductos Elías, Socororo, Cachicamo/ Planta Compresora Socororo existen en la actualidad. Por lo que esta parte del trabajo estuvo orientada en verificar si los diámetros de los mismos son suficientes para manejar los caudales de gas estimados en sus respectivas estaciones de flujo. Para ello se aplicó la ecuación de AGA en cada tramo y se verificó si con una presión de separación en cada estación de 65 lpc era posible transportar los

volúmenes de gas, cumpliendo con el requerimiento de entrega a 60 lpc en la succión de la Planta Compresora Elías.

Al igual que en flujo de líquidos, en la ecuación de AGA utilizada fue adicionado un factor de eficiencia de la tubería, el cual se consideró como de 0.92, que es el valor promedio utilizado en diseño normal, según lo indicado por Campbell¹⁷

Es importante señalar, que los diámetros de las tuberías nuevas de gas fueron estimados según las normas ANSI B31.8²⁸ (ver apéndice C, ecuación C4), y B36.10M²⁵, para lo cual se tomó un factor de construcción tipo B, las tuberías se consideraron sin costura, por lo que se trabajó con un factor de juntas longitudinales igual a uno. El factor de temperatura utilizado fue el correspondiente a temperaturas inferiores a 250 °F, puesto que la temperatura de operación está por debajo de este rango.

Según información de campo, las tuberías de gas ya instaladas son de tipo schedule 80, por lo que sólo se usó la norma B36.10M para conocer el espesor y posteriormente el diámetro interno de la tubería.

8.9 Múltiples de producción

Como se ha mencionado antes, en todas las estaciones existentes en el Área Mayor de Socororo existen múltiples de producción instalados. Además, existe una estación tipo tubo múltiple (ETM-14) que manejará la producción de varios pozos del área 2.

El trabajo en este sentido, estuvo orientado principalmente en verificar si dichos múltiples pueden ser utilizados en la reactivación de los campos, y de no ser así, proponer el nuevo cañón que se adapte a los requerimientos de producción y número de pozos establecidos.

Basándose en lo anteriormente expuesto, los pasos realizados por estación consistieron en:

1. Verificar si el número de puestos existentes en los múltiples de cada estación son suficientes para manejar los pozos que se piensan incorporar a la reactivación de las áreas.
2. Determinación de la velocidad erosional que la producción de la mezcla de fluidos generaría en el tiempo, aplicando la ecuación D1 (ver apéndice D), y verificar, por medio de la ecuación D3, que la velocidad que se genere en los cañones instalados, esté siempre por debajo de la velocidad erosional mínima que en el tiempo se alcance.
3. Determinación de la caída de presión máxima en el tiempo que se estima exista a nivel del múltiples, usando la ecuación de Darcy & Weisbach (ecuación B1, apéndice B). Para ello se asumió el cañón como una tubería schedule 40²⁵ y que existe un espaciamiento entre el número de pozos dispuestos en el múltiple, de 1,5 ft; esto último para tener un aproximado de la longitud del cañón.
4. En el caso de proponer múltiples nuevos, el trabajo realizado se basó en la determinación de un diámetro de cañón por medio del cual no se permita que se supere en ningún momento la velocidad erosional del fluido en el tiempo. En detalle, se utilizó un procedimiento de tanteo, es decir, se fueron asumiendo diámetros de cañones, y con estos se determinaba la velocidad del flujo en el tiempo (ver apéndice D), comparando la variación de la velocidad de flujo que en el tiempo se generaba, con la variación de la velocidad erosional del fluido. Esto se realizó hasta que la velocidad de flujo en el tiempo, resultara siempre por debajo de la velocidad erosional del fluido.

Al tener seleccionado el diámetro del cañón, se encontró la longitud del mismo, según el número de pozos que iba a manejar y un espaciamiento entre ellos de 1,5 ft. Posteriormente se calculó las pérdidas por fricción que se generarán en el tiempo en cañón nuevo (Ecuación B1).

8.10 Separadores Gas – Líquido

Con el fin de verificar si los separadores actuales poseen la capacidad necesaria para manejar los fluidos estimados, se consideró necesario en primera instancia, corroborar las capacidades nominales especificadas en los mismos y en base a esto decidir si la capacidad instalada será suficiente para manejar los volúmenes de fluidos esperados. Para ello se realizó lo siguiente:

1. Los volúmenes de fluidos a manejar fueron llevados a las condiciones de operación, (ver apéndice E), sabiendo que dichas condiciones son:
 - Presión igual a 65 lpc, de acuerdo a la información de campos vecinos.
 - Temperatura igual a 90 °F
2. Se calculó la velocidad de ascenso del gas en el tiempo requerida, según los volúmenes de gas estimados, para que ocurra una adecuada separación gas – líquido. Para el cálculo de dicha velocidad, es necesario conocer el factor que afecta la velocidad de ascenso, K_v , el cual es función del peso y flujo másico de los fluidos a manejarse en el separador. El factor K_v fue determinado por medio del anexo 7, y como su cálculo fue necesario a lo largo de los 240 meses (por la variación en el tiempo de densidad y caudal de flujo), el comportamiento de la curva en el rango de estudio fue aproximado por medio de una ecuación matemática programada en la hoja de trabajo.

En función de la velocidad de ascenso calculada, se estimó el diámetro mínimo que se requiere, de acuerdo a la producción de gas esperada. Luego se verificó que el diámetro del recipiente instalado fuese mayor o igual al mínimo requerido, según los cálculos, para de esta manera asegurar que con los separadores instalados se podrá manejar los volúmenes de gas. Posteriormente, se determinó la capacidad real de manejo de gas del separador, por medio de la ecuación E20 (ver apéndice E)

3. Los separadores instalados están configurados de modo que manejan una altura de líquido de hasta 2.58 pies (según información de campo), por lo que con el diámetro del recipiente y el tiempo de retención, se calculó la capacidad de líquido que estos separadores pueden manejar (ver apéndice E). Cabe señalar, que los tiempos de retención para las distintas estaciones de flujo fueron tomados según el criterio presentado por Thompson¹³, quien sugiere que para crudos con gravedades entre 10 y 20 grados API (que es el caso en estudio) el tiempo de retención del líquido en el separador debe estar en un rango comprendido entre 2 a 4 minutos, por lo que según la gravedad API del fluido a ser manejado en cada estación de flujo, se asoció un tiempo de retención comprendido en el rango anteriormente señalado. Una vez conocida la capacidad de manejo de líquido real de cada recipiente, se verificó si estos podían manejar los volúmenes de líquidos estimados a producirse en el tiempo en cada área, comparando la capacidad del equipo con la producción máxima de líquido esperada, lo cual permitió establecer si se requería o no de la instalación de capacidad adicional.
4. Para el diseño de los separadores nuevos, el criterio utilizado en primera opción fue la determinación del diámetro mínimo requerido en el mismo, esto con el fin de permitir que en el equipo a instalarse se asegure una separación eficiente de las fases; por lo que, como se explicó anteriormente, por medio del calculó la velocidad de ascenso del gas, dicho diámetro fue encontrado. Posteriormente, con la aplicación del rango de tiempo de retención utilizado, según la gravedad API del crudo a manejar en el separador, el diámetro escogido, y la tasa máxima de líquido que debe manejarse en el separador, se encontró la altura de líquido que el equipo debe ser capaz de manejar (ecuación E13). Finalmente, la altura del separador fue encontrada.
5. Para el caso de los separadores nuevos, fueron calculadas las dimensiones de las boquillas de entrada y salida de los fluidos, siguiendo las ecuaciones (E14 - E19, ver apéndice E), en función de las velocidades que se esperan existan en las mismas. Se asumió que el diámetro de la boquilla calculado es igual al diámetro interno de las tuberías de entrada y salida de fluidos. Basándose en esto se seleccionaron los diámetros de las tuberías usando las normas B36.10M

8.11 Tanques de Almacenamiento.

Esta parte del trabajo consistió en verificar cuál es el tiempo de almacenamiento máximo que pueden suministrar los tanques instalados, en función de las tasas máximas que se alcanzarán en cada estación.

Conocido el tiempo de almacenamiento crítico en las estaciones, la siguiente fase fue la decisión de colocar capacidad adicional, tomando como patrón que en las estaciones CACHEF-1, CCEF-1 y EEF-11, según el esquema operacional previsto, debe tenerse como tiempo de almacenamiento 2 días, y en SOCEF-1 1 día como mínimo. En función de lo anterior, y aplicando la ecuación F1 cuando la tasa es máxima en cada estación, se seleccionó la capacidad de los tanques nuevos.

8.12 Deshidratación del Crudo.

- Tanques de Lavado**

Según el esquema operacional previsto por PetroUCV, la deshidratación del líquido producido en toda el Área Mayor de Socororo, va a estar centralizada en la estación Elías EF-11, por lo que fue necesario determinar la capacidad del tanque de lavado requerida para procesar la producción de líquido de toda el área en el tiempo.

La capacidad del equipo requerido debe cumplir con la condición que el tiempo de permanencia del fluido dentro del tanque para lograr una adecuada separación agua – petróleo sea de 8 horas (según información de campo), el cual está dentro del rango del tiempo recomendado en la bibliografía consultada¹².

Bajo las condiciones mencionadas anteriormente, y tomando la tasa máxima de líquido a producirse en el área (como condición crítica), según la ecuación F2, se determinó el volumen necesario del tanque para procesar la producción de líquido durante las horas 8 horas de permanencia en éste. Adicionalmente, y considerando el volumen del colchón de

agua que forma parte del tanque de lavado a colocar (obtenida según información de campo), fue encontrado el volumen total del tanque necesario en la estación Elías EF-11 para la deshidratación del crudo.

- **Calentadores**

Esta fase del trabajo consistió en determinar el calor requerido en BTU/Hora en el tiempo (ver ecuación G1, apéndice G), para incrementar la temperatura del líquido recibido hasta 180 °F, que es la temperatura a la cual se espera salga el fluido del calentador. Este valor de temperatura fue tomado por medio de información de campo y corroborado de acuerdo al rango presentado en el Engineering Petroleum Handbook⁹ para crudos con gravedades por debajo de 20 grados API.

8.13 Bombas de Transferencias

Los cálculos involucrados en las bombas propuestas en cada una de las estaciones consistieron básicamente en la determinación de los siguientes parámetros:

- Presión de succión de la bomba: La presión a la entrada de la bomba se determinó por medio de la ecuación H1, sabiendo que la presión de operación de los recipientes de succión (tanques) es 14.696 lpcia y asumiendo la caída de presión en la tubería de succión despreciable, por desconocimiento de las dimensiones de dicha tubería.
- Presión de descarga de la bomba: El cálculo de este parámetro se realizó aplicando la ecuación H2, y tomando como caída de presión en la tubería de descarga, la máxima que iba a ocurrir en el tiempo según los cálculos realizados. Además, por data de campo, se sabe que los tanques existentes en las estaciones son de 24 ft de alto, por lo que en los cálculos de presión de descarga fue necesario estimar la presión que debe dar la bomba para vencer esta altura.

- Potencia Hidráulica de la Bomba: Se determinó por medio de la ecuación H4, luego de conocer la caída de presión en la bomba para cumplir con los requerimientos de descarga y la tasa máxima a bombear por estación de flujo.

9. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

9.1 Evaluación de la Estación Caricari EF-1

La Estación de Flujo Caricari va a manejar la producción de crudo, agua y gas proveniente de los pozos del área 4, área que según los pronósticos arrancará operaciones en el mes 13 a partir de la puesta en marcha del Convenio Operativo. Se estima que en esta estación se va a realizar el proceso de separación líquido - gas y el almacenamiento del líquido que posteriormente será transferido a la Estación Elías EF-11.

Los planes de reactivación del Campo Caricari incluyen la rehabilitación y perforación de nuevos pozos, lo cual hace evidente la necesidad de la puesta en marcha de la Estación de Flujo Caricari EF-1. Como parte del programa de reactivación de esta estación, se hizo necesario hacer una evaluación de los equipos existentes y de los oleoductos que transportarán los fluidos producidos en esta área hasta las estaciones recolectoras. Dicha evaluación arrojó los siguientes resultados:

9.1.1 Oleoducto Caricari EF-1 – Elías EF-11.

La Estación Caricari EF-1 tenía un sistema de recolección de crudo independiente del sistema que asocia a las restantes estaciones del Área Mayor de Socororo, ya que el crudo almacenado en dicha estación era transferido a la estación EEF-13 ubicada en el Campo Elías al noroeste del Área Mayor de Socororo, a través de una tubería de 6 pulgadas de diámetro y 8,5 kilómetros de longitud.

Como se señaló anteriormente, la producción total del Área Mayor de Socororo va a ser centralizada a nivel de la Estación Elías EF-11, por lo que la producción de líquido del Campo Caricari debe ser transferida a esta estación, lo que hizo necesaria la estimación del nuevo oleoducto a colocar aguas abajo de la estación CCEF-1.

Previo al cálculo del diámetro requerido para transportar la producción de líquido del Campo Caricari durante los próximos 20 años, se determinó la variación en el tiempo de las propiedades de los fluidos, obteniéndose los siguientes resultados:

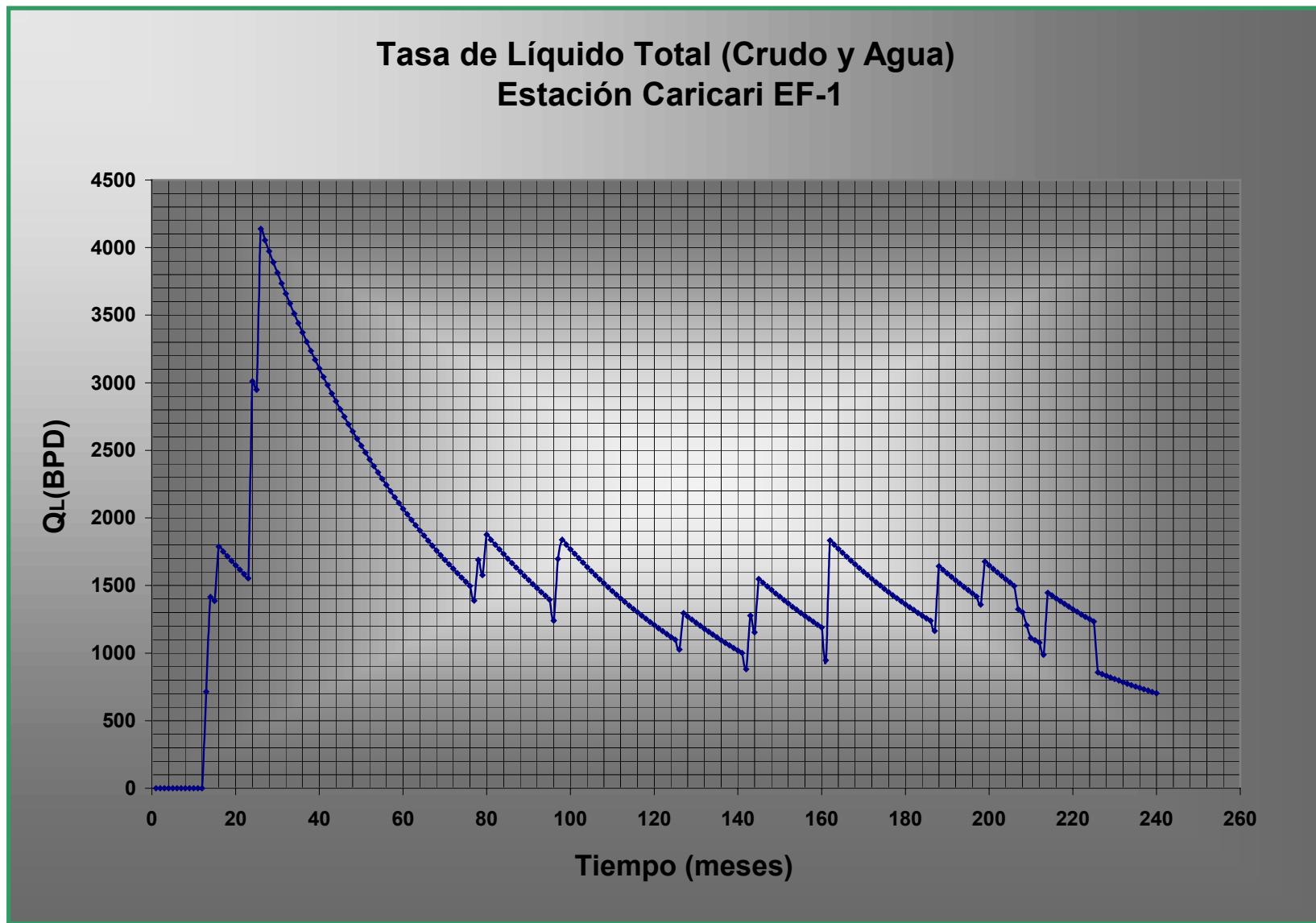


Fig. 9.1 Tasa de Líquido. Estación Caricari

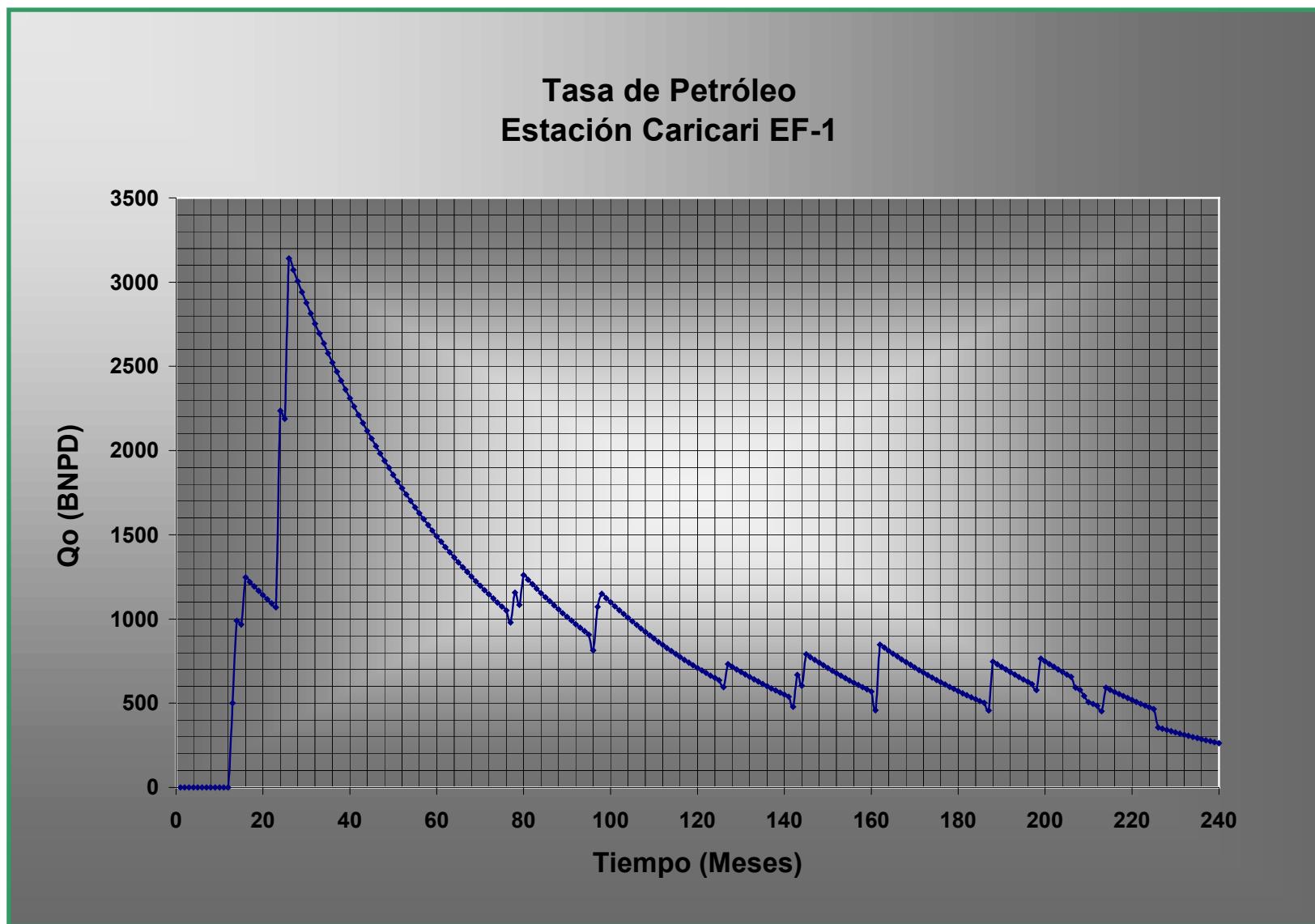


Fig. 9.2 Tasa de Crudo. Estación Caricari

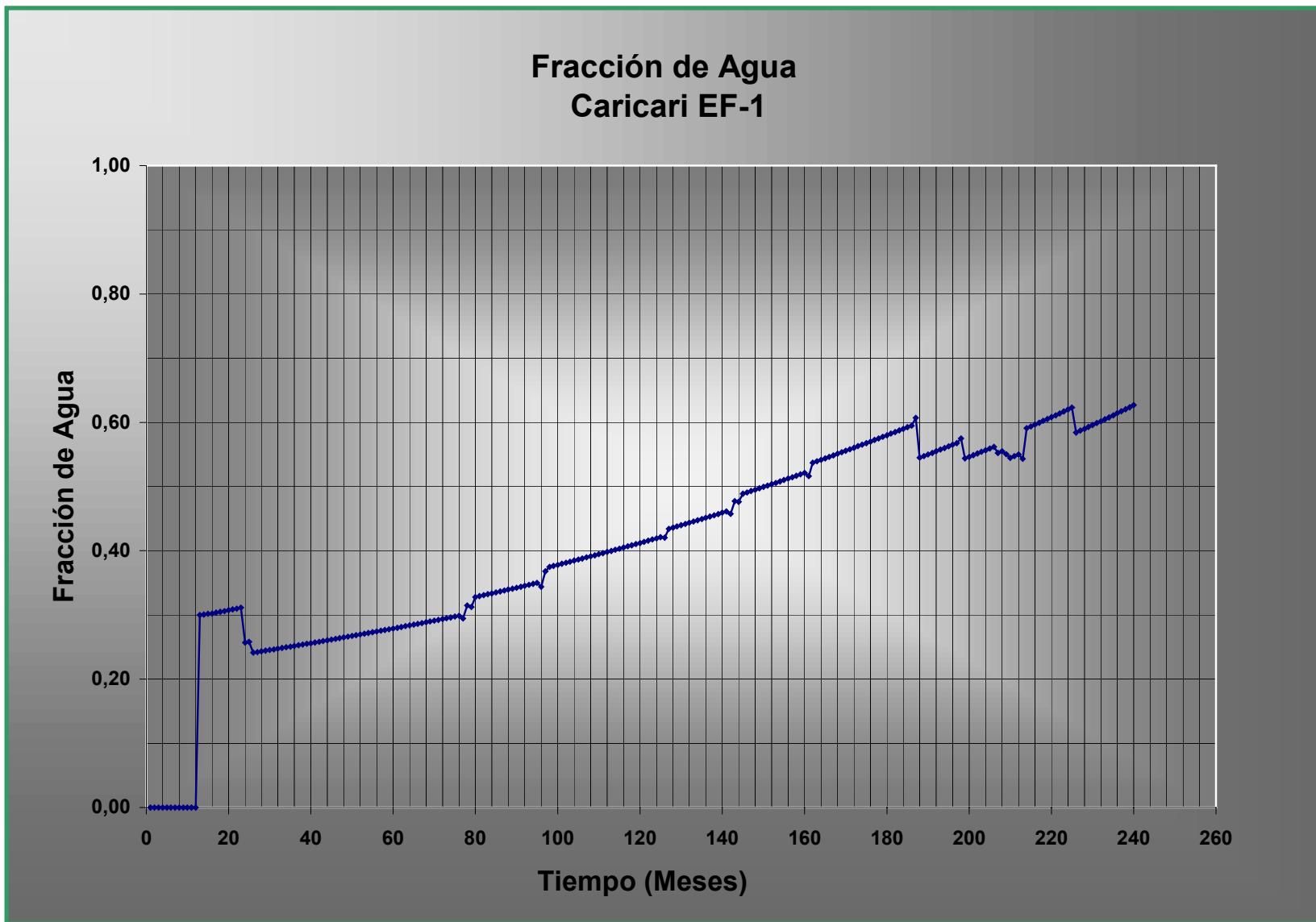


Fig. 9.3 Fracción de Agua. Estación Caricari

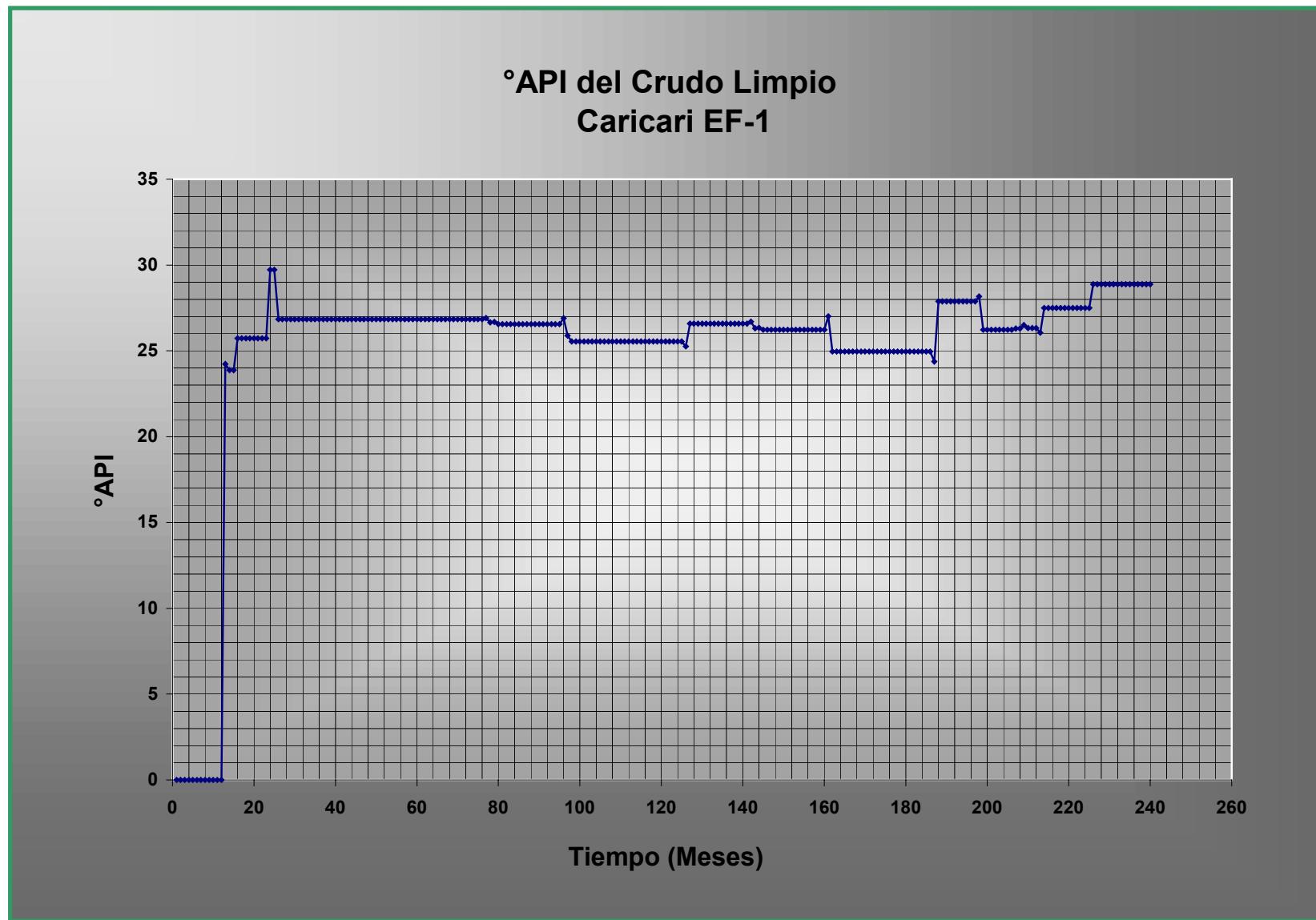


Fig. 9.4 Gravedad API del Crudo Limpio. Estación Caricari

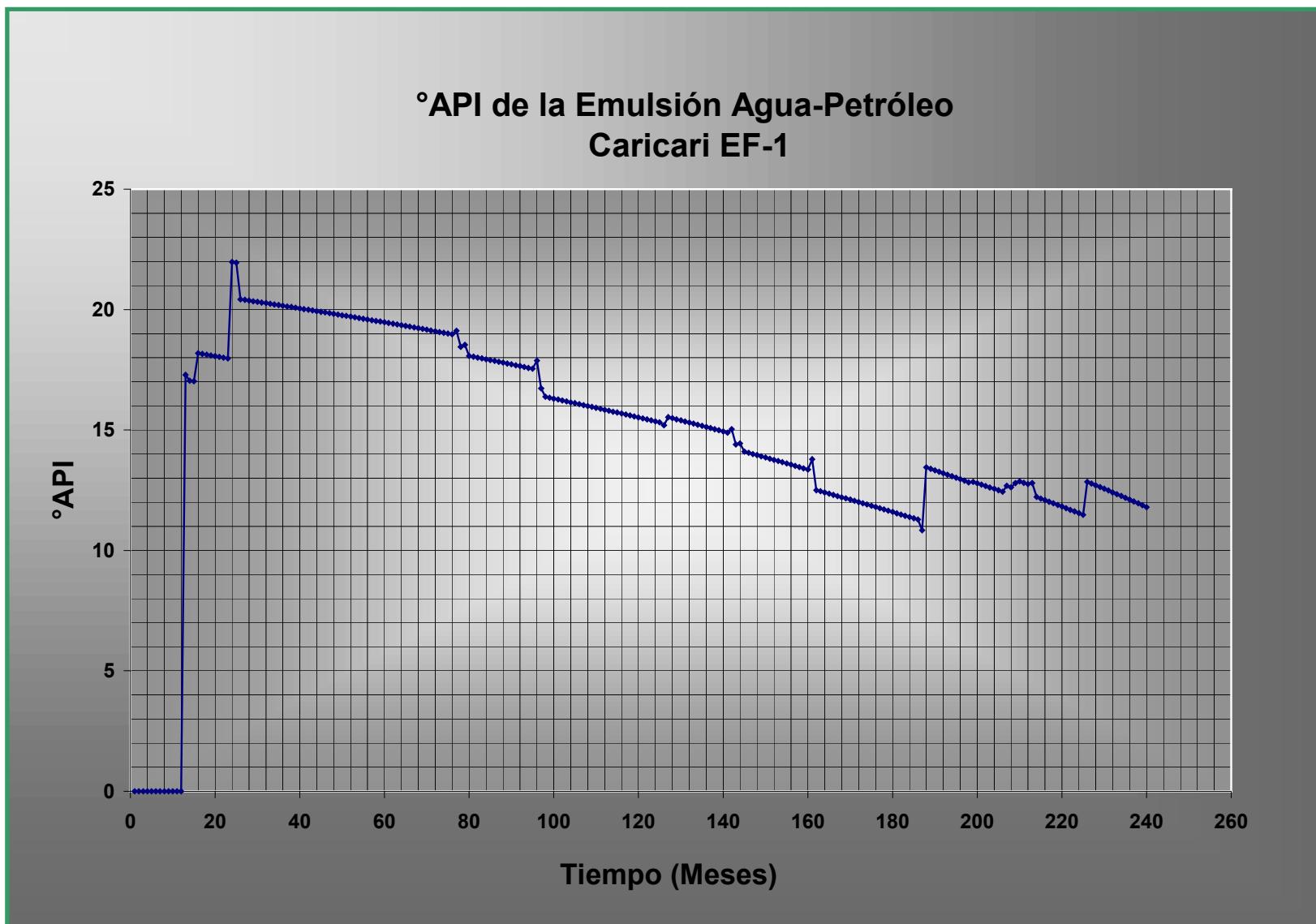


Fig. 9.5 Gravedad API de la Emulsión. Estación Caricari

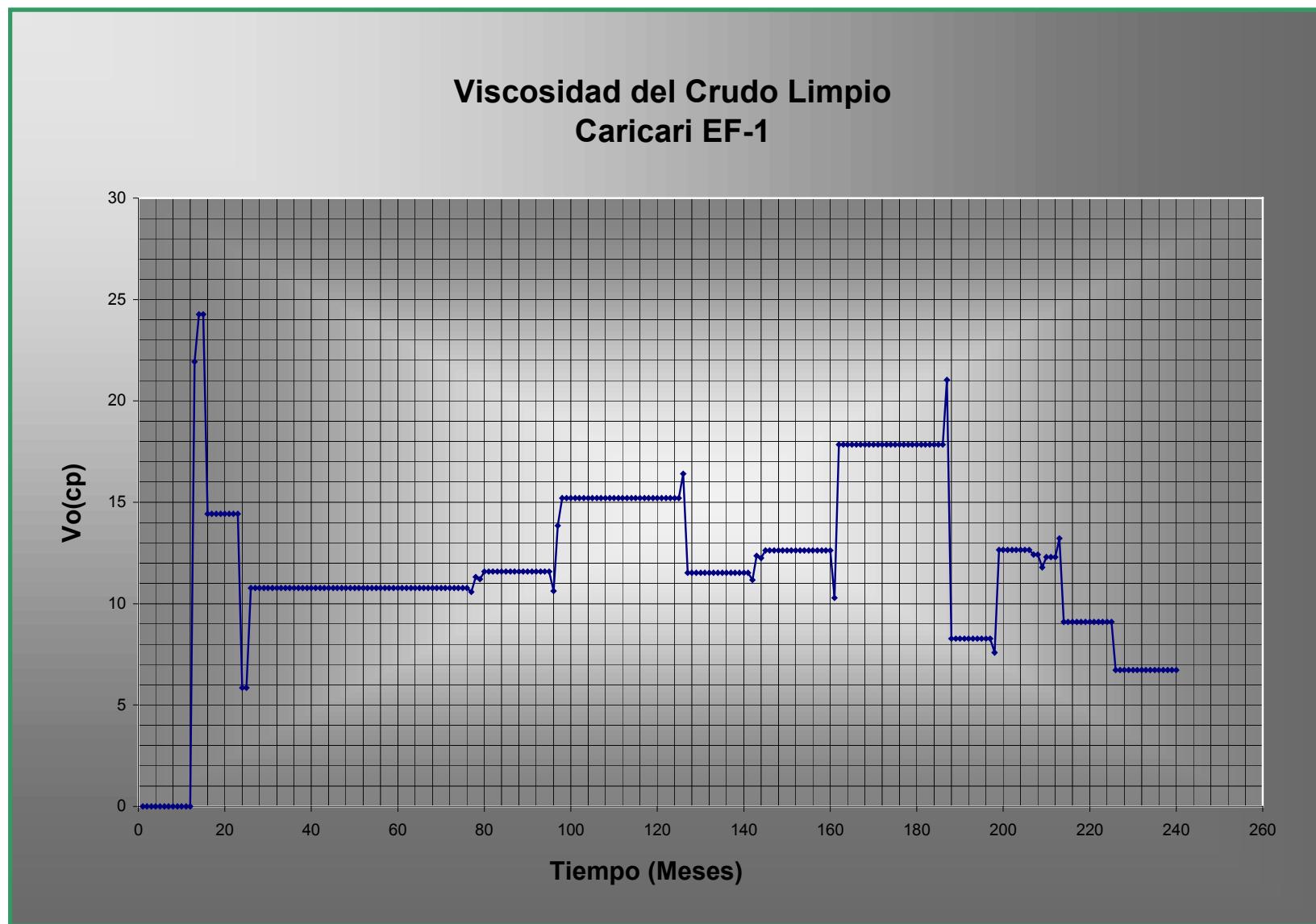


Fig. 9.6 Viscosidad del Crudo Limpio. Estación Caricari

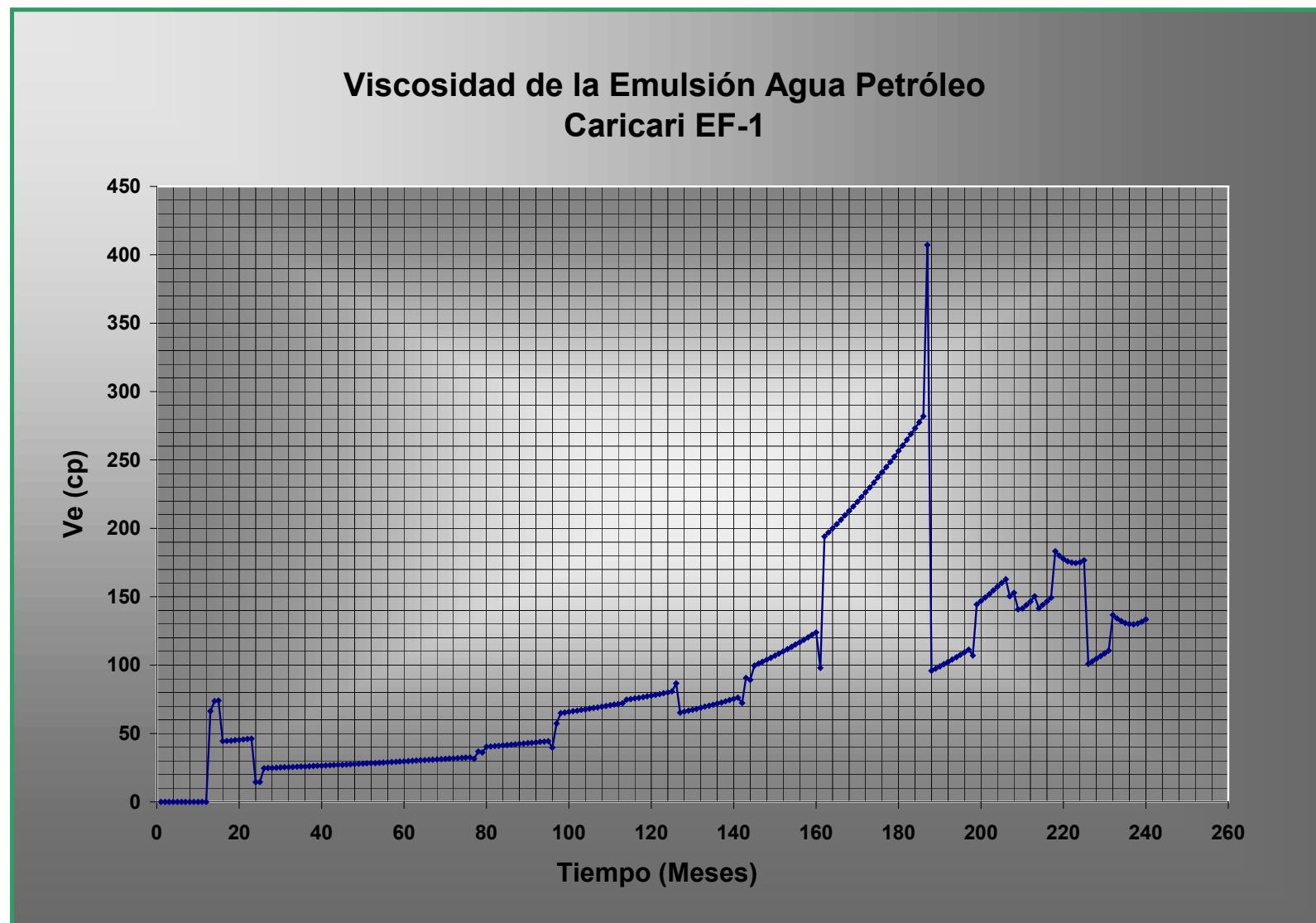


Fig. 9.7 Viscosidad de la Emulsión. Estación Caricari

Las gráficas anteriores permitieron hacer sensibilidad en el tiempo para el cálculo de la caída de presión a lo largo de los 7,5 kilómetros que tendría la nueva tubería, lo cual permitió estimar que el diámetro requerido para transportar la emulsión hasta la Estación Elías, sin exceder la caída de presión máxima permitida en líneas de descarga según PDVSA²⁴ (1.99 lpc / 100 pie), es de 4 pulgadas.

El comportamiento de la caída de presión en el tiempo que se generaría en dicha tubería se presenta a continuación:

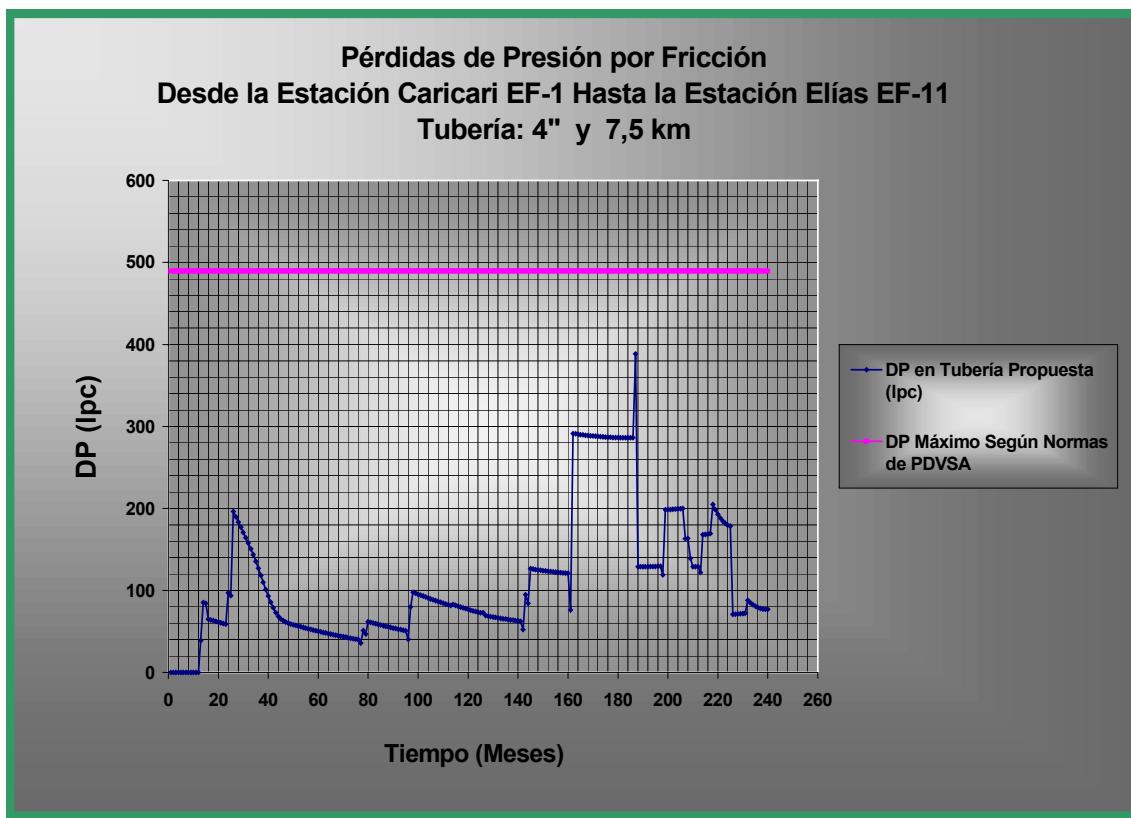


Fig. 9.8 Pérdidas de Presión. Tubería Propuesta Caricari – Estación Elías

De la figura 9.8 puede observarse una caída de presión máxima de 389 lpc en el mes 187, para una tubería de 4 pulgadas de diámetro y 7,5 kilómetros. Esto puede explicarse debido a que en ese momento de la producción ocurre el cierre del pozo MULT-7, quien venía aportando a la mezcla un crudo de 33.4 °API, y como puede observarse en las figuras (9.1 - 9.7) esto generó una disminución en la gravedad API de la mezcla de crudo limpio y

en la de la emulsión. Lo anteriormente señalado, acompañado de un incremento del porcentaje de agua, y de un aumento de la viscosidad de la mezcla de crudo limpio, generó un incremento en la viscosidad de la emulsión hasta 407 centipoise.

Las restantes variaciones en las caídas de presión observadas en la figura 9.8, fueron generadas, de igual manera, por los cambios en el tiempo de las gravedades API, viscosidades, porcentaje de agua y de las tasas de líquido, como puede apreciarse de las figuras respectivas.

Es importante señalar, que la caída de presión máxima en el tiempo no ocurre al momento de producción de la tasa máxima (26 meses), como pudiera erróneamente pensarse. Esto magnifica una vez más la importancia de la estimación de las propiedades físicas en el tiempo.

9.1.2 Múltiple de producción

El múltiple de producción de esta estación tiene un diámetro de cañón de 6 pulgadas y está compuesto por 15 puestos para pozos. De estar en condiciones operativas, el diámetro y el número de puestos serán suficiente para recibir los pozos que van a ser reactivados y perforados en el Campo Caricari (11 pozos). En el caso de que el múltiple existente en la Estación Caricari no esté en condiciones de operar, los resultados obtenidos en la figura 9.9, sugieren la colocación de un múltiple de iguales dimensiones.

Como puede apreciarse en la figura 9.9, para un múltiple con un diámetro de cañón de 6 pulgadas, la velocidad del fluido en la tubería siempre estará por debajo de la velocidad de erosión. Se observa que cuando se alcanza la combinación más crítica de caudales (petróleo, gas y agua) en el mes 199, la velocidad en la tubería es de 35,5 pie/segundo, lo cual está por debajo de la velocidad erosional. Para una longitud de cañón de 24 pie, con un espaciamiento entre pozos de 1,5 pie, y un diámetro de 6 pulgadas, la caída de presión máxima a alcanzar es de 0,1 lpc.

