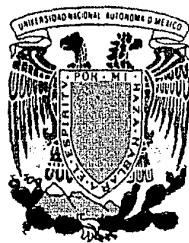


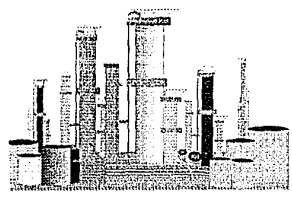
01174



2
209

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

TESIS DE MAESTRIA



**TESIS CON
FALSO DE ORIGEN**

ING. LUIS JORGE CARRANZA BECERRA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

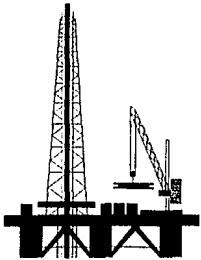
Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



***MODELO DE
SIMULACION DEL
FLUJO EN
TUBERIAS DE LOS
POZOS DEL***

CAMPO CARMITO



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

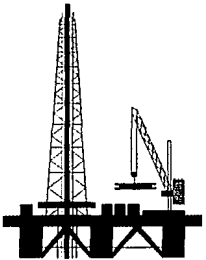
I N D I C E

RESUMEN	2
INTRODUCCION	5
I.- ANTECEDENTES	8
II.- ANALISIS DE MODELOS ACTUALES	16
II.1- CORRELACIONES DE FLUJO MULTIFASICO	16
II.2- ECUACIONES DE ESTADO	18
II.3- CLASIFICACION DE LOS FLUIDOS HCS.	20
II.4- FLUJO DE FLUIDOS	23
III.- MODELO PROPUESTO	30
III.1- CORRELACION DE BEGGS - BRILL	31
III.2- BALANCE DE CALOR	39
III.3- COMPOSICIONAL	45
III.4- ECUACION DE ESTADO DE PENG - ROBINSON	49
IV.- PROGRAMA DE COMPUTO	58

<i>V.- APLICACION DEL MODELO</i>	<i>86</i>
<i>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</i>	<i>139</i>
<i>APENDICES</i>	<i>141</i>
<i>A.I- CARACTERIZACION DE LA FRACCION C7⁺</i>	<i>142</i>
<i>A.II- ALGORITMO DEL METODO DE BEHRENS-SANDLER</i>	<i>144</i>
<i>B.- EQUILIBRIO GAS - LIQUIDO</i>	<i>148</i>
<i>C.- DESARROLLO DE LA ECUACION DE ESTADO DE PENG - ROBINSON</i>	<i>154</i>
<i>D.1- COEFICIENTES DE INTERACCION BINARIO</i>	<i>159</i>
<i>D.2- PROPIEDADES FISICAS DE LOS FLUIDOS</i>	<i>162</i>
<i>E.- METODO DE VOGEL</i>	<i>170</i>
<i>NOMENCLATURA</i>	<i>173</i>
<i>BIBLIOGRAFIA</i>	<i>178</i>



RESUMEN



RESUMEN

La necesidad de predecir adecuadamente el comportamiento de fluidos de los yacimientos de gas y condensado ó de aceite volátil, cuando dos fases están simultáneamente fluyendo a través de una tubería, es de gran importancia para alcanzar condiciones de explotación óptima.

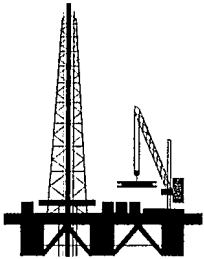
El objetivo de este trabajo es desarrollar un modelo matemático para analizar por medio de un programa de cómputo, el comportamiento de flujo de gas y condensado ó de aceite volátil en las instalaciones de producción desde el fondo del pozo hasta la llegada de los fluidos a las baterías de separación, de una mezcla multicomponente de gas - líquido que contiene más de un 60 % de bióxido de carbono (CO₂).

La metodología en este trabajo se aplicó al Campo Carmito de la zona Sureste de Petróleos Mexicanos, el cual es clasificado como productor de gas y condensado y que por su alto contenido de CO₂, los pozos de producción que lo conforman están actualmente cerrados.

El desarrollo del programa de cómputo incluye procedimientos de cálculo para la determinación del perfil de presiones y temperaturas en tuberías con flujo multifásico y el comportamiento de fase de los hidrocarburos mediante la ecuación de estado Peng - Robinson, que fue modificada para manejar cantidades considerables de CO₂.



INTRODUCCION



INTRODUCCION

Uno de los aspectos más importantes en la Ingeniería Petrolera es el cálculo del perfil de presiones y temperaturas en tuberías con flujo multifásico, para diseñar tuberías de producción y de descarga o determinar sus capacidades de transporte, etc. Los análisis de flujo de fluidos de 2 fases en la actualidad tienden a convergir principalmente en el problema de la predicción de la " caída de presión ". Casi todas las simulaciones de flujo de 2 fases en tuberías están basadas en correlaciones experimentales para los hidrocarburos llamados "aceite negro", que aunque no son definitivas permiten determinar tanto el comportamiento de fase, como el perfil de presiones con un buen grado de confiabilidad.

Cuando el flujo es de los hidrocarburos llamados "aceite volátil " o " gas y condensado ", el modelo multicomponente o composicional (inclusión de una ecuación de estado) es diseñado para éstos sistemas, por lo cual, las correlaciones experimentales mencionadas para " aceite negro " no pueden ser utilizadas para determinar en forma adecuada el comportamiento de los hidrocarburos bajo ciertas condiciones de presión y temperatura.

EL termino " composicional " implica para una mezcla dada de hidrocarburos un conjunto de varias composiciones del fluido punto por punto con la distancia, es decir, se calcula la composición para cada decremento de presión y el "multicomponente" supone la misma composición con la distancia y sólo varía la de las fases líquida y gaseosa.

Se tomó en cuenta la ecuación de estado de Peng - Robinson (comportamiento de fase) en el programa de cómputo para la determinación del comportamiento del flujo de gas y condensado o aceite volátil en tuberías verticales, inclinadas y horizontales.

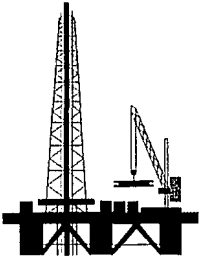
La correlación que se utilizó en el programa de cómputo para la predicción, a través de la ecuación de MOMENTUM, del cambio de presión para el flujo multifásico en tuberías fue la de Beggs y Brill³⁸, que predice el colgamiento y la caída de presión para cualquier inclinación de la tubería.