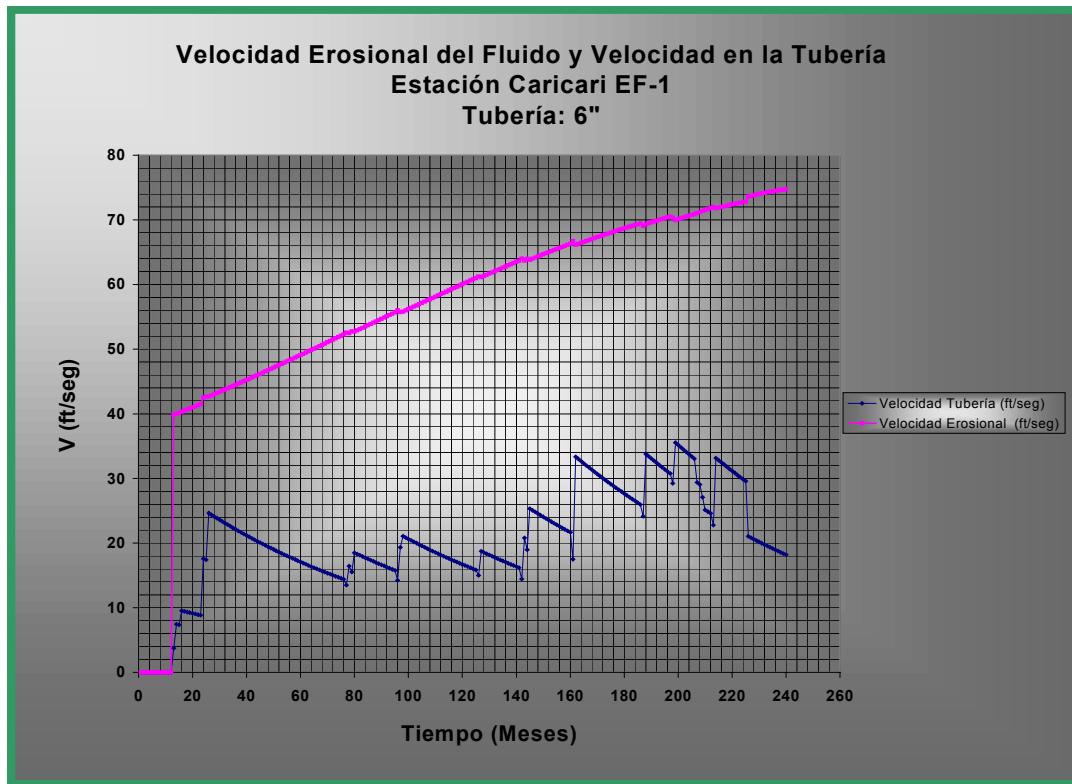


Fig. 9.9 Velocidad en el Múltiple. Estación Caricari EF-1

9.1.3 Separador de Producción

En esta estación está instalado un separador vertical de 48 pulgadas de diámetro y 12 pie de altura. Según CORPOMENE, este separador tiene capacidad para manejar 5500 BPD de líquido y 16,5 MMPCND de gas. Los cálculos realizados en este trabajo reportaron que el mismo está en capacidad de manejar 27,7 MMPCND y 4158 BPD, con un tiempo de retención máximo de dos minutos y una altura de líquido de 2,58 pie (tomada de información de campo). Se tiene previsto que esta estación maneje una tasa máxima de líquido de 4139 BPD y 3,24 MMPCND de gas y según los cálculos realizados, este separador estará en capacidad de manejar estas producciones. Los cálculos realizados son resumidos en la tabla 25.

Tabla 25. Características del Separador Actual. Estación Caricari

Características del Separador. Estación Caricari EF-1	
Diámetro del Tambor (in)	48
Altura del Separador (ft)	12
Capacidad de Líquido (BPD)	4158
Capacidad de Gas (MMPCND)	27,7
Boquilla de Entrada de Fluidos (in)	4
Boquilla de Salida de Líquido (in)	2
Boquilla de Salida de Gas (in)	3
Presión de Diseño (lpc)	125
Temperatura de Diseño (°F)	140

De acuerdo a información de campo, este separador no se encuentra en muy buenas condiciones, por lo que de ameritarse su reemplazo, se sugiere colocar otro separador con las mismas dimensiones.

En la figura 9.10, se presentan los resultados del análisis de capacidad del separador existente. En la misma se aprecia que la capacidad calculada de líquido que maneja el separador (4158 BPD) es inferior a la capacidad reportada (5500 BPD) y la capacidad de manejo de gas calculada (27,7 MMPCND) es superior a la reportada (16,5 MMPCND). Puede observarse además, que este separador estará en capacidad de manejar las producciones máximas de líquido y gas estimadas en esta estación de flujo (4139 BPD de líquido y 3236,28 MPCND de gas).

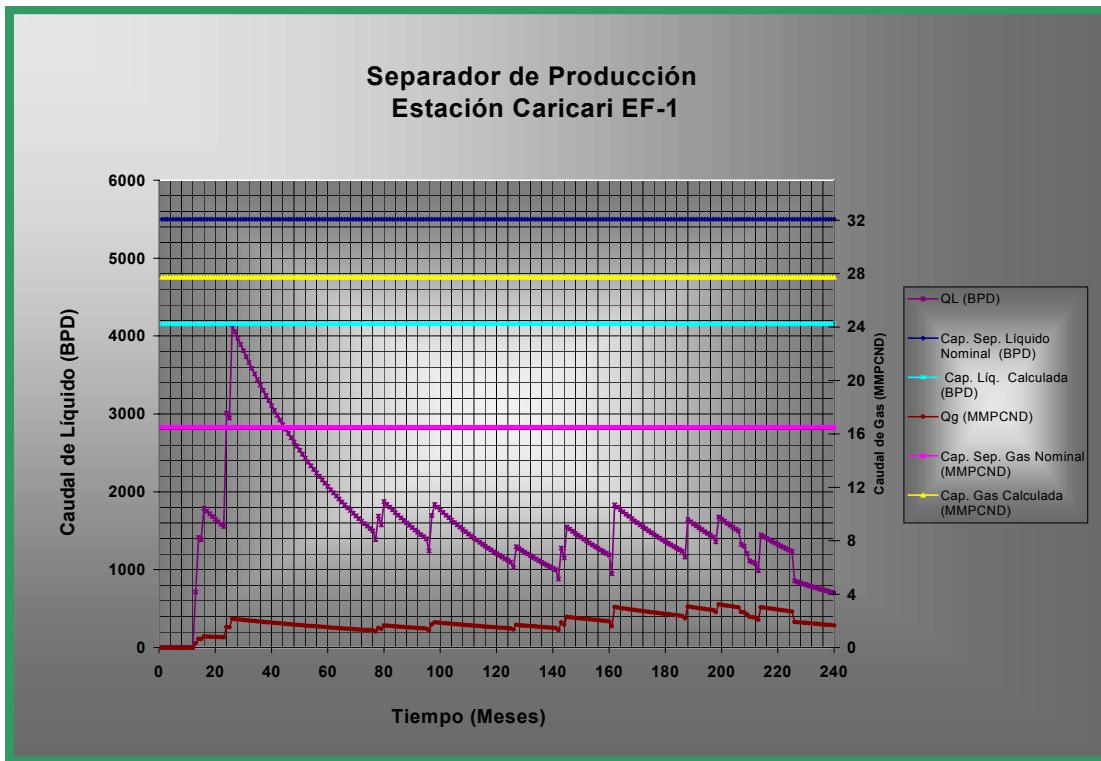


Fig. 9.10 Separador de Producción Existente. Estación Caricari EF-1

9.1.4 Separador de Prueba

Según los documentos técnicos²², el separador de prueba existente en la Estación Caricari EF-1 es un separador vertical que tiene un diámetro de tambor de 48 pulgadas y una altura de 13 pie. Dicho separador cubre los requerimientos operativos necesarios para las producciones estimadas en el campo, por lo que se recomienda hacer inspección para descartar problemas de corrosión.

9.1.5 Tanque de Almacenamiento

El tanque existente en la Estación Caricari EF-1 puede manejar 5000 Barriles de líquido. Como se puede apreciar en la figura 9.11, el tanque actualmente instalado está en capacidad de almacenar la producción estimada con dos días de almacenamiento hasta el mes 23. En el período comprendido entre los meses 23 y 50, este tanque sólo podrá manejar la

producción con un día de almacenamiento. Luego, a partir del mes 51 este tanque podrá manejar nuevamente la producción estimada con más de dos días de almacenamiento.

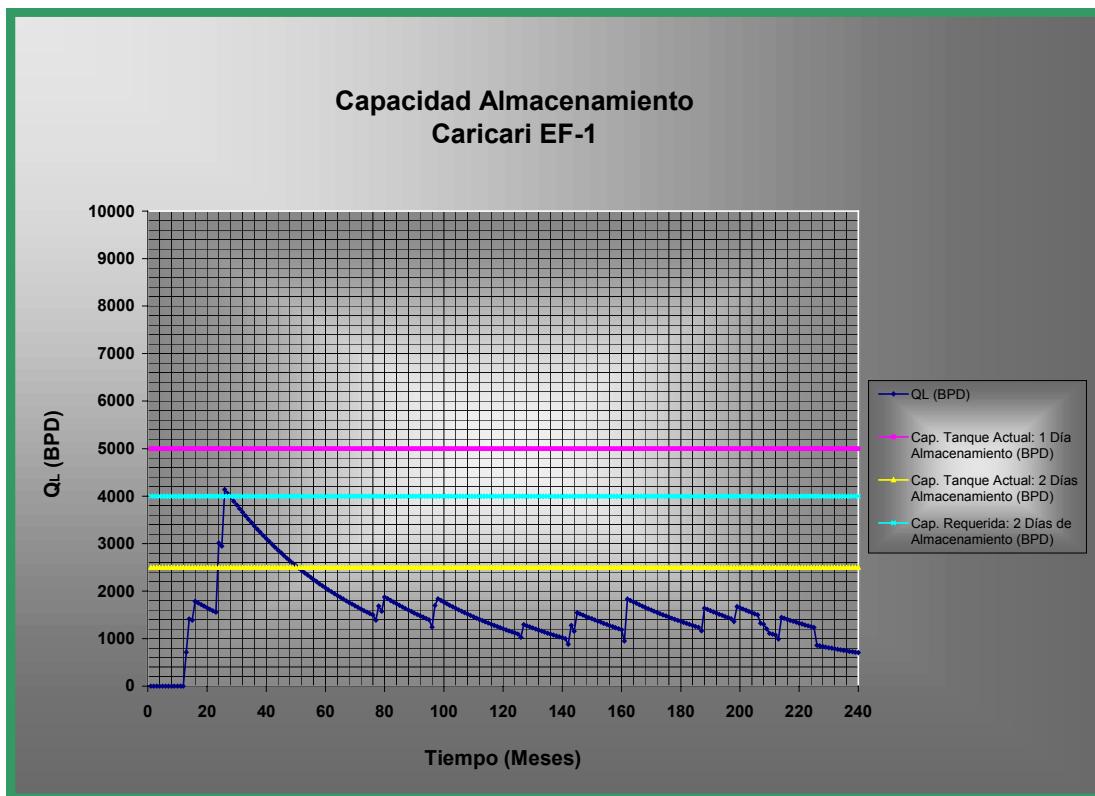


Fig. 9.11 Capacidad de Almacenamiento. Estación Caricari EF-1

Por consideraciones de la Empresa PetroUCV, se deberá disponer en esta área de dos días de almacenamiento durante el desarrollo de todo el Convenio Operativo, por lo que se sugiere la colocación de un nuevo tanque de 3000 barriles de capacidad a partir del mes 23, como puede observarse en la figura 9.11.

En virtud de que la Estación Caricari ha estado fuera de servicio desde hace ya bastante tiempo, se recomienda hacer una evaluación a fin de conocer las condiciones actuales del equipo y determinar si puede seguir operando, en caso contrario, se sugiere colocar un tanque de 8000 barriles.

9.1.6 Tanque de Almacenamiento de Prueba

En la Estación Caricari EF-1, está actualmente instalado un tanque de prueba con capacidad de 1500 barriles. Esta capacidad se considera suficiente para cumplir con los requerimientos de prueba, pero se recomienda hacer una evaluación a fin de conocer las condiciones actuales del equipo y determinar si puede seguir operando. En caso de que no esté en condiciones, se sugiere la colocación de otro de iguales dimensiones.

9.1.7 Bomba de Transferencia

La Estación Caricari EF-1, no cuenta con bomba de transferencia instalada. Según los cálculos realizados, en esta estación se requiere de la instalación de dos bombas que tengan una capacidad mínima de 4139 BPD y 27,5 HP. Las bombas recomendadas son de tipo desplazamiento positivo, pues son las más utilizadas en manejo de fluidos de alta viscosidad, que es el caso en estudio. Una de estas bombas se colocará en espera (stand by) para cualquier eventualidad.

9.2 Evaluación de la Estación de Flujo Cachicamo EF-1

La Estación Cachicamo EF-1 se encuentra fuera de servicio actualmente, y según los planes de desarrollo estimados en el Campo Cachicamo, la misma debe estar en condiciones operacionales a partir del mes 14, pues manejará la producción de los fluidos procedentes del área 3. En esta estación, se tiene previsto la separación líquido – gas y el almacenamiento del líquido, así como la posterior transferencia del líquido hacia la estación Socororo EF-1; por lo que se hace necesaria la evaluación de todo el sistema de manejo de fluidos asociado a la misma.

Según los cálculos realizados en este trabajo y de acuerdo a los pronósticos de producción que se tienen para el Campo Cachicamo, los resultados obtenidos fueron los siguientes:

9.2.1 Oleoducto Cachicamo EF-1 / Socororo EF-1

Anteriormente, el líquido proveniente de la Estación Cachicamo EF-1, era transportado a la Estación Socororo EF-1, por medio de una tubería de 4 pulgadas y 4 kilómetros de longitud. Debido a la inactividad del campo, dicha tubería no ha sido utilizada, y en la actualidad está totalmente desmantelada, por lo que para la reactivación del área que estima hacer PetroUCV se necesita la instalación de una nueva tubería de la misma longitud que la anterior y que pueda manejar la producción esperada durante los 20 años de duración del convenio.

Como se señaló en la metodología, la designación del diámetro de tubería necesario para manejar la producción de líquido esperada, está íntimamente ligada a las variaciones de las propiedades físicas que el líquido experimentará en el tiempo. A continuación se presentan las gráficas relacionadas a las tasas de líquido en el tiempo, y a las variaciones de las propiedades físicas del líquido a ser manejado en la estación:

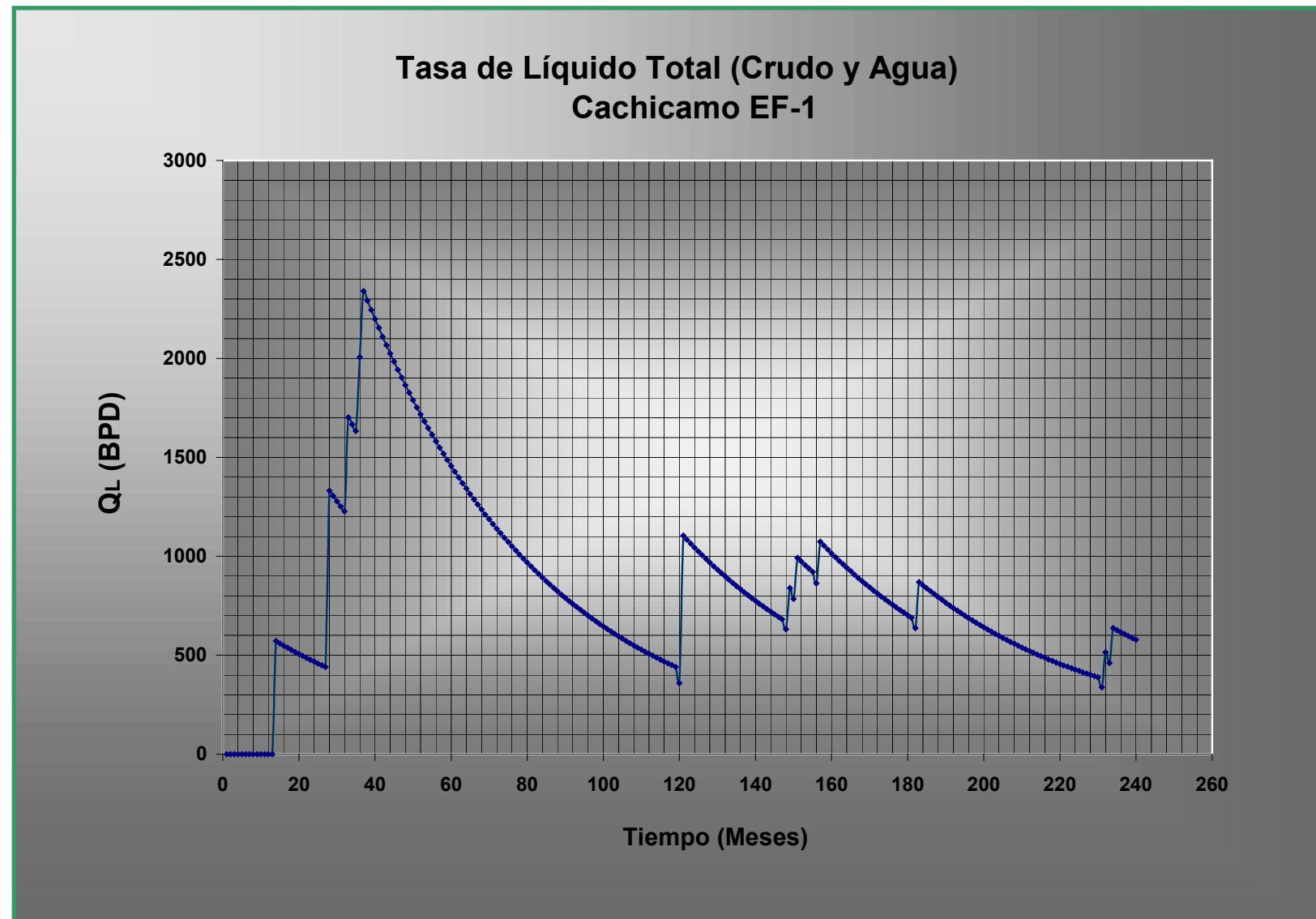


Fig. 9.12 Tasa de Líquido. Estación Cachicamo

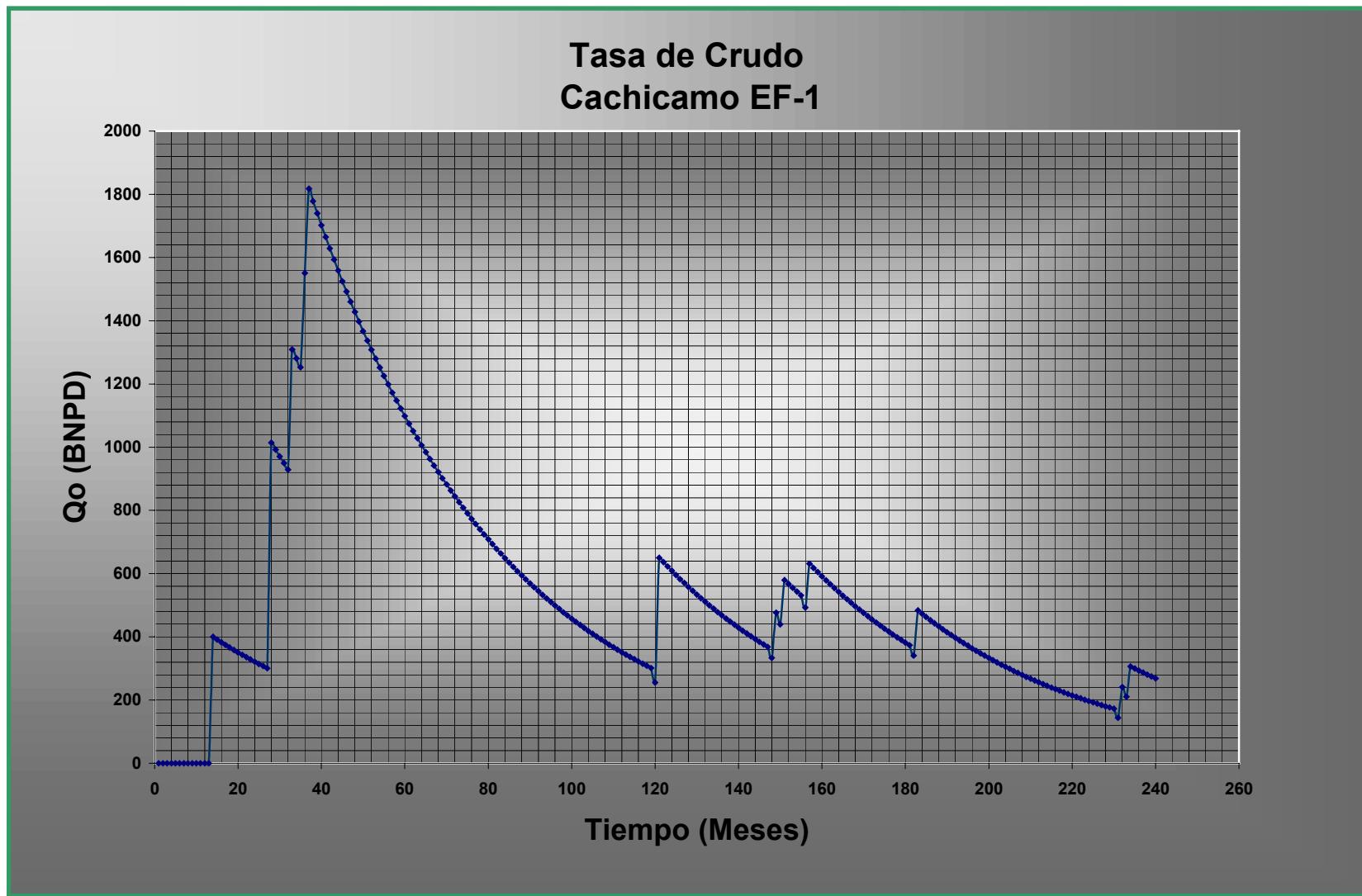


Fig. 9.13 Tasa de Crudo. Estación Cachicamo

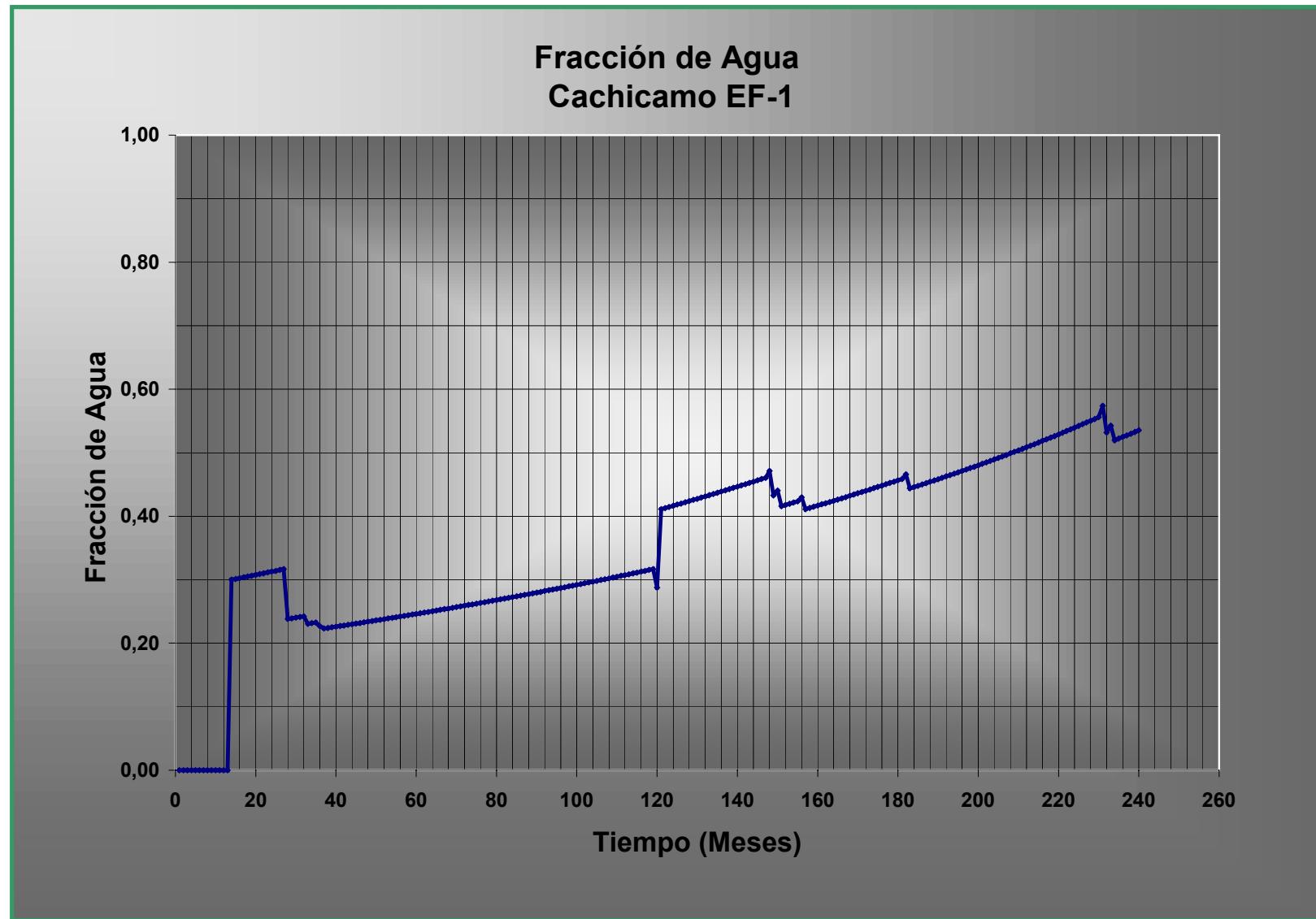


Fig. 9.14 Fracción de Agua. Estación Cachicamo

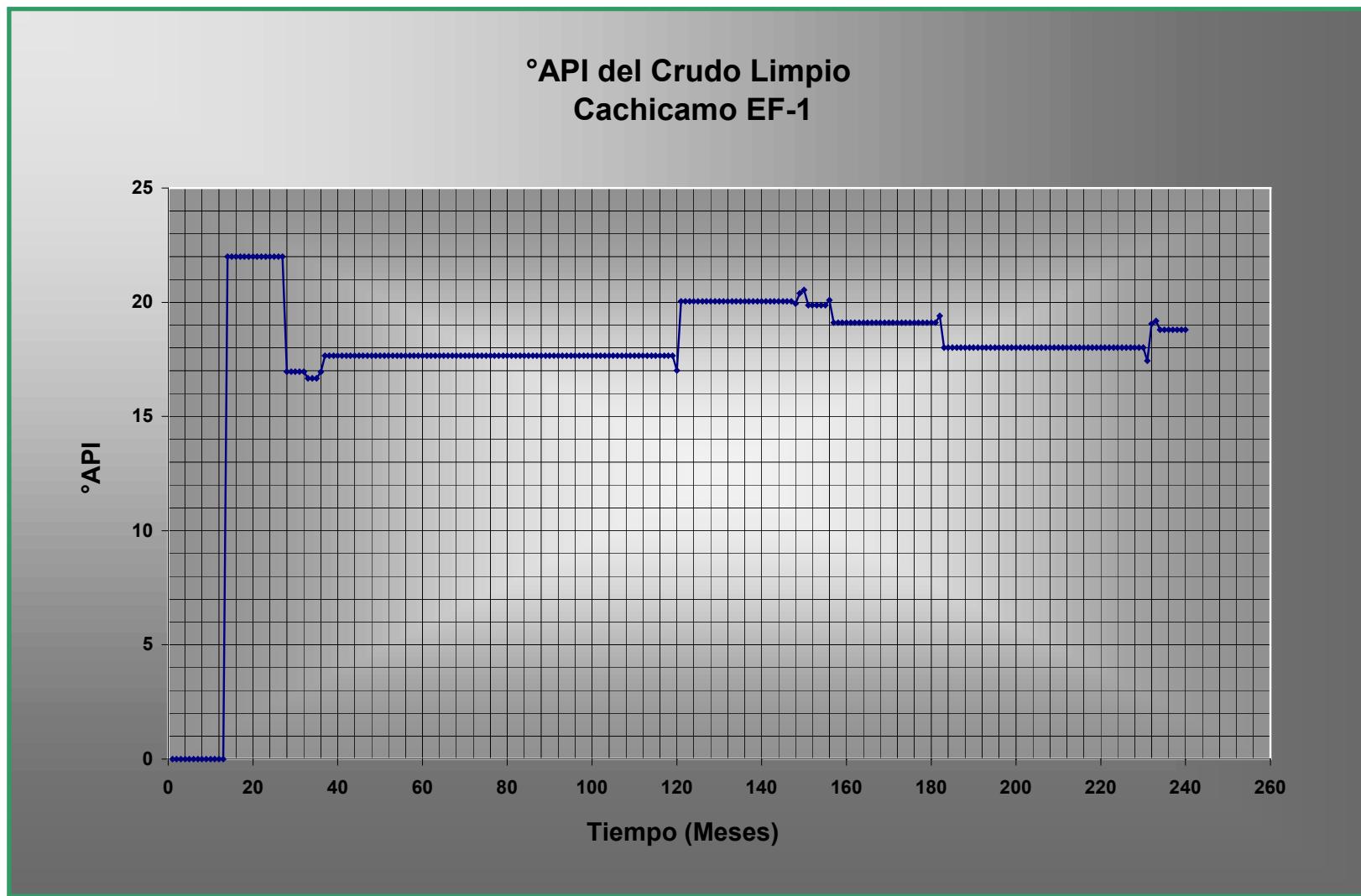


Fig. 9.15 Gravedad API del Crudo Limpio. Estación Cachicamo

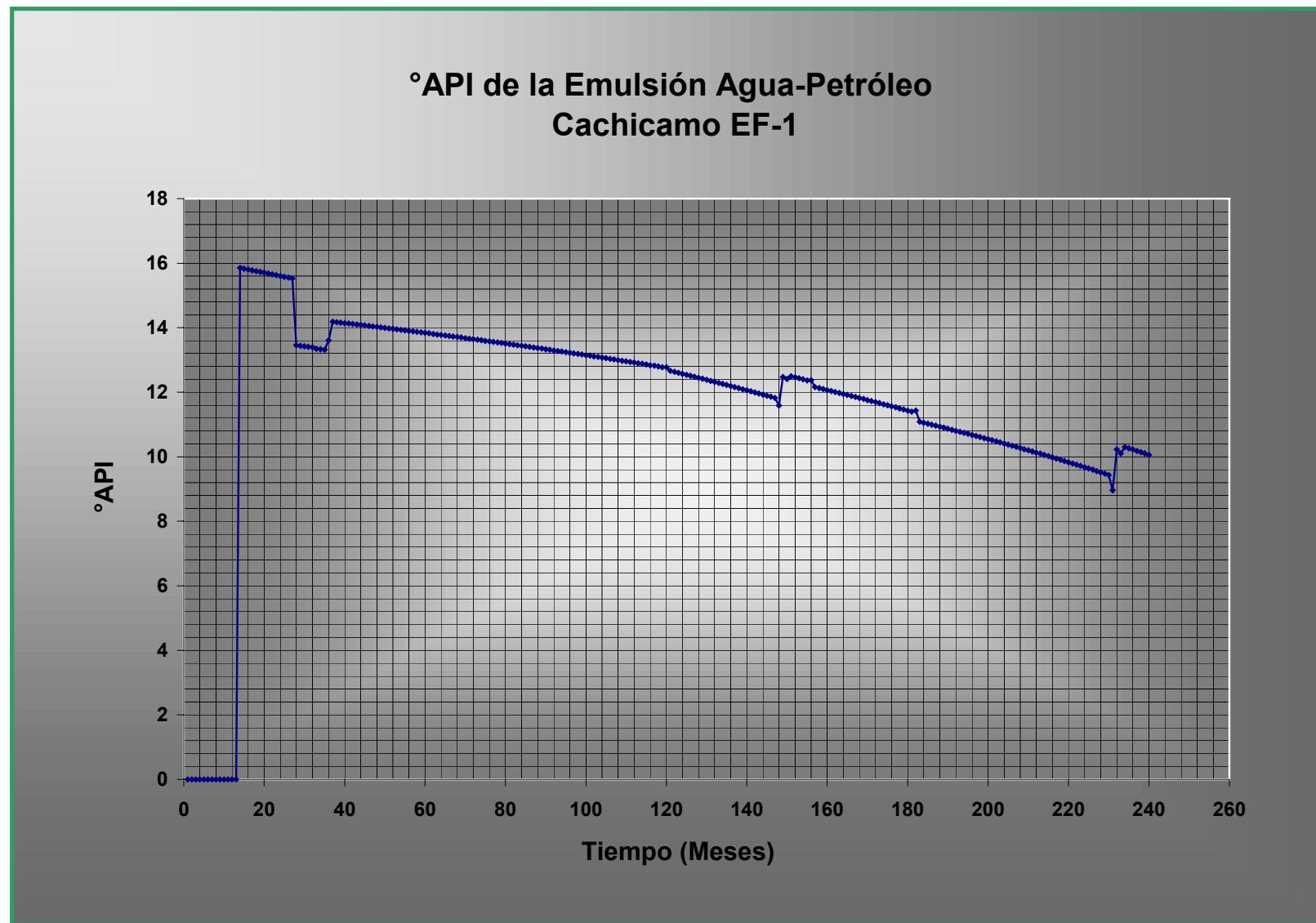


Fig. 9.16 Gravedad API de la Emulsión. Estación Cachicamo

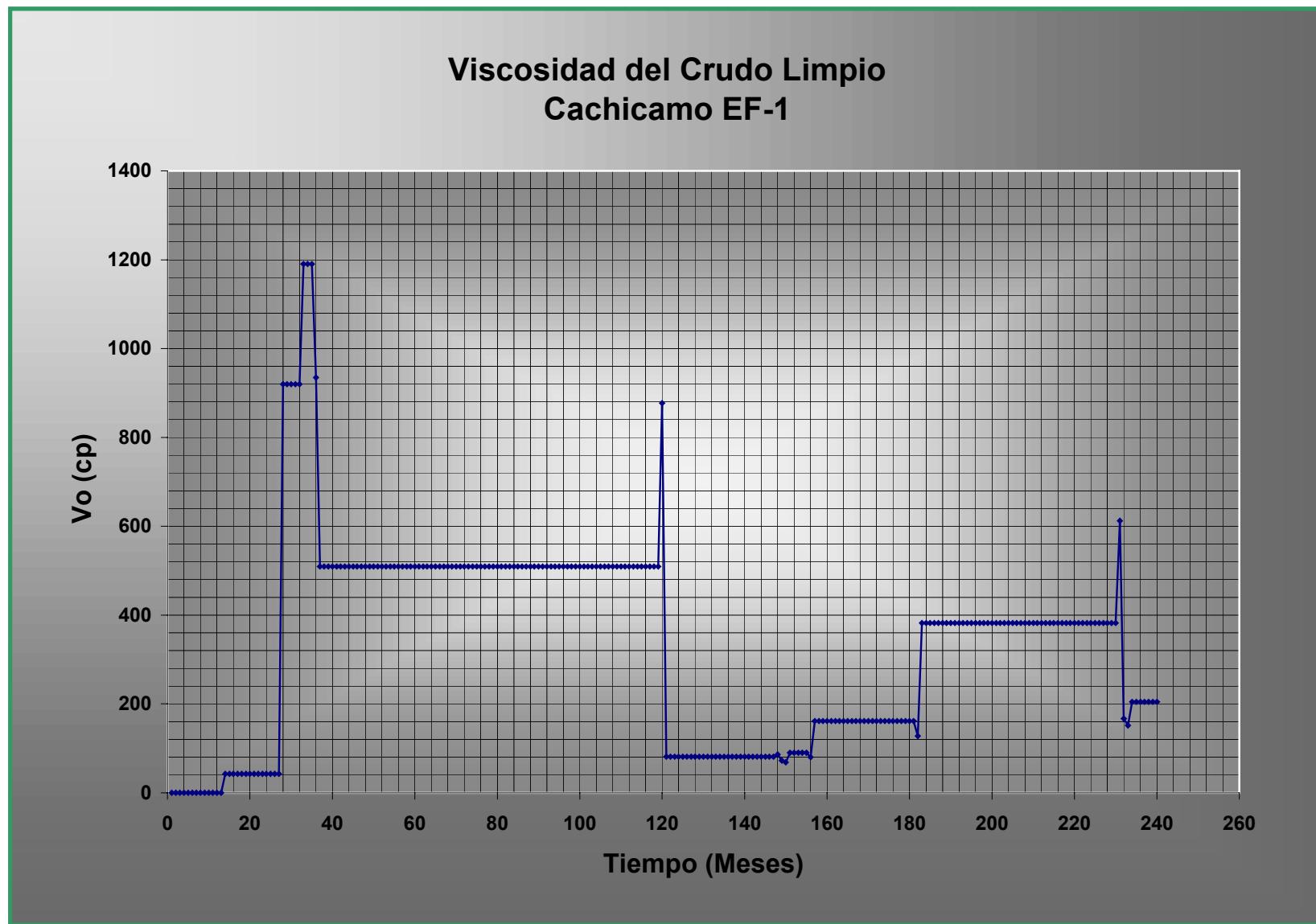


Fig. 9.17 Viscosidad del Crudo Limpio. Estación Cachicamo

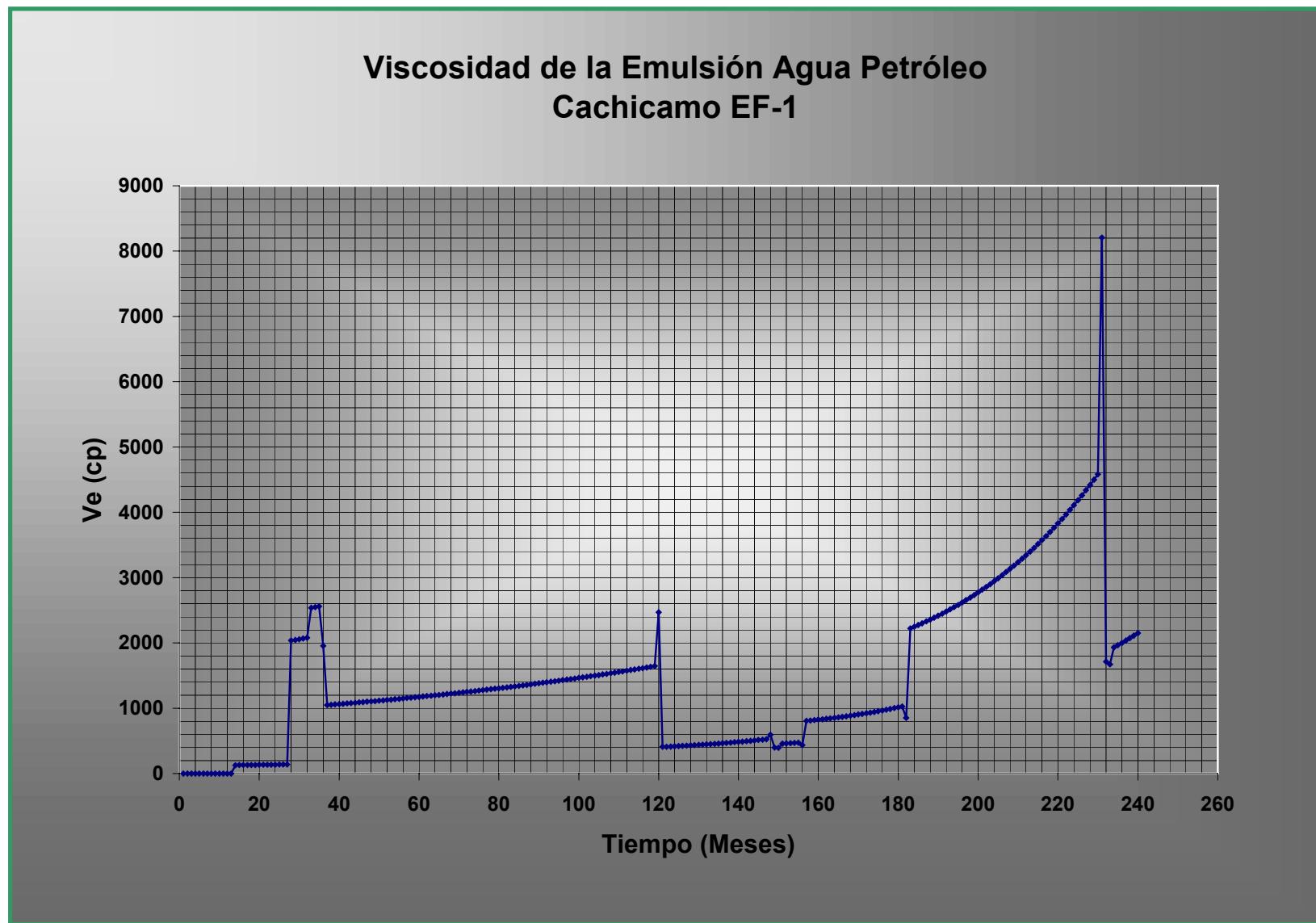


Fig. 9.18 Viscosidad de la Emulsión. Estación Cachicamo

En función de la variación de las propiedades de los fluidos presentada en los gráficos anteriores, y por medio de los cálculos de caída de presión en el tiempo que generaría la tubería a instalar, se estimó que para transportar los volúmenes de producción planificados en el Convenio, y no sobre pasar los límites de caída de presión contemplados en las bases de diseño de PDVSA (1,99 lpc/100ft), debe instalarse aguas abajo de la Estación Cachicamo una tubería de 8 pulgadas y 4 kilómetros de longitud.

Con la instalación de esta tubería, el comportamiento de la caída de presión en el tiempo generada por el manejo de los volúmenes de producción esperados, se representa en la siguiente figura:

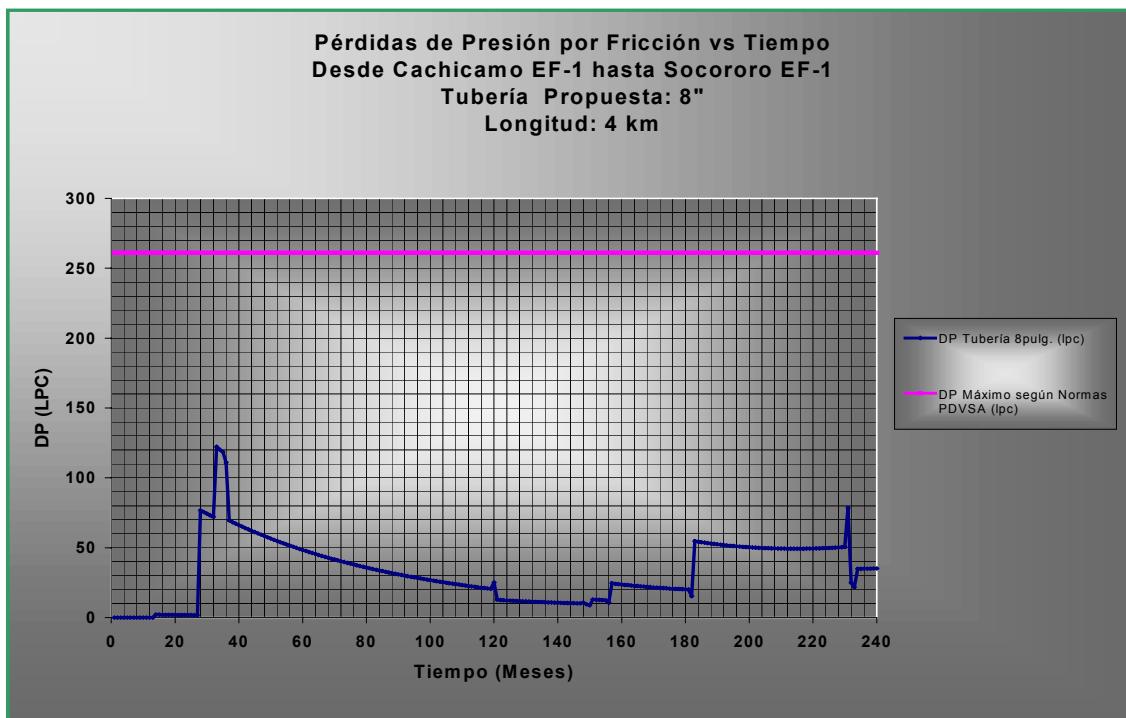


Fig. 9.19 Pérdidas de Presión por Fricción. Tubería 8", 4 Km. CACHEF-1 / SOCEF-1

Como puede observarse en la figura 9.19, con una tubería de 8 pulgadas y 4 kilómetros, la caída de presión máxima en el tiempo que se generaría, sería de 121 lpc en el mes 33, por lo que se satisface la condición de caída de presión máxima establecida según lineamientos

de PDVSA, que para este caso particular (tubería de 4 kilómetros), puede llegar a ser de hasta 261 lpc.

Vale la pena acotar que el pico de caída de presión apreciado en el gráfico (donde se encuentra el valor máximo y patrón de decisión para elegir la tubería), tampoco ocurre cuando la tasa de producción es la máxima esperada (mes 37). Esto como se dijo anteriormente, se debe al hecho que el cálculo de la caída de presión involucra tanto la tasa de producción como las propiedades del fluido, y ambas variables, como es conocido (figuras 9.12 - 9.18), son función del tiempo.

Para el mes 33, aún cuando la tasa de producción que manejaría la tubería no es la máxima que se espera en el tiempo, las propiedades del fluido en ese momento son las responsables del aumento vertiginoso de la caída de presión. Hasta el mes 27, la producción que se estima estaría manejando la estación Cachicamo EF-1 sería únicamente la del pozo piloto PIL-3 por medio del cual se producirá un crudo limpio de 22° API (ver figura 9.14), posteriormente, en el mes 28 se tiene planificado abrir a producción el pozo MULT-9, que según lo investigado, drenará una arena contenedora de un crudo de 15° API, y además en el mes 33 se estaría abriendo a producción el pozo alto ángulo AA-3 que producirá petróleo de 16 °API. Esta nueva mezcla formada por los tres pozos en el mes 33 hace que la gravedad API de dicha mezcla de crudo limpio a nivel de la estación de flujo, cambie de 22° API a 17 °API (ver figura 9.15), causando un incremento violento de la viscosidad del petróleo limpio en la estación y por ende, un aumento de la viscosidad de la emulsión que se transportará por la tubería, y esto se traduce en el incremento reflejado en la caída de presión del mes 33.

Ya para el mes 37 (cuando la tasa es máxima), se tiene previsto la perforación de los pozos restantes (AA-5 y AA-6) según los planes, los cuales drenarán reservas de hasta 21,4 °API, y esto permitirá que la gravedad API promedio de la mezcla de petróleo limpio aumente, y los valores de viscosidad de la emulsión disminuyan, lo que permite que la caída de presión resulte inferior a la del pico presentado en la figura 9.19

Como es de notarse, el aumento violento de la viscosidad de la emulsión a ser transportada durante los meses 28 y 37, es la responsable del pico presentado en la figura 9.18, además es interesante resaltar, que este pico se repitió todas las oportunidades que se aplicó el procedimiento de tanteo de diámetro. De hecho, al considerar el diámetro de 6" como una posible opción, el resultado obtenido en cuanto a caída de presión, fue el siguiente:

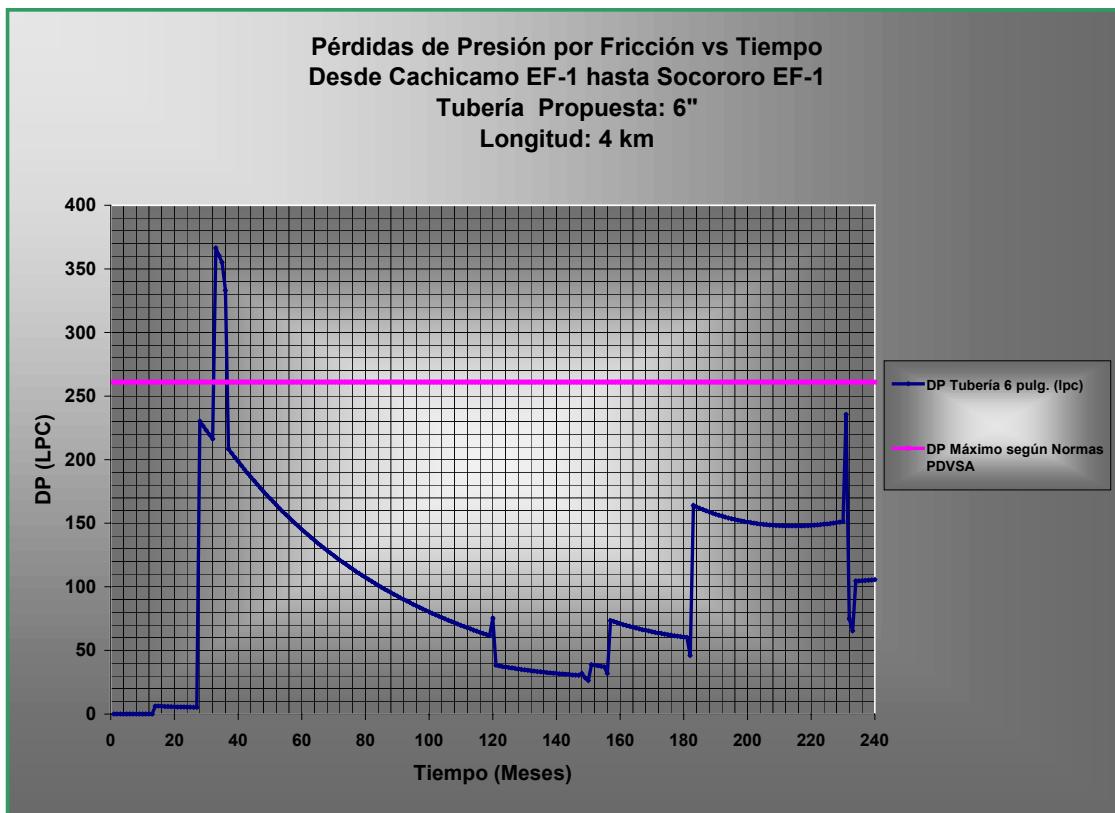


Fig. 9.20 Caída de Presión, Tubería de 6" y 4 Km. CACHEF-1 / SOCEF-1

Como se puede apreciar en la figura anterior, si se llega a utilizar una tubería de 6 pulgadas y 4 kilómetros entre las estaciones Cachicamo EF-1 y Socororo EF-1, sólo se superaría la caída de presión máxima para diseño, durante los meses donde se estiman abrir a producción los pozos MULT-9 y AA-3, mencionados anteriormente. Por lo que, si en algún momento se decidiría prorrogar la perforación de estos pozos hasta pasado el mes 37, o tomando en consideración que estos pozos son de nueva arquitectura y que por medio de estudios se le podría asociar a los mismos otras arenas objetivo contenedoras de crudo de

gravedad API cercana al promedio de la mezcla (18° API, aproximadamente), un oleoducto de 6 pulgadas podría utilizarse en superficie para transportar la producción hasta la Estación Socororo EF-1.

Considerando que el trabajo que se está realizando sólo se está abordando desde un punto de vista técnico; el resultado final de la evaluación del oleoducto que comunicará las estaciones Cachicamo EF-1 y Socororo EF-1, indica que la tubería que cumple con los requerimientos según los pronósticos suministrados es la de 8 pulgadas, pues con esta no se superará nunca las condiciones de diseño técnica estipuladas en PDVSA para líneas de descarga de bombas²⁴

9.2.2 Múltiple de Producción

El múltiple de producción instalado en la Estación Cachicamo tiene capacidad para 10 puestos, y está compuesto por tres cabezales de 8 pulgadas cada uno, que se unen en un cabezal común.

Según una visita de campo realizada durante la ejecución del trabajo a la Estación Cachicamo EF-1, se constató que el múltiple instalado en sitio, está en muy malas condiciones operacionales, presentando corrosión generalizada, por lo se cree, se amerita su reemplazo.

Basándose en lo anterior, fue necesario la determinación de las dimensiones que debe tener el múltiple a colocarse en la reactivación de la Estación Cachicamo EF-1. Los cálculos realizados en cuanto a velocidad erosional del fluido, indican que en la estación se debe colocar un múltiple con un cabezal de 4 pulgadas el cual sería suficiente para manejar los volúmenes de la mezcla de fluidos (crudo - gas - agua) sin que se supere en ningún momento la velocidad erosional del mismo. Además, según el número de pozos a reactivar en el Campo Cachicamo, el múltiple debe tener entrada para 5 pozos. La longitud del cabezal debe ser de 9 ft, con un espaciamiento entre los pozos a conectarse, de 1,5 ft. De esta manera, se espera una caída de presión máxima en el tiempo de 1 lpc.

La gráfica que a continuación se presenta indica la variación de la velocidad erosional del fluido en el tiempo, en comparación con la velocidad en el múltiple propuesto:

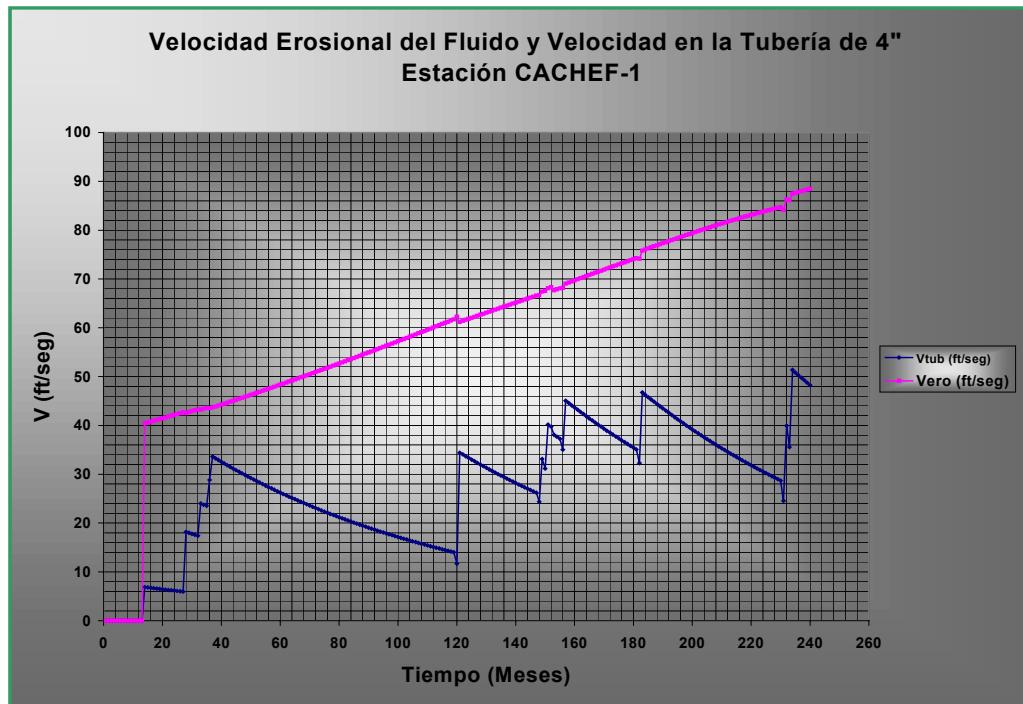


Fig. 9.21 Velocidad en el Múltiple Propuesto. Estación CACHEF-1

Como se observa en el gráfico, con un cabezal de hasta 4 pulgadas se puede manejar la mezcla de fluidos que proviene del Campo Cachicamo, sin que en ningún momento se exceda la velocidad erosional del fluido, pues la velocidad máxima que se alcanzará en el cañón será de 50 ft/seg. en el mes 235, cuando se estima se alcance la tasa máxima de la mezcla de fluidos (crudo - gas - agua) a la entrada del múltiple.

9.2.3 Separador de Producción:

En la estación CACHEF-1, existe un separador de 30 pulgadas de diámetro y 10 pie de longitud. A pesar de que la capacidad nominal del separador reportada en el equipo es de 6000 BPD y 6 MMPCND, los cálculos permitieron estimar que la capacidad de dicho separador es de 1623 BPD y 13 MMPCND. Debido a esto, se puede decir, que este

separador no podría manejar los caudales máximos de líquidos que se estima alcanzar en Cachicamo tomando en consideración que el crudo debe tener como mínimo un tiempo de retención de 2 minutos. Vale la pena acotar, que según lo observado en la visita, se pudo ratificar el mal estado del separador instalado, por lo que para la reactivación del área y tomando en consideración que con éste no se logran manejar los volúmenes estimados, como recomendación de este trabajo se propone su reemplazo.

Según los cálculos realizados, para la separación gas - líquido a realizarse en la estación, y en función de los volúmenes de gas y líquido a producirse en el tiempo, el separador a utilizar en la reactivación de la Estación CACHEF-1, tomando en consideración un tiempo de retención mínimo de 2 minutos, debe tener las siguientes dimensiones:

Tabla 26: Características del Separador Propuesto. Estación CACHEF-1

Características del Separador	de Producción Propuesto
Diámetro del Tambor (in)	36
Longitud del Tambor (ft)	10
Capacidad de Líquido (BPD)	3625
Capacidad de Gas (MMPCND)	18,9
Diámetro Boquilla de Entrada (in)	3 ½
Diámetro Boquilla de Salida de Líquido (in)	2
Diámetro Boquilla de Salida de Gas (in)	2 ½
Presión de Diseño (lpc)	115
Temperatura de Diseño (°F)	140

En la gráfica que a continuación se presenta, se indica la comparación entre la capacidad del equipo que existe y el propuesto:

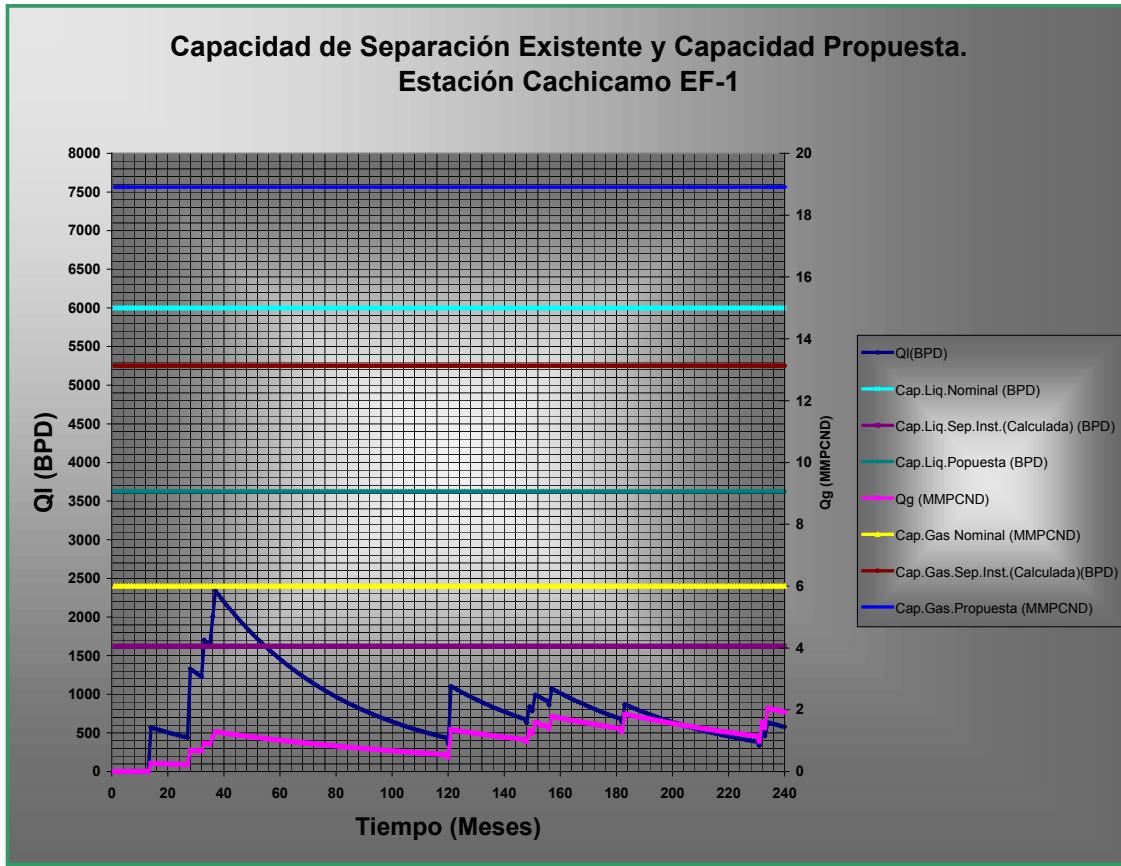


Fig. 9.22 Separador de Producción. Estación Cachicamo EF-1

En la gráfica anterior se puede notar como el equipo instalado aún cuando esté en buenas condiciones, no tendría capacidad de manejar la producción pico estimada, mientras que el separador recomendado logrará manejar los volúmenes de fluido que se esperan producir en el Campo Cachicamo, asegurando con éste una eficiente separación de las fases a lo largo del tiempo.

9.2.4 Separador de Prueba

El separador de prueba existente en la estación, cuya capacidad es de 1850 BPD y 6,7 MMPCND, de estar en buenas condiciones operativas, puede manejar los requerimientos de producción considerados en la reactivación de la Estación. Por lo que, en este caso específico, si se llega a cambiar por sus condiciones de operación, el nuevo equipo a instalar puede ser de las mismas dimensiones que el existente.

9.2.5 Tanque de Almacenamiento

El tanque de almacenamiento instalado tiene una capacidad de 5000 BPD, y según los cálculos realizados, con éste siempre se podrá tener más de 2 días de almacenamiento en la estación, inclusive a la tasa máxima (2340 BPD).

Lo anteriormente mencionado, puede verificarse en la siguiente figura, en la cual se presenta la variación de la tasa de líquido en el tiempo en la Estación Cachicamo EF-1, y la capacidad que el tanque tendrá con uno y dos días de almacenamiento:

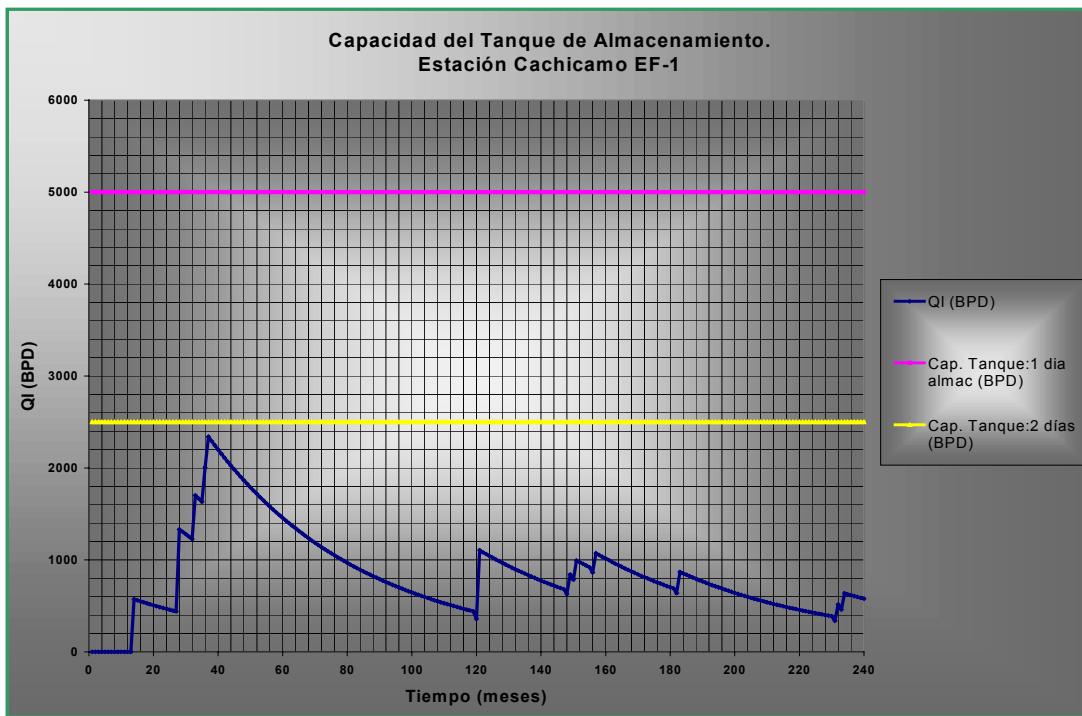


Fig. 9.23 Capacidad de Almacenamiento. Estación Cachicamo EF-1

La recomendación en este particular, es verificar si el tanque está en buenas condiciones para su reactivación, y en su defecto, colocar un tanque de las mismas especificaciones que el equipo existente, pues con este se logrará manejar la producción en el tiempo considerando 2 días de almacenamiento como mínimo para solventar cualquier contingencia.

9.2.6 Tanque de Prueba

El tanque existente en la estación con capacidad de 1500 BPD, podría ser utilizado de estar en buenas condiciones operativas. En caso de reemplazo, se puede colocar un equipo de dimensiones similares.

9.2.7 Bomba de Transferencia

En la estación no existe bomba de transferencia instalada. Según los cálculos realizados para los requerimientos que se ameritarán en el tiempo en cuanto a servicio de bombeo, se puede decir que en dicha estación debe colocarse dos bombas de desplazamiento positivo con capacidad de manejo de líquido de 2500 BPD y potencia hidráulica de 15,6 HP. Una de las bombas nuevas será colocada para cubrir alguna emergencia, por lo que estará en espera (stand by) en la estación.

Se recomienda colocar una bomba de tipo desplazamiento positivo, debido a que en el área se espera manejar líquidos con viscosidad elevada (considerando que el fluido a bombear es una emulsión agua - petróleo), y este tipo de bombas es la más recomendada en casos de manejo de fluidos de alta viscosidad.

9.3 Evaluación de la Estación Socororo EF-1

La Estación Socororo EF-1, activa actualmente, manejará la producción asociada a los pozos procedentes del área 1, área esta que según los pronósticos suministrados, tendrá la mayor concentración de pozos a reactivar, reacondicionar y perforar, lo que explica los resultados obtenidos en el presente trabajo correspondiente a la evaluación de la estación.

En la Estación Socororo EF-1 se va a realizar el proceso de separación gas – líquido de los pozos provenientes del área 1, así como el almacenamiento del líquido de dicha área más la producción que proviene de la Estación Cachicamo, que se espera ya esté desgasificado.

Los resultados que se presentarán a continuación, toman en consideración, como ya ha sido mencionado, la variación de las propiedades del líquido a ser manejado en la estación durante los 20 años del Convenio.

Para el caso de la Estación Socororo EF-1, que almacenará y transportará la mezcla de fluidos del área 1 y 3, fue necesario encontrar las propiedades del mismo que se originarán por efecto de la mezcla de líquidos de las dos áreas, para hacer el estudio del oleoducto a instalarse aguas abajo de la estación, propiedades que son diferentes de las propiedades de la mezcla que sólo proviene del área 1.

La variación de la mezcla de líquidos de las áreas 1 y 3, se presenta en las figuras que a continuación se mencionan:

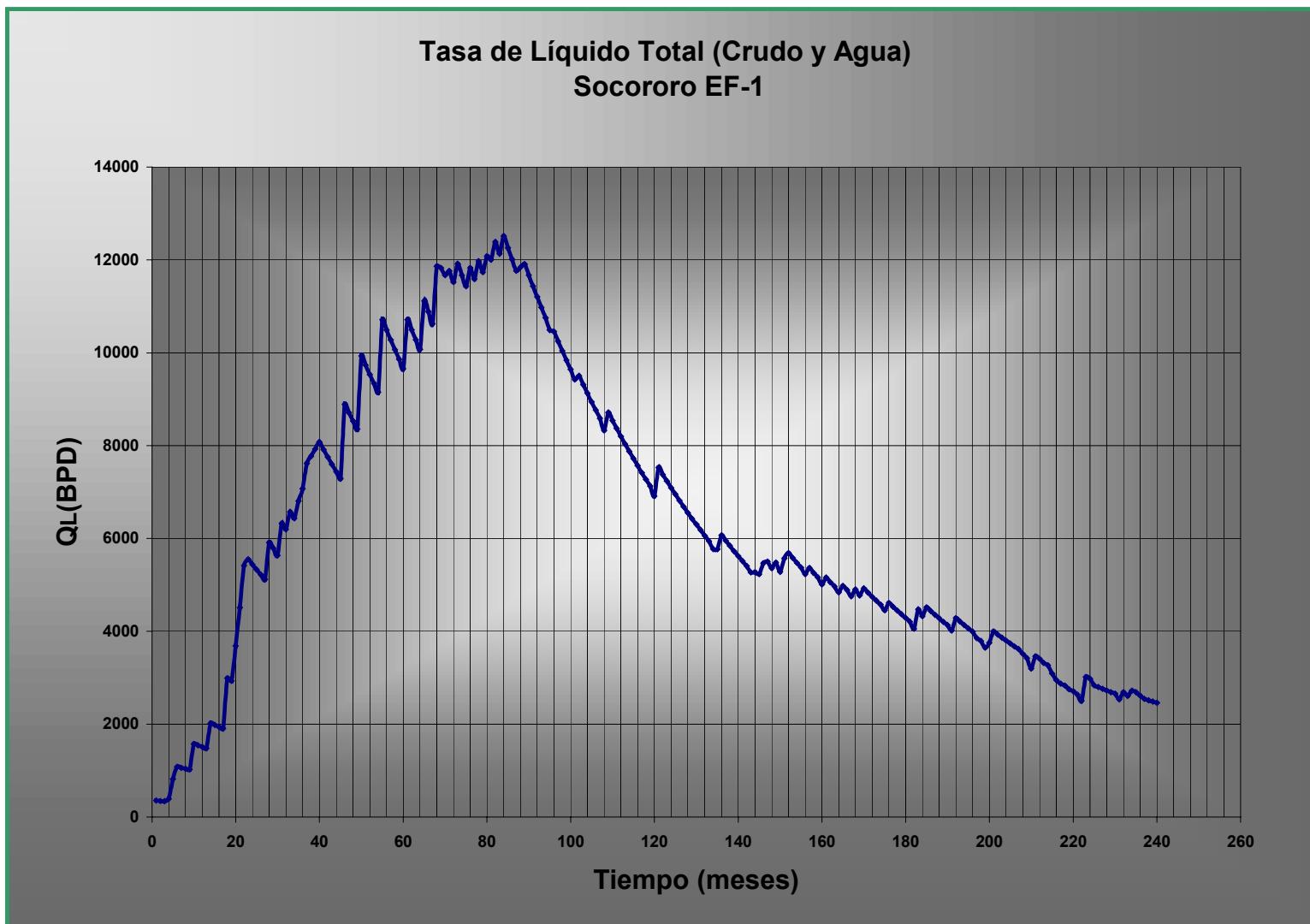


Fig. 9.24 Tasa de Líquido (Crudo y Agua). Estación Socorro

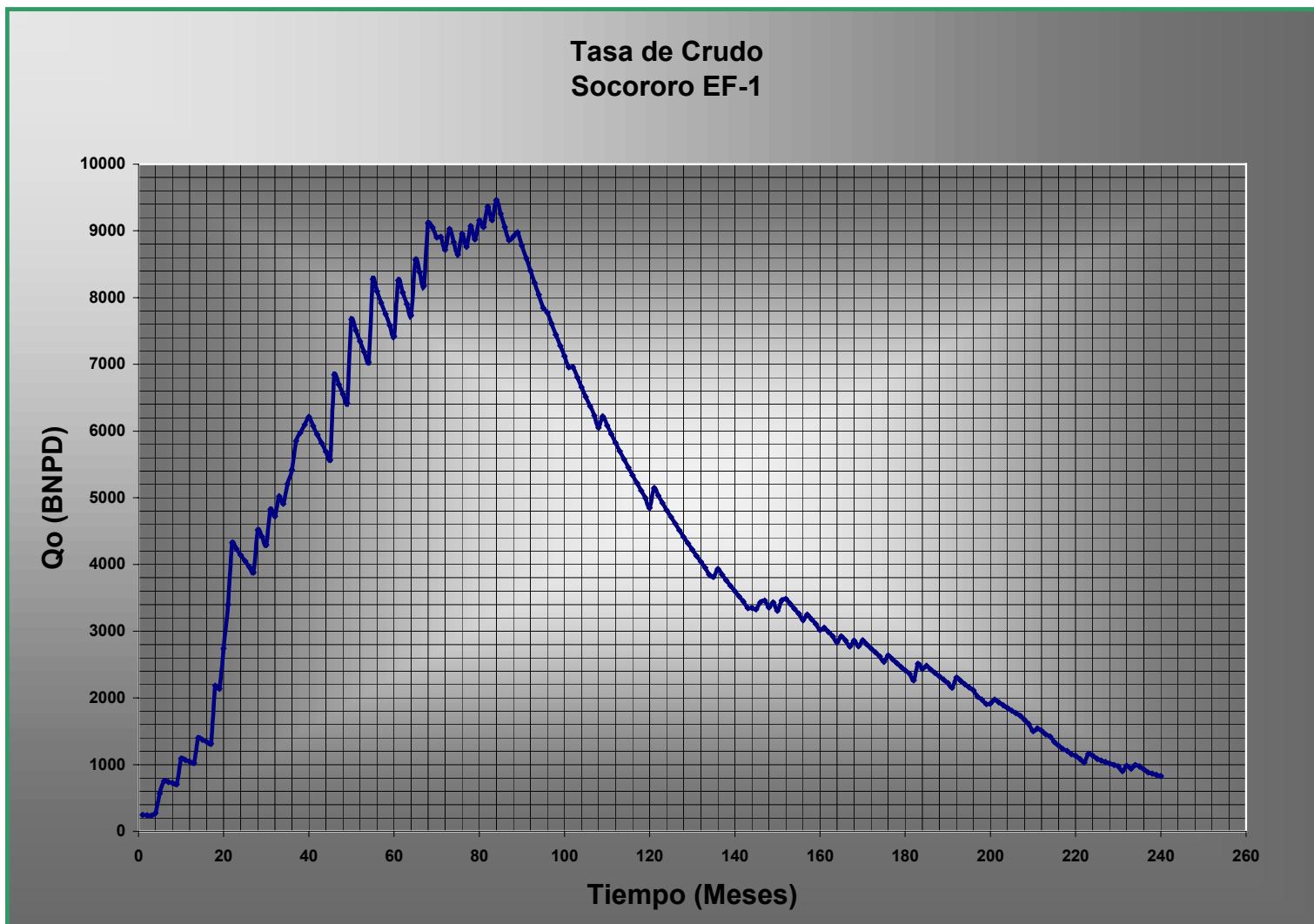


Fig. 9.25 Tasa de Crudo. Estación Socororo

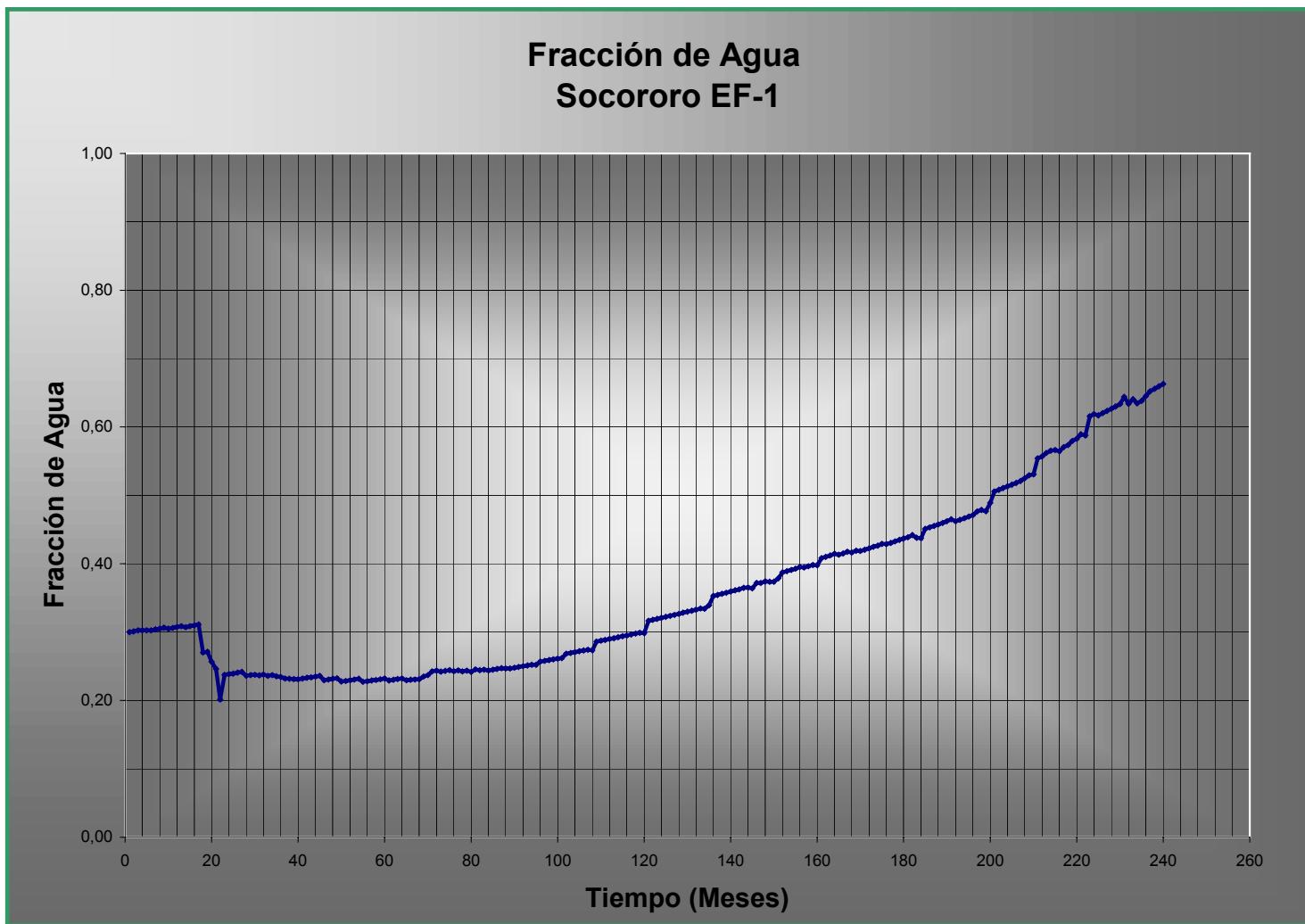


Fig. 9.26 Fracción de Agua. Estación Socororo

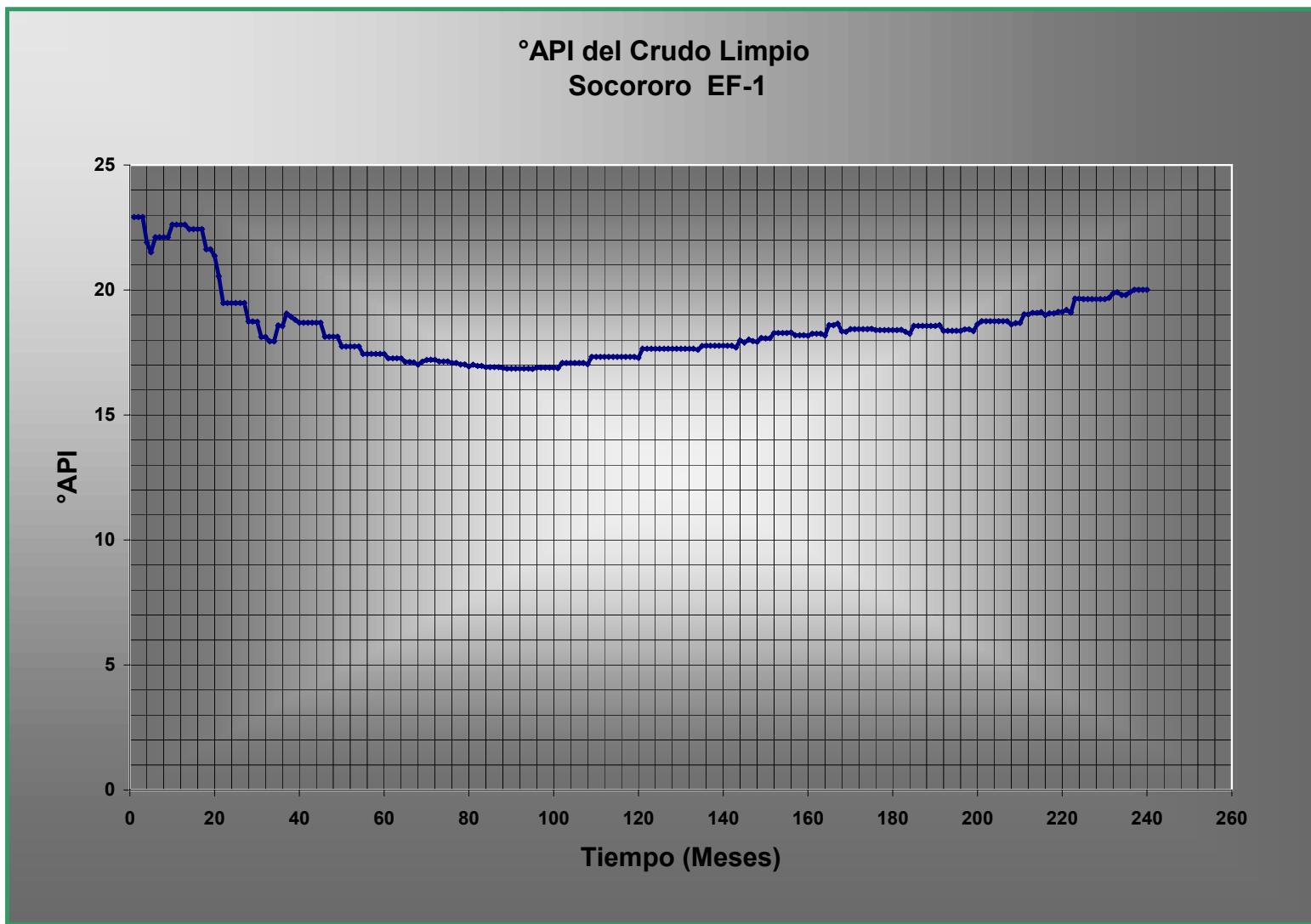


Fig. 9.27 Gravedad API del Crudo Limpio. Estación Socororo

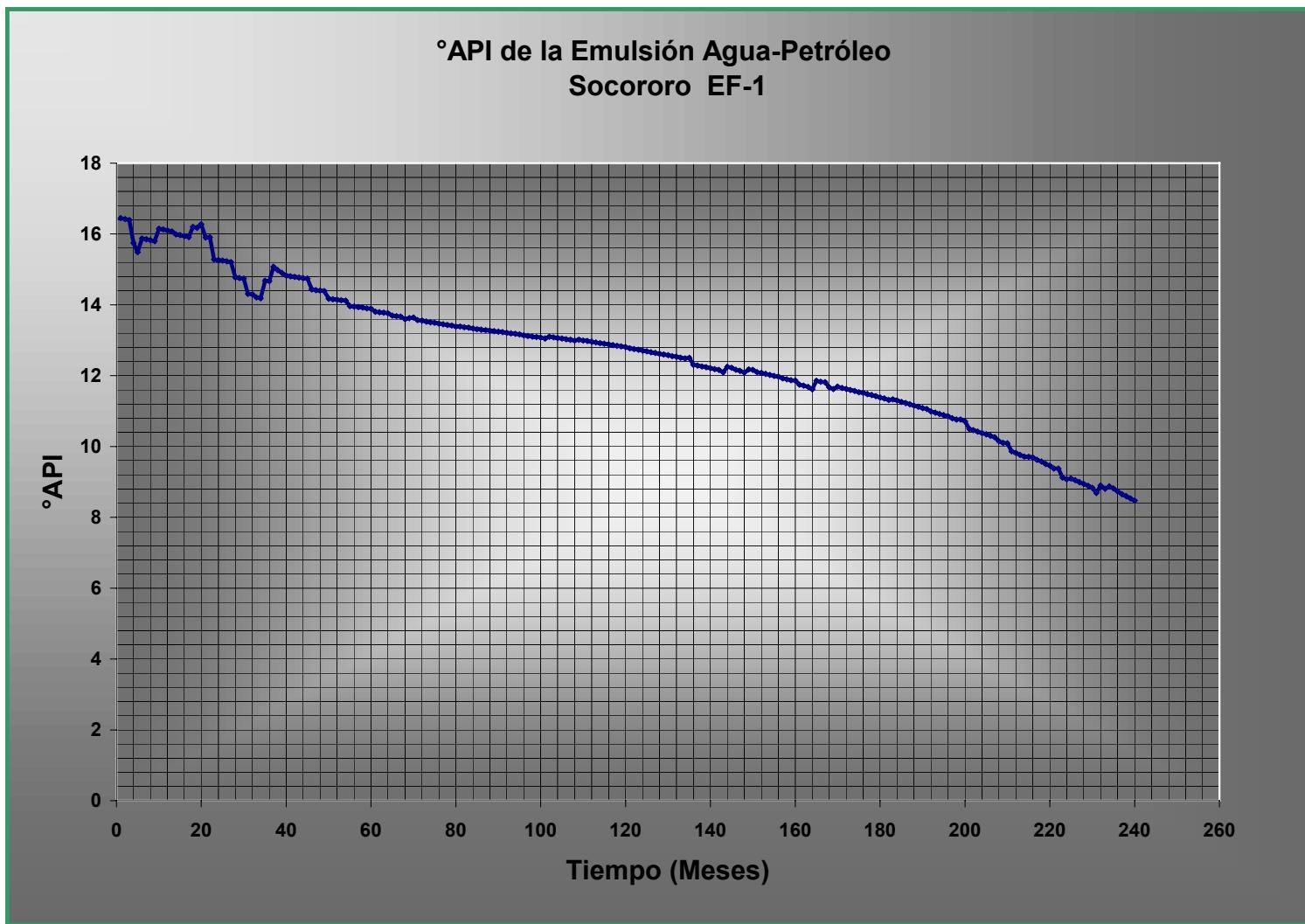


Fig. 9.28 Gravedad API de la Emulsión. Estación Socorro

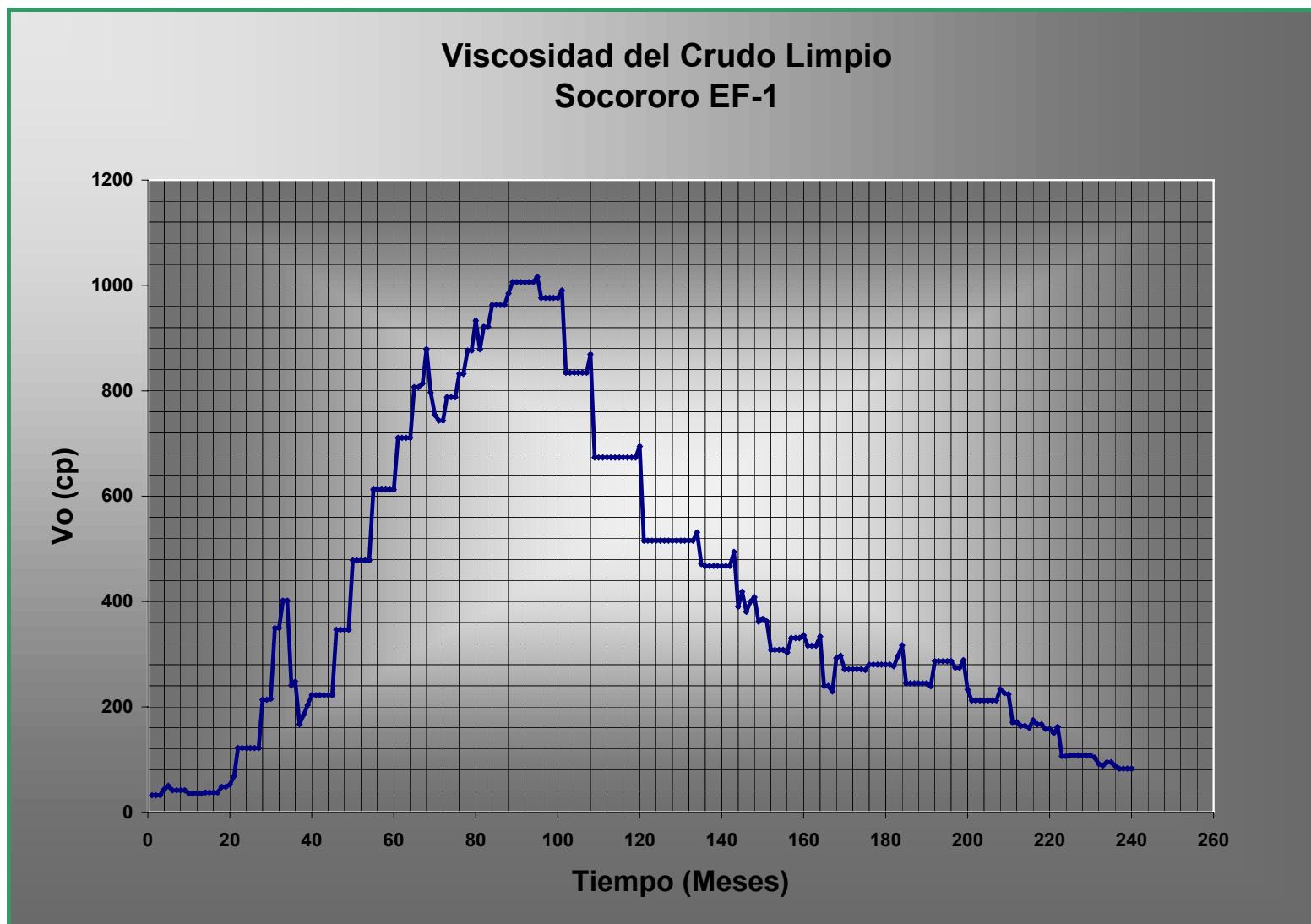


Fig. 9.29 Viscosidad del Crudo Limpio. Estación Socororo

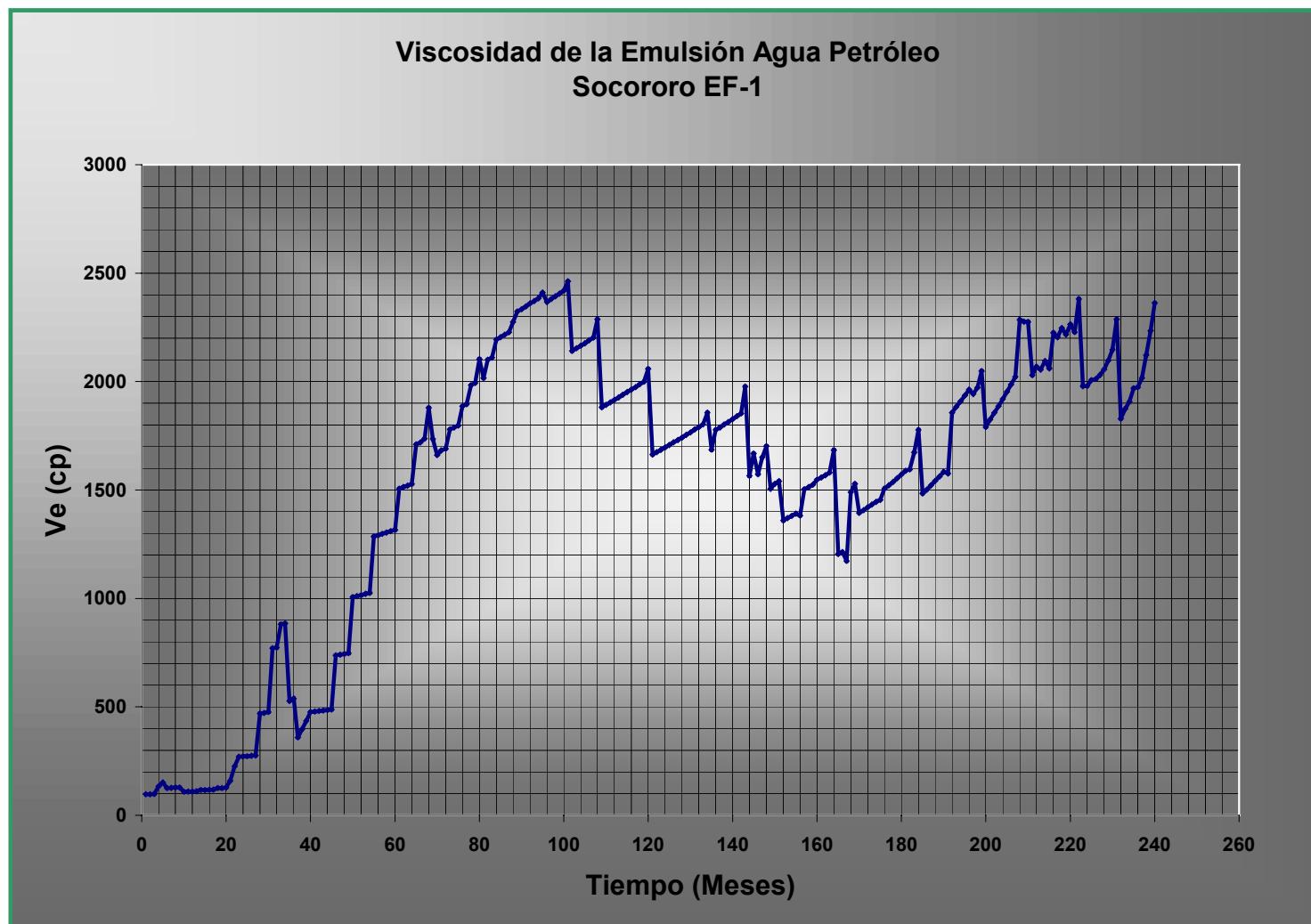


Fig. 9.30 Viscosidad de la Emulsión. Estación Socorro

Tras observar el comportamiento que se espera en las propiedades del fluido que se manejará en el tanque de almacenamiento de la Estación Socororo EF-1 las cuales son el resultado de la mezcla del líquido del Campo Cachicamo y la producción que proviene del área 1, los resultados obtenidos en cuanto al oleoducto que transportará el líquido aguas abajo de la estación, son:

9.3.1 Oleoducto Socororo EF-1 / Elías EF-1

Actualmente, el oleoducto instalado entre las estaciones Socororo EF-1 y la Estación Elías EF-11, está conformado por dos secciones de tubería. La primera sección, consiste en una tubería de 4 pulgadas y 4,2 kilómetros de longitud que sale de la descarga de la Estación Socororo EF-1, y la segunda sección que se une a la primera y se extiende hasta la estación Elías EF-1, está descrita por una tubería de 6 pulgadas y 5,9 kilómetros de longitud.