El programa de cómputo fue realizado en lenguaje Turbopascal y puede aplicarse en cualquier PC; es de fácil entendimiento para su manejo y utilización.



ANTECEDENTES

CAPITULO I



ANTECEDENTES

CAMPO CARMITO :

El campo Carmito es un yacimiento productor de gas y condensado en rocas del Cretácico Medio (calizas y dolomías) con un tirante de 217 metros en promedio.

Se localiza entre los municipios de Pichucalco y Juárez, estado de Chiapas; a 43.309 kms., S 24° 57' W , de la ciudad de Villahermosa, Tab., en las coordenadas X=117 622.25 m. , Y=60 363.03 m.

Se llega a él mediante la carretera pavimentada Villahermosa-Teapa hasta el kilómetro 40 y luego por un camino de terracería hasta el poblado de Juan Aldama, con un total de 55 km. Su estructura es un anticlinal, cuyo eje mayor se orienta NW - SE con una longitud aproximada de 7 por 4 km. del eje menor lo que da una superficie de 28 km².

En 1987 se efectuó un cálculo de reserva original del yacimiento¹ en base a los datos de presión y producción considerando que el sistema no recibe ningún tipo de mantenimiento de presión (ausencia de acuífero activo) el resultado fue bastante optimista.

Reserva original de gas húmedo =	1643 MMPC.
Fracción original de gas seco =	0.9334
Riqueza de condensado original =	112.71 Bbls/MMPC.
Reserva original de gas seco =	1533.5 MMPC.
Reserva original de condensado =	172.8 MMBbls.
Presión inicial del yacimiento =	348.9 kg/cm ² a 3171m
Presión del punto de Rocío =	339.3kg/cm ²
determinada en análisis PVT.	
Temperatura del yacimiento =	219° F.
Relación Gas - Aceite inicial =	1580 M ³ /M ³
Presión del yacimiento al 17/04/87 =	328 kg./cm ² .

Se efectuó un estudio volumétrico-composicional para establecer las recuperaciones por agotamiento natural hasta llegar a 50 kg./cm² de presión de yacimiento. Se determinó considerando ausencia de empuje acuífero:

- Reserva recuperable de gas = 1324 MMPC. (86% del gas original).
- Reserva recuperable de condensado = 45.6 MMBbls (26% del condensado original).

La explotación de este campo se inició con la terminación del pozo Carmito 1, el 27 de Abril de 1980 a una profundidad de 3232 m.b.m.r. ; resultando productor de aceite y gas en el intervalo 3175 - 3205 m. con un alto % de bióxido de carbono CO₂ (arriba del 60%).

De Mayo a Junio de 1985 entraron a operar los pozos Carmito 2, 3, 11 y 13, y para el año de 1986 los pozos Carmito 12, 15, 33 y 35. El pozo Carmito 31 está actualmente en terminación.

El volumen recuperado a Julio de 1987 es de 5.13 MMBbbls de condensado y 45.4 MMPC de gas, quedando una reserva recuperable remanente de 40.5 MMBbbls de condensado y 1278.6 MMPC de gas.

Las tablas 1.1 y 1.3 muestran los datos de formación, terminación, operación y de producción de los pozos del Campo Carmito. La tabla 1.2 muestra la producción promedio mensual desde el año de 1980 hasta la actualidad del Campo Carmito.

En el pozo Carmito 1 se encuentra el cabezal de pozos en donde las líneas de escurrimiento llegan. No se tienen instalaciones para el manejo de hidrocarburos producidos, los cuales, son transportados por 2 oleogasoductos (8 y 12 pg) al cabezal de pozos de la Batería Artesa 1 (actualmente fuera de operación) uniéndose a la corriente que viaja a la Batería de Sitio Grande para separarse.

La producción acumulada al 31 de Diciembre de 1990 es de 5.195 MMBbbls y 46.079 MMPC de gas.

Actualmente el campo no aporta producción, ya que los 9 pozos en explotación (1, 2, 3, 11, 12, 13, 15, 33 y 35) se encuentran cerrados por el alto % de CO₂ que producen, éste daña las instalaciones y procesos que se realizan tanto en compresoras de Sitio Grande como en el Complejo Petroquímico de Cactus.

**TABLA I.1.- CAMPO CARMITO MUNICIPIO DE JUAREZ
DATOS DE TERMINACION Y OPERACION DE LOS
POZOS.**

POZOS	FECHA DE TERMINACION	FECHA DE OPERACION	INTERVALO (METROS)	LINEA DE ESCURRIMIENTO		PRODUCCION ACUMULADA (M ³)	OBSERVACIONES	
				DIAMETRO (PG'S)				LONGITUD (KM)
				L1	L2			
1	27/04/80	28/04/80	3175-3205	8		12.7	298270	CDO. C/POSIB. FLUYO ACEITE Y GAS.
2	31/05/85	27/08/85	3062-3075	8		1.2	90037	CDO. C/POSIB. FLUYO GAS Y CONDEN.
3	11/01/85	07/05/85	3062-3102	8		1.2	103466	CDO. C/POSIB. FLUYO GAS Y CONDEN.
11	03/10/84	19/05/85	2825-2887	8		1.2	121592	CDO. C/POSIB. FLUYO GAS Y CONDEN.
12	30/05/86	20/08/86	3041-3052	8	4	2.2	31887	CDO. C/POSIB. FLUYO GAS Y CONDEN.
13	18/02/85	08/05/85	2878-3010	8		1.2	59447	CDO. C/POSIB. FLUYO GAS Y CONDEN.
15	04/04/86	17/05/86	3161-3209	8		1.3	88836	CDO. C/POSIB. FLUYO GAS Y CONDEN.
31			3051-3090					EN TERMINACION INTERVALO PROPUESTO.
33	13/06/86	15/08/86	3154-3259	8		1.4	13133	CDO. C/POSIB. FLUYO GAS Y CONDEN.
35	17/11/86	03/12/86	3066-3094	8		1.3	19180	CDO. C/POSIB. FLUYO ACEITE Y GAS.

12

**DATOS DE LA FORMACION Y PRODUCCION DE LOS POZOS
AGOSTO DE
1987**

POZOS	FORMACION	GASTO DE ACEITE (BPD)	GASTO DE GAS (MMPCD)	PRESIONES (KG/CM ²)		ESTRANGULADOR (PG'S)
				TP	LE	
1	CRETACICO MEDIO	604	5.76	165	59	1/4
2	CRETACICO MEDIO	1239	9.00	155	59	1/4
3	CRETACICO MEDIO	1157	16.89	145	63	1/2
	C. MEDIO Y K. SUP.	837	8.00	170	60	3/8
1112	CRETACICO MEDIO	755	6.87	165	62	1/2
13	CRETACICO MEDIO	484	8.75	155	64	1/4
15	CRETACICO MEDIO	1170	8.00	160	60	1/2
31	CRETACICO MEDIO	---	---	---	---	---
33	C. MEDIO Y K. SUP.	377	3.50	161	60	1/8
35	CRETACICO MEDIO	566	5.00	159	62	1/4

TABLA I.2.- PRODUCCION PROMEDIO MENSUAL DEL

CAMPO CARMITO

AÑO	TIPO	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC	PROMEDIO ANUAL
1980	ACEITE	---	---	---	67	679	679	679	679	679	861	1333	1333	582.4
	GAS	---	---	---	1	7.6	7.6	7.6	7.6	7.6	10.5	9.4	5.0	5.3
	AGUA	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
1981	ACEITE	1333	1964	2089	2069	1035	837	837	837	837	41	---	---	988.25
	GAS	5.0	7.4	7.8	7.8	3.9	3.1	3.1	3.1	3.1	0.2	---	---	3.7
	AGUA	---	---	---	---	49.6	60.0	60.0	60.0	60.0	50.0	---	---	28.3
1982	ACEITE	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
	GAS	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
	AGUA	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
1983	ACEITE	---	---	---	---	---	---	172	1069	1057	1069	1069	1069	458.75
	GAS	---	---	---	---	---	---	0.9	6.8	6.9	7.0	7.0	7.0	2.97
	AGUA	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
1984	ACEITE	1069	1069	1069	1069	1069	1069	1069	1069	1069	1069	1069	1069	1069
	GAS	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	8.0	8.0	9.0	7.33
	AGUA	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
1985	ACEITE	1069	1069	1069	1069	2519	3604	4187	4189	4181	4189	4189	4189	2960.25
	GAS	9.0	9.0	8.0	8.0	26.0	43.0	45.0	47.0	47.0	46.0	46.0	46.0	31.57
	AGUA	---	---	---	---	0.1	0.1	0.1	1.2	1.2	1.3	1.3	1.3	0.55
1986	ACEITE	4189	4189	4154	4185	4754	5428	5421	6718	7931	7943	7934	10398	6103.67
	GAS	46.0	46.0	43.0	45.0	48.0	53.0	53.0	61.0	68.0	57.0	61.0	84.0	55.42
	AGUA	1.3	1.3	1.2	1.2	1.1	1.0	1.0	0.7	0.6	0.6	0.6	0.7	0.942
1987	ACEITE	10692	9218	961	456	484	484	484	172	---	---	---	---	1912.58
	GAS	76.0	69.5	18.8	15.6	11.8	11.0	11.0	3.9	---	---	---	---	18.13
	AGUA	0.7	0.6	0.3	0.8	2.6	2.6	2.6	2.2	---	---	---	---	1.03
1988	ACEITE	---	---	---	---	---	---	---	---	---	2052	---	---	171
	GAS	---	---	---	---	---	---	---	---	---	18	---	---	1.5
	AGUA	---	---	---	---	---	---	---	---	---	0.8	---	---	0.067

DE 1989 HASTA LA ACTUALIDAD EL CAMPO CARMITO PERMANECE CERRADO.

ACEITE EN (BPD) GAS EN (MMPCD) AGUA EN (PORCIENTO)

TABLA I.3.- COLUMNAS GEOLOGICAS Y

TERMINACION DE POZOS.

POZOS	1	2	3	11	12	13	15	31	33	35
ELEV. MESA ROT. (M)	19.33	18.638	18.68	17.31	17.47	20.27	18.10	13.468	18.44	19.00
FORMACIONES	PROFUNDIDADES (METROS)									
PARAJE SOLO	AFLORA	AFLORA	AFLORA	AFLORA	---	---	AFLORA	AFLORA	AFLORA	AFLORA
MIOCENO INFERIOR	1625	1565	1705	1825	1695	1900	1985/1880	1720	2020/1913	2185/2046
T.R. DE 10 3/4"	2056(13 3/8")	1950	1948	2000	2000	2000	2125/1996	2200	2250/2122	2429/2274
EOCENO	2290	2285	2335	2350	2530	2575	2565/2384	2531	2650/2400	---
MEÑDEZ	2690	2710	2915	2743	2795	AUSENTE	3078/2845	2935	3062/2810	2975/2783
SAN FELIPE	2839	2905	3000	2810	2865	AUSENTE	INDETERM.	INDETERM.	INDETERM.	INDETERM.
T.R. 7 5/8"	2898(9 5/8")	2795	3038	2825	2862	2775	3161/2927	2992	3154/2935	3071/2872
AGUA NUEVA	2905	3000	3025	INDETERM.	2950	AUSENTE	INDETERM.	---	3225/2993	INDETERM.
CRETACICO MEDIO	3015	3062	3075	2825	3008	2762	3145/2911	2996	3225/2993	3068/2872
T.R. DE 5"	3157(7")	3075	3200	---	3100	3156	---	3150	---	---
PROFUNDIDAD TOTAL	323254 1/2")	3090	3200	2887	3100	3186	3229/2992	3150	3259/3027	3094/2893

II.- ANALISIS DE MODELOS ACTUALES

II.1.- CORRELACIONES DE FLUJO MULTIFASICO

Con el desarrollo computacional de los últimos años, se han venido presentando diversas publicaciones para determinar el perfil de presiones y temperaturas en tuberías con flujo multifásico, a través, de las ecuaciones de momento y balance de calor, siendo factible llevar a cabo el diseño de tuberías de producción y escurrimiento (diámetros, longitudes, capacidades de flujo, etc.).