Según los resultados obtenidos en cuanto a la variación de las propiedades del líquido a transportar (emulsión agua – petróleo), y a los caudales que manejará el oleoducto durante los próximos 20 años; la caída de presión resultante en la tubería instalada de utilizarse durante todo el período se presenta en la siguiente figura:

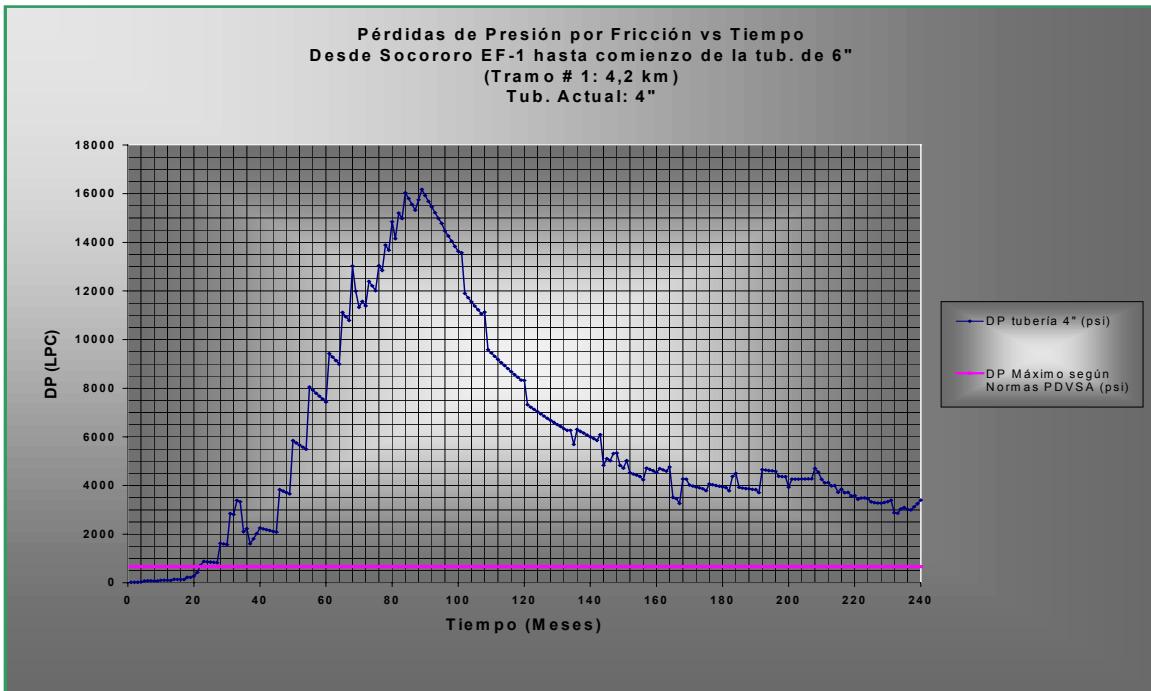


Fig. 9.31 Caída de presión. Tramo 4" y 4,2 Km. SOCEF-1 / EEF-11

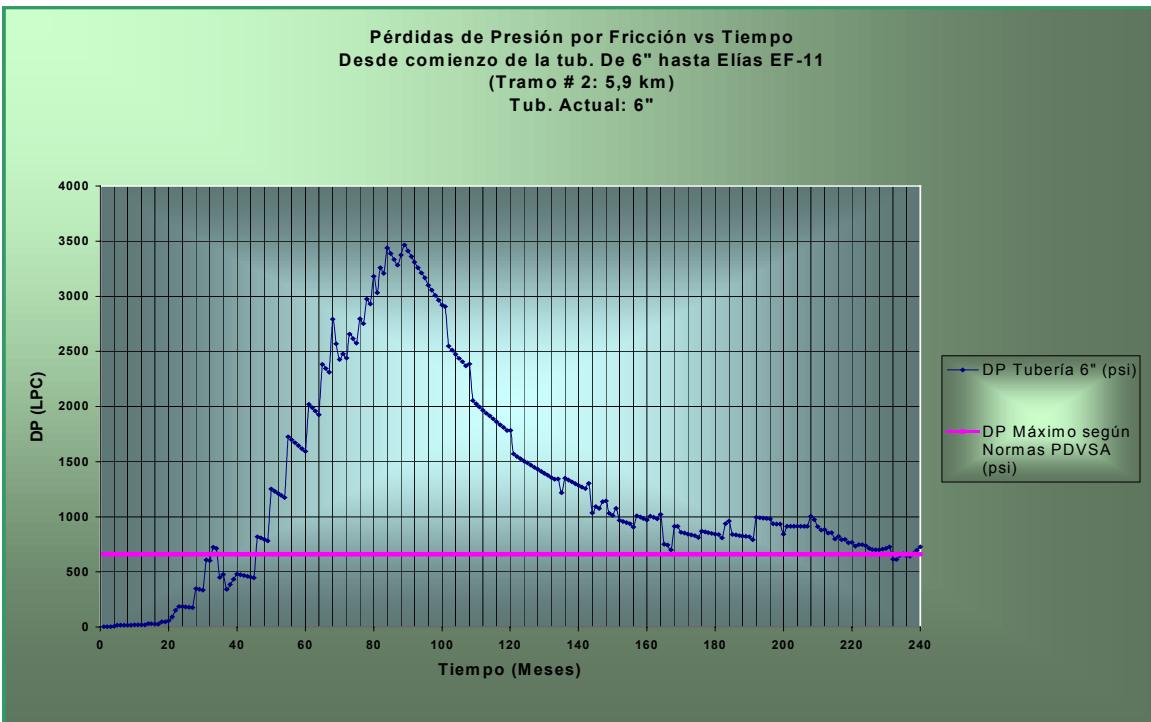


Fig. 9.32 Caída de Presión. Tramo 6" y 5,9 Km. SOCEF-1 / EEF-11

Las figuras anteriores, permiten demostrar que las tuberías instaladas entre las estaciones Socororo EF-1 y Elías EF-1 no pueden ser utilizadas a lo largo de los 20 años, pues las caídas de presión que se esperan en el oleoducto instalado, generarían un colapso de los mismos, avanzada la producción de los fluidos en el tiempo.

Además, según las figuras 9.31 y 9.32, y según los lineamientos establecidos de caída presión máxima de tuberías de descarga (1,99 pie/100ft), las secciones de tuberías instaladas podrían ser utilizadas aproximadamente hasta el mes 21, donde la caída de presión que se tendría estará alrededor de los 421 lpc. Posterior a esta fecha, las caídas de presión superarían la máxima presión permisible, por lo que ya no sería viable su utilización.

Los planes de la empresa en cuanto a la situación del oleoducto, apuntan hacia el cambio de la tubería, por lo que, para efectos del trabajo, fue solicitado el diámetro necesario si se colocara sólo una tubería a lo largo de los 10,1 kilómetros, que pueda ser utilizada durante los 20 años del Convenio y sea capaz de manejar los volúmenes de producción que se esperan transportar.

Considerando que en el caso de una tubería de longitud igual a 10,1 kilómetros la caída de presión no debe sobrepasar los 650 lpc (según la caída de presión máxima permisible), luego de realizar el procedimiento de tanteo descrito en la metodología, se estimó que entre las estaciones Socororo EF-1 y Elías EF-11, la tubería necesaria debe ser de 12 pulgadas de diámetro, tal como lo demuestra la siguiente figura:

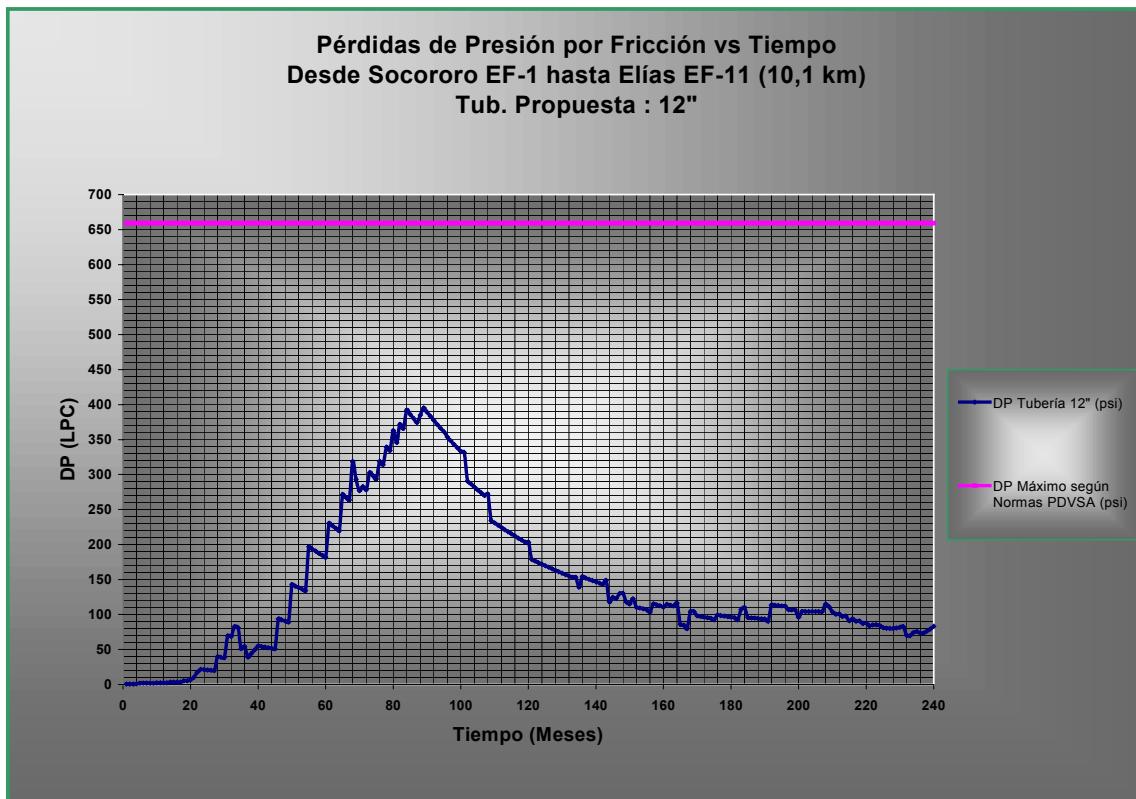


Fig. 9.33 Caída de Presión Esperada con la Tubería Propuesta.SOCEF-1 / EEF-11

Como se puede observar en la figura anterior, con la tubería propuesta (12" y 10,1 Km.) se logrará manejar la producción en el tiempo de la mezcla agua – petróleo que fluirá aguas abajo de la Estación Socororo EF-1, alcanzando sólo un máximo de caída de presión en el tiempo de 395 lpc, el cual se espera ocurra en el mes 89, que en este caso está dentro del rango del período en el cual se manejarán los más altos volúmenes de producción esperados. Con la tubería propuesta nunca se sobrepondrá la caída de presión máxima permisible para líneas de descarga, la cual fue la base de decisión de la escogencia del diámetro.

A nivel del múltiple y los separadores, las propiedades del líquido, corresponden a las asociadas a la mezcla de fluidos procedente únicamente de los pozos del área 1.

Los gráficos que representan la tasa de líquido esperada en el área y la variación de las propiedades del mismo se muestran a continuación:

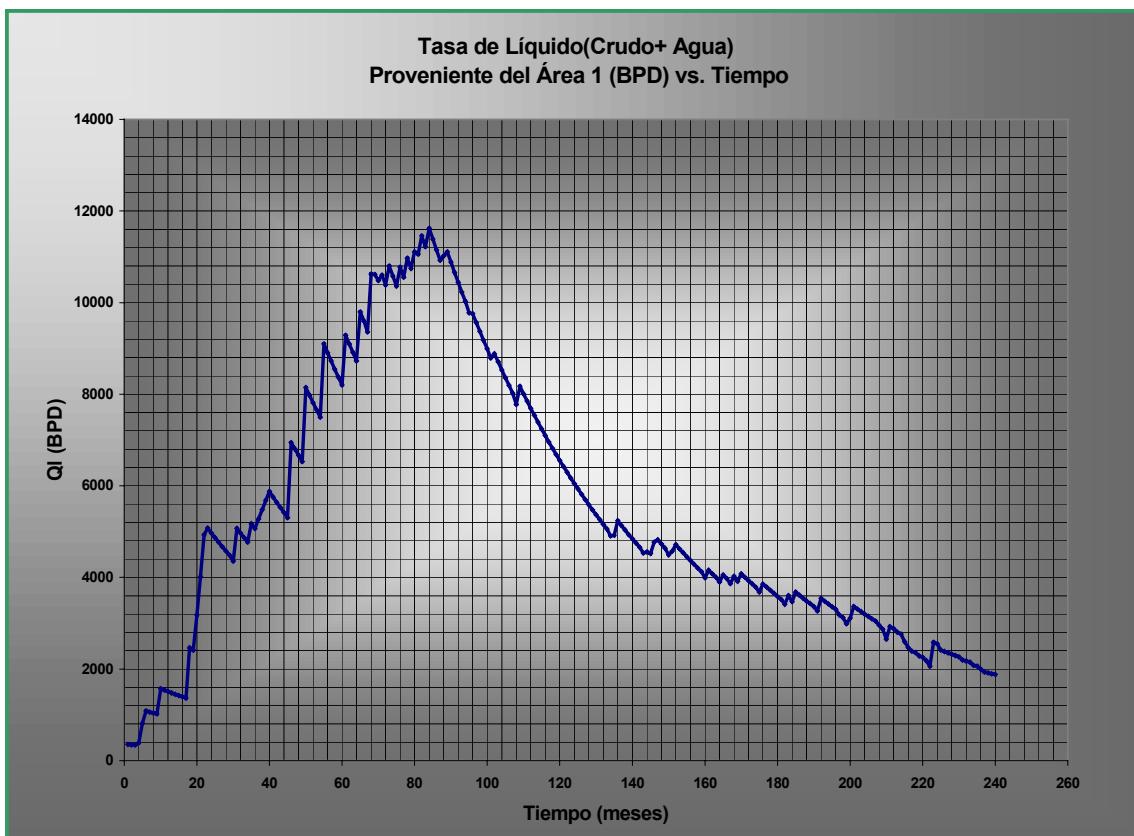


Fig. 9.34 Tasa de Líquido Proveniente del Área 1.

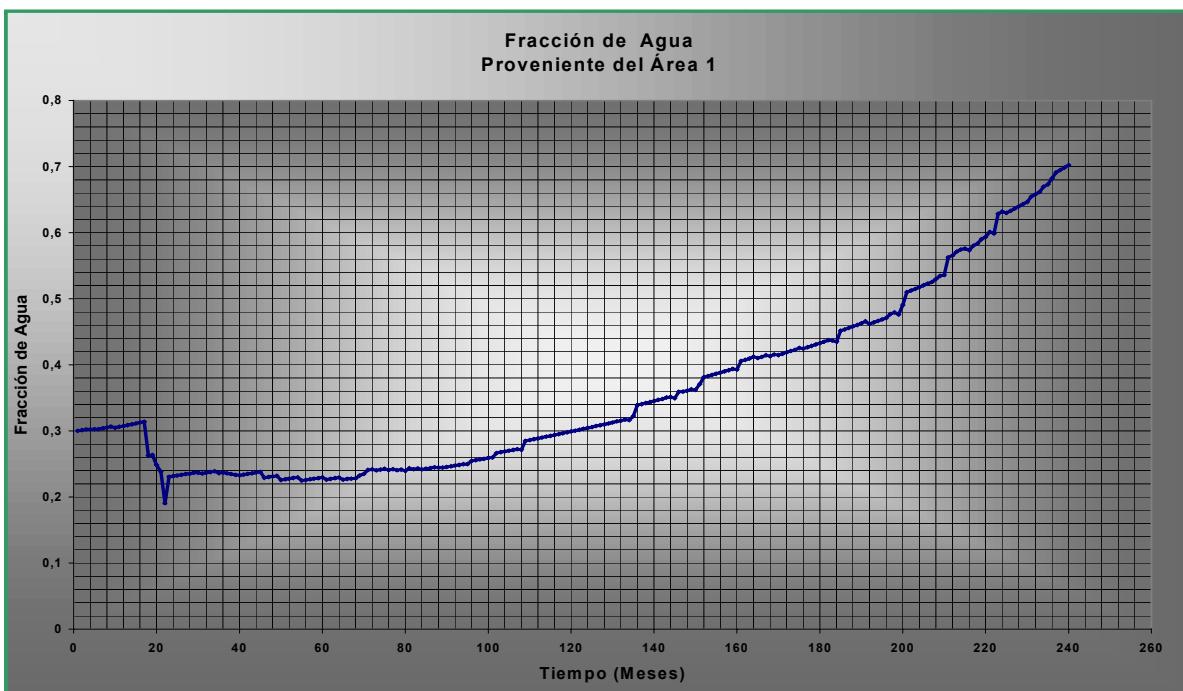


Fig. 9.35 Fracción de Agua Producida en el Área 1

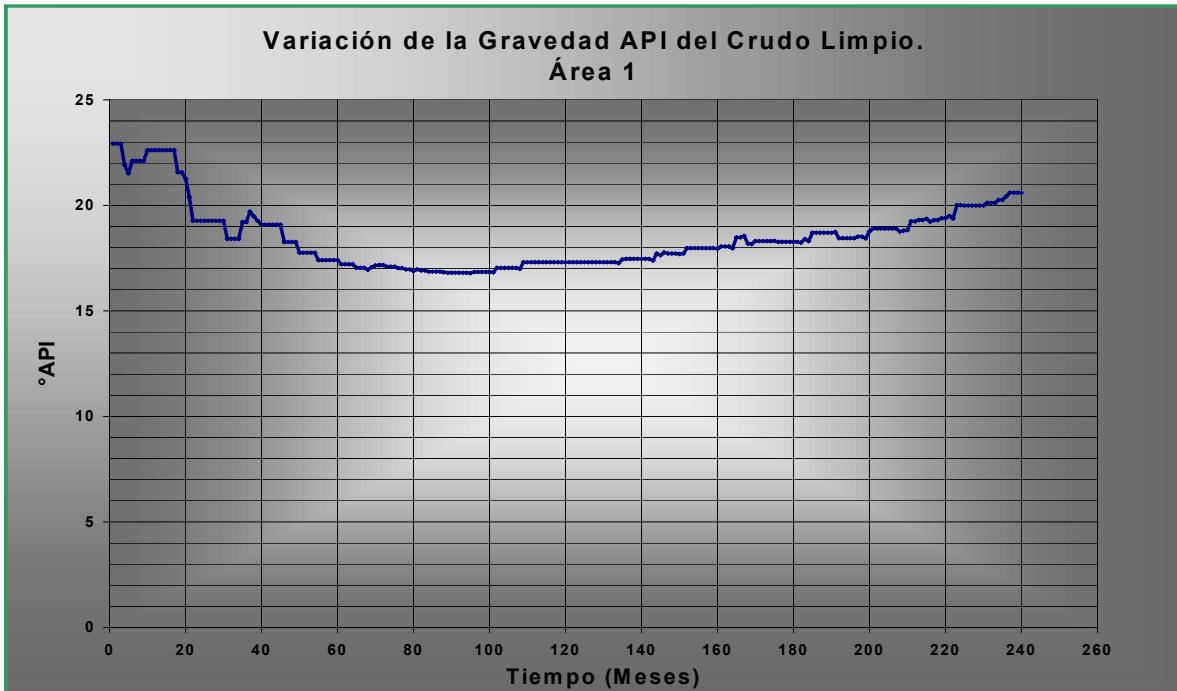


Fig. 9.36 Gravedad API del Crudo Limpio. Área 1

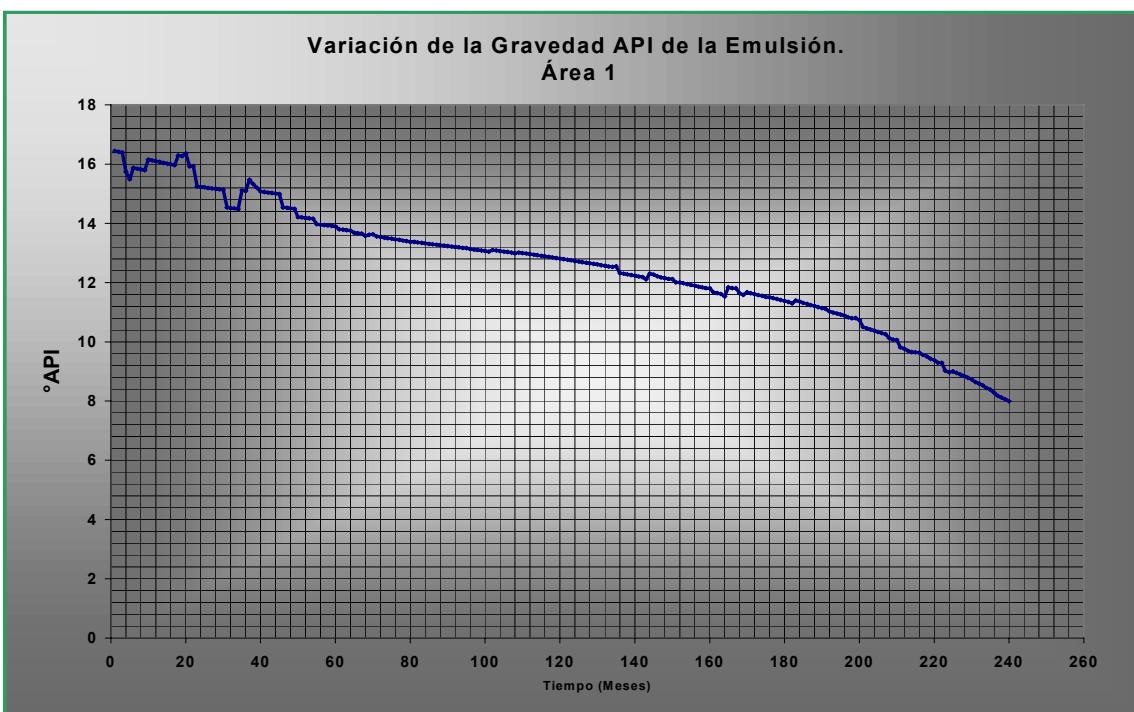


Fig. 9.37 Gravedad API de la Emulsión. Área 1

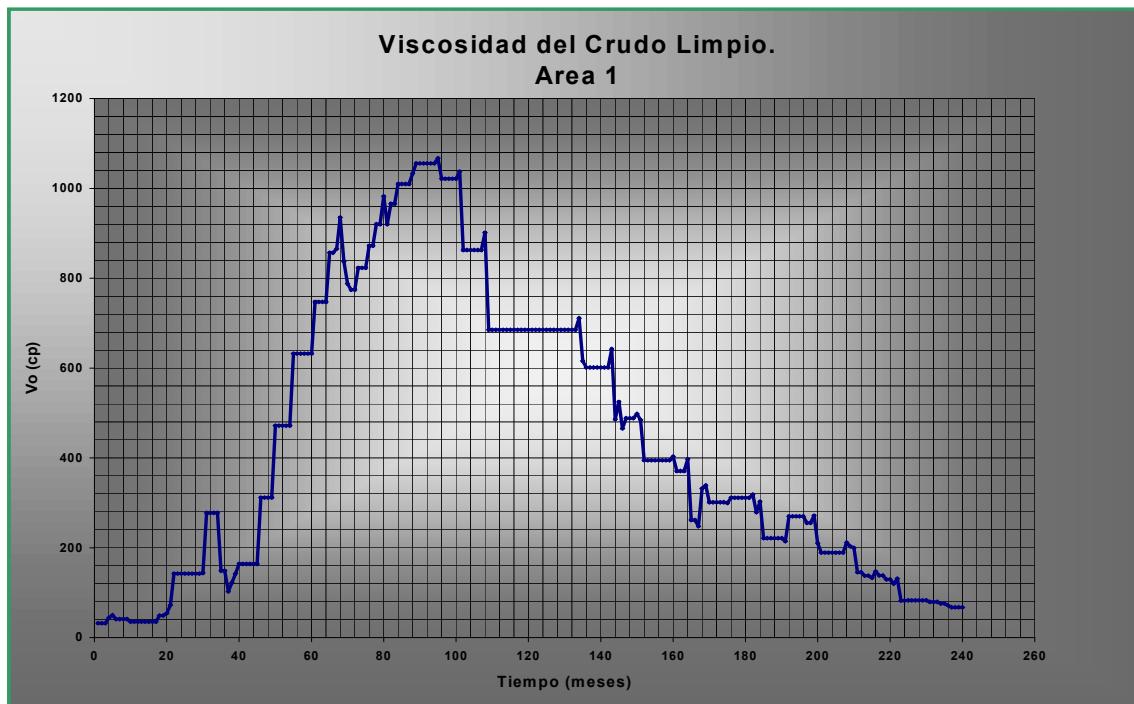


Fig. 9.38 Viscosidad del Crudo limpio. Área 1

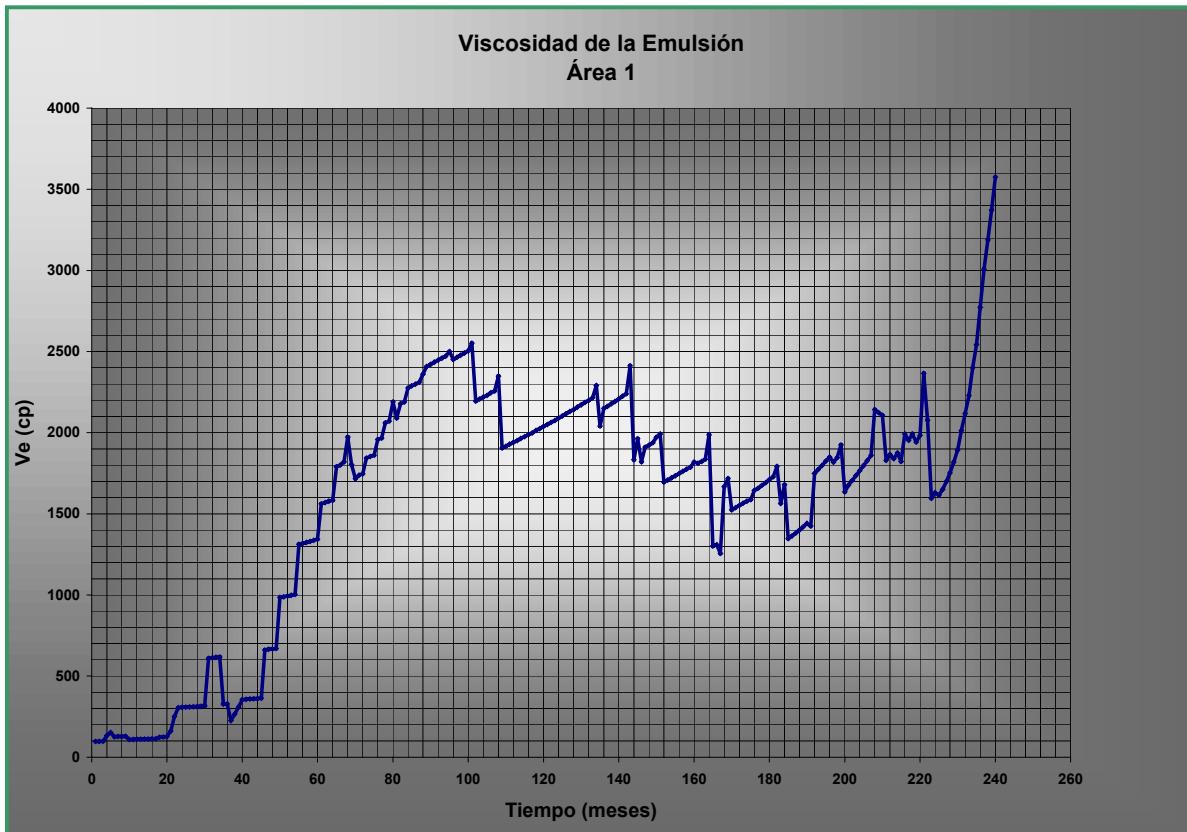


Fig. 9.39 Viscosidad de la Emulsión. Área 1

La variación de las propiedades anteriores fueron las consideradas en los cálculos de múltiple y separadores, por medio de los cuales se encontraron los siguientes resultados:

9.3.2 Múltiple de Producción

A la Estación Socororo EF-1 llegará la producción de 33 pozos involucrados con la reactivación del Área 1, de los cuales 25 corresponden a nuevas perforaciones cuya producción individual debe ser enviada a la entrada de la estación de flujo mencionada.

El múltiple de producción existente está habilitado sólo para manejar la producción de 15 pozos, por lo que es evidente que en el tiempo se amerita la instalación de un nuevo múltiple que manejará la producción de los 18 pozos restantes a perforarse en el área.

La evaluación en este sentido estuvo orientada en principio en verificar si el múltiple existente, el cual cuenta con un cabezal de 8 pulgadas, podrá manejar la producción de los 15 pozos que se colocarían a su entrada. Los pozos seleccionados como candidatos a instalarse en la entrada del múltiple fueron los activos, los reacondicionamientos, las reactivaciones, y los 7 primeros pozos a perforarse a partir de la puesta en marcha del Convenio.

En función de esto, se pudo constatar por los cálculos realizados, que la velocidad que se alcanzaría en la tubería a través del tiempo, nunca superará la velocidad erosional que el fluido tendrá a medida que se avanza con la producción.

Lo anteriormente mencionado puede corroborarse con la siguiente gráfica, en la cual se observa la variación de la velocidad que el fluido alcanzará en el cañón, y la velocidad erosional que originaría la mezcla de fluidos (agua – gas – petróleo):

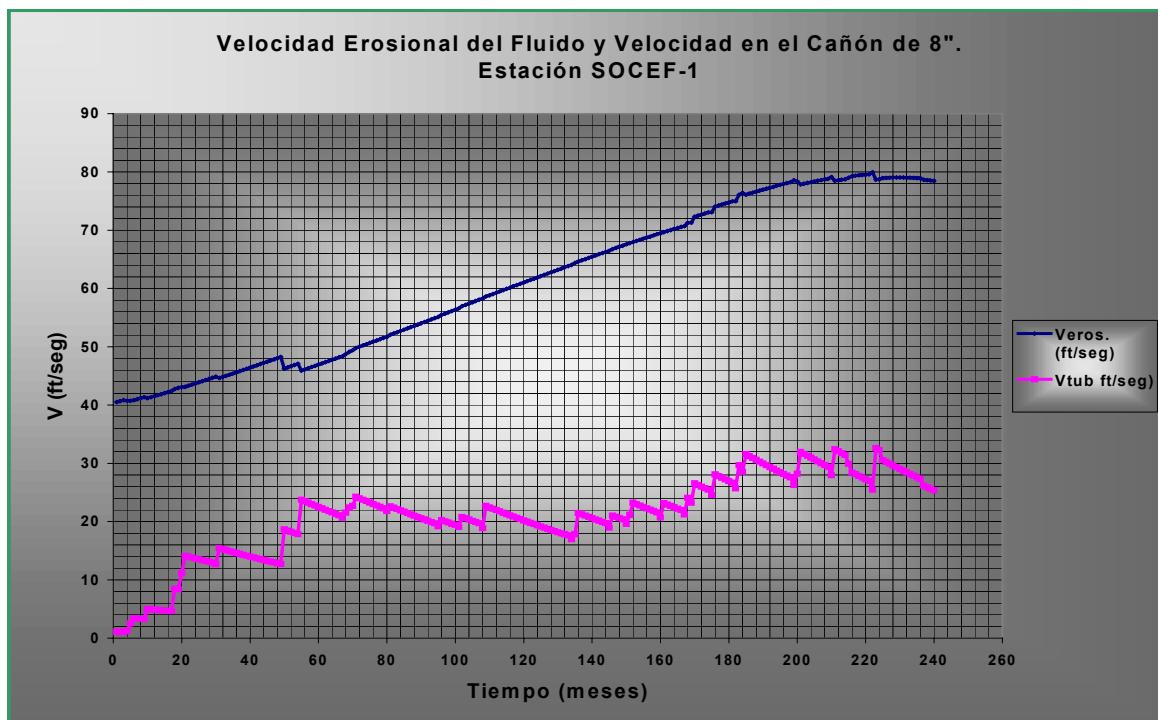


Fig. 9.40 Velocidad en el Múltiple Instalado. Estación SOCEF-1

Como puede observarse, la velocidad que se alcanzará en el cañón de 8 pulgadas instalado, en ningún momento estará por encima de la velocidad erosional que la mezcla de fluidos genere, por lo que, puede seguir siendo usado en la reactivación del área, y manejar la producción de los pozos anteriormente mencionados.

Cabe resaltar que en el múltiple instalado, existen conectados actualmente 9 pozos, los dos activos (SOC-4 y ES-446), cuatro pozos que piensan reactivarse, y dos que no están incluidos en los planes de desarrollo del área 1. Esto amerita recomendar que los pozos que no van a ser reactivados, sean desincorporados de la entrada del múltiple, para de esta manera, aprovechar al máximo la utilización del equipo y asegurar el uso de los 15 puestos.

Para el mes 22 se estima necesario la instalación de un nuevo múltiple de producción, pues para esta fecha el múltiple instalado ya debe haber sido utilizado en su totalidad, por lo que el estimado del nuevo equipo fue realizado en este trabajo, en función de la producción extra que a partir del mes 23 se tendrá por la perforación de 18 nuevos pozos.

El múltiple de producción nuevo debe tener capacidad de entrada de al menos 18 puestos, por lo que su longitud según los cálculos realizados, sería de 28.5 ft tomando en consideración que los puestos tengan un espaciamiento entre ellos de 1,5 ft. En cuanto al diámetro del cañón, se aplicó el procedimiento de tanteo, hasta encontrar la tubería en la cual la velocidad generada en la misma nunca supere la velocidad erosional del fluido que reciba. Los cálculos permitieron determinar que con un cañón de 8 pulgadas, esta condición es satisfecha.

A continuación se presenta la gráfica en la cual se plasma la variación en el tiempo de la velocidad erosional del fluido y los últimos tanteos realizados, demostrándose que con un cañón de diámetro inferior al de 8 pulgadas (en la gráfica se presenta un ejemplo para un cañón de 6 pulgadas), la velocidad en la tubería en algún momento de la vida del equipo, superaría la velocidad erosional del fluido, lo cual podría causar problemas de operabilidad del mismo.

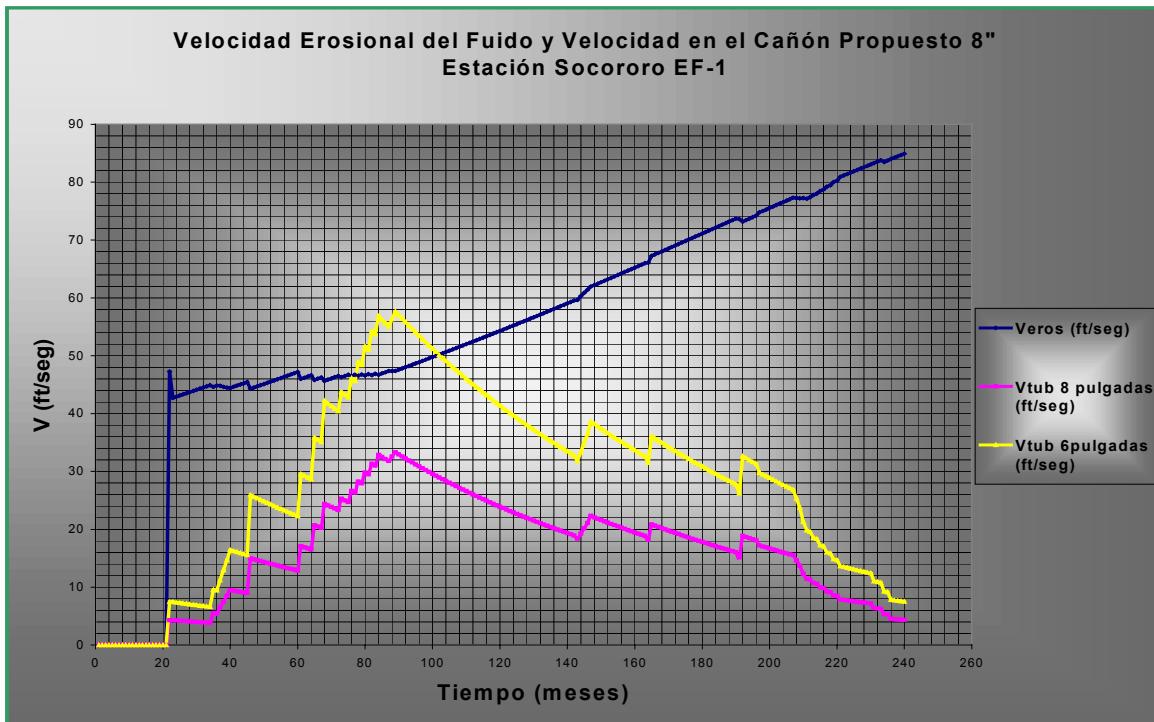


Fig. 9.41 Velocidad en el Múltiple de Producción Propuesto. Estación SOCEF-1

Como se observa en la fig. 9.41, con un cañón de 6 pulgadas, la velocidad que se generaría durante los meses 77 y 106 (2 años y medio, aproximadamente), superará la velocidad erosional del fluido debido al incremento en la producción de la mezcla de fluidos generada a partir de la incorporación del pozo VERT-7 en el mes 77. Ya para el mes 107, se habrá perforado la totalidad de los pozos estimados en los planes, por lo que a partir de dicho mes, lo que se espera es el descenso en la producción debido al agotamiento de las reservas en el área, incidiendo esto en la disminución de la velocidad del fluido en la tubería.

La gráfica anterior ratifica que para cumplir las condiciones del múltiple a proponer, el cañón necesario para recibir la producción de los 18 pozos restantes, debe tener un diámetro de 8 pulgadas, Schedule 40 (según información de campo, para este tipo de tuberías). Con este equipo, no se espera existan problemas de incremento de la velocidad en el cañón por encima a la velocidad erosional del fluido.

Para un múltiple de estas dimensiones (8"x 28,5 ft), la caída de presión máxima en el tiempo debido al manejo de fluidos durante el tiempo restante del Convenio, será de 1,3 lpc.

9.3.3 Separador de Producción

En la estación existe un separador de 36 pulgadas de diámetro y 11 pie de longitud, con capacidad nominal de 8000 BPD de líquido y 10 MMPCND de gas. Tomando en consideración que el líquido debe estar al menos dos minutos retenido en el tambor para lograr su eficiente separación del gas, se logró determinar que el equipo sólo tendrá capacidad de manejar 1800 BPD de líquido, insuficiente ésta para manejar los picos de producción que estima recibirá la estación (12554 BPD).

Como el separador existente debe ser utilizado en la reactivación de la estación, pues se encuentra en buenas condiciones operacionales, la recomendación resultante de la evaluación, indica que el separador instalado podrá manejar únicamente la producción de los primeros 9 pozos que entrarán en el desarrollo del área 1, a saber, los pozos actualmente activos, los candidatos a reactivación y reacondicionamiento, y el pozo piloto PIL-1.

Si se logra colocar una válvula en el múltiple de 15 puestos cuando el pozo MULT-4 (que es el siguiente en orden cronológico a perforarse) se conecte a la entrada del cañón, se permitirá de esta manera que la producción de los primeros 9 pozos sea manejada siempre por el separador instalado. Necesitando como es de esperarse, la instalación de otro separador en paralelo al instalado para manejar la producción de los restantes pozos involucrados al desarrollo del área.

Si se considera la recomendación descrita, la tasa máxima que manejaría el separador instalado sería de 1620 BPD, garantizando de esta manera que el equipo pueda ser utilizado durante los 20 años del Convenio y se asegure una eficiente separación de las fases.

La gráfica que a continuación se presenta, ilustra la capacidad del separador instalado, en comparación con la producción que manejaría de seguir la recomendación hecha.

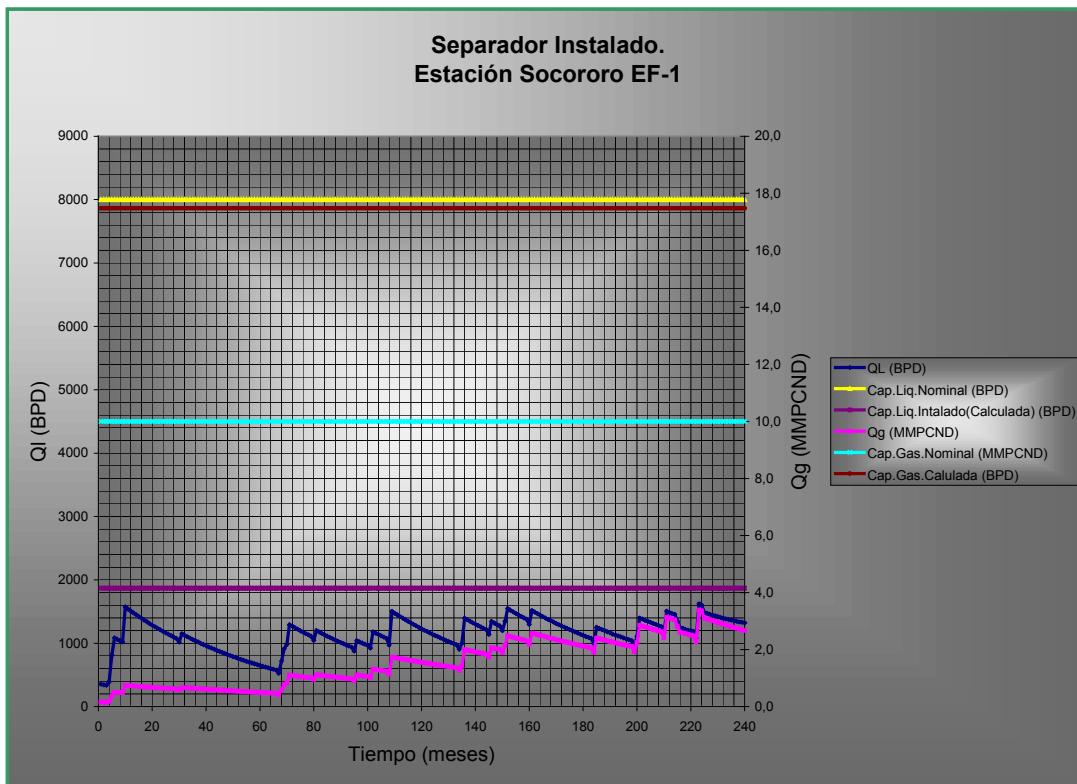


Fig. 9.42 Separador Instalado. Configuración Recomendada. Estación SOCEF-1

9.3.4 Separador de Producción Adicional Propuesto

Como se mencionó anteriormente, el separador instalado en el área, no es capaz de manejar los volúmenes de producción correspondiente a los restantes pozos que se incorporarán al desarrollo del área, por lo que, fue necesario diseñar un nuevo equipo en paralelo al existente con el que se permita satisfacer los requerimientos de producción establecidos en los pronósticos de producción relacionados al área 1. Posterior a los cálculos, los resultados obtenidos reflejan que el separador a colocar debe tener las siguientes características:

Tabla 27: Características del Separador Propuesto. Estación SOCEF-1

Características del Separador	de Producción Propuesto
Diámetro del Tambor (in)	60
Longitud del Tambor (ft)	10
Capacidad de Líquido (BPD)	10500
Capacidad de Gas (MMPCND)	52
Diámetro Boquilla de Entrada (in)	8
Diámetro Boquilla de Salida de Líquido (in)	3 ½
Diámetro Boquilla de Salida de Gas (in)	4
Presión de Diseño (lpc)	115
Temperatura de Diseño (°F)	140

El separador diseñado fue realizado tomando en consideración que el líquido debe tener un tiempo de retención de 2 minutos, tiempo recomendado según el tipo de crudo que se maneja en el área 1. Con éste equipo colocado en paralelo al separador instalado, se puede manejar los volúmenes de producción esperados durante los 20 años de Convenio.

A continuación se presenta la gráfica en donde se tiene la capacidad del equipo propuesto:

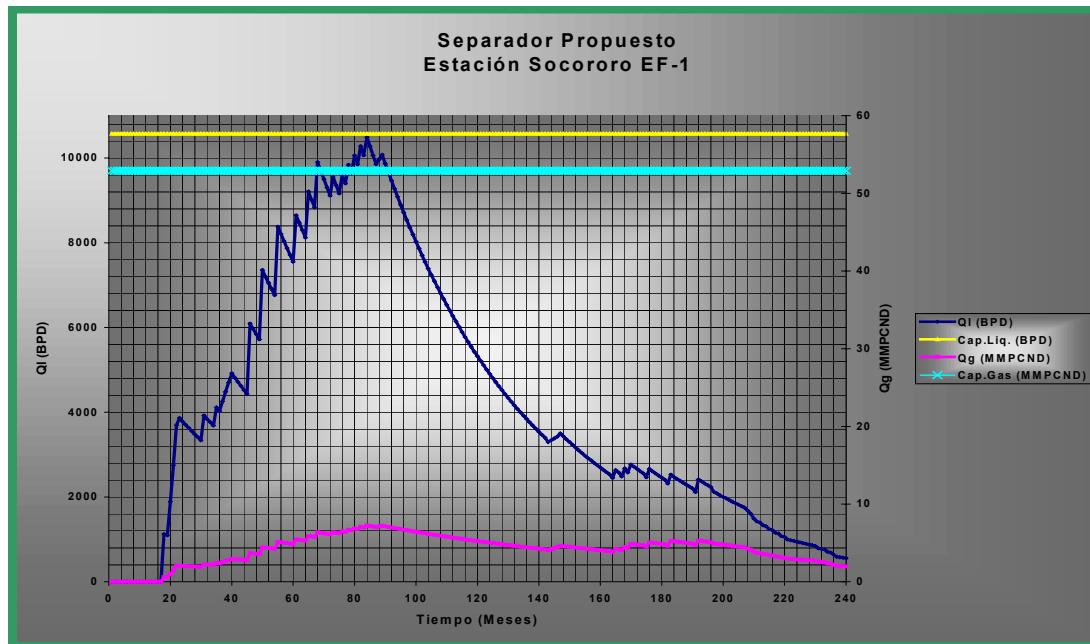


Fig. 9.43 Capacidad del Separador Propuesto. Estación SOCEF-1

9.3.5 Tanque de Almacenamiento

En la Estación Socororo EF-1, existen dos tanques de almacenamiento de 5000 y 3000 bbls de capacidad, respectivamente. Según información de campo, el tanque de 3000 bbls está en muy malas condiciones operacionales, por lo que no debe ser utilizado para los planes de reactivación de la estación.

En función de lo anterior, la capacidad real existente en el área es de 5000 bbls, y según los pronósticos de producción que se esperan en la estación (área 1 y área 3), la capacidad de almacenamiento cuando se tenga la producción pico (12514 BPD) estará en el orden de 9 horas, aproximadamente.

Según planes de la empresa, la estación Socororo EF-1 debe asegurar que el fluido que se produzca en el tiempo, se pueda almacenar por lo menos 1 día como mínimo en caso de ocurrir algún problema aguas abajo de la estación. Esta condición hace necesario la instalación de un nuevo equipo, por medio del cual se logren satisfacer las condiciones de almacenamiento a lo largo del tiempo.