La determinación del perfil de presiones se basa en el manejo de la correlación que se utilice para: ³⁸⁻⁴¹

1.- Tuberías subsuperficiales verticales e inclinadas : *Orkiszewski, Beggs - Brill, Hagedorn - Brown, Poettman - Carpenter, Baxendel - Thomas, Fancher - Brown y Duns - Ros.*

El gradiente de presión puede obtenerse para un gasto dado y una presión inicial (presión estática del yacimiento ó la de fondo fluyendo si no se quiere incluir el potencial del yacimiento) en el sentido de flujo. Si se requieren los cálculos en sentido contrario al flujo se proporciona la presión del flujo en la cabeza del pozo y puede determinarse la del fondo fluyendo.

2.- *Tuberías superficiales horizontales e inclinadas* : Beggs - Brill, Bertuzzi - Tek , Poetman, Eaton y Dukler.

El gradiente de presión puede obtenerse también para un gasto dado y una presión corriente abajo del estrangulador del pozo en el sentido de flujo, considerando para esto el perfil del terreno. Si se requiere el cálculo de la presión corriente abajo del estrangulador del pozo para que fluya un gasto dado a la presión de separación correspondiente, considerando nuevamente el perfil del terreno.

Debido a la gran cantidad de correlaciones que calculan el gradiente de presión tanto para tuberías verticales, inclinadas y horizontales de acuerdo al tipo de hidrocarburos que maneja Petróleos Mexicanos, se utilizan para tuberías subsuperficiales las de Poettman-Carpenter (para aceites negros con $\mu = 15cp.$), Duns - Ros y la de Beggs y Brill. Para tuberías superficiales las de Dukler, Bertuzzi (para aceites negros) Eaton (flujo predominantemente gaseoso sin considerar el perfil del terreno) y la de Beggs y Brill.

La correlación desarrollada por Beggs - BrillSM, trabaja con cualquier tipo de fluidos bifásicos (aceite y gas); sobresale porque predice el colgamiento de líquido y la caída de presión para cualquier inclinación posible de la tubería (desniveles positivos o negativos del terreno), la cual considera el resbalamiento entre las fases, además de que puede utilizarse para tuberías verticales, horizontales y / o inclinadas; por estas razones y facilidad en su manejo se escogió para el desarrollo de este trabajo.

El comportamiento de los hidrocarburos en los dos casos se determina con la ecuación de estado de Peng - Robinson.

II.2- ECUACIONES DE ESTADO

Un conocimiento sobre el comportamiento de la presión, el volumen específico y la temperatura de la sustancia con cambios en la misma, implica a menudo poder hacer la predicción de una propiedad termodinámica. Se denomina ecuación de estado a cualquier expresión donde intervenga la presión, el volumen específico y la temperatura :

$$f(p, v, T) = 0$$

También se le llama ecuación de estado incompleta, ya que no permite predecir otras propiedades termodinámicas diferentes de la presión, el volumen específico y la temperatura, es decir, la ecuación de estado como la anterior no proporciona información con respecto a la energía interna, la entalpía, etc., de una sustancia en un estado termodinámico dado. Sin embargo aparte de suministrar información con respecto al comportamiento PVT de una sustancia, puede servir como medio para determinar cualquier propiedad termodinámica.

En la actualidad existen diversas ecuaciones de estado desarrolladas por diferentes autores, mostrando un buen grado de confiabilidad¹⁹⁻²⁰, para predecir el comportamiento de un gas o mezcla de gases, algunas de las cuales son extremadamente complejas.

Entre las principales ecuaciones de estado que se utilizan en la industria del petróleo para predecir el comportamiento de fases en mezclas de hidrocarburos, destacan la ecuación de estado de Redlich Kwong modificada por Soave y la de Peng - Robinson.

Para la determinación de la composición de las fases se seleccionó la ecuación de estado de Peng - Robinson^C, por facilidad en su manejo, además de que se modificó para que pudiera manejar mezclas de hidrocarburos conteniendo más de un 60% de CO₂. Es conveniente realizar un ajuste de esta ecuación de estado mediante la caracterización de la fracción C⁷⁺, la importancia se debe al uso de simuladores matemáticos que consideran la composición variable de los fluidos basados en ecuaciones de estado, que toman en cuenta la transferencia de masas entre componentes y el poder predecir el comportamiento del equilibrio gas - líquido, ya que los resultados obtenidos dependerán en gran parte de la fracción C⁷⁺, que contiene a un grupo de componentes, los cuales tienen propiedades distintas.^A

En cuanto al perfil de temperatura a lo largo de la tubería se utilizó la correlación de Romero Juárez^{A3}, que predice las caídas por temperatura de una manera confiable.

A.- En el apéndice A se desarrolla la caracterización del C⁷⁺

C.- En el apéndice C se encuentra a detalle la ecuación de estado de Peng-Robinson.

II.3.- CLASIFICACION DE LOS FLUIDOS HCS.

El aceite y el gas se encuentran naturalmente como una mezcla de hidrocarburos bastante compleja en composición química y a una elevada temperatura y presión en el yacimiento. Al producir y obtener los hidrocarburos en la superficie, la temperatura y la presión de la mezcla se reducen.

Los fluidos hidrocarburos son usualmente clasificados basándose en el comportamiento de fase exhibidos por la mezcla. La figura II.1 muestra el diagrama de fase presión - temperatura de las cuatro clasificaciones generales de fluidos : gas seco, gas y condensado, aceite volátil y aceite negro. En la tabla II.1 se muestran las composiciones típicas para cada uno de esos fluidos.

La forma del diagrama de fase depende principalmente de la composición de los fluidos.

Un diagrama de fase presión - temperatura para un sistema de hidrocarburos en la tubería, es presentado en la figura II.2 y contiene la información siguiente :

Punto Crítico : *es el estado a condición de presión y temperatura para el cual, las propiedades intensivas de las fases líquida y gaseosa son idénticas (la composición, densidad, viscosidad, temperatura, etc.).*

Curva de Burbujeo (100% líquido) : es el lugar geométrico de los puntos, presión - temperatura, en los cuales se forma la primera burbuja de gas, al pasar de la fase líquida a la región de las dos fases.

Curva de Rocío (0% de líquido) : es el lugar geométrico de los puntos, presión - temperatura, en los cuales se forma la primera gota de líquido, al pasar de la región de vapor a la región de dos fases.

Región de dos fases (línea continua ABC) : es la región comprendida entre las curvas de burbujeo y rocío. En esta región coexisten, en equilibrio, las fases líquida y gaseosa.