Los cálculos permitieron estimar que el equipo adicional necesario es un tanque de 8000 bbls, con el que se asegurará tener un día de almacenamiento como mínimo a lo largo de los 20 años del Convenio.

En la gráfica que a continuación se presenta se muestra la capacidad de almacenaje que tendrá la estación mientras exista sólo el tanque de 5000 bbls y al colocar el tanque adicional de 8000 bbls.

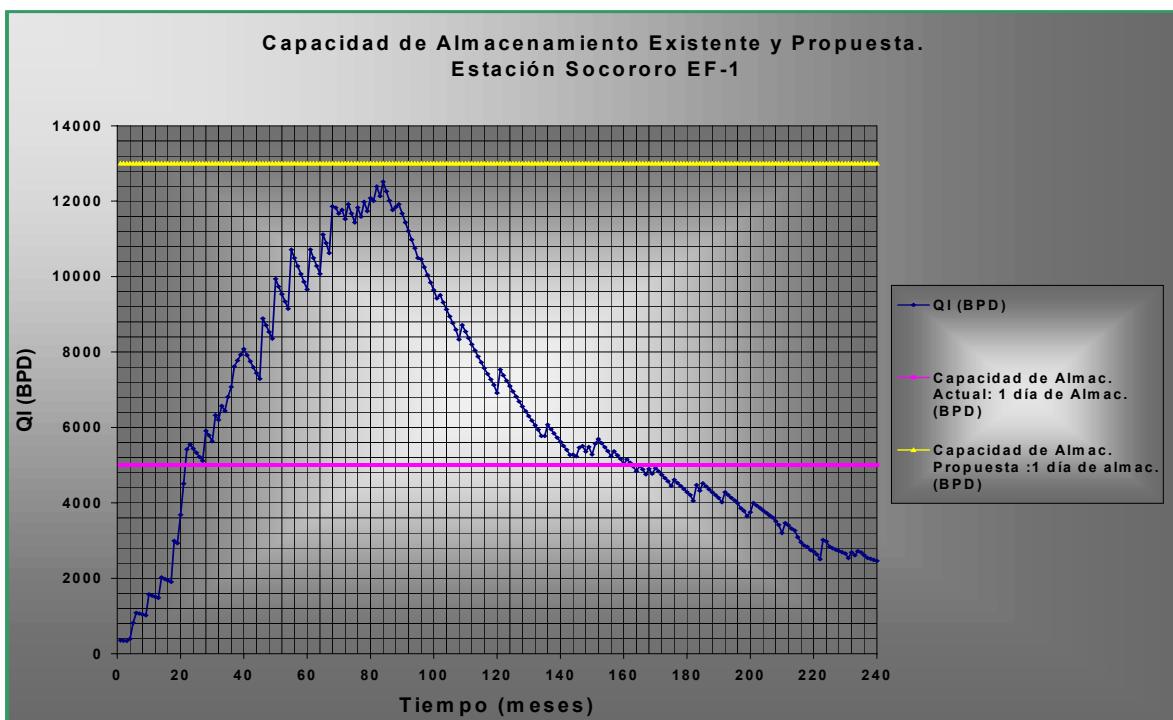


Fig. 9.44 Capacidad de Almacenaje. Estación SOCEF-1

Como puede observarse en la figura, el equipo instalado puede ser utilizado al menos hasta el mes 27. A partir del mes 28, es recomendable la instalación del tanque de 8000 bbls propuesto, para de esta manera, manejar la producción pico que se espera producir entre los meses 27 y 173, período en el cual se espera la mayor producción de los fluidos proveniente de las áreas 1 y 3.

9.3.6 Tanque de Prueba

En la estación existe un tanque de prueba de 1500 bbls, que de estar en buenas condiciones, puede ser utilizada en la reactivación de la estación, por lo que se sugiere realizarle pruebas al equipo para verificar sus condiciones de operabilidad.

9.3.7 Bombas de Transferencia

En la Estación Socororo EF-1 existe una bomba de desplazamiento positivo de 6000 BPD de capacidad, con presión de descarga máxima de 772 lpc. Dicha bomba, según los planes de la empresa, va a ser reemplazada.

En la estación de flujo se amerita que el servicio de bombeo a instalar sea capaz de manejar el caudal crítico de producción esperado en la Estación Socororo EF-1, el cual se estima esté alrededor de 12000 BPD, y además, permita suministrar una presión de descarga máxima de 395 lpc (que corresponde a la caída de presión máxima que existirá en la tubería de 12”x10,1Km propuesta en el estudio)

Para estas condiciones de caudal y requerimiento de presión, la propuesta a presentar en la Estación Socororo EF-1, es colocar dos bombas en paralelo, que logren cumplir con las condiciones anteriores.

Las bombas en paralelo descargarán a un cañón común, para posteriormente transportar el fluido por la tubería de 12” resultado del estudio.

Basándose en los requerimientos antes mencionados, la bombas a ser colocadas en paralelo deben ser de 6000 BPD y 45,2 HP de potencia hidráulica. Se recomienda que las bombas sean de desplazamiento positivo.

Se debe además colocar una tercera bomba adicional que será colocada en espera (stand by) en la estación en caso de presentarse en alguna emergencia.

9.4 Evaluación de la Estación Elías EF-11

La Estación de Flujo Elías va a manejar la producción de los fluidos procedente del área 2, a los cuales se les va a realizar el proceso de separación (agua, crudo y gas). En esta estación se tiene previsto recibir la producción de líquido proveniente de las estaciones Socororo, Cachicamo y Caricari para su deshidratación, el cual estará libre de gas, ya que el proceso de separación líquido – gas se va a efectuar en las respectivas estaciones de flujo. El agua producto de este proceso será enviada al sistema de tratamiento de agua ubicado en las cercanías de esta estación y el crudo será enviado a la Estación ED-1 ubicada a siete kilómetros de la Estación Elías. Es importante recalcar que el sistema de tratamiento del agua producida no está dentro del alcance de este trabajo.

De la evaluación del sistema de manejo de fluidos en superficie de la Estación EF-11 se obtuvieron los siguientes resultados:

9.4.1 Oleoducto Elías EF-11 – Estación ED-1

Previo al cálculo del diámetro requerido para transportar la producción de crudo total del Área Mayor de Socororo desde la Estación Elías hasta la estación de flujo ED-1 se determinó la variación en el tiempo de las propiedades de la mezcla de fluidos procedentes de los tres campos en estudio, a saber, Socororo, Cachicamo y Caricari, obteniéndose los siguientes resultados:

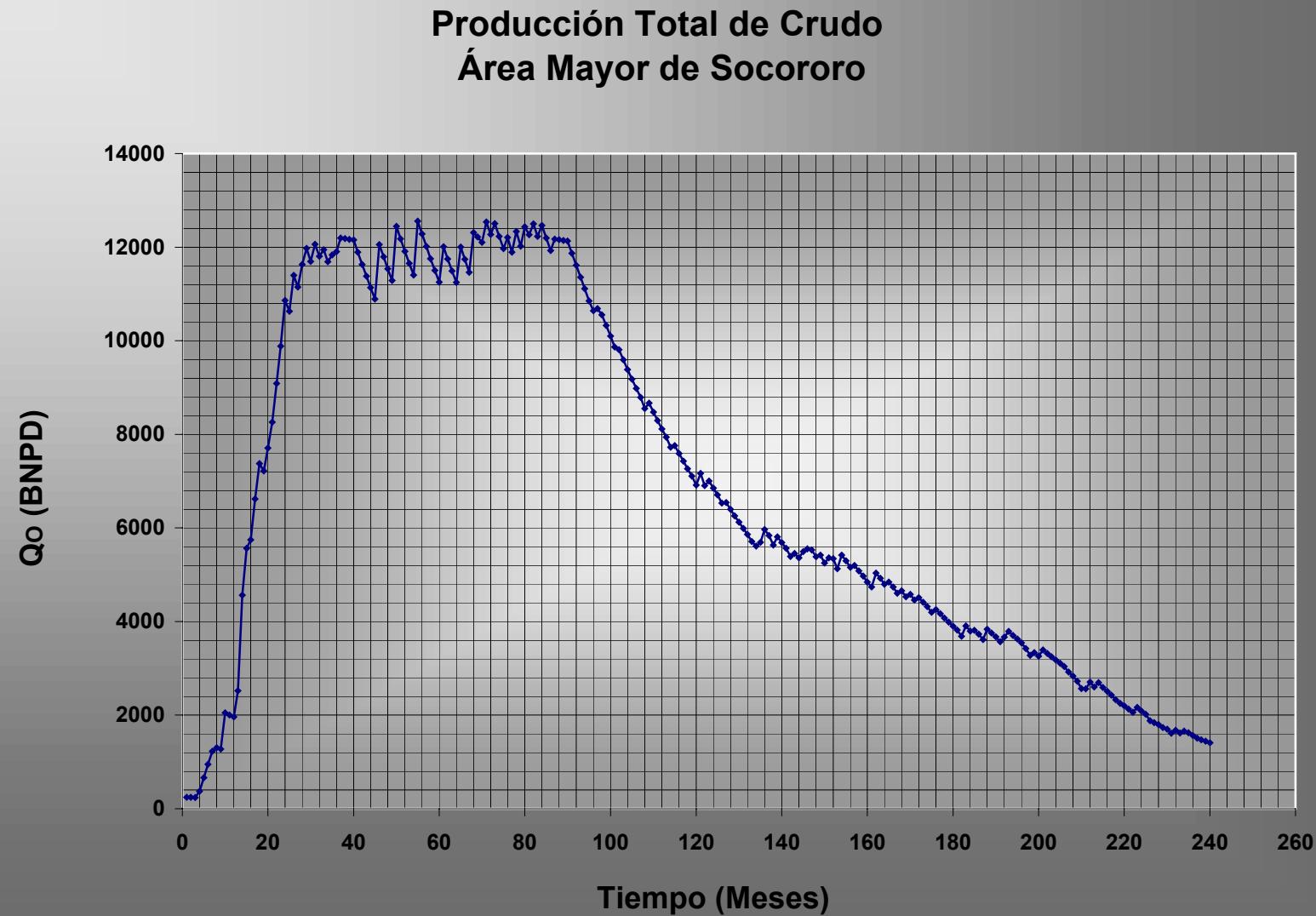


Fig. 9.45 Tasa de Líquido Estación Elías EF-11

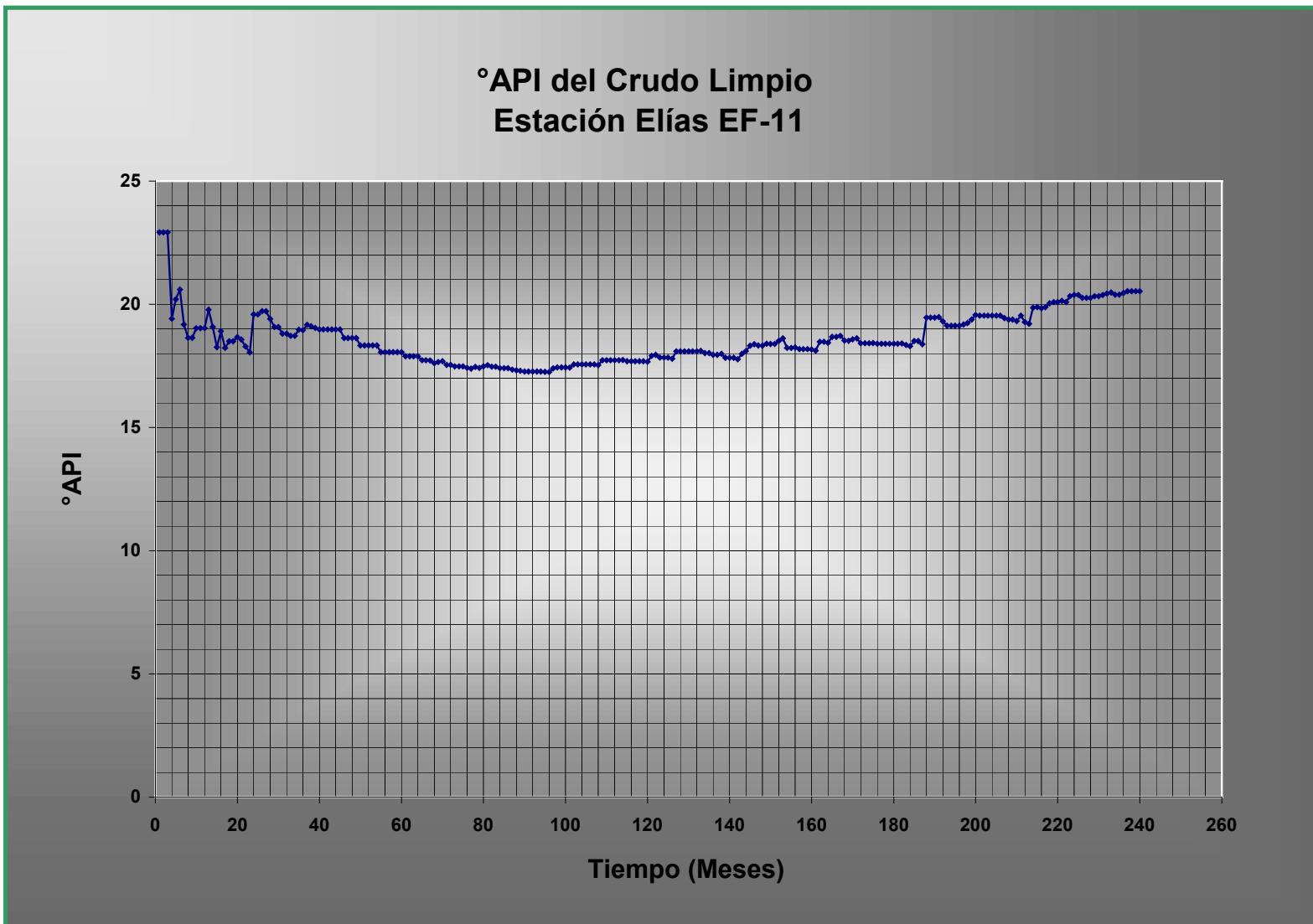


Fig. 9.46 Gravedad API del Crudo Limpio. Estación Elías EF-11

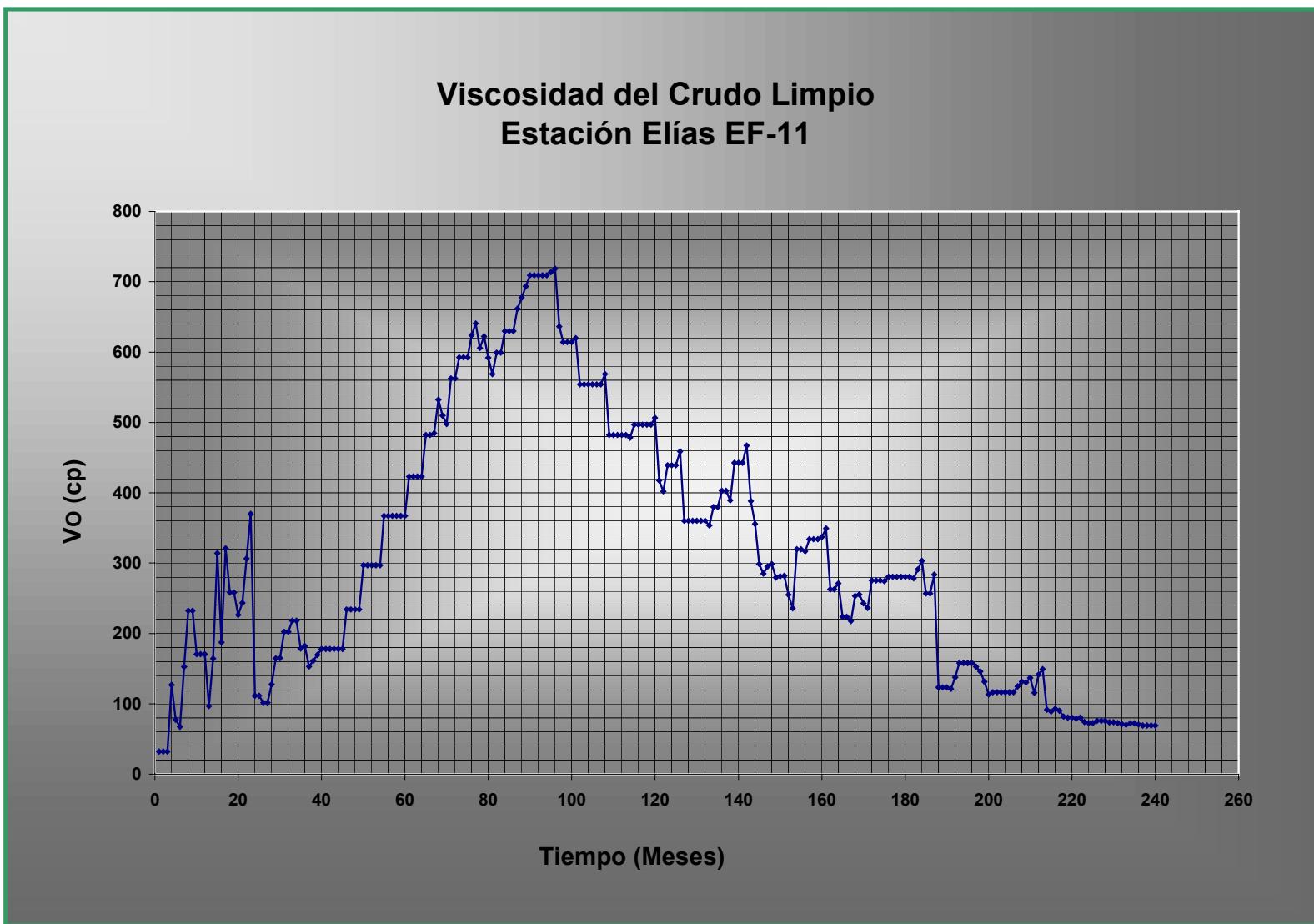


Fig. 9.47 Viscosidad del Crudo Limpio. Estación Elías EF-11

Las gráficas anteriores permitieron estimar la caída de presión a lo largo de los 7 kilómetros de longitud de la tubería de 6 pulgadas de diámetro actualmente instalada. La figura 9.48 muestra los valores de las caídas de presión obtenidas para la condición antes señaladas.

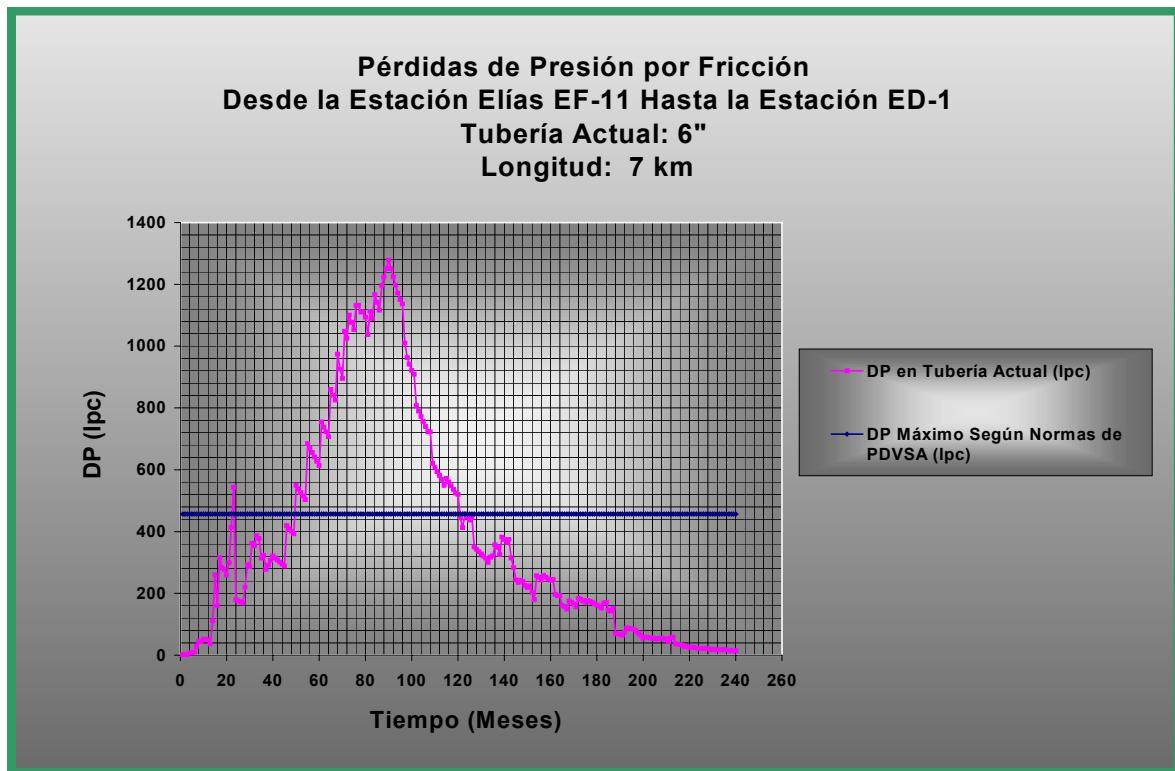


Fig. 9.48 Caída de Presión por Fricción. Tubería Actual Elías EF-11 – Estación ED-1

Como se aprecia en la figura 9.48, con la tubería actualmente instalada se excede la caída de presión máxima permitida en líneas de descarga estipulada por PDVSA para una tubería de 7 kilómetros de longitud (456,7 lpc). Bajo esta consideración la tubería actual sólo puede ser usada hasta el mes 22.

En el mes 23 puede observarse en la figura 9.48, cómo se incrementa la caída de presión a 543,7 lpc como resultado de un incremento en la viscosidad del crudo muerto de 306 cp (mes 22) a 370 cp (mes 23), y se observa además cómo en el mes 24, la caída de presión desciende a 179,9 lpc, producto de un descenso en la viscosidad del crudo a 111,5 cp.

Con la finalidad de evaluar el incremento momentáneo en la caída de presión generado en el mes 23, se hizo una evaluación de lo que estaba sucediendo en ese período de tiempo en cada estación, encontrándose que particularmente durante los meses 21, 22, 23 y 24 en cada una de las estaciones de flujo ocurre lo siguiente:

- En la Estación Elías EF-11 en el mes 23 se abre a producción el pozo exploratorio EXPLO-2, el cual drena una arena contenedora de crudo de 16 °API, con una tasa de producción de crudo inicial de 1000 BNPD. En ese momento, la viscosidad del crudo muerto procedente del área 2 varía de 6399 cp (mes 22) a 5026 cp (mes 23) y la tasa de crudo cambia de 3664 BNPD en el mes 22 a 4585 BNPD en el mes 23.
- En la Estación Caricari EF-1 en el mes 24 se abre a producción el pozo MULT-7, que drena una arena de 33,4 °API con una tasa de producción de crudo de 1190 BNPD. La producción de crudo del área 4 se incrementa de 1069 BNPD en el mes 23 a 2236 BNPD en el mes 24 y en consecuencia, la gravedad del crudo cambia de 25,7 a 29,7 grados API ocasionando una subsecuente variación en la viscosidad del crudo muerto de 14,4 a 5,8 cp.
- En la Estación Cachicamo EF-1 en el mes 23 sólo está fluyendo el pozo PIL-3 que drena un crudo de 22 °API con una tasa de producción de crudo de 328 BNPD y una viscosidad del crudo muerto de 42,8 cp.
- En la Estación Socororo EF-1, en el mes 22 se abre a producción el pozo EXPLO-1 con una producción de crudo inicial de 1000 BNPD de 16 °API, lo cual incrementa la producción de crudo del área 1 de 3057 BNPD (mes 21) a 3991 BNPD (mes 22). En consecuencia, la gravedad del crudo desciende de 20,4 en el mes 21 a 19,3 en el mes 22, la cual se mantiene constante hasta el mes 30, generando un incremento en la viscosidad del crudo muerto de 72 a 142 cp.

Las tablas 28, 29, 30 y 31 resumen lo antes señalado.

Tabla 28. Características de producción del AMS en el mes 21

Mes 21				
Estación	Crudo(Área)	Qo (BNPD)	°API	V Crudo Muerto (cp)
Socororo EF-1	1	3057	20,4	72,4
Elias EF-11	2	3747	14,4	6399
Cachicamo EF-1	3	343	22	42,8
Caricari EF-1	4	1117	25,7	14,4
Elias EF-11	Todas	8263	18,57	243,6

Tabla 29. Características de producción del AMS en el mes 22

Mes 22				
Estación	Crudo(Área)	Qo (BNPD)	°API	V Crudo Muerto (cp)
Socororo EF-1	1	3991	19,3	142,7
Elias EF-11	2	3664	14,9	6399
Cachicamo EF-1	3	335	22	42,8
Caricari EF-1	4	1093	25,7	14,4
Elias EF-11	Todas	9084	18,28	306

Tabla 30. Características de producción del AMS en el mes 23

Mes 23				
Estación	Crudo(Área)	Qo (BNPD)	°API	V Crudo Muerto (cp)
Socororo EF-1	1	3904	19,3	142,66
Elias EF-11	2	4585	15,1	5026
Cachicamo EF-1	3	328	22	42,8
Caricari EF-1	4	1069	25,7	14,4
Elias EF-11	Todas	9887	18,5	370

Tabla 31. Características de producción del AMS en el mes 24

Mes 24				
Estación	Crudo(Area)	Qo (BNPD)	°API	V Crudo Muerto (cp)
Socororo EF-1	1	3819	19,3	142,7
Elias EF-11	2	4485	15,1	5026
Cachicamo EF-1	3	321	22	43,8
Caricari EF-1	4	2236	29,7	5,8
Elias EF-11	Todas	10863	19,59	111,5

Del análisis anterior, puede observarse que el incremento momentáneo de la caída de presión en el mes 23 se debe principalmente a la puesta en producción de los pozos EXPLO-1 (mes 22) y EXPLO-2 (mes 23), cuya inclusión origina una disminución en la gravedad API de la mezcla total del crudo a nivel de la estación Elias EF-11 y un subsecuente incremento en la viscosidad del mismo. Lo anterior sólo ocurre durante el mes indicado, ya que para el mes 24 se espera que a la mezcla total se incorpore la producción del pozo MULT-7, lo cual causará el descenso violento de la viscosidad del crudo muerto producto del aumento de la gravedad API de la mezcla total, explicándose entonces el pico en caída de presión observado en la figura 9.48 en el mes 23 y su posterior descenso en el mes 24. Es importante señalar que a los pozos exploratorios 1 y 2 se les está asociando la gravedad API promedio del área (16 °API), debido a que no se conoce la gravedad de la arena que drenarán.

En virtud de que la tubería existente en la Estación Elias EF-11 no está en capacidad de manejar las producciones de crudos estimadas durante los 20 años de duración del convenio, se planteó la necesidad de hallar el diámetro de tubería 7 para la transferencia del crudo hasta la Estación ED-1. Para ello, se evaluó lo siguiente:

1. Dos Tuberías de 6 Pulgadas y 7 Kilómetros de Longitud en Paralelo

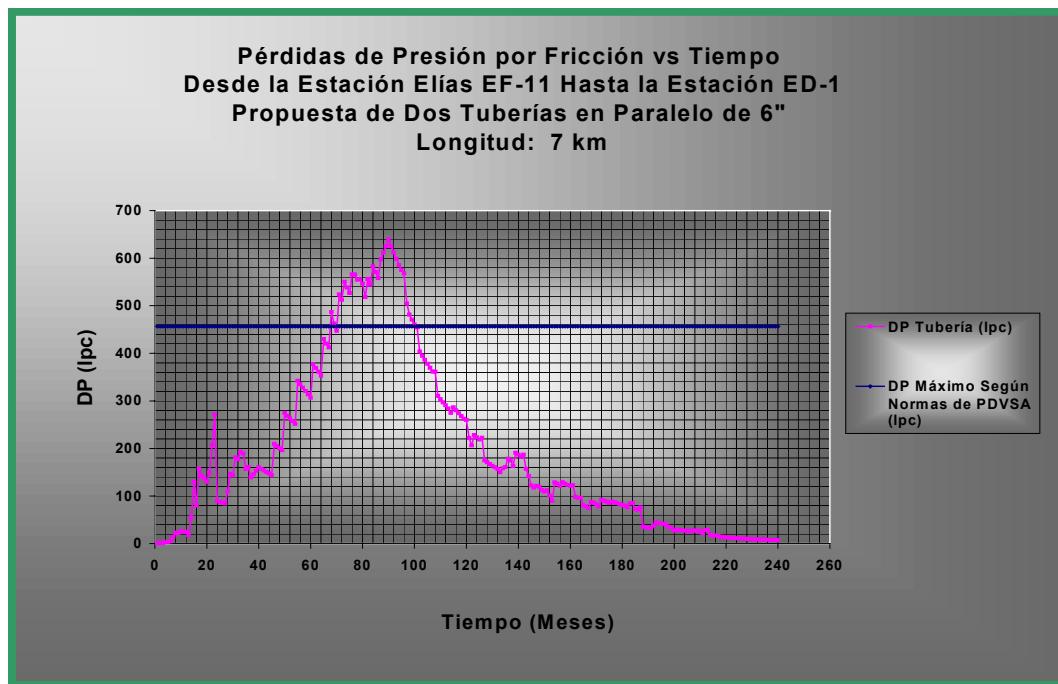


Fig. 9.49 Pérdidas de Presión por Fricción. Tubería Elías EF-11 – Estación ED-1

Como se observa en la figura 9.49, bajo el esquema de explotación planteado, la propuesta de la colocación de dos tuberías de 6 pulgadas en paralelo no representa una solución viable, debido a que a partir del mes 68 se excedería la caída de presión máxima permitida, lo cual ameritaría de la instalación de una nueva tubería en el tramo. Por lo señalado anteriormente, la tubería en paralelo de 6 pulgadas de diámetro y 7 kilómetros de longitud no cumple con los requerimientos técnicos.

2. Tubería de 8 Pulgadas de Diámetro Equivalente y 7 Kilómetros de Longitud

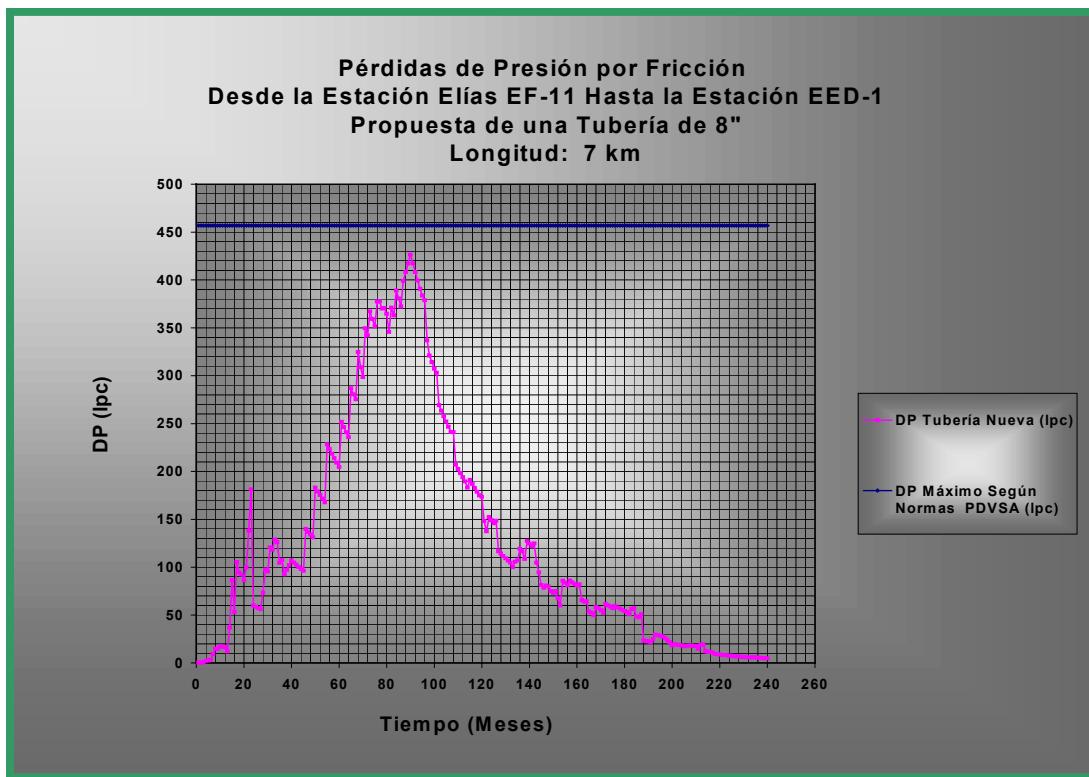


Fig. 9.50 Pérdidas de Presión por Fricción. Tubería Elías EF-11 – Estación ED-1

Como puede apreciarse en la figura 9.50, una tubería de 8 pulgadas de diámetro equivalente y 7 kilómetros de longitud cumple con la condición de no exceder en ningún momento la máxima caída de presión permitida en una línea de descarga de 7 kilómetros (456,7 lpc), por lo que se considera que esta tubería puede ser utilizada para enviar el crudo hasta la Estación ED-1, cumpliendo con los requerimientos de producción establecidos.

9.4.2 Múltiple de producción

El múltiple de producción de esta estación tiene 3 cañones de 6 pulgadas de diámetro y está compuesto por 20 puestos para pozos. En visita realizada a esta estación se pudo constatar que este múltiple está en buenas condiciones, por lo que será suficiente para recibir los pozos que van a ser reactivados y perforados en el área 2 (11 pozos en total).

En este múltiple, como ya se ha mencionado sólo se tiene previsto recibir la producción de fluidos de los pozos del área 2, que luego van a ser dirigidos al separador para su separación gas – líquido, y posteriormente se unirán a la mezcla de líquido procedente de las restantes estaciones de flujo para su deshidratación. Las propiedades de los fluidos provenientes del área 2 fueron estimadas, reportándose los siguientes resultados:

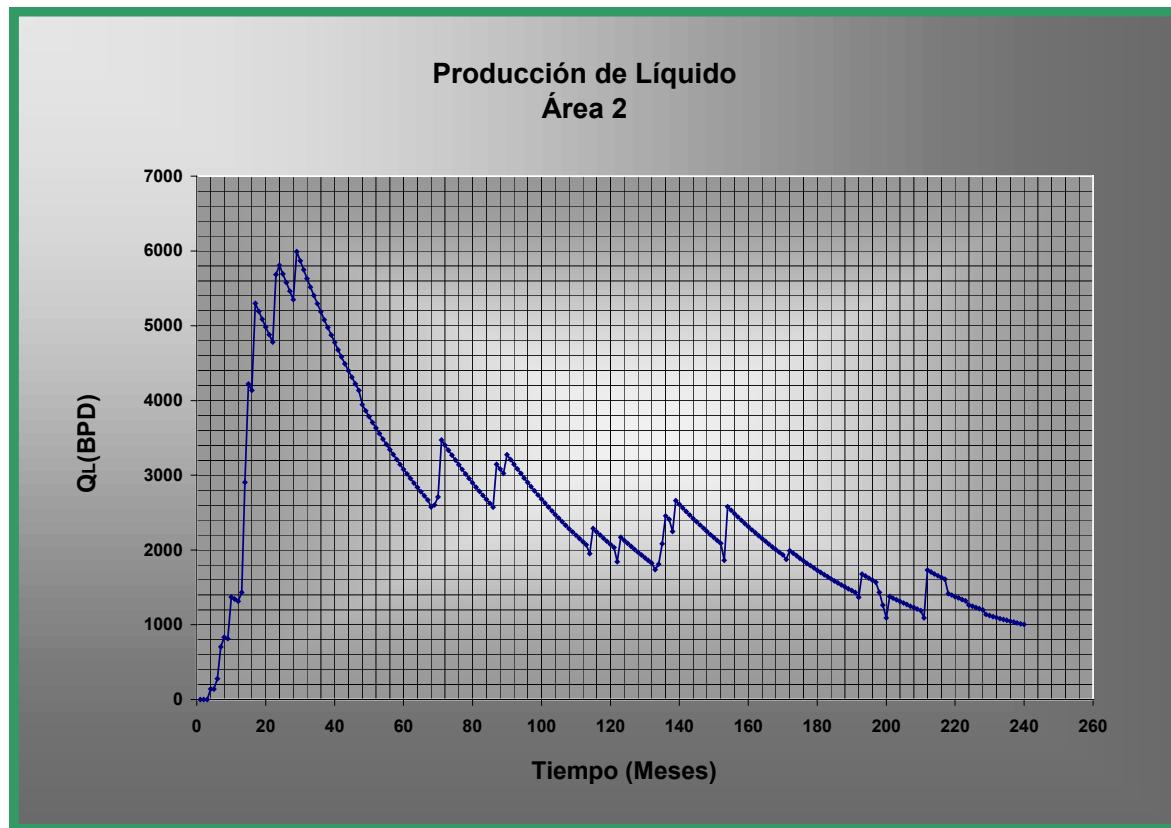


Fig. 9.51 Producción de Líquido del Área 2

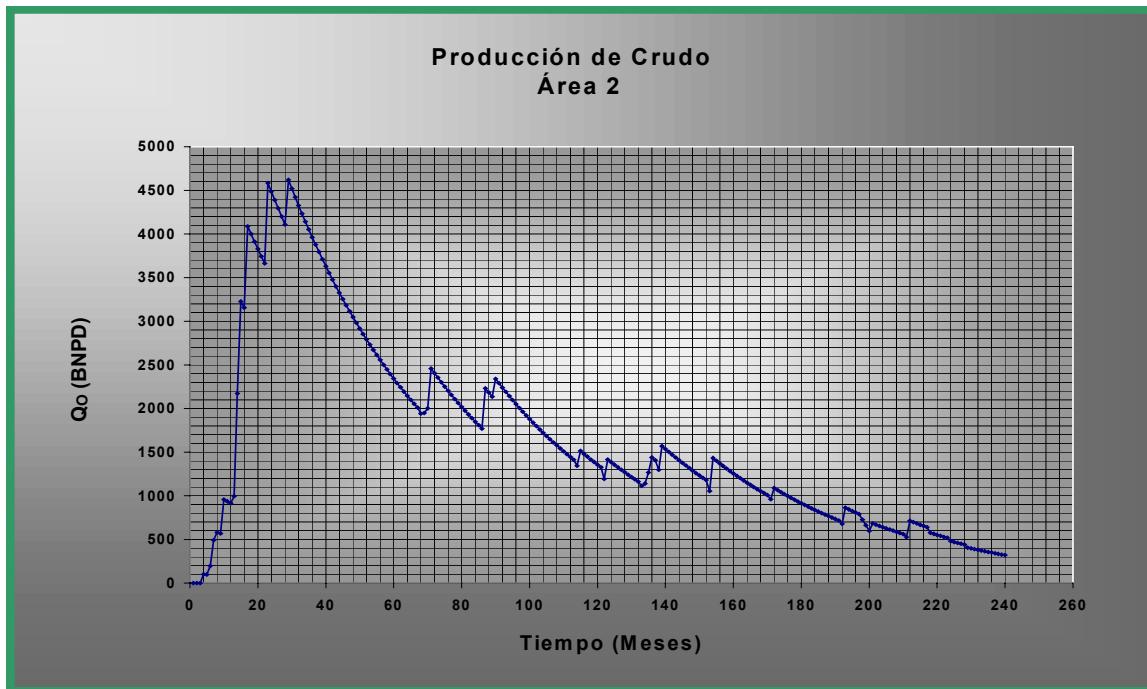


Fig. 9.52 Producción de Crudo del Área 2

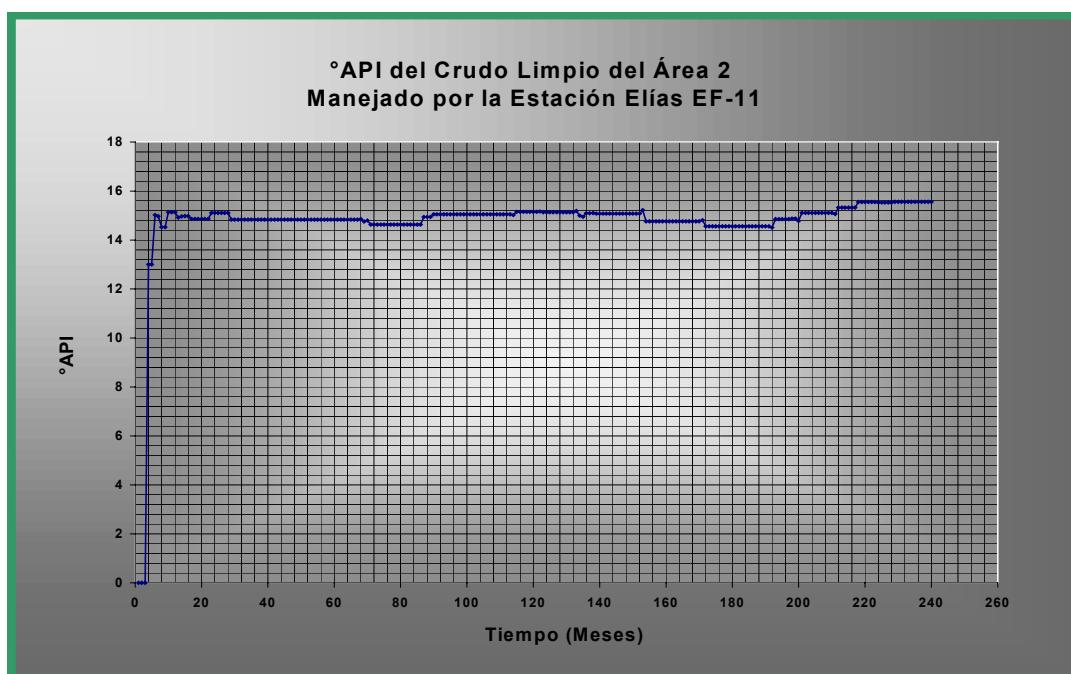


Fig. 9.53 Gravedad API del Crudo del Área 2

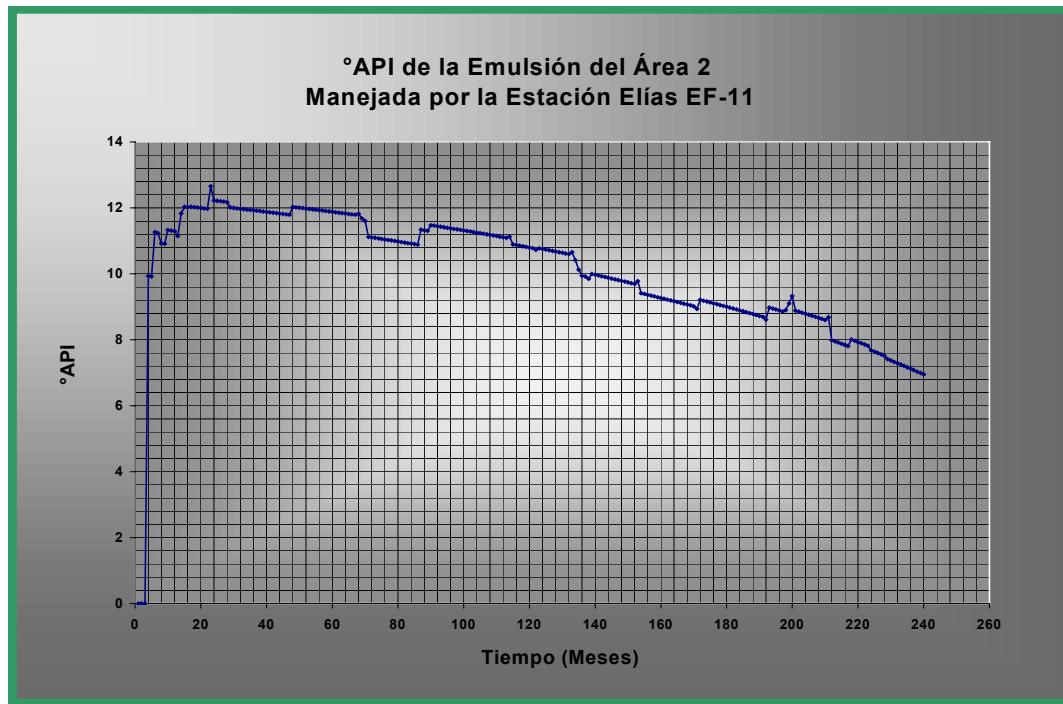


Fig. 9.54 Gravedad API de la Emulsión del Área 2



Fig. 9.55 Fracción de Agua del Área 2

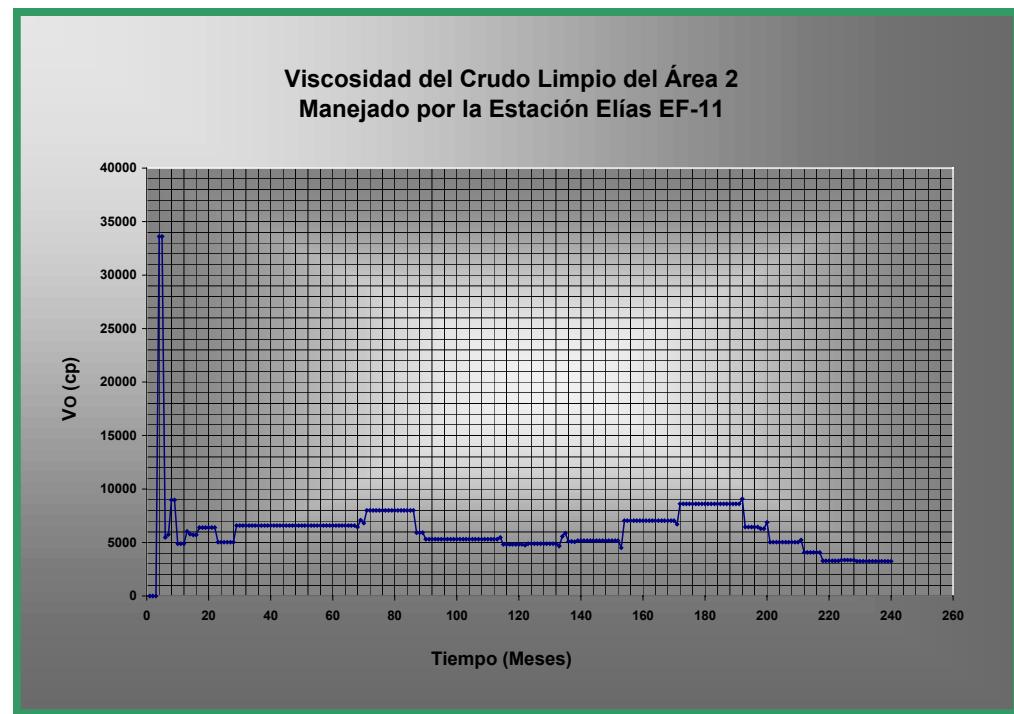


Fig. 9.56 Viscosidad del Crudo del Área 2

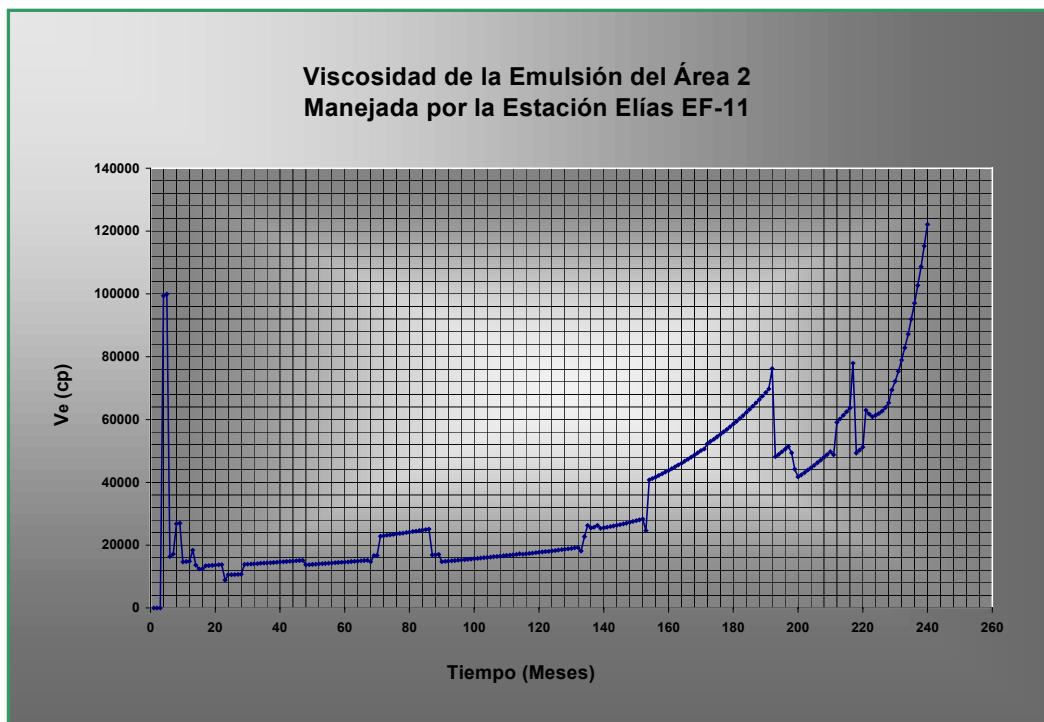


Fig. 9.57 Viscosidad del Crudo del Área 2

Para las producciones de fluidos con las propiedades descritas anteriormente por medio de las figuras 9.51 a 9.57, puede apreciarse en la figura 9.58 que con un diámetro de cañón de 6 pulgadas, la velocidad del fluido en la tubería siempre estará por debajo de la velocidad de erosión. Se observa que cuando se alcanza la combinación más crítica de caudales (petróleo, gas y agua) en el mes 155, la velocidad en la tubería es de 49 pie/segundo, lo cual está por debajo de la velocidad erosional.