Cricondenbara : es la máxima presión a la cual pueden coexistir el líquido y su vapor en equilibrio.

Cricondenberma : es la temperatura máxima a la cual pueden coexistir en equilibrio el líquido con su vapor.

En los yacimientos petroleros, los procesos de declinación de presión son usualmente isotérmicos por naturaleza y son representados como líneas verticales sobre el diagrama $P - T$. La figura 11.2 muestra los dos tipos básicos de comportamiento de fase encontrados en los yacimientos. Los procesos isotérmicos con temperaturas abajo del punto crítico a cierta presión (línea 1 - 2) y en donde la sustancia es un líquido, al disminuir la presión, el líquido se expande hasta alcanzar el punto de burbuja; estas reducciones de presiones se traducen en mayor cantidad de vapor hasta que se alcanza la línea del punto de rocío y convertirse todo el sistema en vapor.

Las exposiciones similares pero por encima de la temperatura crítica, (línea 3 a 5.) causan condiciones de líquido mientras la línea del punto de rocío es encontrada; a la presión en punto 1, el sistema se encuentra en la fase gaseosa y a medida que la presión disminuye y alcanza la curva de rocío, el líquido comienza a formarse. El punto 4 en el sistema indica 5 % de líquido y 95 % de gas. A este fenómeno se le denomina "condensación retrograda". Posteriormente, al seguir bajando la presión del punto 4 al punto 5, la cantidad de líquido disminuye hasta desaparecer, es decir, la región de condensación retrograda (área sombreada de la figura II.2) ocurre a temperaturas entre la crítica y al cricondenterna. Una situación similar retrograda ocurre cuando la temperatura es disminuida a una presión constante entre la presión crítica y la cricondenbara. Algunas tuberías exhiben esos comportamientos retrógrados sólo en presiones elevadas.

Realizando el cálculo del equilibrio de fases, podemos ubicar nuestra mezcla de hidrocarburos en el yacimiento, de acuerdo con las relaciones descritas en la tabla II.2.

II.4- FLUJO DE FLUIDOS.

En la ingeniería del petróleo, la predicción del comportamiento del flujo de fluidos bifásicos en las tuberías de producción es un problema que tradicionalmente se resuelve, usando simuladores numéricos que razonablemente reproducen las caídas de presión y de temperatura que se tienen a lo largo de dichas tuberías.

Todas las simulaciones de flujo multifásico a través de tuberías están relacionadas con el comportamiento PVT de los fluidos, usando las correlaciones representadas por propiedades llamadas "gas en solución y factor de volumen de la formación". Estos modelos siguen un comportamiento PVT muy diferente a los que exhiben los sistemas de "aceite volátil o gas y condensado", ya que se sitúan en diferentes regiones dentro del diagrama de fases.

El modelo multicomponente o composicional es diseñado para sistemas de aceite volátil o gas y condensado por medio de rigurosos cálculos de equilibrio entre fases, el cual, no es comúnmente usado por el modelo de aceite negro, pero puede aplicarse.

Para sistemas de aceite volátil o gas y condensado en donde se requiere la determinación en forma rigurosa de la composición de las dos fases, es esencial la predicción de la temperatura y transferencia de masa, ya que, los cambios de presión y temperatura a lo largo de la tubería repercuten en la producción de líquidos.

Existen dos maneras de simular el comportamiento de fases, tomando como base la composición :

1.- Modelo Multicomponente : supone que la composición total es constante a lo largo de la tubería y sólo considera la variación de la composición de cada fase debido a la transferencia de masa, en cada punto de interés.

2.- Modelo Composicional : considera que la composición total varía punto a punto con la distancia , es decir, la fracción mole de cada componente es una función de la presión, temperatura y el escurrimiento entre las fases.

Los valores del colgamiento de líquido predecidos para las ecuaciones de flujo se suman a la composición total de la mezcla y son acumulados

En el modelo multicomponente o composicional se pueden manejar mezclas de hidrocarburos de n-componentes; donde n es el número de componentes, que para este caso en particular, se tomó como 13: nitrógeno (N_2), bióxido de carbono (CO_2), ácido sulfhídrico (H_2S), metano (C_1), etano (C_2), propano (C_3), isobutano (iC_4), butano normal (nC_4), isopentano (iC_5) pentano normal (nC_5), hexano normal (nC_6), pseudocomponente 1 y pseudocomponente 2.

Para calcular las caídas de presión y de temperatura que se produzcan en una tubería que transporta una mezcla de gas-líquido por medio de un simulador, es necesario interrelacionar la composición de la mezcla con la presión, temperatura y distribución del colgamiento de líquido existente, cuando propiamente acontece el equilibrio entre las fases en un punto de la tubería. Esto puede lograrse utilizando los principios de acoplamiento de balance de calor, balance de momentum y de equilibrio de fase.

** nomenclatura al final del trabajo.*

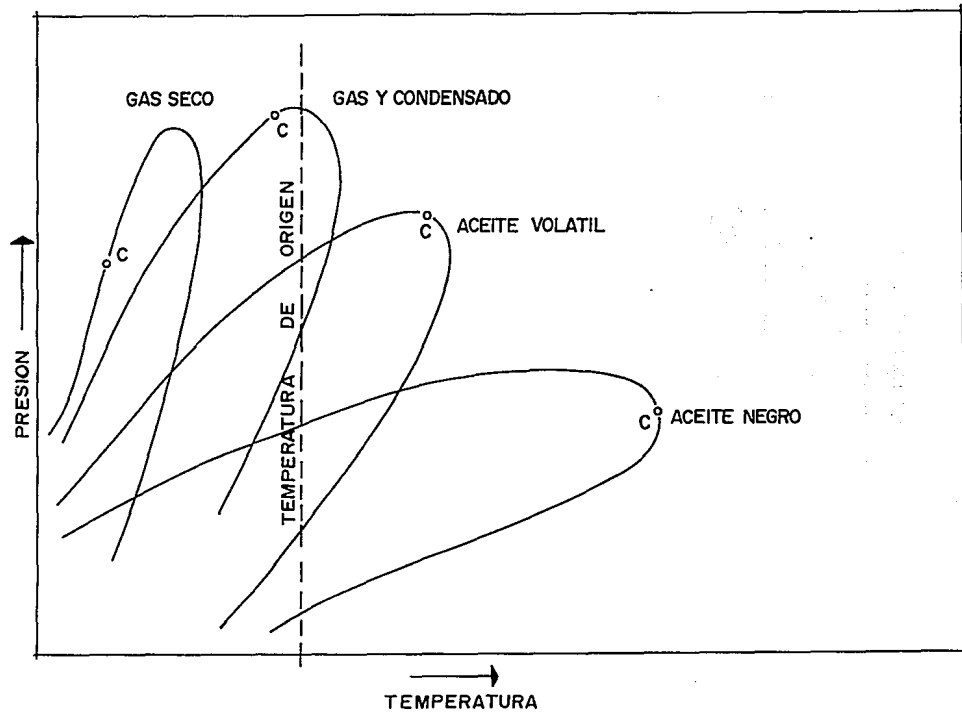


FIG. II.I DIAGRAMA PRESION-TEMPERATURA
DE LOS TIPOS DE FLUIDOS

HIDROCARBUROS EN LOS YACIMIENTOS
(MAC DONALD)