Para una longitud de cañón de 24 pies, con un espaciamiento entre pozos de 1,5 pie, y un diámetro de 6 pulgadas, la caída de presión máxima a alcanzar es de 2 lpc.

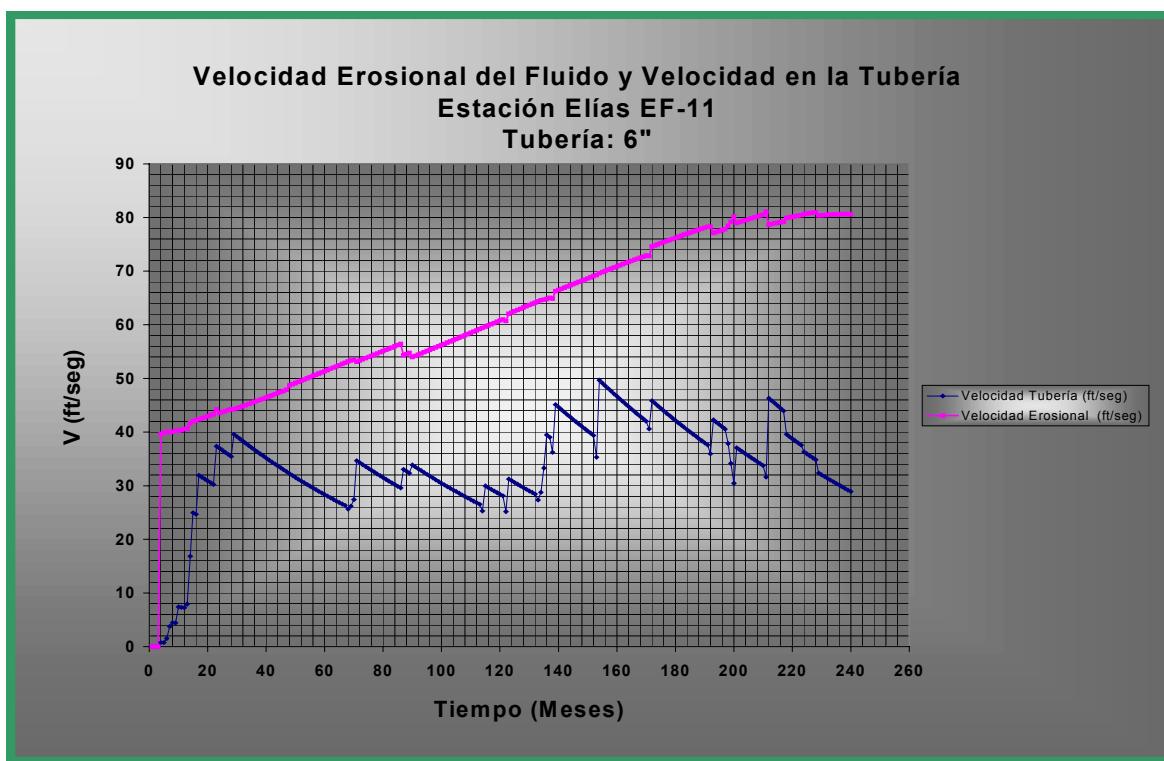


Fig. 9.58 Velocidad en el Múltiple. Estación Elías EF-11

9.4.3 Separador de producción

Como se mencionó anteriormente, los fluidos provenientes de los pozos del área 2 serán recibidos en el múltiple de producción y posteriormente en el separador para su separación gas – líquido, por lo que las propiedades de los fluidos en el separador se consideraron las mismas que las calculadas previamente para múltiples.

La Estación Elías EF-11 tiene dos separadores de producción, ambos verticales. El primero de 48 pulgadas de diámetro y 12 pie de altura, con capacidad nominal de 5500 BPD de líquido y 16,5 MMPCND de gas y el segundo de 42 pulgadas de diámetro y 10 pie de altura y se desconoce su capacidad de manejo de líquido y gas nominal.

En la figura 9.59, se observa que para el tiempo de retención de dos minutos, el separador de 48 pulgadas no está en capacidad de manejar la producción total de líquido estimada en el área para el mes 16 y se observa también, que podrá manejar la producción máxima con un tiempo de retención de 1,35 minutos, lo cual no es adecuado para un crudo de 15 grados API (que es la gravedad que tiene el crudo en ese momento, ver figura. 9.53). En cuanto a la capacidad de separación de gas, esto no representa un problema, pues se dispone de capacidad suficiente para el manejo del gas.

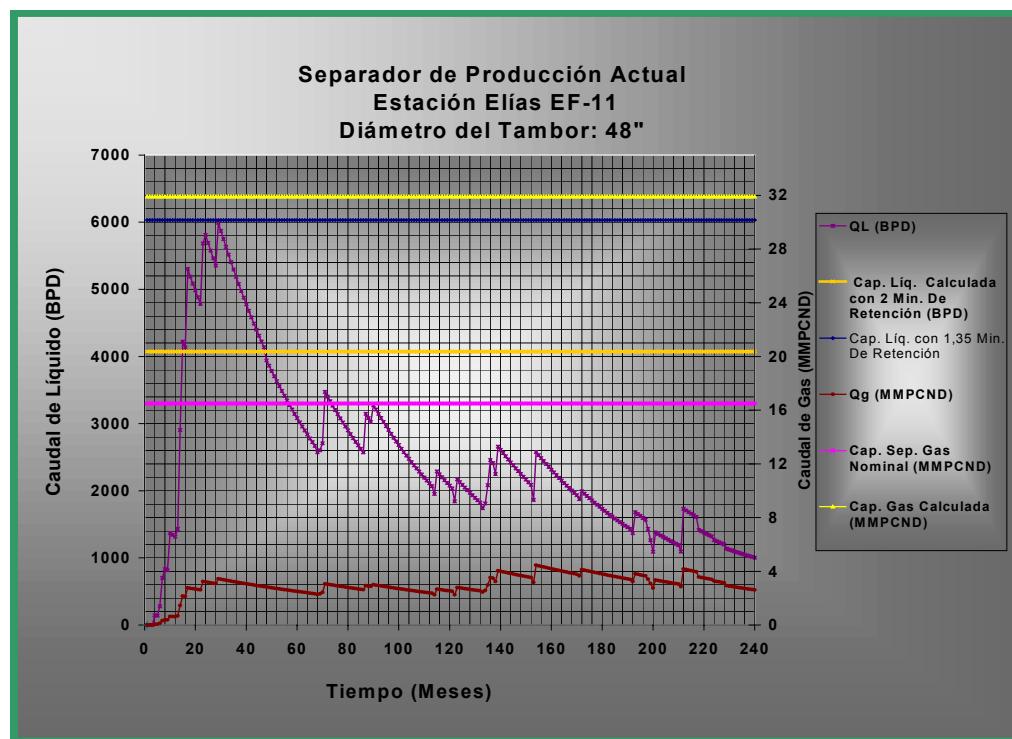
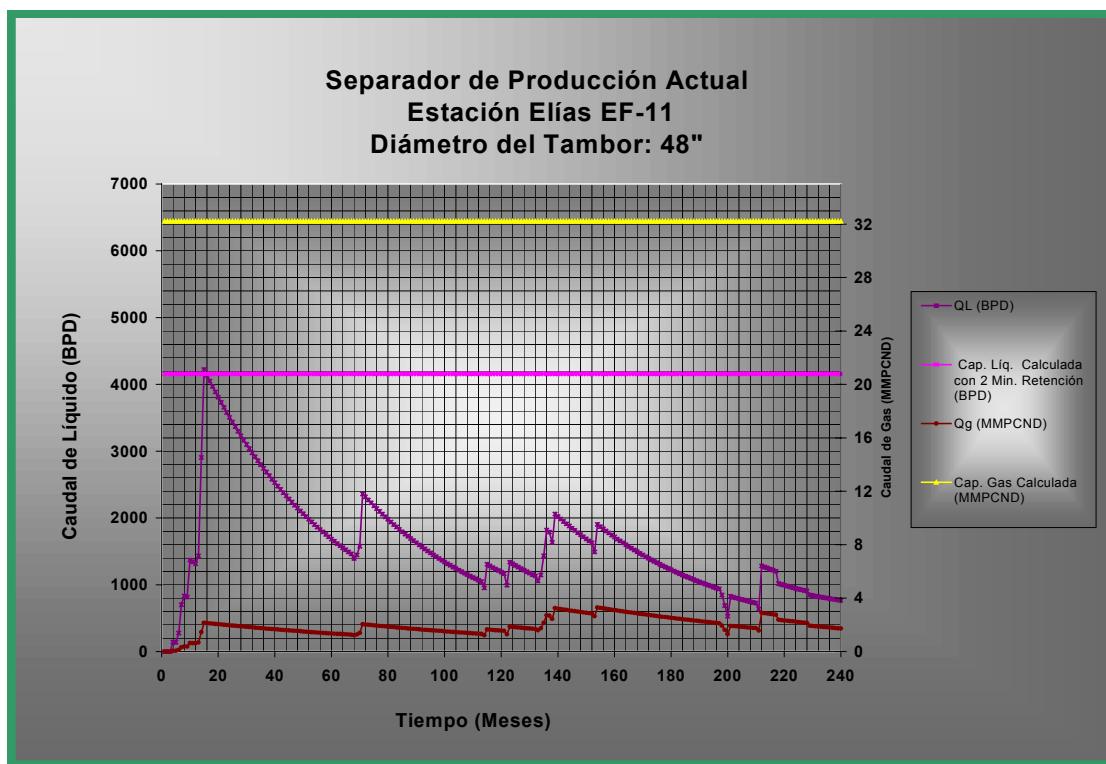


Fig. 9.59 Separador de Producción Existente, 48". Estación Elías EF-11

En vista de que el separador antes señalado no está en condiciones de manejar la producción total esperada, y que en esta estación existe otro separador vertical, se hizo lo siguiente:

- Se determinó que el separador de 48 pulgadas puede manejar la producción de los 10 primeros pozos a ser reactivados y perforados en el área con dos minutos de retención, lo cual se evidencia en la figura 9.60.



**Fig. 9.60 Separador de Producción Existente, 48" para la Tasa Recomendada.
Estación Elías EF-11**

- La producción de los restantes pozos será manejada por el separador de 42 pulgadas existente en la estación, que como puede observarse en la figura 9.61, puede manejar la producción asociada a estos pozos con un tiempo de retención de más de dos minutos.

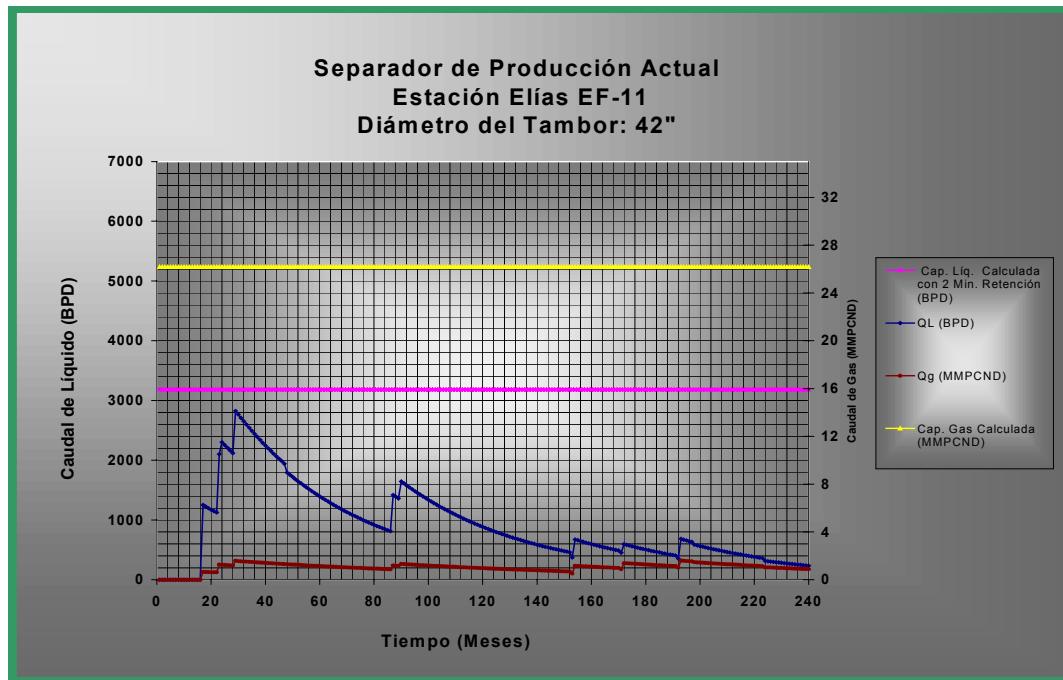


Fig. 9.61 Separador de Producción, 42". Estación Elías EF-11

La siguiente tabla resume las características de los separadores antes mencionados.

Tabla 32. Cálculos del Separador Actual, 48". Estación Elías EF-11

Características del Separador. Estación Elías EF-11	
Diámetro del Tambor (in)	48
Altura del Separador (ft)	12
Capacidad de Líquido (BPD)	4157
Capacidad de Gas (MMPCND)	32,2
Presión de Diseño (lpc)	125
Temperatura de Diseño (°F)	140

Tabla 33. Cálculos del Separador Actual, 42". Estación Elías EF-11

Características del Separador. Estación Elías EF-11	
Diámetro del Tambor (in)	42
Altura del Separador (ft)	10
Capacidad de Líquido (BPD)	3183
Capacidad de Gas (MMPCND)	26
Presión de Diseño (lpc)	125
Temperatura de Diseño (°F)	140

De acuerdo a una visita realizada al campo, se constató que el separador de 42 pulgadas presenta signos de corrosión externa, por lo que se sugiere verificar si está en condiciones de seguir operando, en caso contrario se sugiere colocar otro, pero de 36 pulgadas de diámetro y 10 pie de altura que como puede observarse en la figura 9.62 es de dimensiones suficientes para manejar la producción estimada.

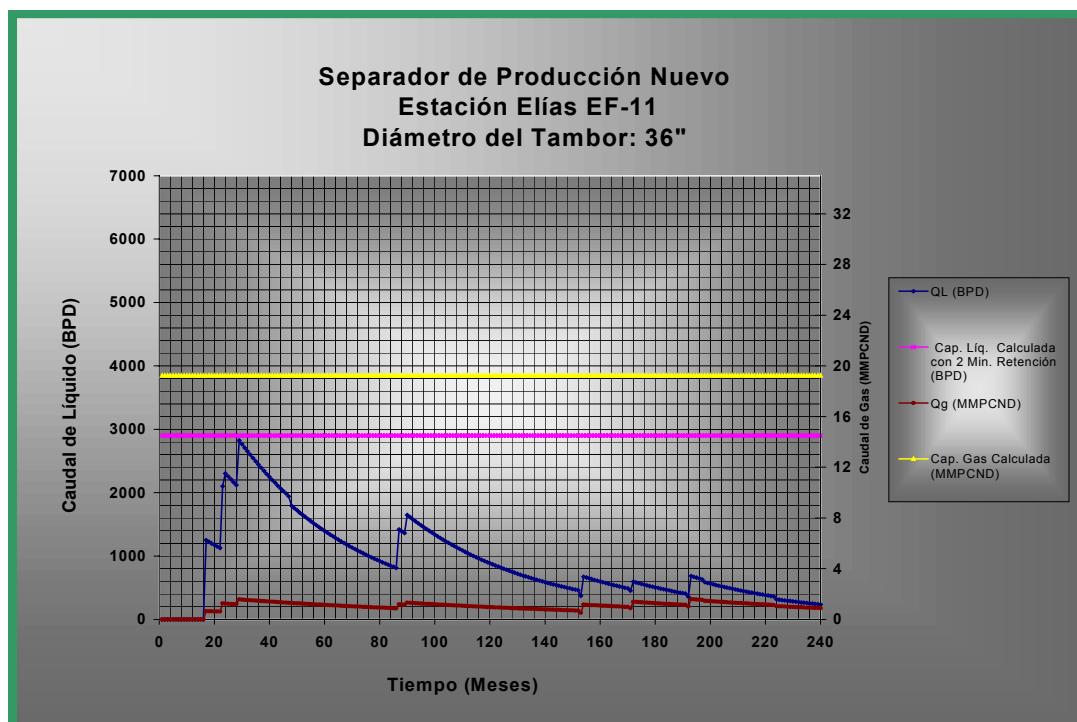


Fig. 9.62 Separador de Producción Propuesto, 36". Estación Elías EF-11

Tabla 34. Cálculos del Separador Nuevo. Estación Elías

Características del Separador. Estación Elías EF-11	
Diámetro del Tambor (in)	36
Altura del Separador (ft)	10
Capacidad de Líquido (BPD)	2900
Capacidad de Gas (MMPCND)	19,24
Boquilla de Entrada de Fluidos (in)	4
Boquilla de Salida de Líquido (in)	2
Boquilla de Salida de Gas (in)	2
Presión de Diseño (lpc)	125
Temperatura de Diseño (°F)	140

9.4.4 Separador de Prueba

El separador de prueba existente actualmente en la Estación Elías EF-11 es un separador vertical de dimensiones desconocidas. Se recomienda hacerle una evaluación de modo de poder determinar si puede ser utilizado en el desarrollo del campo o si requiere ser reemplazado.

9..4.5 Tanques de Almacenamiento.

En la Estación Elías EF-11 existe un tanque nuevo que puede manejar 5000 Barriles de Crudo. Como se puede apreciar en la figura 9.63, el tanque actualmente instalado está en capacidad de almacenar por dos días la producción estimada en toda el área hasta el mes 14.

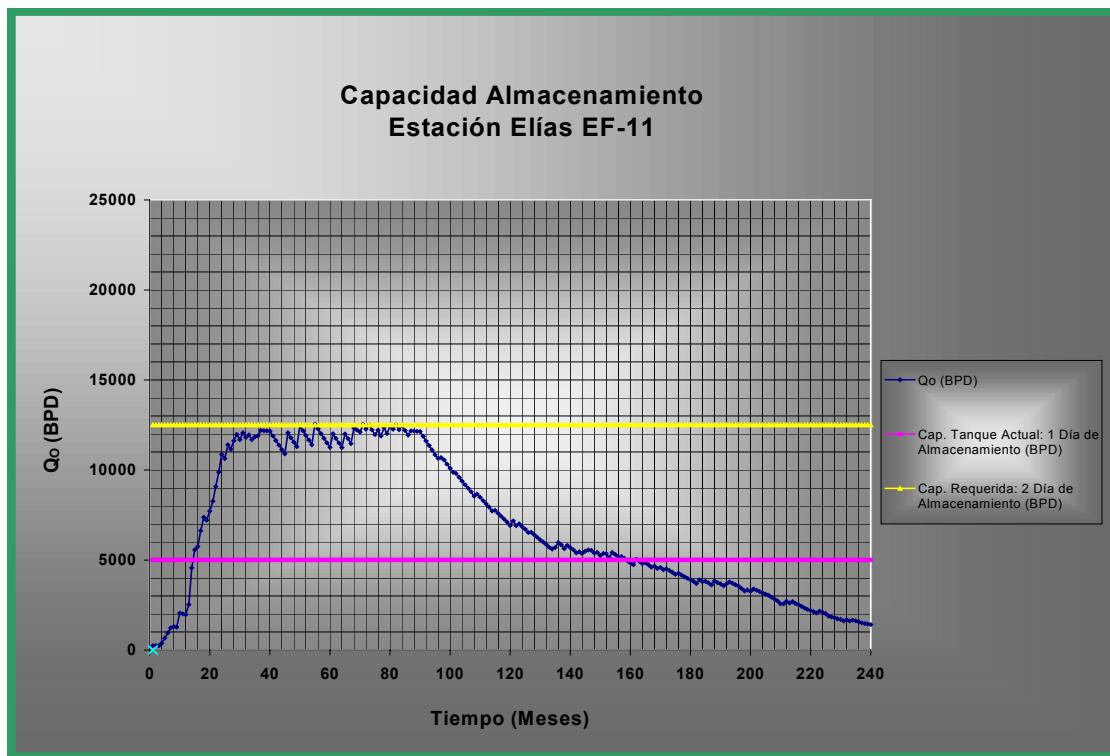


Fig. 9.63 Capacidad de Almacenamiento. Estación Elías EF-11

Para cumplir con el requerimiento de los dos días de almacenamiento se requiere en la Estación Elías de capacidad adicional de 20000 barriles a partir del mes 14.

9..4.6 Tanque de almacenamiento de prueba

En la Estación Elías EF-11, está actualmente instalado un tanque de prueba con capacidad de 1500 barriles. Esta capacidad se considera suficiente para cumplir con los requerimientos de prueba, pero se recomienda hacer una evaluación a fin de conocer las condiciones actuales del equipo y determinar si puede seguir operando. En caso de que no esté en condiciones, se sugiere la colocación de otro de iguales dimensiones.

9..4.7 Tanque de Lavado

En esta estación se encuentra instalado un tanque de lavado de 2000 barriles, el cual está inactivo. En una visita realizada a las estaciones Elías, Socororo y Cachicamo, se constató que todos los tanques de lavado existentes presentan signos evidentes de corrosión. En virtud de esto y considerando que la empresa tiene planes de instalar un nuevo tanque en la Estación Elías para centralizar la deshidratación del fluido proveniente de las áreas objeto del convenio, se determinó que el nuevo tanque a instalar debe tener una capacidad de 6700 barriles, lo que permitiría deshidratar el caudal máximo con 8 horas de residencia de líquido. La figura 9.64 ilustra lo antes expuesto.

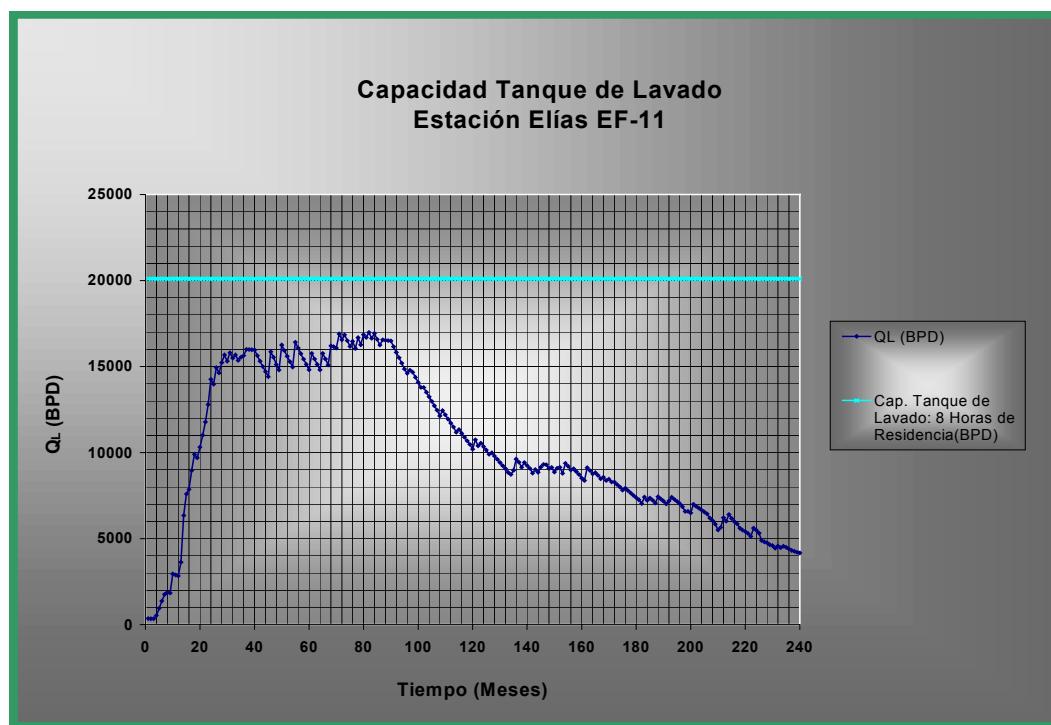


Fig. 9.64 Capacidad del Tanque de Lavado Propuesto en la Estación Elías

9.4.8 Calentadores

El calentador actualmente existente en la Estación Elías EF-11 está fuera de servicio y no está provisto de quemadores ni de la instrumentación necesaria para su utilización en el proceso de calentamiento, por lo que se recomienda su reacondicionamiento.

Los resultados obtenidos de acuerdo a la cantidad de flujo que se va a manejar en la estación reportaron que se requiere un máximo de 5,1 MMBTU/Hora para el proceso de calentamiento del fluido, lo que sugiere que se debe evaluar si el calentador actual, una vez puesto en condiciones de operación estará en capacidad de manejar la cantidad de líquido estimada.

9.4.9 Bomba de Transferencia

La Estación Elías EF-11, cuenta con una bomba de transferencia instalada con capacidad de manejar 6000 BPD y una presión de descarga máxima de 772 lpc, la misma es una bomba de desplazamiento positivo y según planes de la empresa, la misma va a ser reemplazada en el corto plazo.

Según los cálculos realizados se ameritan dos bombas en paralelo, cada una con capacidad mínima de 6000 BPD y una potencia hidráulica de 45 HP, lo cual va a permitir manejar la tasa máxima y la caída de presión máxima estimada. Se requerirá de una bomba adicional de iguales características a la anterior, la cual estará en espera (stand by) para cualquier eventualidad o contingencia que se presente.

9.5 Evaluación de la Estación Tubo Múltiple ETM-14

La Estación Tubo Múltiple ETM-14 está ubicada al noroeste de la estación Elías EF-11. Cuenta con 10 puestos para recibir los pozos de la zona, de los cuales están conectados 5 pozos: ES-428, ES-432, ES-436, ES-438 y ES-448. El cañón de producción es de 6 pulgadas y presenta signos de corrosión generalizada.

De los pozos mencionados anteriormente, sólo el ES-438 no entrará en la fase de reactivación del Campo Socororo, por lo que para efecto de los cálculos, se consideró que dicha estación tubo múltiple manejará la producción de los cuatro pozos que actualmente están conectados y que serán incluidos en la fase de reactivación del área.

Los resultados obtenidos indican que el cañón existente puede manejar la producción de los pozos conectados al mismo sin que en ningún momento se supere la velocidad erosional que la producción de fluidos generaría en el múltiple. La figura 9.65, muestra lo anteriormente explicado.

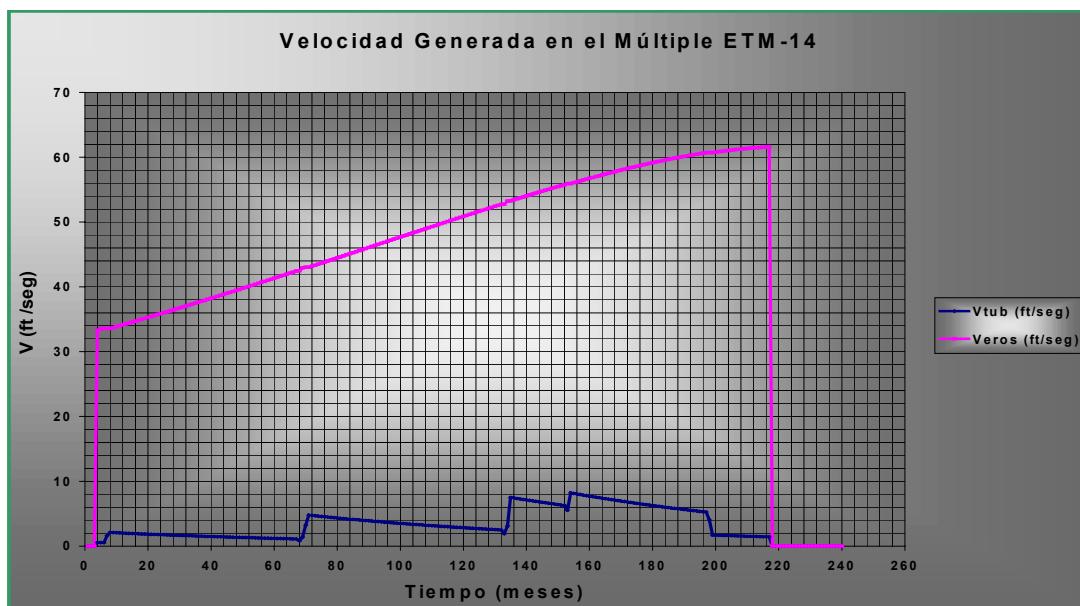


Fig. 9.65 Velocidad Generada en el Tubo Múltiple ETM-14

Como puede notarse, la velocidad generada en el múltiple no excederá en ningún momento la velocidad erosional de la mezcla de fluidos que fluirá por el cañón a lo largo del período de reactivación del área.

La caída de presión máxima que esperada en el múltiple estará en el orden de 2 lpc, asumiendo que el múltiple tiene un espaciamiento entre los pozos de 1,5 pie, por lo que su longitud aproximada sería de 16,5 ft

En la visita realizada se constató que el equipo existente está en muy malas condiciones, presentando corrosión externa, por lo que la empresa tiene planes de mudar un múltiple nuevo de las mismas características que el existente, el cual según los cálculos, puede ser utilizado durante los 20 años del Convenio.

9.6 Evaluación de la Red de Gasoductos en el Área Mayor de Socororo

Según información de campos vecinos, la presión de separación que debe manejar cada una de las estaciones del Área Mayor de Socororo debe ser 65 lpc (presión de separación promedio en las estaciones de flujo vecinas al área en estudio).

Considerando lo anterior, y que además la totalidad del gas producido en el Área Mayor de Socororo, debe ser transportado hasta la succión de la Planta Compresora EED-1, en el Campo Elotes, a 60 lpc, los cálculos realizados estuvieron orientados en verificar si los caudales máximos de gas a producirse en cada área pueden ser transportados desde cada una de las estaciones de flujo hasta la succión de la Planta Compresora Elotes.

Los resultados de este primer estudio, se presenta a continuación como el Caso I.

Caso I: Determinación de las presiones de separación mínimas en cada estación de flujo para cumplir con el requerimiento de entrega del gas a la succión de la Planta Compresora Elotes a 60 lpc.

Los cálculos fueron abordados en primer término en la determinación de un diámetro de tubería entre la succión de la Planta Compresora Elotes y la succión de la Planta Compresora Socororo, que sea capaz de manejar la tasa de gas máxima que se producirá en todas las áreas en el transcurso de los 20 años (15,85 MMPCND). Los resultados obtenidos se presentan a continuación:

➤ **Gasoducto Planta Compresora Elotes / Succión P. Compresora Socororo (Tramo I)**

Esta tubería aún no ha sido instalada, por lo que fue necesario la determinación del diámetro requerido para transportar la tasa máxima de gas que se alcanzará durante los 20 años de operaciones (15,85 MMPCND). La longitud estimada de la tubería es de 7 Km, según lo especificado por CORPOMENE ²².

Mediante la ecuación de AGA se encontró que, bajo la condición de flujo de tasa máxima (15,85 MMPCN), una tubería de 22 pulgadas de diámetro y 7 kilómetros de longitud generaba una caída de presión de máxima de 1,13 lpc. La tabla 35 resume las características de la nueva tubería propuesta.

Tabla 35: Tubería Recomendada Tramo I

Longitud (millas)	Diámetro Nominal (in)	Diámetro Externo (in)	Espesor (in)	Diámetro Internoo (in)	Qgas Máxima (MMPCND)	DP/L (lpc/milla)
4,35	22	22	0,188	21,64	15,85	0,26

Ahora, sabiendo que el gas producido debe llegar a la succión de la Planta Compresora Socororo como mínimo a 61,13 lpc (para satisfacer la condición de entrega en EED-1), se determinó la presión mínima de separación que debe existir en cada una de las estaciones de flujo para que el caudal máximo de gas de cada área sea transportado hasta el punto de enlace mencionado.

➤ Gasoducto Succión P. Compresora Socororo / Estación Elías EF-11 (Tramo II)

El trabajo en el caso de las tuberías instaladas estuvo orientado en encontrar la presión a la cual debe salir la tasa máxima producida en la estación para llegar a la succión de la Planta Compresora Socororo a 61,13 lpc

Mediante la aplicación de la ecuación de AGA en el tramo de tubería de 8 pulgadas y 0,2 kilómetros existente entre la Estación Elías y la Planta Compresora Socororo, se obtuvo que para poder transportar la tasa de gas máxima esperada en esa estación la presión de separación en la Estación Elías debería ser como mínimo de 61,7 lpc (ver tabla 36)

Tabla 36: Tubería Instalada Tramo II

Longitud (millas)	Diámetro Nominal (in)	Diámetro Externo (in)	Espesor (in)	Diámetro Interno (in)	Qgas Máxima (MMPCND)	P ₁ (lpc)
0,12	8	8,625	0,500	7,625	4,46	61,7

Como puede observarse, la caída de presión resultante al transportar el caudal máximo hasta el punto de entrega, está en el orden de 0,7 lpc, por lo que en este caso la presión de separación necesaria para transportar el caudal máximo de gas desde la estación Elías EEF-11 está por debajo de la presión real de la estación (65 lpc), lo que refleja que será necesario colocar una válvula de alivio al final de esta tubería si se decide producir una tasa máxima de gas en el área de 4,46 MMPCND, para de esta manera poder cumplir con la condición de entregar a nivel de la succión de la Planta Compresora Socororo a una presión de 61,13 lpc.

➤ Gasoducto Succión P. Compresora Socororo / Estación Caricari (Tramo III)

En este tramo no existe tubería instalada. El trabajo en este caso estuvo orientado en encontrar el diámetro de tubería requerido para transportar la tasa máxima de gas producida en la Estación Caricari EF-1 teniendo un máximo de caída de presión de 4 lpc.

Bajo esta consideración, mediante la aplicación de la ecuación de AGA e iterando diámetros se encontró que un diámetro de tubería de 10 pulgadas permitía transportar el caudal de gas máximo estimado con una caída de presión máxima de 2,5 lpc, lo cual permitía que el gas llegara a la locación de la planta Socororo a una presión a lo sumo de 61,13 lpc.

La tabla 37, resume lo anteriormente expuesto:

Tabla 37: Tubería Propuesta Tramo III

Longitud (millas)	Diámetro Nominal (in)	Diámetro Externo (in)	Espesor (in)	Diámetro Interno (in)	Qgas Máxima (MMPCND)	P ₁ (lpc)
4,78	10	10,75	0,134	10,482	3,24	63,6

Como puede observarse en la tabla anterior, la presión de separación en la Estación Caricari EF-1 necesaria para que la tasa máxima de gas llegue a la succión de la Planta Compresora Socororo a las condiciones de presión especificadas, debe ser igual a 63,6 lpc, lo cual se consideró como un valor aceptable, considerando que las presiones de separación de los campos vecinos están alrededor de las 65 lpc.

➤ Gasoducto Succión P. Compresora Socororo / Estación Cachicamo

Este caso resultó más complejo, debido a que el sistema de gas actual de la Estación Cachicamo se inicia con una tubería de 10 pulgadas, la cual a los 3,4 kilómetros se interconecta con una tubería de 8 pulgadas que transporta el gas proveniente de la Estación Socororo. Posteriormente, a los 1,6 kilómetros, la tubería que transporta la mezcla de gas (Socororo – Cachicamo), cambia a 12 pulgadas de diámetro y continúa hasta Planta Compresora Socororo con una longitud de 6,7 kilómetros (Ver Fig. 9.66).

Por lo anteriormente señalado el gasoducto Cachicamo –Planta Compresora Socororo, fue dividido en tres tramos para su análisis:

- **Tramo IV: Planta Compresora Socororo – Tubería de 12 pulgadas (6,7 Kilómetros) (ver fig. 9.66)**

Este tramo de tubería manejará la producción de la mezcla de gas proveniente de las estaciones Socororo y Cachicamo.

En este caso, por medio de la ecuación de AGA se determinó que para que la mezcla de gas llegue a la planta Socororo a una presión, como mínimo de 61,13 lpc, la caída de presión máxima que debe ocurrir en la tubería de 12 pulgadas y 6,7 kilómetros, para el momento en el que se esté manejando el caudal máximo de gas, debe ser de 8,48 lpc, La tabla 38 resume lo anteriormente expuesto:

Tabla 38: Tubería Instalada. Tramo IV

Longitud (millas)	Diámetro Nominal (in)	Diámetro Externo (in)	Espesor (in)	Diámetro Internoo (in)	Qgas Máxima (MMPCND)	P ₁ (lpc)
4,16	12	12,75	0,688	11,374	9,38	69,61

- **Tramo V: Tubería de 12 pulgadas – Tubería de 10 pulgadas (1,6 kilómetros)**

En este tramo también se manejará la mezcla de gas proveniente de las estaciones Socororo y Cachicamo.

Por medio de la ecuación de AGA se determinó que para que la mezcla de gas llegue a la unión de la tubería de 12 pulgadas (ver fig. 9.66) con una presión mínima de 69,61 lpc (resultado del tramo anterior), la caída de presión máxima que debe ocurrir en la tubería de 10 pulgadas y 1.6 kilómetros, para el momento en el que se esté manejando el caudal máximo de gas, debe ser de 4,61 lpc, En la tabla 39 se presenta un resumen de ello:

Tabla 39: Tubería Instalada. Tramo V

Longitud (millas)	Diámetro Nominal (in)	Diámetro Externo (in)	Espesor (in)	Diámetro Internoo (in)	Qgas Máxima (MMPCND)	P ₁ (lpc)
0,99	10	10,75	0,594	9,562	9,38	74,22

- **Tramo VI: Tubería de 10 pulgadas – Estación Cachicamo (3,4 kilómetros).**

En este tramo sólo se manejará el gas proveniente de la Estación Cachicamo.

Aplicando la ecuación de AGA se determinó que se requiere una presión de separación mínima en la Estación Cachicamo de 74,68 lpc, la caída de presión máxima que debe ocurrir en la tubería de 10 pulgadas y 3,4 kilómetros, para el momento en el que se esté manejando el caudal máximo de gas, debe ser de 0,45 lpc, En la tabla 40 se presenta un resumen de ello:

Tabla 40: Tubería Instalada (Tramo VI)

Longitud (millas)	Diámetro Nominal (in)	Diámetro Externo (in)	Espesor (in)	Diámetro Internoo (in)	Qgas Máxima (MMPCND)	P ₁ (lpc)
2,11	10	10,75	0,594	9,562	2,05	74,68

Como puede observarse, la tasa máxima de gas del Campo Cachicamo con el sistema instalado no podría ser transportada hasta la estación EED-1, pues la caída de presión que ameritaría su transporte (15 lpc) es superior a la caída de presión máxima que puede existir en el tramo (5 lpc), por lo que en este caso se puede decir que ocurriría cuello de botella, es decir, tendría que quemarse gas en algún momento, ya que no existiría suficiente presión en el sistema para transportar la totalidad de la producción hasta la estación recolectora.

➤ **Estación Socororo EF-1 / Unión con la tubería de Cachicamo (Tramo VII)**

Para transportar el caudal máximo de gas esperado en esta estación por la tubería de 8 pulgadas actualmente instalada, se requerirá de una presión de separación en la Estación Socororo mínima de 81,7 lpc, la cual garantizará que en ese momento, el gas llegará a la entrada de la tubería de 10 pulgadas con una presión mínima de 74,22 lpc (resultado del tramo V).

Tabla 41: Tubería Instalada (Tramo VII)

Longitud (millas)	Diámetro Nominal (in)	Diámetro Externo (in)	Espesor (in)	Diámetro Internoo (in)	Qgas Máxima (MMPCND)	P ₁ (lpc)
0,68	8	8,625	0.5	9,562	8,3	81,7

En esta estación se prevé que ocurra lo mismo que en la Estación Cachicamo EF-1, pues para transportar la tasa de gas máxima que se tendrá según los pronósticos se necesitaría una caída de presión en el sistema de 22 lpc, que es mayor que la que puede darse en realidad (5 lpc), lo que permite concluir también que en algún momento de la duración del Convenio, de utilizar el sistema actual, ocurriría cuello de botella.

En vista del problema que ocurriría en las últimas dos estaciones mencionadas con la producción de gas; como parte del trabajo fue determinado el período de tiempo hasta el cuál puede ser usado el sistema de gasoductos existentes entre las estaciones SOCEF-1 /CACHEF-1 y la Planta Compresora Socororo. Esta segunda fase fue denominada Caso II, en donde se presenta la tasa máxima que puede fluir por la configuración de tuberías mencionadas, y por ende el tiempo crítico hasta el cual pueden ser utilizada dichas tuberías.

Caso II: Determinación de los caudales máximos que pueden fluir por las tuberías existentes en las estaciones Socororo y Cachicamo para cumplir con el requerimiento de entrega del gas a la succión de la Planta Compresora Elotes de 60 lpc.

Para encontrar el tiempo hasta el cual puede ser utilizado el sistema de tuberías instalado, fue aplicada la ecuación de AGA entre los distintos tramos del sistema, tomando en consideración que la caída de presión máxima que se puede tener es de 5 lpc.

En base a lo anterior, se obtuvieron los siguientes resultados:

La tasa crítica de la mezcla de gases de las áreas 1 y 3 que puede ser transportada con un diferencial de presión de 5 lpc, es de 4309 MPCND, que es aproximadamente la mitad de la tasa máxima planificada en los pronósticos (9383 MPCND). Esta tasa crítica según la producción en el tiempo planificada es superada a partir del mes 37, por lo que según estos cálculos, el sistema instalado puede manejar la producción de gas aproximadamente hasta el año 3 de convenio (36 meses) donde se alcanza un máximo de producción de 4126 MPCND, producción ésta que corresponde a 3026 MPCND de gas del Campo Socororo y 1100 MPCND del Campo Cachicamo.

Lo anteriormente expuesto verifica que producciones de gas inferiores a los caudales máximos antes señalados (1100 MPCN en Cachicamo y 3025 lpc en Socororo) a través de las tuberías existentes, garantizan la entrega del gas a la succión de la Planta Compresora Elotes a 60 lpc, permitiendo que las presiones de separación en las estaciones Cachicamo y Socororo oscilen alrededor de las presiones de separación promedio en los campos vecinos (65 lpc).

Si los planes de producción de gas se cumplen según lo planificado, la configuración del sistema existente no podría ser utilizado, por lo que en el caso III se presenta una posible solución al problema con las tuberías.

Caso III: Determinación de los nuevos diámetros de tuberías requeridos en las estaciones Socororo y Cachicamo para transportar los caudales máximos cumpliendo con el requerimiento de entrega del gas a la succión de la Planta Compresora Elotes de 60 lpc.

La solución resultado de la aplicación de la ecuación de AGA en los tramos problema con la tasa máxima y la caída de presión que puede dar el sistema (5 lpc), después de un procedimiento de tanteo, plantean la posibilidad de sustituir los tramos de 12 pulgadas x 6,7 kilómetros y 10 pulgadas x 1,6 Km. por una tubería de 8,3 kilómetros y 16 pulgadas de diámetro; así como también se necesita cambiar la sección de la tubería de descarga de la Estación Socororo EF-1, por una tubería de 10 pulgadas y 1,1 kilómetros de longitud,

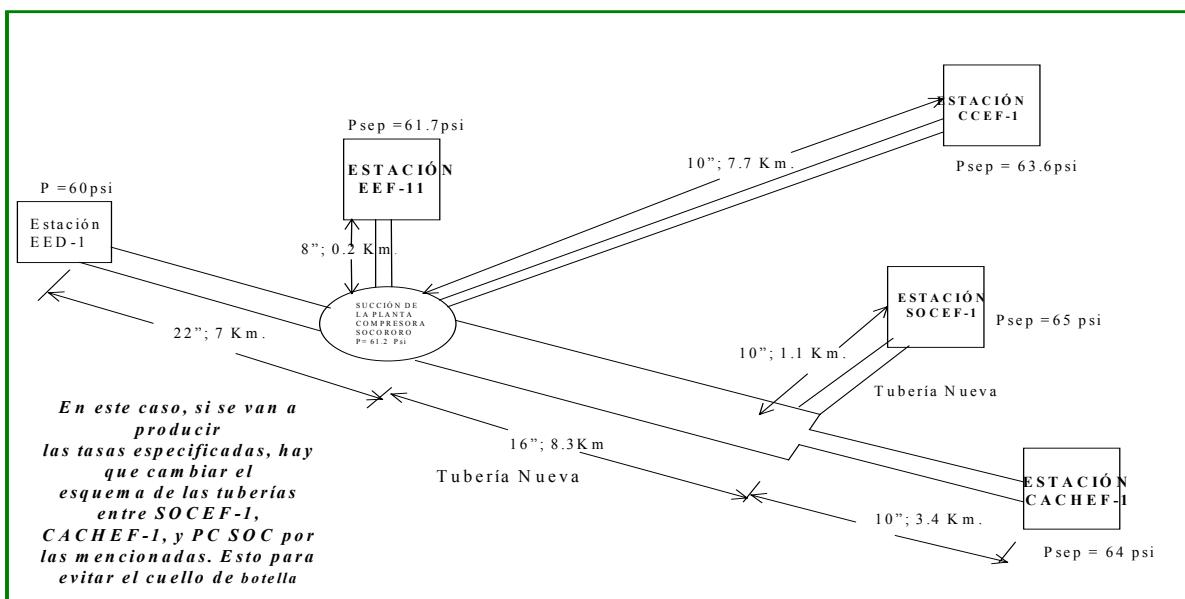
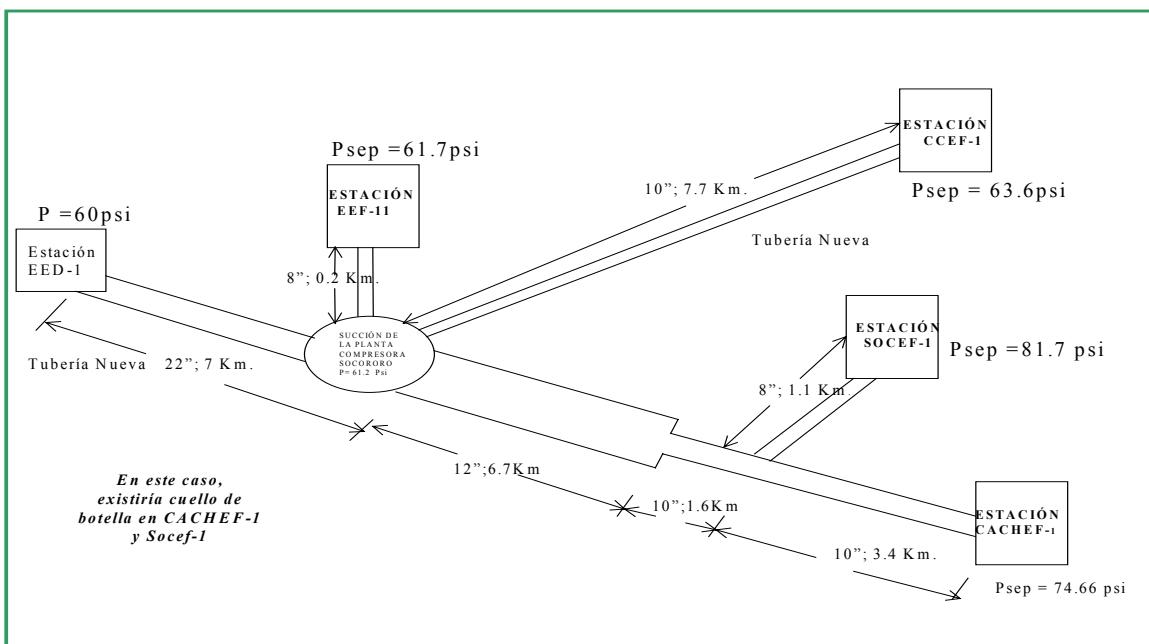
dejando inalterable la sección de tubería de 10 pulgadas que está a la descarga de la estación CACHEF-1. De esta manera, se aseguraría el transporte de la tasa pico así como la totalidad de la producción a lo largo de los 20 años del Convenio.

El reemplazo sugerido se presenta en la siguiente tabla:

Tabla 42 Tubería a reemplazar. Tramo Problema

Diámetro de tubería vieja (in)	Longitud tubería vieja (Km)	Diámetro de tubería nueva (in)	Longitud tubería nueva (Km)
12	6,7	16	8,3
8	1,1	10	1,1

En las figuras que a continuación se presentan, se muestra la configuración actual en la zona problema (Caso I), y también la configuración propuesta (Caso III):



CONCLUSIONES

➤ **Generales:**

1. Las propiedades físicas de los hidrocarburos líquidos producto de la explotación de un campo petrolero, varían a medida que se avanza con la explotación del área, por efecto de las variaciones de presión y temperatura producto del agotamiento de las reservas, y el incremento paulatino de la producción de agua y gas.
2. La viscosidad de los crudos depende de la composición de los mismos, por lo que para su determinación por medio de correlaciones empíricas, esta propiedad debe ser considerada.
3. Ninguna propiedad es más importante que el Factor de Caracterización para juzgar las propiedades del crudo, ya que por medio de él se logra relacionar la composición, viscosidad, peso molecular y otras propiedades del fluido.
4. La viscosidad de las emulsiones agua – petróleo son generalmente mayores que la viscosidad del crudo limpio, y ésta se incrementa a medida que a la mezcla se va adicionando un mayor porcentaje de la fracción de la fase dispersa (agua).
5. El Área Mayor de Socororo produce hidrocarburos líquidos caracterizados por un factor $K = 11,38$; lo que permite clasificarlo como un crudo de base nafténica.

➤ Específicas

• Estación Caricari EF-1

1. El sistema de manejo de fluidos en superficie de la Estación Caricari EF-1 deberá estar en condiciones de operación para el mes 13, cuando se tiene previsto arrancar operaciones en Campo Caricari.
2. Para la transferencia de la emulsión producida en la Estación Caricari hasta la Estación Elías, se requiere de un diámetro de tubería nueva de 4 pulgadas, el cual a lo largo de los 7,5 kilómetros de longitud produce una caída de presión máxima de 389 lpc en el mes 187.
3. Un múltiple de producción de 6 pulgadas de diámetro, 24 pie de longitud del cañón y 15 puestos, podrá manejar el caudal máximo estimado en el área, sin exceder en ningún momento el valor de la velocidad erosional del fluido.
4. Para la separación líquido - gas en la Estación Caricari EF-1, se requerirá de un separador con un diámetro de tambor de 48 pulgadas y 12 pie de altura, el cual va a proveer una capacidad de separación de 4158 BPD y 27,7 MMPCND de gas que va a estar en todo momento por encima de la capacidad máxima requerida en la estación.
5. A partir del mes 23, el tanque existente en la estación no provee del tiempo de almacenamiento requerido, por lo que a partir de esa fecha se debe colocar un tanque de 3000 barriles, el cual va a permitir manejar el caudal hasta con dos días de almacenamiento.
6. Para el manejo de la producción esperada en el Campo Caricari se requiere de una bomba de transferencia de desplazamiento positivo con una capacidad mínima de 4139 BPD y una potencia hidráulica de 27,5 HP.

- **Estación Cachicamo EF-1**

1. La Estación Cachicamo EF-1 debe estar provista de los equipos necesarios para su reactivación como mínimo en el mes 14 a partir del inicio de operaciones en el Área Mayor de Socororo.
2. La tubería necesaria para transportar la emulsión agua –petróleo producida en el área 3 hasta la Estación Socororo EF-1, corresponde a una tubería de 8 pulgadas y 4 Kms de longitud, esperando con ésta una caída de presión máxima en el tiempo de 121 lpc.
3. El múltiple de producción instalado amerita ser reemplazado por un nuevo equipo de 4 pulgadas de diámetro y 9 ft de longitud, con capacidad de entrada de 5 pozos.
4. El separador de producción de la estación no cumple con los requerimientos de manejo de líquido, por lo que se propone su cambio por un separador de 36 pulgadas de diámetro y 10 pie de longitud.
5. El Tanque de almacenamiento instalado, permite a lo largo de los 20 años que el líquido pueda estar un tiempo de almacenamiento de 2 días en la estación, de ser necesario.
6. Los equipos para prueba instalados (separadores y tanques), pueden ser utilizado en la reactivación del área, pues cumplen con los requerimientos de producción a manejarse en la estación.
7. Se amerita la instalación de dos bombas de desplazamiento positivo, con capacidad de 2500 BPD y 15,6 HP de potencia hidráulica cada una, para transportar los fluidos del área aguas abajo de la estación.
8. Es necesario desconectar de la estación el tanque de lavado así como el calentador existente, pues en esta estación no se realizará proceso de deshidratación del crudo.

- **Estación Socororo EF-1**

1. La Estación Socororo EF-1 se encuentra activa actualmente manejando la producción de los pozos activos (SOC-4 y ES-446), y a partir del mes 21 debe ser equipada con capacidad adicional para que logre manejar los volúmenes de fluidos reflejados en los pronósticos.
2. La tubería instalada, sólo es capaz de transportar la producción de líquido aproximadamente hasta el mes 21, por lo que debe ser sustituida por una tubería de 12 pulgadas de diámetro y 10,1 Kilómetros de longitud.
3. Es necesario la instalación de un múltiple adicional de 8 pulgadas habilitado con 20 puestos, a la par de un separador adicional de 60 pulgadas de diámetro y 10 pie de longitud.
4. Los equipos estipulados para prueba en la configuración actual de la estación (tanques y separadores), pueden seguir siendo utilizados en la reactivación del área, pues cumplen con los requerimientos de producción estimados.
5. Para cumplir con las exigencias de tener por prevención en la estación al menos un día de almacenamiento, se debe adicionar a la capacidad instalada, un nuevo tanque de 8000 bbls.
6. Se amerita la colocación de dos bombas en paralelo, las mismas serán de desplazamiento positivo, con capacidad de 6000 BPD y potencia hidráulica de 45,2 HP cada una.
7. Es necesario desconectar de la estación el tanque de lavado y el calentador existente, pues en esta estación no se realizará proceso de deshidratación del crudo.

8. Se necesita habilitar la estación para que el fluido proveniente de la Estación Cachicamo llegue directamente al tanque de almacenamiento de la Estación Socororo EF-1, pues se espera ya venga desgasificado.

- **Estación Elías EF-11**

1. La tubería de 6 pulgadas y 7 kilómetros de longitud actualmente instalada, podrá ser usada hasta el mes 22. Con el fin de prolongar su uso hasta por lo menos el mes 49, se sugiere desplazar en el tiempo la perforación de los pozos EXPLO-1 y EXPLO-2, para de esta manera mantener las propiedades del fluido y permitir que la caída de presión se mantenga dentro del rango permitido y prolongar el uso de la tubería existente por 2,5 años más.
2. En el caso de que no resulte viable prolongar la perforación de los pozos exploratorios, se debe colocar a partir del mes 24 una tubería de 8 pulgadas de diámetro equivalente y 7 kilómetros de longitud, la cual ocasionará una caída de presión máxima de 426 lpc en el mes 90, que no superará la pérdida de presión máxima permitida para una línea de semejante longitud.
3. El múltiple de producción existente en la estación está en capacidad de manejar la combinación de caudales máximos (petróleo, gas y agua) procedentes de los pozos a ser rehabilitados y perforados en el área 2.
4. Para un tiempo de retención de dos minutos, el separador de 48 pulgadas de diámetro y 12 pie de altura no está en capacidad de manejar la producción total de líquido estimada en el área 2. Este separador sólo podrá manejar los caudales máximos con un tiempo de retención no mayor a 1,35 minutos.
5. Al separador de 48 pulgadas se le asoció la producción de los pozos ES-420, ES-438, ES-448, ES-432, ES-433, ES-436, ES-450, PILT-3, MULT-1 y MULT-2, la cual podrá manejar con un tiempo de retención de dos minutos

6. El separador de 42 pulgadas existente en la Estación Elías podrá manejar la producción de los pozos restantes con un tiempo de retención de más de dos minutos.
7. En virtud de que el separador de 42 pulgadas presenta signos de corrosión externa, se recomienda evaluar si está en condiciones de operar o si requiere ser reemplazado, en cuyo caso se recomienda colocar uno de 36 pulgadas de diámetro de tambor y 12 pie de altura, el cual tendrá capacidad para manejar 2900 BPD de líquido y 19,24 MMPCND de gas, con un tiempo de retención de dos minutos.
8. El tanque de almacenamiento existente en esta estación está en capacidad de almacenar (dos días) la producción estimada en toda el área hasta el mes 14. A partir de esta fecha, se requerirá de la instalación de capacidad adicional que permita contar con los dos días de almacenamiento estipulados. El requerimiento de capacidad al momento de producirse los caudales máximos (12554 BNPD en el mes 55) en esta estación es de 20000 barriles, por lo que la propuesta en este sentido es la colocación de dos tanques de 10000 barriles o evaluar si resulta más económico ir colocando en el tiempo tanques de 5000 barriles, según sean requeridos.
9. En virtud de que el tanque de lavado existente en la Estación Elías EF-11 presenta signos evidentes de corrosión, se recomienda de acuerdo a los cálculos realizados la instalación de un tanque nuevo con capacidad para manejar 6700 barriles, lo cual permitirá deshidratar el caudal máximo esperado en esta estación con 8 horas de residencia de líquido.
10. Los cálculos realizados reportaron que se requiere un máximo de 5,1 MMBTU/Hora para el proceso de calentamiento del fluido, lo que sugiere que se debe evaluar si el calentador actual, una vez puesto en condiciones de operación estará en capacidad de manejar la cantidad de líquido esperada.
11. En la Estación Elías EF-11 se requiere de la instalación de dos bombas en paralelo. Según los cálculos realizados se requiere que las bombas sean de desplazamiento

positivo con una capacidad mínima de 6000 BPD (cada una) y una potencia hidráulica de 45 HP.

- **Estación Tipo Tubo Múltiple ETM-14**

1. La estación tubo múltiple puede ser utilizada en la reactivación del Área Mayor con los caudales de producción esperado en los pozos a conectarse en el mismo. De sustituirse el equipo, el cañón a colocar puede ser de las mismas dimensiones del existente.

- **Red de gasoductos**

1. Para cumplir con el requerimiento de entrega de la mezcla de gas proveniente de las estaciones Socororo, Cachicamo, Caricari y Elías, a la succión de la Planta Compresora Elotes a 60 lpc, se requiere de una tubería de 22 pulgadas de diámetro y 7 kilómetros de longitud.
2. La tubería de 8 pulgadas actualmente existente entre la Estación Elías y la Planta Compresora Socororo está en capacidad de ser utilizada para transportar la máxima producción de gas estimada en el área 2, con una presión de separación en Elías no menor a 61,7 lpc.
3. Para manejar el caudal máximo esperado en el Campo Caricari, se requiere de una tubería nueva de 10 pulgadas de diámetro y 7,7 kilómetros de longitud, con lo cual se requerirá de una presión de separación mínima en la Estación Caricari de 63,6 lpc.
4. Con las tuberías existentes en las estaciones Socororo y Cachicamo, al momento de producirse los caudales máximos ocurrirá un cuello de botella
5. Para evitar el cuello de botella en la Estación Cachicamo, aprovechando la tubería existente, la tasa máxima de gas que podrá manejar esta estación será 1100 MPCND

6. Para evitar el cuello de botella en la Estación Socororo, aprovechando la tubería de 8 pulgadas existente, el caudal máximo de gas que podrá manejar esta estación será 3025 MPCND
7. Para transportar los caudales máximos estimados en las estaciones Socororo y Cachicamo, cumpliendo con el requerimiento de entrega en Elotes a 60 lpc, los nuevos diámetros de tuberías requeridos son 16 pulgadas y 8,3 kilómetros y 10 pulgadas y 1,1 kilómetros.

RECOMENDACIONES

Las siguientes recomendaciones son sugeridas para una mejor operación de las estaciones:

1. Realizar pruebas de integridad en los equipos existentes, a fin de verificar las condiciones operacionales de los mismos.
2. Desconectar los tanques de lavado y los calentadores existentes en las estaciones Socororo EF-1, Caricari EF-1 y Cachicamo EF-1, ya que en estas estaciones no se tiene programado deshidratación del crudo. De contarse con alguno en buenas condiciones, evaluar la posibilidad de usarlos en la Estación Elías EF-11 pues sólo se necesita en esta estación capacidad de 6700 BPD.
3. El tiempo de retención mínimo en los separadores instalados y propuestos ser de 2 minutos, debido a que el crudo que se está manejando tiene una gravedad API entre 10 y 20 grados.
4. Estudiar la posibilidad de suavizar los picos de producción, de modo de generar un plateau más prolongado, que permita utilizar al máximo la infraestructura existente y disminuir el requerimiento de capacidad adicional, ya sea estrangulando los pozos o desplazando en el tiempo la perforación y rehabilitación de los mismos.
5. A la par del desarrollo del área realizar pruebas de composición del gas producido en cada campo, para de esta manera con datos más representativos, validar los diámetros de las tuberías de gas propuestas en este trabajo.
6. Realizar una evaluación a los pronósticos de los pozos que drenarán reservas probables y posibles, debido al gran aporte de caudal que se les está asociando a estos pozos.
7. Realizar una evaluación de la infraestructura disponible para el tratamiento del agua a producir en el Área Mayor de Socororo.

8. En caso de que exista alguna modificación con los pronósticos de producción presentados en este trabajo, actualizar la evaluación de la infraestructura de superficie en función de estas nuevas producciones.
9. La evaluación realizada durante el desarrollo de este trabajo fue de tipo técnico, por lo que se sugiere realizar una evaluación económica a la infraestructura propuesta en el mismo.
10. Realizar una evaluación relacionada con el manejo del agua producida en el Área Mayor de Socororo, en función de la Planta de Inyección de Agua existente en el área 2.

REFERENCIAS

1. Barberli, Efrain y otros. **La Industria Venezolana de los Hidrocarburos Tomo I**, Editorial CEPET, Caracas, 1991. 110 pp.
2. W., Nelson y otros. **Petróleos Crudos de Venezuela y Otros Países**, Ministerio de Energía y Minas, Caracas, Segunda Edición, 1959
3. Sutton, Robert P. **Evaluation of Empirically Derived PVT Properties for Gulf of Mexico Crude Oils**, SPE 13172, 1990, 86 pp.
4. Tubular Exchanger Manufacturers Association. **Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association**, Editorial New York Tubular Exchanger Manufacturers Association, 1988, 134 pp
5. Chilingarian, G. **Surface Operations in Petroleum Production,I**. Editorial Elsevier, New York, 1987, 228pp
6. Gas Processors Suppliers Association. **Engineering Data Book**, Undécima Edición, Volumen II, Tulsa, 1998, Secciones 16-26.
7. Lee, John & Robert Wattenbarger. **Gas Reservoir Engineering**, SPE Textbook, Volumen 5, 349 pp
8. Wichert E. & K. Asis. **Calculate Z's for sour gases**, 1972, 119 pp.
9. Bradley, Howard. **Petroleum Engineering Handbook**, Editorial Penn Well Publishing Co, Tulsa, 1992, 613
10. Schram, Laurier. **Emulsions. Fundamentals and Applications in the Petroleum Industry**, Editorial American Chemical Society, Washintong, 1992, 325 pp
11. Beggs, Dale y James Brill. **Two Phase Flow in Pipes**. Caracas, 1982, 4th Edición, 223 pp
12. CORPOVEN. **Curso de Ingeniería de Producción**, Puerto la Cruz, 1991, Volumen 3, 112 pp
13. Thompson, Richard & Francis Manning. **Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil**, Editorial PennWell Books, Tulsa, Volumen II.
14. PDVSA. **Manual de Diseño de Proceso. Separación Física. Tambores Separadores**, 1995, 29 pp.
15. Potter, Merle & David Wiggert. **Mecánica de Fluidos**, Editorial Prentice Hall, México, 1997, Segunda edición, 752 pp.

16. Praderio, Attilio. **Pérdidas de Presión en tuberías de gas**, Caracas, 1992
17. Boyd, O. **Petroleum Fluid Flow Systems**, Campbell Petroleum series Oklahoma, 1983, 289 pp
18. Maddox, Robert y Lilly Larry. **Gas Conditioning and Processing**, Volumen III, Campbell Petroleum Systems, 1982, 258 pp
19. Zubicaray, Manuel. **Bombas Teoria, Diseño y Aplicaciones**, Limusa Noriega Editores, Mexico, 212 pp
20. CORPOMENE. **“Plan de Desarrollo Optimizado” Área Mayor De Socororo Fase III**, Caracas, 2001, 192 pp
21. PETROUCV. **Plan de Desarrollo Área Mayor de Socororo 2002-2021**, Caracas, 2001, 148 pp
22. CORPOMENE, **Estudio de Reactivación del Área Mayor de Socororo Fase II**, Caracas, 1999, Volumen 3, 185 pp
23. CORPOMENE, **Estudio de Reactivación del Área Mayor de Socororo Fase II**, Caracas, 1999, Volumen 2, 156 pp
24. PDVSA. **Manual de Diseño de Procesos. Flujo en Fase Líquida**, Caracas, 1996, 65 pp
25. ASME. **Welded and Seamless Wrought Steel Pipe. ASME B36.10M**, New York, 2001, 22pp
26. Cameron Hydraulic Data. **A Handy Reference on the Subject of Hydraulics and Steam**, Editorial Woodcliff Lake, 15th. Edition, 1977
27. Crocker, Sabin y King. **Piping Handbook**, Editorial Mc. Graw Hill, 4ta. Edición, New York, 1967, 1367 pp
28. ASME. **Gas Transmission and Distribution Piping Systems. ASME B31.8**, New York, 2000 188pp
29. PDVSA. **Cálculos en Servicio de Bombeo**, Caracas, 1997, 11 pp

NOMENCLATURA:

- ϵ : Rugosidad de la tubería
- ϵ/d : Rugosidad relativa de la tubería
- ϵ_2 : Factor de Corrección de la temperatura pseudo crítica
- °C: Grados Celsius
- °F: Grados Fahrenheit
- °R: Grados Rankine
- BPD: Barriles por día
- CACHEF-1: Cachicamo Estación de Flujo 1
- CCEF-1: Caricari Estación de Flujo 1
- Cp: Centipoise
- EED-1: Elías Estación de Flujo D-1
- EEF-11: Elías Estación de Flujo 11
- ETM-14: Estación Tubo Múltiple 14
- ETM-5: Estación Tubo Múltiple 5
- ff: Factor de Fanning
- fm: Factor de Moody
- Ft: Pie
- Ft^3 : Pie cúbico
- K: Factor de caracterización
- Km: Kilómetro
- Lbm: Libra masa
- Lb-mol: Libra mol
- Lpc: Libras por pulgada cuadrada
- Lpca: Libras por pulgada cuadrada absoluta
- P: Presión
- P_c : Presión crítica
- PCND: Pie cúbicos normales diarios
- P_{sc} : Presión a condiciones estándar
- Pulg: Pulgadas

- R: Constante universal de los gases
- Re: Número de Reynolds
- SOCEF-1: Socorro Estación de Flujo 1
- T: Temperatura
- T_c : Temperatura crítica
- T_{sc} : Temperatura a condiciones estándar
- Z: Factor de compresibilidad de los gases

APÉNDICE A

DETERMINACIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS FLUIDOS

- **Gravedad API del petróleo:**

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{\gamma_o} - 131,5 \quad \text{Ecuac. A1}$$

Donde:

$^{\circ}API$: Gravedad API del petróleo

γ_o : Gravedad específica del petróleo a las condiciones estándar

- **Gravedad Específica del Petróleo:**

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + ^{\circ}API} \quad \text{Ecuac. A2}$$

ó

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w} \quad \text{Ecuac. A3}$$

Donde:

$^{\circ}API$: Gravedad API del petróleo

γ_o : Gravedad específica del petróleo a las condiciones estándar

ρ_o : Densidad del petróleo, lb/bbl

ρ_w : Densidad del agua a las condiciones estándar, lbm/Bbl

- **Densidad del petróleo limpio:**

$$\rho_o = \gamma_o * \rho_w \quad \text{Ecuac. A4}$$

Donde:

γ_o : Gravedad específica del petróleo a las condiciones estándar

ρ_o : Densidad del petróleo, lb/bbl

ρ_w : Densidad del agua a las condiciones estándar, lb/bbl

- **Densidad de la mezcla de petróleo limpio a nivel de la estación:**

Para encontrar la densidad de la mezcla de petróleo a nivel de la estación, se parte de la ecuación básica del cálculo de la densidad, esto es:

$$\rho = \frac{m}{V}, \text{ entonces} \Rightarrow \rho_e = \frac{m_{o1} + m_{o2}}{V_{o_1} + V_{o_2}} = \frac{\rho_{o_1} * V_{o_1} + \rho_{o_2} * V_{o_2}}{V_{o_1} + V_{w_2}}$$

Pero :

$$\Rightarrow V_{o_1} = Q_{o_1} * t$$

$$V_{o_2} = Q_{o_2} * t$$

Sustituyendo, tenemos :

$$\rho_o = \frac{\rho_{o_1} Q_{o_1} + \rho_{o_2} Q_{o_2}}{Q_{o_1} + Q_{o_2}} \quad \text{Ecuac. A5}$$

➤ **Densidad la emulsión agua – petróleo:**

Para encontrar la densidad de cualquier mezcla de fluidos, se parte de la ecuación básica del cálculo de la densidad, esto es:

$$\rho = \frac{m}{V}, \text{ entonces } \Rightarrow \rho_e = \frac{m_o + m_w}{V_o + V_w} = \frac{\rho_o * V_o + \rho_w * V_w}{V_o + V_w}$$

Pero :

$$\Rightarrow V_o = Q_o * t$$

$$V_w = Q_w * t$$

Sustituyendo, tenemos :

$$\rho_e = \frac{\rho_w Q_w + \rho_o Q_o}{Q_w + Q_o} \quad \text{Ecuac. A5.1}$$

➤ **Porcentaje de Agua y Sedimentos:**

$$\% AyS = \frac{Q_w}{Q_o + Q_l} * 100 \quad \text{Ecuac. A6}$$

Donde:

% Ay S: Porcentaje de agua y sedimentos

Qw : Tasa de agua, BPD

Qo : Tasa de petróleo, BPD

➤ Relación Gas – Petróleo:

$$RGP = \frac{Q_g}{Q_o} \quad \text{Ecuac. A7}$$

Donde:

RGP : Relación Gas –Petróleo producido

Qg : Tasa de gas, PCD

Qo : Tasa de petróleo, BPD

➤ Método de Redlich and Kwong⁸

La ecuación de estado de Redlich and Kwong, puede ser expresada en términos del factor de compresibilidad Z, como sigue:

$$Z = \left(\frac{1}{1-h} \right) - \left(\frac{D^2}{E} \right) * \left(\frac{h}{1+h} \right) \quad \text{Ecuac. A8}^8$$

Donde:

$$D^2 = \frac{a_m}{R^2 * T^{2.5}} \quad \text{Ecuac. A9}^8$$

$$E = \frac{b_m}{R * T} \quad \text{Ecuac. A10}^8$$

$$T' = T + 3.5 * \left(\frac{P}{400} - 0.000001 * P^2 \right) \quad \text{Ecuac. A11}^8$$

$$h = \frac{E * P}{Z} \quad \text{Ecuac. A12}^8$$

Aunque en la ecuación A8, Z aparece a ambos lados de la misma, puede ser expresada como una función de Z para facilitar los cálculos en la computadora:

$$f(Z) = Z^3 - Z^2 + Z * (D^2 * P - E * P - E^2 * P^2) - D^2 * E * P^2 \quad \text{Ecuac. A13}^8$$

Para la solución de la siguiente ecuación, Redlich and Kwong sugieren lo siguiente:

$$a_m = \sum i \sum j y_i y_j a_{ij} \quad \text{Ecuac. A14}^8$$

Donde:

$$a_{ij} = (a_i a_j)^{1/2} \quad \text{Ecuac. A15}^8$$

$$a_i = a_j = \frac{0.4278 * T^{2.5} * R^2}{P^i_{ci}} \quad \text{Ecuac. A16}^8$$

i = j = Componente iésimo de la mezcla.

R = Constante universal de los gases (10.732 lpcá*ft³ / °R* Lb-mol)

Mediante la ecuación A15 se construye la siguiente matriz:

$$\left(\begin{array}{ccccc} (a_1 a_1)^{1/2} & (a_1 a_2)^{1/2} & (a_1 a_3)^{1/2} & \dots & (a_1 a_n)^{1/2} \\ (a_2 a_1)^{1/2} & (a_2 a_2)^{1/2} & (a_2 a_3)^{1/2} & \dots & (a_2 a_n)^{1/2} \\ (a_3 a_1)^{1/2} & (a_3 a_2)^{1/2} & (a_3 a_3)^{1/2} & \dots & (a_3 a_n)^{1/2} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ (a_n a_1)^{1/2} & (a_n a_2)^{1/2} & (a_n a_3)^{1/2} & \dots & (a_n a_n)^{1/2} \end{array} \right)$$

Luego, aplicando la ecuación A14, se construye esta nueva matriz:

$$\left(\begin{array}{ccccc} y_1y_1a_{11} & y_1y_2a_{12} & y_1y_3a_{13} & \dots & y_1y_na_{1n} \\ y_2y_1a_{21} & y_2y_2a_{22} & y_2y_3a_{23} & \dots & y_2y_na_{2n} \\ y_3y_1a_{31} & y_3y_2a_{32} & y_3y_3a_{33} & \dots & y_3y_na_{3n} \\ \vdots & \vdots & & & \vdots \\ \vdots & \vdots & & & \vdots \\ y_ny_1a_{n1} & y_ny_2a_{n2} & y_ny_3a_{n3} & \dots & y_ny_na_{nn} \end{array} \right)$$

Entonces a_m será igual a la sumatoria de la fila resultante de la sumatoria de cada una de las columnas de la matriz.

También se tiene que:

$$b_m = \sum y_i b_i \quad \text{Ecuac. A17}^8$$

$$b_i = \frac{0.0867 * R * T'_{ci}}{P'_{ci}} \quad \text{Ecuac. A18}^8$$

Una sustancial mejora en la predicción del factor Z es obtenida mediante la modificación de las propiedades críticas de los componentes individuales, como sigue:

$$T'_{ci} = T_{ci} - \varepsilon_2 \quad \text{Ecuac. A19}^8$$

$$P'_{ci} = \frac{P_{ci} * T'_{ci}}{T_{ci}} \quad \text{Ecuac. A20}^8$$

Las Tc y las Pc utilizadas en la solución de las ecuaciones A16 y A17 son las corregidas mediante las ecuaciones A19 y A20.

Donde:

T_{ci} = Temperatura crítica ajustada

P_{ci} = Presión crítica ajustada

$$\varepsilon_2 = 27 * (A - A^2) + 7.5 * (B^{1/2} - B^2) \quad \text{Ecuac. A21}^8$$

A = Fracción de CO₂ + Fracción de H₂S

B = Fracción de H₂S

APÉNDICE B

Determinación de la Caída de Presión por Fricción en Tuberías

En general, para la determinación de la caída de presión por fricción en las tuberías, se utiliza la Ecuación de Darcy & Weisbach, la cual expresa⁶:

$$\Delta P_f = \frac{\rho f_m L V^2}{144D(2g_c)} \quad \text{Ecuac. B1}$$

Donde:

ΔP_f = Caída de presión debido a la fricción, psi

ρ = Densidad del fluido, lbm/pie³

f_m = Factor de Fricción de Moody

L = Longitud de la tubería, pie

V = Velocidad del fluido, pie/seg

D = Diámetro interno de la tubería, pie

g_c = Constante gravitacional =32,2 (pie*lbm/lbf*seg²)

Para efectos de los cálculos, en el trabajo se encontró un factor de conversión de unidades en la ecuación de Darcy que permitiera trabajar los términos asociados en la ecuación en las siguientes unidades, y que el resultado de caída de presión siguiera resultando en libras por pulgada cuadrada (psi):

ρ = Densidad del fluido, lbm/Bbl

f_m = Factor de Fricción de Moody, adimensional

L = Longitud de la tubería, m

Q = Tasa de fluido, BPD

D = Diámetro interno de la tubería, in

g_c = Constante gravitacional = 32,2 (pie*lbm/lbf*seg²)

Esto se logró haciendo el siguiente procedimiento:

Sabiendo :

$$\Delta Pf(psi) = \frac{\rho(lbm / ft^3) * f_m * L(ft) * V(ft / seg)^2}{144D(ft) * (2g_c(pie * lbm / lbf * seg^2))}; \text{ pero } \rightarrow V = \frac{Q(ft^3 / seg)}{A(ft^2)} = \frac{Q(ft^3 / seg)}{(\pi/4) * D(ft)^2}$$

Sustituyendo :

$$\Delta Pf(psi) = \frac{\rho(lbm / ft^3) * f_m * L(ft)}{144 * D(ft) * 2 * g_c(pie * lbm / lbf * seg^2)} * \left(\frac{16 * Q^2(ft^3 / seg)}{\pi^2 * D^4(ft)} \right)$$

$$\Delta Pf = \left(\frac{8}{144\pi^2} \right) * \frac{\rho(lbm / ft^3) * f_m * L(ft) * Q^2(ft^3 / seg)}{D^5(ft) * g_c(pie * lbm / lbf * seg^2)}$$

Ecuac. B2

La expresión anterior es la Ecuación General de Darcy expresada en términos de la tasa de fluido. Ahora se buscará el factor de conversión que se debe aplicar para trabajar en las unidades de trabajo. Esto es:

$$\frac{lbf}{bb} \Rightarrow \frac{lbf}{ft^3} = * \frac{1}{5,615}$$

$$m \Rightarrow ft = *3.2808$$

$$\left(\frac{bbls}{dia}\right)^2 \Rightarrow \left(\frac{ft^3}{seg}\right)^2 = *\left(\frac{5,615}{86400}\right)^2$$

$$(in)^5 \Rightarrow (ft)^5 = \left(\frac{1}{12}\right)^5$$

Sustituyendo :

$$\Delta Pf = \left(\frac{8}{144\pi^2}\right) * \frac{\left(\frac{1}{5,615}\right) * 3,2808 * \left(\frac{5,615}{86400}\right)^2}{\left(\frac{1}{12}\right)^5} = 0,0000034546$$

Luego, con el factor anterior, la ecuación utilizada en los cálculos fue:

$$\Delta Pf(psi) = 3,456 * 10^{-6} * \frac{\rho(lbm / bbl) * f_m * L(m) * Q^2(BPD)}{D^5(in) * g_c(lbm \cdot ft / lbf \cdot seg^2)} \quad (\text{Ecuac. B3})$$

Según el Crocker & King²⁷, para el caso de transporte de hidrocarburos líquidos, a la ecuación de Darcy, se le debe adicionar un 10 por ciento de caída de presión diferencial, lo cual es equivalente a decir que la tubería tiene una eficiencia de la tubería de 95 por ciento, por lo que:

$$\Delta Pf(psi) = 3,456 * 10^{-6} * \frac{\rho(lbm / bbl) * f_m * L(m) * Q^2(BPD)}{D^5(in) * g_c(lbm \cdot ft / lbf \cdot seg^2)} * \frac{1}{E^2} \quad (\text{Ecuac. B4})$$

Donde :

$$\sqrt{\frac{1}{1,1}} = \text{Eficiencia} = E \quad (\text{Ecuac. B5})$$

- ✓ Para la encontrar el Factor de Moody (f_m), es necesario conocer el tipo de flujo que fluye por la tubería, es decir, si es laminar o turbulento; para ello es necesario determinar el Número de Reynolds (Re), el cual se busca por medio de la siguiente ecuación⁶:

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu} \quad (\text{Ecuac. B6})$$

Donde:

Re = Número de Reynolds, adimensional

D = Diámetro interno de la tubería, pie

V = Velocidad del fluido, pie/seg

ρ = Densidad del fluido, lbm/pie³

μ = Viscosidad del fluido, cp

De igual manera que en la Ecuación de Darcy, la ecuación general del Número de Reynolds, para efectos de los cálculos, fue expresada con un factor de conversión de

unidades que nos permitió trabajar con las unidades aplicadas en todo el desarrollo, y que a su vez, permitía que el valor encontrado fuese adimensional

La ecuación general del Número de Reynolds, expresada en términos de tasa es:

$$Re = \frac{D(ft) * V(ft / seg) * \rho(lbm / ft^3)}{\mu(cps)}, \text{ pero } \rightarrow V = \frac{Q(ft^3 / seg)}{A(ft^2)} = \frac{Q(ft^3 / seg)}{\left(\frac{\pi}{4}\right)^2 D^2(ft)} = \frac{4 * Q(ft^3 / seg)}{\pi * D^2(ft)}$$

Sustituyendo, tenemos :

$$Re = \left(\frac{4}{\pi}\right) * \frac{Q(ft^3 / seg) * \rho(lbm / ft^3)}{\mu(cps) * D(ft)}$$

Ahora se buscará el factor de conversión que se debe aplicar para trabajar en las unidades de trabajo. Esto es:

$$\frac{bbls}{día} \Rightarrow \frac{ft^3}{seg} = * \left(\frac{5,615}{86400} \right)$$

$$\frac{lbfm}{bbl} \Rightarrow \frac{lbfm}{ft^3} = * \left(\frac{1}{5,615} \right)$$

$$cps \Rightarrow \frac{lbfm}{ft * seg} = *(6,72 * 10^{-4})$$

$$in \Rightarrow ft = * \left(\frac{1}{12} \right)$$

Sustituyendo :

$$Re = \left(\frac{4}{\pi}\right) * \frac{\left(\frac{5,615}{86400}\right) * \left(\frac{1}{5,615}\right)}{(6,72 * 10^{-4}) * \left(\frac{1}{12}\right)} = 0,26315$$

Luego, con el factor anterior, la ecuación utilizada en los cálculos del Número de Reynolds, fue:

$$Re = 0,26315 * \frac{Q(BPD) * \rho(lbm / ft^3)}{\mu(cps) * D(in)} \quad (\text{Ecuac. B7})$$

Si el Número de Reynolds (Re) es menor de 2000 (Re<2000), entonces se conoce el flujo como “Laminar”. En este caso, el factor de fricción de Moody (f_m), depende sólo del Número de Reynolds; y se determina por la siguiente expresión:

$$f_m = \frac{64}{Re} \quad (\text{Ecuac. B8})$$

Sí el flujo es turbulento (Re>4000) , el factor de fricción de Moody (f_m), depende tanto del Número de Reynolds, así como de la rugosidad relativa de la tubería (ε/d), donde ε , es conocido como la rugosidad de la tubería. Para este caso, el factor de Moody puede ser encontrado usando el gráfico de Moody, aunque fueron desarrolladas una serie de ecuaciones que sustituyen a dicho gráfico, tal como es el caso de la Ecuación de Churchill y Usagi¹⁶, por medio de la cual se puede obtener el factor de fricción de Fanning (f_f), el cual es cuatro veces el factor de Moody (f_m). Dicha ecuación, es la siguiente:

$$f_f = 2 \left[\left(\frac{8}{Re} \right)^{12} + \frac{1}{(A+B)^{1,5}} \right]^{0,0833} \quad (\text{Ecuac. B9})$$

$$A = \left[2,457 \ln \left(\frac{1}{\left(\left(\frac{7}{Re} \right)^{0,9} + 0,27(\varepsilon / d) \right)} \right) \right]^{16} \quad (\text{Ecuac. B10})$$

$$B = \left(\frac{37530}{\text{Re}} \right)^{16} \quad (\text{Ecuac. B11})$$

Luego,

$$f_m = 4,0 f_f \quad (\text{Ecuac. B12})$$

Cuando el Número de Reynolds oscila entre 2000 y 4000, no se puede determinar si el flujo es turbulento o laminar, aunque cuando se dan estos casos, se puede hallar un aproximado del factor de fricción, si se asume el flujo como turbulento ²⁴

APÉNDICE C

DERIVACIÓN DE LA ECUACIÓN BÁSICA UTILIZADA PARA LOS CÁLCULOS EN FLUJO DE GAS EN ESTADO ESTABLE¹⁷

El flujo de gas es gobernado por el balance termodinámico de energía. La ecuación termodinámica fundamental usada para el flujo de gas es similar a la usada para el flujo de líquidos. Con el objeto de producir una ecuación conveniente, muchas suposiciones fueron hechas inicialmente:

1. El sistema no realiza trabajo
2. El gas se comporta como un gas ideal
3. Flujo isotérmico
4. Los cambios en la elevación son insignificantes
5. Flujo estable y continuo
6. Cambios en la energía cinética despreciables

Todas las suposiciones, a excepción de la 2, fueron usadas para reducir el balance de energía como sigue:

$$\int V dP = -W_f \quad (\text{Ecuac. C.A})^{17}$$

$$V dP = -dW_f$$

W_f es relacionado con el factor de fricción de la siguiente manera:

$$W_f = -\frac{2fLv^2}{g_c d} \quad (\text{Ecuac. C.B})^{17}$$

$$dW_f = -\frac{2fv^2}{g_c d} dL \quad (\text{Ecuac. C.C})^{17}$$

Además:

$$VdP = -\frac{2fv^2}{g_c d} dL \quad (\text{Ecuac. C.D})^{17}$$

Bajo las suposiciones de gas ideal y flujo isotérmico, la ecuación C.A se simplifica a:

$$\int VdP = RT \int \frac{dP}{P} = RT * \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) \quad (\text{Ecuac. C.E})^{17}$$

La integración de la derecha presenta problemas, debido a la variación de la velocidad con la longitud en el caso del gas, por esta razón es conveniente escribir la ecuación en términos del flujo másico.

Desarrollando la ecuación C.E resulta:

$$m = A \left[\frac{\frac{g_c(MW)(P_1^2 - P_2^2)/(2RT)}{(2fL/d) + \ln\left(\frac{P_1}{P_2}\right)}}{\left(2fL/d\right) + \ln\left(\frac{P_1}{P_2}\right)} \right]^{0.5} \quad (\text{Ecuac. C.F})^{17}$$

Despreciando el logaritmo natural del denominador, asumiendo que es muy pequeño en comparación con el primer término y expresando la ecuación en términos de flujo volumétrico resulta:

$$q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1.000} * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^5}{f * \gamma * L * T_m} \right]^{0.5} \quad (\text{Ecuac. C.G})^{17}$$

Corrigiendo la ecuación C.G para el caso de un gas real, añadiendo a la ecuación el factor de compresibilidad de los gases, el cual es calculado en función de la temperatura y presión promedio. Donde

$$Pm = \frac{2}{3} \left[(P_1 + P_2) - \frac{(P_1 * P_2)}{(P_1 + P_2)} \right] \quad (\text{Ecuac. C.H})^{17}$$

Finalmente resulta la siguiente ecuación básica:

$$q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1.000} * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^5}{f * \gamma * L * T_m * Z_m} \right]^{0.5} \quad (\text{Ecuac. C.I})^{17}$$

DETERMINACIÓN DE LAS CAÍDAS DE PRESIÓN EN TUBERÍAS DE GAS

La determinación de las pérdidas de presión en gasoductos puede ser estimada a través de la aplicación de la ecuación AGA, la cual es una de las formas finales de la ecuación básica (Ecuación C.I), a la cual es añadida la eficiencia de la tubería (E). La ecuación AGA expresa:

$$q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1.000} * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^5}{f * \gamma * L * T_m * Z_m} \right]^{0.5} * E \quad (\text{Ecuac. C1})^{18}$$

Donde:

P_1 = Presión a la entrada de la tubería, lpsa

P_2 = Presión a la salida de la tubería, lpsa

T_m = Temperatura promedio del gas en la tubería, °R

f = Factor de fricción, adimensional

L = Longitud de la línea, millas

d = Diámetro interno de la tubería, in

γ = Gravedad específica del gas, adimensional

T_{sc} = Temperatura a las condiciones estándar

P_{sc} = Presión a las condiciones estándar

q_{sc} = Tasa de gas a T_{sc} y P_{sc} , PCND

K = 38,77 (constante empírica)

E = Eficiencia de la tubería, adimensional

Re = Número de Reynolds, adimensional

ε/d = Rugosidad relativa de la tubería, adimensional

Z_m = Factor de compresibilidad promedio de la mezcla de gases, adimensional

Si se conoce la tasa de gas, la longitud que debe transportarse el mismo, y la presión a la cual debe entregarse el gas (P_2), entonces se puede conocer la presión a la entrada de la tubería, despejándola de la ecuación de AGA. Esto es:

$$q_{sc} = K * \left(\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right)^{1.000} * \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^5}{f * \gamma * L * T_m * Z_m} \right]^{0.5} * E \Rightarrow \Rightarrow \left(\frac{q_{sc} * P_{sc}}{E * K * T_{sc}} \right)^2 = \frac{(P_1^2 - P_2^2) * d^5}{f * \gamma * L * T_m * Z_m}$$

$$\Rightarrow \left(\frac{q_{sc} * P_{sc}}{E * K * T_{sc}} \right)^2 * \left(\frac{f * \gamma * L * T_m * Z_m}{d^5} \right) = P_1^2 - P_2^2$$

Entonces :

Ecuac.C2

$$P_1 = \sqrt{P_2^2 + \left[\left(\frac{q_{sc} * P_{sc}}{E * K * T_{sc}} \right) * \left(\frac{f * \gamma * L * T_m * Z_m}{d^5} \right) \right]}$$

Donde, si el flujo es totalmente turbulento, el factor de fricción (f), se estima por medio de la siguiente fórmula

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 4 * \log \left[3.7 * \frac{d}{\varepsilon} \right] \quad (\text{Ecuac. C3})$$

➤ Norma B31.8, Diseño de Tuberías de Gas²⁸

Para determinar el espesor de las tuberías nuevas, tomando en consideración que la máxima presión de operación (P_o) es 65 lpc, se determinó por la siguiente expresión de la Norma B31.8

$$Pi = \frac{2 \cdot S'' \cdot t}{d_o} \cdot F'' \cdot E'' \cdot T'' \quad (\text{Ecuac. C4})$$

Donde:

P_i = Presión de diseño = $P_o/0,9$; lpc

S'' = Esfuerzo mínimo admisible, lpc. Obtenido asumiendo tubería API 5L grado B.

t = Espesor nominal de pared, in

d_o = Diámetro Externo Nominal, in

F'' = Factor de Construcción, para efectos del trabajo, se tomó tipo B (F''= 0,60), referente a una zona poco poblada

T'' = Factor por Temperatura, asumido T''=1 (para T<250°F)

E'' = Factor de Juntas Longitudinales, asumido E'' =1, tubería lisa

APÉNDICE D

Diseño de Múltiples de Producción Bifásico¹²

En el caso de tener flujo bifásico, el dimensionamiento de los cabezales se hará basándose en la velocidad de flujo, ésta debe estar debajo del valor erosional del fluido. De este modo también se evitan ruidos y vibraciones.

Para el cálculo de la velocidad, por encima de la cual puede ocurrir la erosión, la siguiente relación empírica puede ser utilizada:

$$V_e = \frac{C}{\sqrt{\rho_m}} \quad (\text{Ecuac. D1})$$

Donde:

V_e = Velocidad erosional del fluido, pie/seg

C = Constante empírica:

C=125, para servicio no continuo

C=100, para servicio continuo

C=80, cuando existe producción con arena u otros sólidos (usada en los cálculos del trabajo).