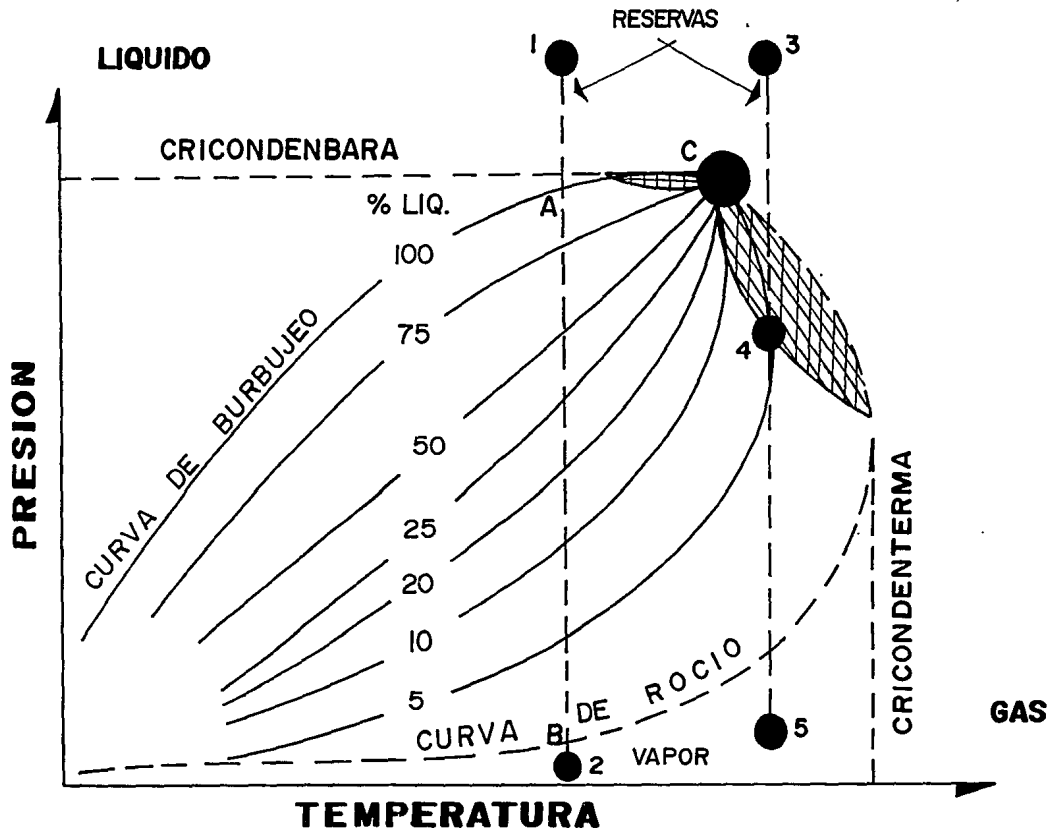


FIG. II.2 DIAGRAMA TIPICO PRESION-TEMPERATURA DE UN SISTEMA DE HIDROCARBURO.

**TABLA II.1.- PROMEDIOS DE COMPOSICIONES TIPICAS
DE FLUIDOS HIDROCARBUROS.**

	METANO (% DE MOLE)	INTERMEDIOS (% DE MOLE)	C7+ (% DE MOLE)
ACEITE NEGRO	30	35	35
ACEITE VOLATIL	55	30	15
GAS Y CONDENSADO	70	22	8
GAS SECO	90	9	1

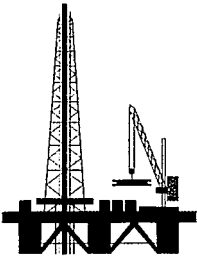
**TABLA II.2.- RELACIONES DE UBICACION EN EL
DIAGRAMA DE FASE**

RELACION	REGION EN EL DIAGRAMA DE FASES
$\sum \frac{Z}{K_i}$ y $\sum Z K_i > 1$	DOS FASES
$\sum \frac{Z}{K_i}$	LIQUIDA
$\sum \frac{Z}{K_i} = 1$	PUNTO DE BURBUJEO
$\sum \frac{Z}{K_i}$	VAPOR
$\sum \frac{Z}{K_i} = 1$	PUNTO DE ROCIO



MODELO PROPUESTO

CAPITULO III



III.- MODELO PROPUESTO.

De acuerdo al balance de momentum y la ecuación de continuidad para estudios homogéneos de una dimensión en el flujo de dos fases en las tuberías, el gradiente de presión está dado por³⁸

$$\frac{dp}{dl} = \pm \underbrace{\frac{\rho g \sin \theta}{g_c}}_I - \underbrace{\frac{f_r \rho V_T^2}{2 g_c d}}_II - \underbrace{\rho \frac{V_T dV_T}{g_c dl}}_III \quad (III - 1)$$

donde :

I.- GRADIENTE GRAVITACIONAL

II.- GRADIENTE POR FRICCIÓN

III.- GRADIENTE POR ACELERACION

El cálculo propio de cada gradiente y su suma, producirá la caída total de presión en tuberías. Conociendo las propiedades físicas de los fluidos, la geometría y el flujo de masa, con la correlación de Beggs y Brill se pueden determinar los regímenes de flujo y evaluarlos.