ρ_m = Densidad de la mezcla gas / líquido a la presión y temperatura de operación, lb/pie³

Para el cálculo de la densidad de la mezcla, se utiliza la siguiente expresión:

$$\rho_m = \frac{m_m}{V_m} = \frac{m_l + m_g}{V_l + V_g} = \frac{\rho_l V_l + \rho_g V_g}{V_l + V_g} = \frac{\rho_l Q_l + \rho_g Q_g}{Q_l + Q_g} \quad (\text{Ecuac. D2})$$

Donde:

ρ_m = Densidad de la mezcla gas / líquido a la presión y temperatura de operación, lbm/pie³

ρ_l = Densidad del líquido, lbm/pie³

ρ_g = Densidad del gas, lbm/pie³

m_m = masa de la mezcla, lbm

V_m = Volumen de la mezcla, pie³

m_l = masa del líquido, lbm

m_g = masa del gas, lbm

V_l = Volumen del líquido, pie³

V_g = Volumen del gas, pie³

Q_l = Tasa de líquido, pie³/seg

Q_g = Tasa de gas, pie³/seg

Luego de obtener la velocidad erosional del fluido, debe diseñarse el múltiple, de tal modo de que la velocidad del fluido en el cañón sea menor que la velocidad erosional. La velocidad del fluido se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$V_f = \frac{Q_m}{A_{tub}} = \frac{Q_l + Q_g}{(\pi/4)D^2} \quad (\text{Ecuac. D3})$$

Donde:

V_f = Velocidad del fluido, pie/seg

Q_l = Tasa de la mezcla bifásica, pie³/seg

Q_l = Tasa de líquido, pie³/seg

Q_g = Tasa de gas, pie³/seg

A_{tub} = Área de la sección transversal de la tubería, pie²

D = Diámetro interno de la tubería, pie

La tasa de gas fue llevada a las condiciones de presión y temperatura del múltiple, por medio de la siguiente ecuación:

$$Q_{g_{CR}} = Q_{g_{CN}} * \left(\frac{P_{sc} * T_{op} * Z_{op}}{P_{op} * T_{sc} * Z_{sc}} \right) \quad (\text{Ecuac. D4})$$

Donde:

$Q_{g_{CR}}$ y $Q_{g_{CN}}$: Tasa de gas de a condiciones reales y tasa de gas a condiciones normales

T_{op} y T_{CN} : Temperatura de operación temperatura a las condiciones estándar, (°R)

P_{op} y P_{CN} : Presión de operación y presión a las condiciones estándar, (lpcf)

Z_{op} y Z_{CN} : Factor de compresibilidad del gas a las condiciones de operación y a las condiciones estándar

Posteriormente, se encuentra la caída de presión por fricción en el múltiple, por medio de las ecuaciones desarrolladas en el apéndice A, y como el flujo es considerado bifásico (mezcla líquido – gas), las propiedades del fluido fueron determinadas mediante las siguientes expresiones:

$$\rho_{mezcla} = \frac{\rho_{liq} * Q_{liq} + \rho_{gas} * Q_{gas}}{Q_{liq} + Q_{gas}} \quad (\text{Ecuac. D5})$$

$$\mu_{mezcla} = \mu_{liq} * \lambda + \mu_{gas} * (1 - \lambda) \quad (\text{Ecuac. D6})$$

$$\lambda = \frac{Q_{gas}}{Q_{liq} + Q_{gas}} \quad (\text{Ecuac. D7})$$

APÉNDICE E

➤ Diseño de Separadores:

Para el diseño de los separadores se deben considerar los siguientes aspectos:

a) Densidad de los fluidos a separarse:

i. Densidad del líquido

$$\rho_l = \frac{\rho_w Q_w + \rho_o Q_o}{Q_w + Q_o} \quad (\text{Ecuac. E1})$$

ii. Densidad del gas en el separador

$$\rho_g = \frac{P_{sep} M_{gas}}{ZRT_{sep}} \quad (\text{Ecuac. E2})$$

b) Tasa de gas que a condiciones de separación

$$Q_{g_{sep}} = Q_{g_{CN}} \left(\frac{P_{st} T_{sep} Z_{sep}}{P_{sep} T_{st} Z_{st}} \right) \quad (\text{Ecuac. E3})$$

c) Flujo másico total que entra al separador:

$$\dot{m}_t = \dot{m}_l + \dot{m}_g = (Q_o + Q_w) \rho_l + Q_g \rho_g \quad (\text{Ecuac. E4})$$

d) Fracción de líquido que entra al separador:

$$\lambda = \frac{Q_l}{Q_l + Q_g} \quad (\text{Ecuac. E5})$$

e) Densidad de la mezcla que entra al separador:

$$\rho_m = \frac{\rho_l Q_l + \rho_g Q_g}{Q_l + Q_g} \quad (\text{Ecuac. E6})$$

ó

$$\rho_m = \rho_l \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad (\text{Ecuac. E7})$$

f) Factor de Separación:

$$FSep = \frac{\dot{m}_l}{\dot{m}_g} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad (\text{Ecuac. E8})$$

g) Máxima Velocidad de Diseño de Vapor:

$$V_{max} = K_v \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ecuac. E9})$$

h) Diámetro mínimo requerido:

$$A_{min} = \frac{Q_g}{V_{max}} \quad (\text{Ecuac. E10})$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4A_{min}}{\pi}} \quad (\text{Ecuac. E11})$$

i) Volumen de Operación:

$$V_{op} = Q_l \times t_{ret} \quad (\text{Ecuac. E12})$$

j) Altura de Líquido de Operación

$$H_{liq} = \frac{4V_{op}}{\pi D^2} \quad (\text{Ecuac. E13})$$

k) Dimensionamiento de las Boquillas del Separador:

Para diseñar las boquillas (entrada y salida) del separador, es necesario, estimar la velocidad máxima y mínima del fluido, para con estas encontrar el diámetro máximo y mínimo que puede existir en la boquilla. La selección se hace, tomando un diámetro que esté en el rango de los diámetros calculados. El separador tendrá tres boquillas, una de entrada (mezcla), y dos de salida (salida de gas y salida de líquido). Dependiendo de la boquilla a diseñar, las ecuaciones serán en función de los fluidos(mezcla bifásica, gas, y líquido) que por allí pasarán. En general las ecuaciones son:

i. Diámetro Mínimo de la Boquilla:

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4A_{min}}{\pi}} \quad (\text{Ecuac. E14})$$

$$A_{min} = \frac{Q_{fluido}}{V_{max_{boq}}} \quad (\text{Ecuac. E15})$$

$$V_{\max_{boq}} = \frac{100}{\sqrt{\rho_{fluido}}} \quad (\text{Ecuac. E16})$$

ii. Diámetro Máximo de la Boquilla:

$$D_{max} = \sqrt{\frac{4A_{max}}{\pi}} \quad (\text{Ecuac. E17})$$

$$A_{max} = \frac{Q_{fluido}}{V_{min_{boq}}} \quad (\text{Ecuac. E18})$$

$$V_{min_{boq}} = \frac{60}{\sqrt{\rho_{fluido}}} \quad (\text{Ecuac. E19})$$

1) Capacidad real de manejo de gas del separador

La capacidad de manejo de gas del separador vertical está dada por:

$$q_{GAS} = \left(\frac{\pi}{4} \right) * D^2 * \left(K_v \sqrt{\frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g}} \right) * \frac{P * T_{sc} * Z_{sc}}{P_{sc} * T * Z} \quad (\text{Ecuac. E20})$$

APÉNDICE F

DETERMINACIÓN DE LA CAPACIDAD DE TANQUES

Para determinar la capacidad de los tanques de almacenamiento necesaria en cada estación, el tiempo de residencia en los mismos fue considerado el factor decisivo.

1. Volumen del Tanque de almacenamiento:

$$V = Ql_{max} * t_{retención} \quad (\text{Ecuac. F1})$$

Donde :

V : Volumen del tanque, bbls

Q_{Lmax} : Tasa de líquido máxima a recibir en la estación, BPD

$t_{retención}$: Tiempo de residencia, día

2. Volumen del Tanque de Lavado:

$$Vcrudo = Q_{emulsión} * t_{retención} * \left(\frac{1}{24} \right) \quad (\text{Ecuac. F2})$$

Donde:

Vcrudo : Volumen ocupado por la emulsión, bbls

$Q_{emulsión}$: Tasa de emulsión agua – petróleo máxima a manejar en el tanque, BPD

$t_{retención}$: Tiempo de retención, horas

APÉNDICE G

DETERMINACIÓN DEL CALOR REQUERIDO POR UN CALENTADOR DE CRUDO⁹

El calor requerido por un calentador de crudo, puede ser calculado por la siguiente expresión:

$$Q = 16 * \Delta T * (0,5 * q_o * \gamma_o + q_w * \gamma_w) \quad (\text{Ecuac. G1})$$

Donde:

Q : Calor requerido, BTU/hr

ΔT : Incremento en temperatura, °F

q_o : Tasa de petróleo limpio, BPD

q_w : Tasa de agua, BPD

γ_o : Gravedad específica del petróleo limpio

γ_w : Gravedad específica del agua producida

APÉNDICE H

CÁLCULOS RELACIONADOS AL DISEÑO DE BOMBAS²⁹

➤ **Presión de succión:**

La presión de succión de la bomba es definida por la siguiente ecuación:

$$P_s = P_o + \Delta P_{succión} \quad (\text{Ecuac. H1})$$

Donde:

P_s : Presión de succión de la bomba, psi

P_o : Presión de operación del recipiente de succión, psi

$\Delta P_{succión}$: Caída de presión en la tubería de succión de la bomba, psi

➤ **Presión de descarga de la bomba:**

$$P_d = P_{o_d} + \Delta P_{descarga} + \frac{\rho^* g * \Delta H_d}{144 * g_c} + \Delta P_{vc} \quad (\text{Ecuac. H2})$$

Donde

P_d : Presión de descarga de la bomba, psi

P_{o_d} : Presión de operación del recipiente de descarga, psi

$\Delta P_{descarga}$: Caída de presión por fricción en la tubería de descarga, psi. Esta puede ser estimada por la ecuación A.1 (ver apéndice A), o Ecuación de Darcy

ρ : Densidad del fluido de descarga, lbm/ft³

ΔH_d : Diferencia de altura entre el nivel alto recipiente de descarga y el nivel de referencia de la bomba, ft

g : Aceleración de gravedad, ft/seg²

g_c = Constante gravitacional =32,2 (pie*lbm/lbf*seg²)

ΔP_{VC} : Caída de presión por válvulas colocadas en la tubería de descarga de la bomba, psi

➤ **Presión diferencial en la bomba:**

$$\Delta P_B = P_d - P_s \quad (\text{Ecuac. H3})$$

Donde:

P_d : Presión de descarga de la bomba, psi

P_s : Presión de succión de la bomba, psi

ΔP_B : Presión diferencial que la bomba debe generar, psi

➤ **Requerimientos de energía:**

• **Potencia hidráulica**

$$Pot_{hid} = \frac{Q * \Delta P}{1714} \quad (\text{Ecuac. H4})$$

Donde:

Pot_{hid} : Potencia hidráulica, HP

ΔP_B : Presión diferencial que la bomba debe generar, psi

Q : Caudal de flujo a ser manejado por la bomba

ANEXO 1:

Propiedades Físicas de los Componentes Puros de Gases Naturales⁶

NOTE: Numbers in this table do not have accuracies greater than 1 part in 1000; in some cases extra digits have been added to calculated values to achieve internal consistency or to permit recalculation of experimental values.

PHYSICAL CONSTANTS

*See the Table of Notes and References.

Number	See Note No. →	Compound	Formula	Molar mass (molecular weight)	Boiling point, °F 14.696 psia	Vapor pressure, psia 100 °F	Freezing point, °F 14.696 psia	Refractive index, n_b 60 °F	Critical constants			Number
									Pressure, psia	Temperature, °F	Volume, ft ³ /lb	
1	Methane	CH ₄	16.043	-258.72	(5000)*	-296.41*	1.00041*	667.0	-116.66	0.0988	1	
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.070	-127.46	(800)*	-297.02*	1.20971*	707.8	90.07	0.0783	2	
3	Propane	C ₃ H ₈	44.097	-43.73	188.68	-305.72*	1.29480*	615.0	205.92	0.0727	3	
4	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.123	10.78	72.598	-255.26	1.3245*	527.9	274.41	0.0714	4	
5	n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.123	31.08	51.719	-217.03	1.3358*	548.8	305.51	0.0703	5	
6	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	82.09	20.450	-255.80	1.34771	490.4	368.96	0.0684	6	
7	n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.150	96.89	15.580	-201.48	1.35165	488.1	385.7	0.0695	7	
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.150	49.10	36.72	2.16	1.342*	464.0	321.01	0.0673	8	
9	n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.177	155.70	4.9614	-139.66	1.37708	439.5	451.8	0.0686	9	
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	140.44	6.769	-244.60	1.36571	436.6	435.76	0.0682	10	
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.177	145.86	6.103	-261.20	1.37090	452.5	448.2	0.0682	11	
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.177	121.50	9.859	-147.68	1.36283	446.7	419.92	0.0667	12	
13	2,3-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.177	136.33	7.406	-199.35	1.36938	454.0	440.08	0.0665	13	
14	n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.204	209.07	1.6211	-130.99	1.38234	397.4	510.9	0.0682	14	
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	194.05	2.273	-180.87	1.37940	396.0	494.44	0.0673	15	
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.204	197.33	2.130	—	1.38326	407.6	503.62	0.0646	16	
17	3-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	200.26	2.012	-181.44	1.38800	419.2	513.16	0.0665	17	
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	174.50	3.494	-190.80	1.37667	401.8	476.98	0.0665	18	
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	176.85	3.294	-182.59	1.37591	397.4	475.72	0.0667	19	
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.204	186.87	2.775	-209.99	1.38564	427.9	505.80	0.0682	20	
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.204	177.54	3.376	-12.21	1.38411	427.9	496.24	0.0636	21	
22	n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.231	258.17	0.5374	-70.17	1.39248	361.1	563.5	0.0673	22	
23	Diisobutyl	C ₈ H ₁₈	114.231	228.34	1.102	-132.09	1.38735	361.1	530.26	0.0676	23	
24	Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.231	210.58	1.709	-161.23	1.38624	372.7	519.28	0.0657	24	
25	n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.258	303.40	0.1716	-64.26	1.40054	330.7	610.8	0.0693	25	
26	n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.285	345.40	0.06091	-21.33	1.40720	304.6	652.2	0.0702	26	
27	Cyclopentane	C ₅ H ₁₀	70.134	120.60	9.917	-136.89	1.40050	653.8	461.1	0.0594	27	
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.161	161.29	4.491	-224.38	1.40400	548.8	499.28	0.0607	28	
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.161	177.40	3.267	43.79	1.42053	590.7	536.6	0.0586	29	
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.188	213.69	1.609	-195.87	1.41778	503.4	570.20	0.0600	30	
31	Ethene(Ethylene)	C ₂ H ₄	28.054	-154.71	(1400)*	-272.48*	(1.228)*	731.0	48.54	0.0746	31	
32	Propene(Propylene)	C ₃ H ₆	42.081	-53.83	232.8	-301.45*	1.3006*	676.6	198.31	0.0717	32	
33	1-Butene(Butylene)	C ₄ H ₈	56.108	20.79	62.55	-301.63*	1.3386*	586.4	296.18	0.0683	33	
34	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	38.69	45.87	-218.01	1.3556*	615.4	324.31	0.0667	34	
35	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	33.58	49.88	-157.97	1.3487*	574.9	311.80	0.0679	35	
36	Isobutene	C ₄ H ₈	56.108	19.57	64.95	-220.60	1.3473*	580.2	292.49	0.0681	36	
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.134	85.92	19.12	-265.37	1.36487	509.5	376.86	0.0674	37	
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	51.52	36.53	-213.14	—	(656.)*	(354.)*	(0.070)*	38	
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	24.06	59.46	-164.00	1.3975*	620.3	306.	0.0653	39	
40	Isoprene	C ₅ H ₈	68.119	93.29	16.68	-230.71	1.41472	(582.)*	(403.)*	(0.066)*	40	
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	-119.21*	—	-113.4*	—	890.4	95.29	0.0693	41	
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.114	176.13	3.225	41.96	1.49436	710.4	552.15	0.0531	42	
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.141	231.08	1.033	-138.96	1.49102	595.5	605.50	0.0549	43	
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.167	277.10	0.3716	-138.933	1.49022	523.0	651.22	0.0564	44	
45	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	291.91	0.2643	-13.32	1.50017	541.6	674.85	0.0557	45	
46	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	282.35	0.3265	-54.16	1.49177	512.9	650.95	0.0567	46	
47	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.167	280.98	0.3424	-55.87	1.49039	509.2	649.47	0.0572	47	
48	Styrene	C ₈ H ₁₀	104.152	293.40	0.2582	-23.14	1.54937	587.8	(703.)*	0.0534	48	
49	Isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.194	306.27	(0.188)	-140.838	1.48607	465.4	676.2	0.0569	49	
50	Methyl alcohol	CH ₃ O	32.042	148.41	4.631	-143.77	1.32443	1174.	463.01	0.0590	50	
51	Ethyl alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.87	2.313	-173.4	1.36717	891.7	465.31	0.0681	51	
52	Carbon monoxide	CO	28.010	312.61	—	-336.99*	1.00028*	506.8	-220.51	0.0527	52	
53	Carbon dioxide	CO ₂	44.010	-109.235*	—	-69.81*	1.00038*	1069.5	87.73	0.0342	53	
54	Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.082	-76.49	394.67	-121.86*	1.00057*	1300.	212.40	0.0461	54	
55	Sulfur dioxide	SO ₂	64.065	14.11	85.46	-103.84*	1.00059*	1143.	315.7	0.0305	55	
56	Ammonia	NH ₃	17.0305	-27.98	211.9	-107.85*	1.00033*	1647.	270.2	0.0681	56	
57	Air	N ₂ O ₂	28.9625	-317.81	—	—	1.00028*	546.9	-221.30	0.0517	57	
58	Hydrogen	H ₂	2.0159	-423.130*	—	-434.824*	1.00013*	187.5*	-400.3*	0.5101*	58	
59	Oxygen	O ₂	31.9988	-297.317*	—	-361.826*	1.00027*	731.4	-181.41	0.0367	59	
60	Nitrogen	N ₂	28.0134	-320.436	—	-345.995*	1.00028*	492.8	-232.49	0.0510	60	
61	Chlorine	Cl ₂	70.9054	-29.12	157.3	-149.70*	1.3735*	1157.	290.69	0.0280	61	
62	Water	H ₂ O	18.0153	211.953*	0.95014	32.018	1.33335	3200.1	705.11	0.04975	62	
63	Helium	He	4.0026	-452.110	—	—	1.00003*	32.99	-450.31	0.2300	63	
64	Hydrogen chloride	HCl	36.4606	-121.25	906.71	-173.50*	1.00039*	1205.	124.75	0.0356	64	

9/18/95

ANEXO 2**➤ Campo Socororo**

Pozo	Tipo	Área	Estación	Fecha de Inicio
SOC-4	ACTIVO	1	SOCEF-1	ACTUAL
ES-401	ACTIVO	1	SOCEF-1	ACTUAL
ES-446	ACTIVO	1	SOCEF-1	ACTUAL
ES-402	Reactivaciones	1	SOCEF-1	JUNIO2002
ES-420	Reactivaciones	2	EEF-11	JUNIO2002
ES-438	Reactivaciones	2	EEF-11	ABRIL2002
ES-448	Reactivaciones	2	EEF-11	JULIO2002
ES-449	Reactivaciones	2	SOCEF-11	MAYO2002
SOC-3	Reactivaciones	1	SOCEF-1	ABRIL2002
ES-404	Reacondicionamiento	1	SOCEF-1	JUNIO2002
ES-432	Reacondicionamiento	2	EEF-11	JULIO2002
ES-433	Reacondicionamiento	2	EEF-11	JULIO2002
ES-436	Reacondicionamiento	2	EEF-11	AGOSTO2002
ES-450	Reacondicionamiento	2	EEF-11	ENERO2003
SOC-5	Reacondicionamiento	1	SOCEF-1	MAYO2002
PIL-1	Vertical	1	SOCEF-1	OCTUBRE2002
PIL-3	Vertical	2	EEF-11	OCTUBRE2002
MULT-1	Multilateral	2	EEF-11	FEBRERO2003
MULT-2	Multilateral	2	EEF-11	MARZO2003
MULT-3	Multilateral	2	EEF-11	MAYO2003
MULT-4	Multilateral	1	SOCEF-1	JUNIO2003
MULT-5	Multilateral	1	SOCEF-1	AGOSTO2003
MULT-6	Multilateral	1	SOCEF-1	SEPTIEMBRE2003
MULT-10	Multilateral	1	SOCEF-1	OCTUBRE2005
MULT-11	Multilateral	1	SOCEF-1	FEBRERO2006
MULT-12	Multilateral	1	SOCEF-1	JULIO2006
EXPLO-1	Vertical	1	SOCEF-1	OCTUBRE2003
EXPLO-2	Vertical	2	EEF-11	NOVIEMBRE2003
AA-1	Alto ángulo	2	EEF-11	MAYO2004
AA-2	Alto ángulo	1	SOCEF-1	JULIO2004
AA-4	Alto ángulo	1	SOCEF-1	NOVIEMBRE2004
AA-7	Alto ángulo	1	SOCEF-1	ENERO2007
AA-8	Alto ángulo	1	SOCEF-1	MAYO2007
AA-9	Alto ángulo	1	SOCEF-1	AGOSTO2007
SLIMHOLE1	SLIMHOLE	1	SOCEF-1	ENERO2005
SLIMHOLE3	SLIMHOLE	1	SOCEF-1	MARZO2005
SLIMHOLE4	SLIMHOLE	1	SOCEF-1	ABRIL2005
SLIMHOLE5	SLIMHOLE	1	SOCEF-1	ABRIL2009
SLIMHOLE7	SLIMHOLE	2	EEF-11	JUNIO2009
VERT-1	Vertical	1	SOCEF-1	ENERO2008
VERT-2	Vertical	1	SOCEF-1	ABRIL2008
VERT-3	Vertical	1	SOCEF-1	JUNIO2008
VERT-4	Vertical	1	SOCEF-1	AGOSTO2008
VERT-5	Vertical	1	SOCEF-1	OCTUBRE2008
VERT-6	Vertical	1	SOCEF-1	DICIEMBRE2008
VERT-7	Vertical	2	EEF-11	MARZO2009

➤ **Campo Caricari**

Pozo	Tipo	Área	Estación	Fecha de Inicio
CAR-3	Reactivaciones	4	CCEF-1	ENERO2003
CAR-13	Reactivaciones	4	CCEF-1	ENERO2003
ES-111	Reactivaciones	4	CCEF-1	FEBRERO2003
CAR-7	Reacondicionamientos	4	CCEF-1	ENERO2003
CAR-8	Reacondicionamientos	4	CCEF-1	ENERO200
CAR-10	Reacondicionamientos	4	CCEF-1	FEBRERO2003
CAR-12	Reacondicionamientos	4	CCEF-1	FEBRERO2003
CAR-15	Reacondicionamientos	4	CCEF-1	FEBRERO2003
PIL-5	Vertical	4	CCEF-1	ABRIL2003
MULT-7	Multilateral	4	CCEF-1	DICIEMBRE2003
MULT-8	Multilateral	4	CCEF-1	FEBRERO2004

➤ **Campo Cachicamo**

Pozo	Tipo	Área	Estación	Fecha de Inicio
PIL-4	Vertical	3	CACHEF-1	FEBRERO2003
MULT-9	Multilateral	3	CACHEF-1	ABRIL2004
AA-3	Alto Angulo	3	CACHEF-1	Septiembre2004
AA5	Alto Angulo	3	CACHEF-1	DICIEMBRE2004
AA-6	Alto Angulo	3	CACHEF-1	ENERO2005

➤ **Área Mayor de Socororo**

Total reactivaciones y reacondicionamientos del: 20

Total perforaciones nuevas: 41

Total pozos activos: 3

ANEXO 3

1. Análisis del Crudo de Socororo²

Petróleo de (Crude Oil) 27 A. P. I. (continúa)

Name	Mariago Vene. Zulia State Source of Data	Socororo Vene. Anzoáte. Fomento① San Jacinto	Lagunillas (Main Eocene) Vene. Zulia Lago	Lagunillas Vene. Zulia Lago	Nombre País Estado Origen del Dato
Gravity, API	26.8	26.8	27.1	27.2	Gravedad API
Sulfur, per cent	1.42	0.40	1.55	1.48	Porcentaje de azufre
Visc., SSU at 100°F.	98	56.5	136	174	Visc., SSU a 100°F.
Date	1958	1942	1945	1944	Fecha
Characterization Factor at 250°F	12.04	11.80	11.65		Factor de Caracterización a 250°F.
at 450°F	11.74	11.20	11.65		a 450°F.
at 550°F	11.71	11.30	11.70		a 550°F.
at 750°F	11.82	11.70	11.80		a 750°F.
Average	11.83	11.88	11.70		Promedio
Base	I	N	I		Base
Loss, per cent	0.6	—	0.8	0.9	Pérdida por ciento
Gasoline					
% to 300°F.	13.0	11.0	13.5	14.3	Gasolina % a 300°F.
Oct. N° clear	—	④71.0	58.3M	62.9M	Claro N° de octanaje Nº Oct. 3 cc TEL
Oct. N° 3 cc TEL	—	④86.0	④77.0		
% to 400°F.	19.4	21.6	21.1	21.1	% a 400°F.
Oct. N° clear	57.5	④67.0	50.8M	55.0M	Claro N° de octanaje Nº Oct. 3 cc TEL
Oct. N° 3 cc TEL	77.7	④83.0	④70.0	—	
% to 450°F.	23.5	26.4	24.8	④23.0	% a 450°F.
Quality	—	Excell.	—	—	Calidad
Reformate, Res. O.N.②	④79.0	④98.0	④87.0	—	Residuo Reform., O.N.③
Jet Stock					
% to 550°F.	33.4	34.2	34.1	④34.6	Material de Propulsión % a 550°F.
API Gravity	44.9	35.0	47.0	—	Gravedad API
Quality	Good	—	Good	—	Calidad
Kerosene-Distillate					
% 375-500°F.	10.5	10.2	10.0	④12.7	Kerosene Destilado % 375-500°F.
API Gravity	40.2	33.8	39.9	—	Gravedad API
Smoke Point	④19.5	④14.3	18.0	19.0	Punto de Humo
Sulfur, per cent	0.25	—	④ 0.21	—	Porcentaje de azufre
Quality	—	—	—	—	Calidad
Distillate or Diesel Fuel					
% 400-700°F.	④27.5	37.8	27.1	25.2	Destil. o Combust. Diesel % 400-700°F.
Diesel Index	④47.0	④35.0	④51.0	54.0	Índice Diesel
Pour Point	④10.0	④ 0	④10.0	0	Punto de Fluidez
Sulfur, per cent	④ 0.80	④ 0.25	0.83	④ 0.75	Porcentaje de azufre
Quality	—	—	—	—	Calidad
Cracking Stock (distilled)					
% 400-900°F.	④40.0	④51.0	39.1	④40.0	Material Desint. (destil.) % 400-900°F.
Oct. N° (Thermal)	④69.2	④72.0	④69.4	—	Nº de Oct. (Termático)
API Gravity	28.5	24.3	27.8	—	Gravedad API
Quality (Thermal)	—	Excell.	—	—	Calidad (Termático)
Quality (Catalytic)	—	Fair	—	—	Calidad (Catalítico)
Cracking Stock (residual)					
% above 550°F.	66.0	65.4	65.1	64.5	Material Desint. (residuo) % arriba de 550°F.
API Gravity	18.4	21.8	17.3	—	Gravedad API
API Cracked Fuel	6.2	3.8	6.2	—	API de combust. desint.
% Gasoline (on stock)	41.0	50.0	38.5	—	% de Gasolina (en abas- tecimiento)
% Gasoline (on crude oil)	27.0	32.6	25.1	—	% Gasolina (en crudos)
Lube Distillate (undewatered)					
⑥% 700-900°F.	④12.5	④13.2	12.0	④15.2	Lubricantes Destil. (des- cerados) % 700-900°F.
Pour Point	—	④75.0	80.0	65.0	Punto de Fluidez
Viscosity Index	—	④60.0	68.0	70.0	Índice de Viscosidad
Sulfur per cent	—	④ 0.60	1.44	1.57	Porcentaje de Azufre
Quality	—	—	—	—	Calidad
Residue, % over 900°F.	④40.0	④27.0	39.0	④38.0	Residuo, % más 900°F
Asphalt Quality	—	Good	—	Good	Calidad del Asfalto

N Naphthalene Base; Base Naftónica; I Intermediate Base, Base Intermedia; P Paraffin Base, Base Parafínica:
 ① Approximate, Aproximado. ② Estimated from U. S. Bur. Mines Hempel Analyses and other sources. Estimado
 de los Análisis Hempel del U. S. Bureau of Mines y de otras fuentes. ③ For 90% debutanizel reformate-about
 94% incl. butanes. ④ Por reformado debutanizado de 90% incluyendo butanes. ⑤ Estimate, Estimado. ⑥ Various
 cuts 700-900°F., 740-880°F., 700-970°F., & 710-870°F., TBP. (a) Simply Aviation Gasoline—not always 800°F. cut
 point, ⑥ Varías fracciones 700-900°F., 700-930°F., 740-880°F., y 710-870°F. Verdadero punto de Ebullición.
 (a) Gasolina simple de aviación - el punto de corte no es siempre de 800°F. (b) Excellent, Excelente. Good,
 Bueno.

2. Análisis del Crudo de Yopales²

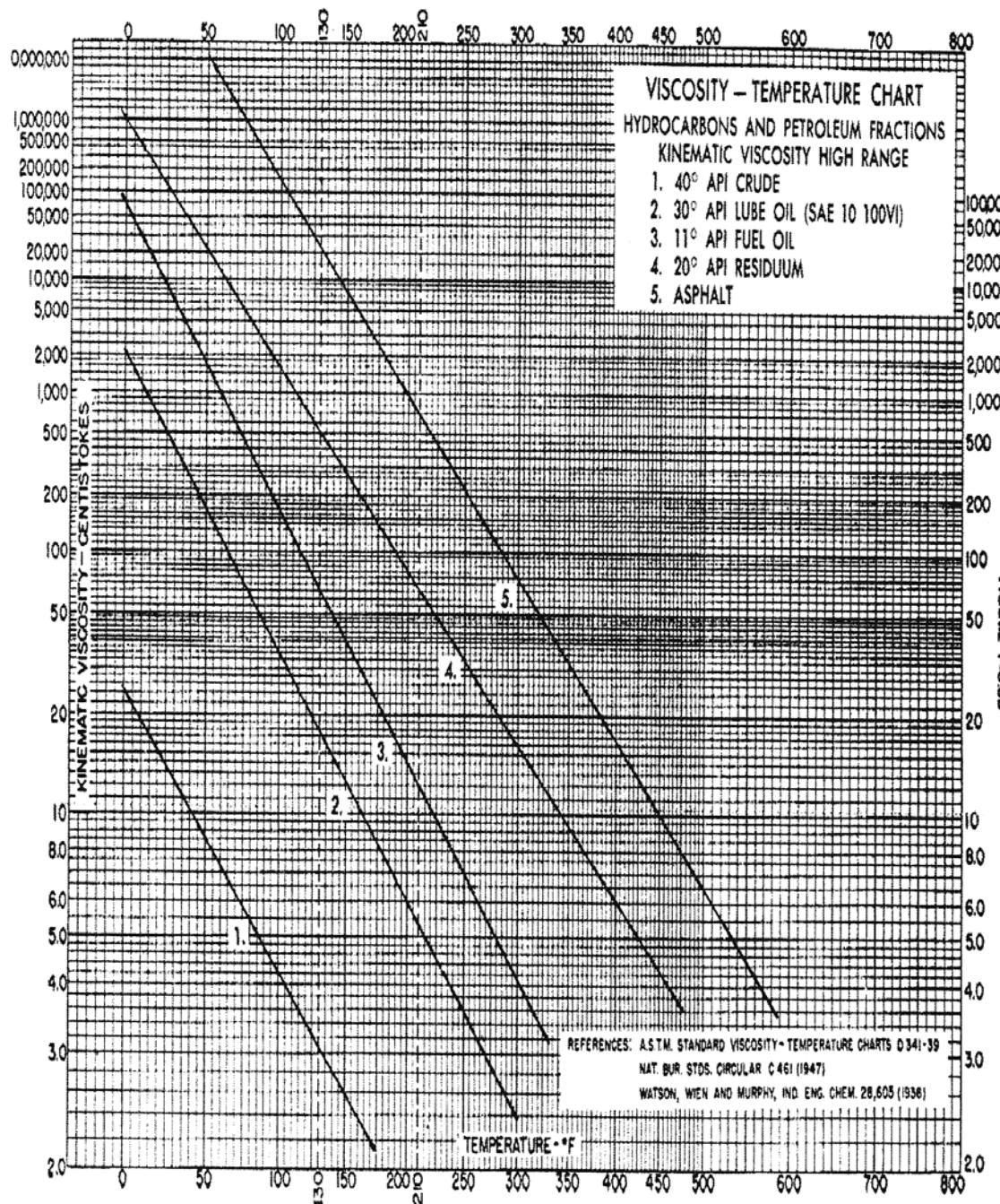
Petróleo de (Crude Oil) 19 A. P. I. (continúa)

Name Country State Source of Data	Federales (Cotorra) Venezuela D. Amacu Fomento②	Yopales Venezuela Anzoát. S. O. D.	Pueblo Viejo Venezuela Zulia Minas (3 samples)	Nombre País Estado Origen del Dato
Gravity, API	19.2	19.4	19.0	Gravedad API
Sulfur, per cent	2.86	1.14	1.50	Porcentaje de azufre
Visc., SSU at 100°F.	1,500	363	—	Visc., SSU a 100°F.
Date	8-6-42	6-13-38	1946-1947	Fecha
Characterization Factor				Factor de Caracterización
at 250°F.	11.85	—	11.55	a 250°F.
at 450°F.	11.80	11.85	11.3	a 450°F.
at 550°F.	11.50	11.40	—	a 550°F.
at 750°F.	11.55	11.45	—	a 750°F.
Average	11.63	①11.45	—	Promedio
Base	I	N	—	Base
Loss, per cent	—	—	—	Pérdida por ciento
Gasoline				Gasolina
% to 300°F.	8.2	0	3.2	% a 300°F.
Oct. N° clear	③58.0	—	72.0	Claro N° de octanage
Oct. N° 3 cc TEL	③76.0	—	87.0	N° Oct. 3 cc TEL
% to 400°F.	15.5	2.2	9.6	% a 400°F.
Oct. N° clear	③51.0	66.7	66.6	Claro N° de octanage
Oct. N° 3 cc TEL	③68.0	—	83.5	N° Oct. 3 cc TEL
% to 450°F.	20.2	4.9	12.5	% a 450°F.
Quality	—	④Good	Excell.	Calidad
Reformate, Res. O.N.③	①86.5	④95.5	①98.5	Residuo Reform., O.N.③
Jet Stock				Material de Propulsión
% to 550°F.	27.9	14.7	22.8	% a 550°F.
API Gravity	42.0	89.0	37.6	Gravedad API
Quality	Good	—	—	Calidad
Kerosene-Distillate				Kerosene Destilado
% 375-500°F.	10.2	7.5	10.6	% 375-500°F.
API Gravity	39.2	35.4	34.7	Gravedad API
Smoke Point	④17.9	③15.5	15.0	Punto de Humo
Sulfur, per cent	④ 0.65	④ 0.20	④ 0.26	Porcentaje de azufre
Quality	—	—	—	Calidad
Distillate or Diesel Fuel				Destil. o Combust. Diesel
% 400-700°F.	23.0	37.2	31.8	% 400-700°F.
Diesel Index	④47.0	39.0	35.0	Indice Diesel
Pour Point	④ 0	bl. 40.0	bl. 20.0	Punto de Fluidez
Sulfur, per cent	④ 1.6	0.43	0.72	Porcentaje de azufre
Quality	—	—	—	Calidad
Cracking Stock (distilled)				Material Desint. (destil.)
% 400-900°F.	①40.0	②21.7	50.0	% 400-900°F.
Oct. N° (Thermal)	④71.7	④72.8	—	N° de Oct. (Termático)
API Gravity	26.0	24.0	—	Gravedad API
Quality (Thermal)	—	Excell.	—	Calidad (Termático)
Quality (Catalytic)	—	—	—	Calidad (Catalítico)
Cracking Stock (residual)				Material Desint. (residuo)
% above 550°F.	72.1	85.3	77.2	% arriba de 550°F.
API Gravity	11.7	16.7	—	Gravedad API
API Cracked Fuel	6.5	3.2	—	API de combust. desint.
% Gasoline (on stock)	26.0	43.0	—	% de Gasolina (en abastecimiento)
% Gasoline (on crude oil)	18.7	36.7	—	% Gasolina (en crudos)
Lube Distillate (undewatered)				Lubricantes Destil. (descerados)
④% 700-900°F.	①17.0	①34.5	18.2	% 700-900°F.
Pour Point	④ 5.0	—15.0	0	Punto de Fluidez
Viscosity Index	④40.0	24.0	0	Indice de Viscosidad
Sulfur per cent	④ 2.4	1.15	1.4	Porcentaje de Azufre
Quality	④lube	lube	—	Calidad
Residue, % over 900°F.	①44.0	①28.0	40.4	Residuo, % más 900°F.
Asphalt Quality	Good	Good	—	Calidad del Asfalto

N Naphtene Base; Base Nafténica; I Intermediate Base, Base Intermedia; P Paraffin Base, Base Parafínica;
 ① Approximate, Aproximado. ② Estimated from U. S. Bur. Mines Hempel Analyses and other sources. Estimado de los Análisis Hempel del U. S. Bureau of Mines y de otras fuentes. ③ For 90% debutanized reformate—about 84% incl. butanes. ④ Por reformado debutanizado de 90% incluyendo butanes. ⑤ Estimate, Estimado. ⑥ Various cuts 700-900°F., 740-880°F., 700-970°F., & 710-870°F., TBP. (a) Simply Aviation Gasoline—not always 300°F. cut point. ⑦ Varias fracciones 700-900°F., 700-930°F., 740-880°F., y 710-870°F. Verdadero punto de Ebullición. (a) Gasolina simple de aviación - el punto de corte no es siempre de 300°F. (b) Excellent, Excelente. Good, Bueno.

ANEXO 4

Papel de Viscosidad ASTM



ANEXO 5**1. Composición del Gas de Caricari**

P (lpc) =	150
T (°F) =	100

Componente	% Moles (Y_i)	PM_i
C1	61,365315	16,043
C2	13,472285	30,07
C3	9,94003	44,097
IC4	1,88911	58,123
NC4	3,658935	58,123
IC5	1,0476	72,15
NC5	1,1896	72,15
IC6	0,322925	86,177
NC6	0,80938	86,177
C7+	0,093935	100,204
CO ₂	5,58062	44,01
N ₂	0,63027	28,0134
Total	100	

Peso Molecular del Gas (lb/lb-mol) =	26,8205426
Gravedad Específica del Gas =	0,92580403

1. Composición del Gas de Socororo (Prueba Realizada durante la Ejecución del Trabajo)

GAS - 2002 - 117				
CLIENTE:	CONVENIO PETROUCV / PDVSA			
REQUERIDO POR:	JOSE LOROIMA			
IDENTIFICACIÓN DE LA MUESTRA:	POZO ES-446 (ESTACION SOCEF-1)			
SITIO DE MUESTREO:	SALIDA DEL SEPARADOR DE PRUEBA. MEDIDOR # 100.			
FECHA Y HORA DE MUESTREO:	26-08-2002 / 11:20 AM			
FECHA ENTRADA:	26/08/2002			
FECHA INICIO ENSAYO:	27-08-2002			
FECHA CULMINACIÓN ENSAYO :	27/08/2002			
FECHA EMISIÓN INFORME :	02/09/2002			
DETERMINACIONES				
<u>COMPONENTES</u>	<u>% VOL. MOLAR</u>	<u>CONTENIDO DE LIQUIDOS (GPM)</u>		
N2	0,097			
CO2	10,707			
METANO	85,830		0,042561166	
ETANO	1,373		0,381214112	
PROPANO	0,155		0,030434131	
I-BUTANO	1,168		0,045145171	
N-BUTANO	0,097		0,014908404	
I-PENTANO	0,124		0,047323516	
N-PENTANO	0,041		0,070293709	
HEXANOS	0,115		0,043885785	
HEPTANOS	0,153		0,032753543	
OCTANOS	0,086			
NONANOS +	0,056			
CONDICIONES DE LA MUESTRA:	PRESIÓN(PSI): 46		TEMP(°F): 100	
H2S(ppm): 8	PTO.DE ROCIO (°F): 89,4	HUMEDAD DEL GAS (LBS/MMP3): 359,4		
<u>CARACTERISTICAS CALCULADAS A PARTIR DE RESULTADOR CROMATOGRAFICOS</u>				
GRAVEDAD ESPECIFICA:	0,700	GPM TOTAL (C3+):	0,709	
PESO MOLECULAR (Lb/MOL):	20,270	PRESION DE VAPOR (PSI):	4303,698	
TEMP. PSEUDOCRITICA (°F):	-83,136	BTU/PC (BRUTO):	966,183	
PRESION PSEUDOCRITICA (PSI):	646,538	BTU/PC (NETO):	872,072	
CONDICIONES AMBIENTALES:				
TEMPERATURA:	25	°C		
HUMEDAD RELATIVA:	84	%		
PRESION BAROMETRICA:	741	mmHg		

➤ Composición Pozo SOC-2 (Tomada de Carpetas de Pozo)

PETROLEUM ENGINEERING LABORATORY
San Tomé
PODEJELNIK ANALYSIS OF GAS
From Well A.P.N. No. 2
Venezuelan Atlantic Refining Co.

Sample Data

Laboratory No.	94
Date sampled	January 13, 1949
Date Received	January 24, 1949
Date of Analysis	February 4, 1949
Sample Pressure	25 lbs./sq. inch

Source

This gas sample was taken from the Socororo well A.P.N. No. 2 and delivered to the San Tomé Laboratory for analysis.

Purpose

The analysis was made for, and at the request of, the Venezuelan Atlantic Refining Co.

Analysis

Component	Volume %	Gasoline Content of Gas	
Methane	89.69	GPM Butanes Plus	0.271
Ethane	3.10	GPM Pentanes Plus	0.133
Propane	0.16	GPM 26-70 Gasoline	0.198
Isobutane	0.25		
N-butane	0.18	Gravity of Gas Calculated from Analysis	<u>0.645</u>
Pentanes	0.07		
Hexanes plus	0.25		
Carbon dioxide	6.30	Gross Heat of Combustion:	
	100.00	BTU/cu. ft.	995
		BTU/cu. meter	35,137

C. G. Graff
C. G. Graff

COG:vrm

APPROVED

J. C. Sosa
J. C. Sosa

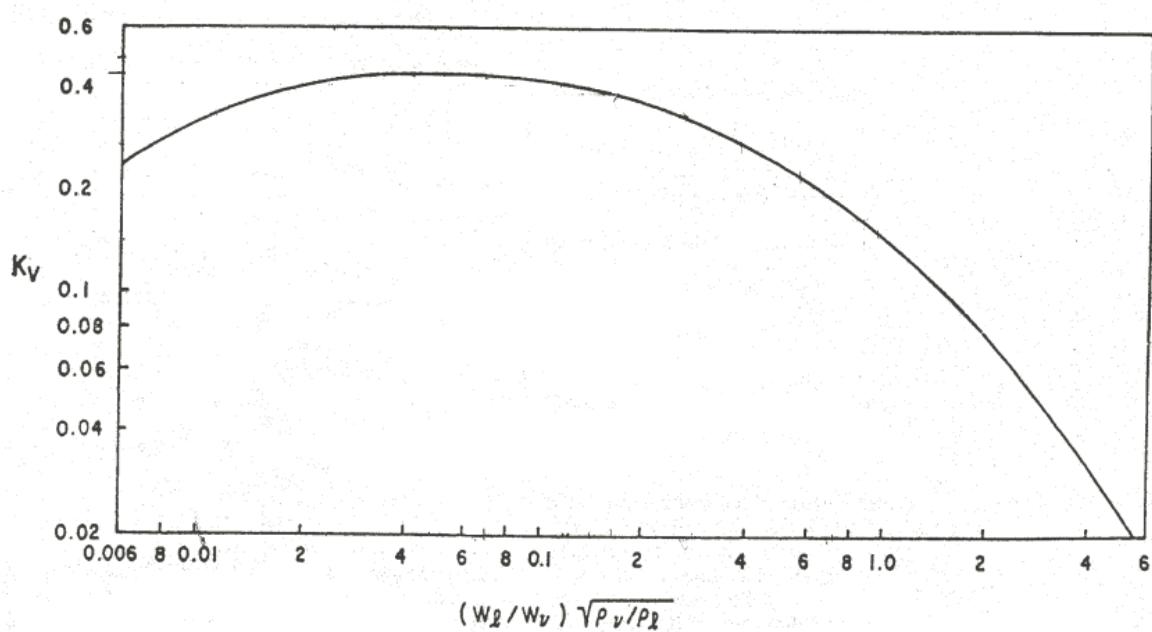
ANEXO 6**Presión de Separación de Campos Vecinos^{*}**

Estación	Presión de Separación (lpc)
EEF-4	65
EEF-10	80
EEF-7	65
EEF-5	72
IEF-3	65
YEF-5	70
EED-10	60

* Información tomada de campos vecinos al Área Mayor de Socororo

ANEXO 7

Factor de Separación K_v , para el Cálculo de la Velocidad de Vapor



ANEXOS VARIOS

1. Caída de Presión Admisibles Según PDVSA. Bases de Diseño Normales de Acero al Carbono.²⁴

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

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

Aplicando la tabla anterior en Líneas de Descarga de bombas, que es el caso de estudio:

$$\Delta P_{promedio} = 0,34 \frac{KPa}{m} = 1,50314 \frac{lpc}{100 ft}$$

$$\Delta P_{máximo} = 0,45 \frac{KPa}{m} = 1,98945 \frac{lpc}{100 ft}$$

Para los tramos estudiados se tiene:

OLEODUCTO	LONGITUD (m)	LONGITUD (ft)	$\Delta P_{promedio}$ (lpc)	$\Delta P_{máximo}$ (lpc)
SOCEF-1 / EEF-11	10.100	33.136,48	498	659
CACHEF-1 / SOCEF-1	4000	13.123,36	197	261
CCEF-1 / EEF-11	7500	24.606,29	369,8	489,5
EEF-11 / EED-10	7000	22.965,88	345	456,7

2. Determinación de la Rugosidad Relativa¹⁶