III.- CORRELACION DE BEGGS Y BRILL³⁸

A partir de pruebas de laboratorio, Beggs y Brill establecieron una correlación para calcular las distribuciones de presión en tuberías con flujo multifásico. Utilizaron para realizar su experimentación tubos de acrílico de 1 y 1 1/2 pulgadas y de 90 pies de longitud, los cuales, fueron dotados de un mecanismo que permitió variar su posición desde la horizontal hasta la vertical; incluyeron dispositivos para medir gastos, caídas de presión, ángulos de inclinación y el factor del colgamiento de líquido. Los fluidos utilizados fueron aire y agua. Las pruebas consistieron en medir el factor de colgamiento de líquido y la diferencial de presión en una sección de la tubería. En total se tomaron 584 datos de factor de colgamiento de líquido y caída de presión.

Dichas pruebas se realizaron para los siguientes rangos :

- | | |
|--|----------------|
| 1.- Gasto de gas: | 0 a 300 mmpcd. |
| 2.- Gasto de líquido: | 0 a 1030 bpd. |
| 3.- Presión media del sistema: | 35 a 95 psia. |
| 4.- Diámetro de tubería: | 1 y 1.5 pg. |
| 5.- Factor de colgamiento de líquido: | 0 a 0.87 |
| 6.- Ángulo de inclinación de la tubería: | -90° a 90 ° |

No obstante que el método fue desarrollado dentro de rangos muy limitados, en trabajos posteriores se ha comprobado que permite predecir con bastante exactitud las caídas de presión en tuberías con flujo multifásico.⁴⁹⁻⁵⁰

La ecuación general es de la forma :

$$\frac{dp}{dz} = \frac{\frac{g}{g_c} \sin \theta \rho_s + \frac{f_{ip} \rho_{ns} V_M^2}{2 g_c d}}{1 + \frac{\rho_s V_M V_{SG}}{g_c P}} \quad (III - 2)$$

Expresando la densidad de la mezcla con resbalamiento, ρ_s (lbm/pie³) como :

$$\rho_s = DEN_L * HL + DEN_V * (1-HL) \quad (III - 3)$$

y bajo ciertas condiciones, la ecuación (III - 2) se reduce para cuando:

$HL \rightarrow 1$	se tiene fase líquida.
$HL \rightarrow 0$	se tiene fase gaseosa.
$\theta = 0$	se tiene flujo horizontal.
$\theta = \pm 90^\circ$	se tiene flujo vertical.

La densidad de la mezcla sin resbalamiento, ρ_{ns} (lbm/pie³) como:

$$\rho_{ns} = DEN_L * \lambda_L + DEN_V * (1-\lambda_L) \quad (III - 4)$$

y la viscosidad de la mezcla sin resbalamiento, μ_{ns} (cp) :

$$\mu_{ns} = VISCL * \lambda_L + VISCV * (1-\lambda_L) \quad (III - 5)$$

en donde :

$$\lambda_L = V_{SL} / V_M \quad (III - 6)$$

$$V_{SL} = 1.273239545 * QPL/D^2$$

$$V_{SG} = 1.273239545 * QPG/D^2 \quad (III - 7)$$

$$V_M = V_{SL} + V_{SG}$$

- V_{SL} y V_{SG} : son las velocidades superficiales de las fases líquida y vapor en (pies/seg.).
- Q_{PL} y Q_{PG} : son los gastos a condiciones de escurrimiento del líquido y vapor (en BPD y MMPCD, respectivamente).
- D : es el diámetro de la tubería en (pies).
- DEN_L y DEN_V : son las densidades de las fases líquida y vapor en (lbm/ft^3).
- H_L : colgamiento de líquido.
- λ_L : colgamiento de líquido sin resbalamiento.

Expresando los números de líquido (NVL), de Froude (NFR) y Reynolds (NRE) como :

$$\begin{aligned}
 NVL &= 1.938 * V_{SL} * DEN_L / TS^{0.25} \\
 NFR &= 0.050387 * WMM^2 / \rho_{ns}^2 D^5 \quad (III - 8) \\
 NRE &= 1.27324 WMM^2 / D \mu_{ns}
 \end{aligned}$$

donde:

TS Es la tensión superficial en (dinas/cm).

Efectuando las sustituciones adecuadas e incluyendo los factores de conversión, la ecuación (III - 1) queda de la siguiente manera :

$$\frac{dp}{dz} = \frac{\frac{\sin \theta \rho_s}{144} + 0.000175 \frac{ft \rho WMM^2}{\rho_{ns} D^5}}{1 - \frac{\rho_s WMM QPG}{2857.9 \rho_{ns} D^4 p}} \quad (III - 9)$$

donde :

dp/dz	gradiente de presión en (psi/pie).
θ	es el ángulo de inclinación con respecto a la horizontal en (grados).
f_{fp}	factor de fricción para las dos fases.
WMM	gasto másico de la mezcla en (lbm/seg.).
D	diámetro interior de la tubería en (pies).
p	presión media en el intervalo en (psia).

III.1.1.- FACTOR DE COLGAMIENTO

Desarrollando un mapa de patrones de flujo en función del colgamiento de líquido sin reshalamiento entre las fases (λ_L) y el número de Froude (N_{FR}), Beggs y Brill obtuvieron el factor de colgamiento de líquido (H_L) en tuberías horizontales, clasificando al flujo bifásico en 4 patrones: **segregado**, **intermitente**, **transición** y **distribuido**. Para el caso de tuberías inclinadas y verticales se obtiene el factor de colgamiento como si la tubería fuese horizontal y luego se corrige por la inclinación real que tiene la misma.

$$H_L(\theta) = H_{LO} * \psi$$

donde :

$H_L(\theta)$	factor de colgamiento para cualquier inclinación de tubería.
H_{LO}	colgamiento para tubería horizontal.
ψ	factor de corrección para tuberías en posición diferente de la horizontal.

El patrón de flujo se obtiene utilizando la figura III.1 en función del número de Froude (NFR) y del factor del colgamiento de líquido sin resbalamiento λ_L o de acuerdo a las siguientes expresiones :

REGIMEN

DE

CONDICIONES

FLUJO

segregado	$\lambda_L < 0.01$ y $NFR < L1$ ó $\lambda_L \geq 0.01$ y $NFR < L2$
transición	$\lambda_L \geq 0.01$ y $L2 < NFR \leq L3$
intermitente	$0.01 \leq \lambda_L \leq 0.4$ y $L3 < NFR \leq L1$ ó $\lambda_L \geq 0.4$ y $L3 < NFR \leq L4$
distribuido	$\lambda_L < 0.4$ y $NFR \geq L1$ ó $\lambda_L \geq 0.4$ y $NFR > L4$

donde los límites de las condiciones son :

$$L1 = 316 \lambda_L^{0.302}$$

$$L2 = 0.0009252 \lambda_L^{-2.4684} \quad (III - 10)$$

$$L3 = 0.1 \lambda_L^{-1.4516}$$

$$L4 = 0.5 \lambda_L^{-6.738}$$

El factor del colgamiento del líquido, queda definido por :

$$H_{LO} = a \lambda_L^b / NFR^c \quad (III - 11)$$

De acuerdo al patrón de flujo las constantes a , b y c se obtienen de acuerdo a :

PATRON DE FLUJO	a	b	c
SEGREGADO	0.980	0.4846	0.0868
INTERMITENTE	0.845	0.5351	0.0173
DISTRIBUIDO	1.065	0.5824	0.0609

Para el caso de que el tipo de flujo sea de transición, el colgamiento se determina por interpolación entre los valores de colgamiento de flujo segregado e intermitente de acuerdo a:

$$HL (TRANSICION) = \varphi HL (SEGREGADO) + (1-\varphi) HL (INTERMITENTE) \quad (III - 12)$$

donde :

$$\varphi = \frac{L3 - NFR}{L3 - L2} \quad (III - 12a)$$

Para el caso de tuberías verticales e inclinadas el factor de corrección ψ es calculado de las siguientes expresiones :

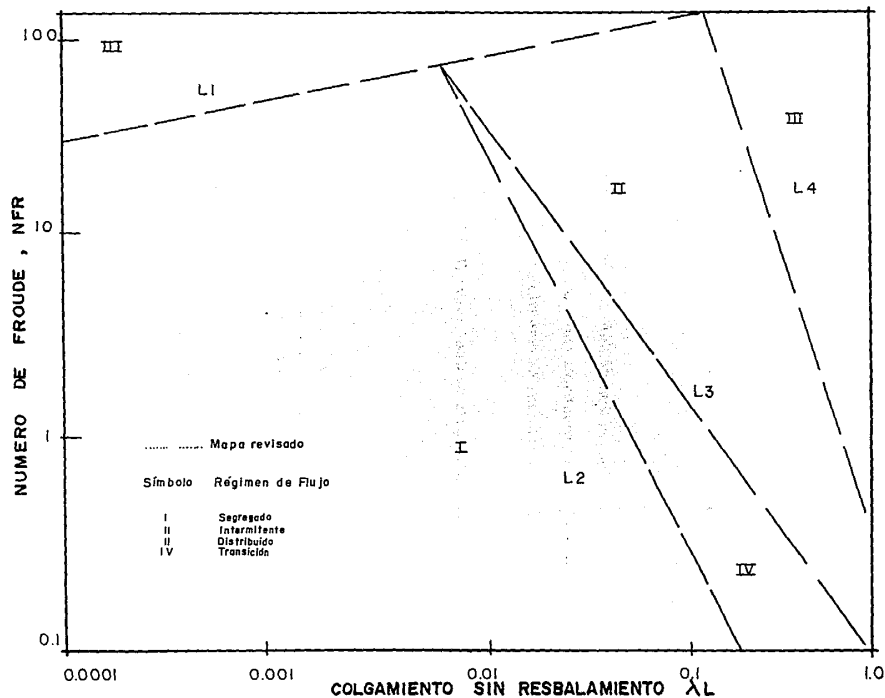


FIG. III.1 MAPA DE PATRONES DE FLUJO
DE BEGGS (38)

tubería vertical : $\psi = 1 + 0.3 C$

tubería inclinada :

$$\psi = 1 + C (\text{SEN } (1.8\theta) - \text{SEN}^3 (1.8\theta/3))$$

$$C = (1 - \lambda L) \text{Ln} (d \lambda L^6 \text{NVL}^5 \text{NFR}^8)$$

(III - 13)

Las constantes d , e , f y g también se determinan de acuerdo al patrón y al sentido del flujo de la tabla siguiente :

PATRON DE FLUJO	d	e	f	g
SEGREGADO (ascendente)	0.011	-3.768	3.5390	-1.6140
INTERMITENTE (")	2.960	0.305	-0.4473	-0.0978
DISTRIBUIDO (")		$C = 0$	y	$\psi = 1$
TODOS LO PATRONES DE FLUJO (descendente)	4.700	-0.3692	0.1244	-0.5056

Se debe cumplir que $C = 0$.

III.1.2.- FACTOR DE FRICCION DE LAS DOS FASES

De acuerdo a la siguiente expresión el factor de fricción de las dos fases está dado por :

$$f_{fp} = f_{ns} (f_{fp} / f_{ns}) \quad (\text{III} - 14)$$

donde :

f_{ns} : es el factor de fricción sin resbalamiento para tuberías lisas y se determina del diagrama de Moody o bien con la siguiente expresión:

$$fns = \left(2 \log \left(\frac{NRE}{4.5223 \log(NRE) - 3.8215} \right) \right)^{-2} \quad (III - 15)$$

$$YF = \lambda_L / HL (\theta)^2$$

$$S = -0.0523 + 3.182 \text{ LN}(YF) - 0.8725 (\text{LN}(YF))^2 + 0.01853 \text{ LN}(YF)^3$$

$$fp = \text{EXP}(S) * fns$$

(III - 16)

III.2.- BALANCE DE CALOR

Los fluidos al estar moviendo a través de una tubería intercambian continuamente calor con los alrededores por conducción. El perfil de temperatura en la tubería es afectado por los cambios de elevación, velocidad, transferencia de calor y calentamiento o enfriamiento por el efecto de Joule Thompson. Para contabilizar estos efectos es necesario realizar un balance de calor para un segmento de tubería.

La temperatura es muy importante ya que las propiedades físicas de los fluidos dependen de ella y por consiguiente las pérdidas de presión en tuberías que transportan agua, aceite, gas ó una mezcla de dichos fluidos.⁴³⁻⁴⁷

TUBERIAS HORIZONTALES E INCLINADAS

La figura III.2 nos muestra la transferencia de calor de un fluido. Sea un tubo de longitud L , del cual consideramos una sección dx , en la que ocurre un cambio de temperatura dT . Al llegar el fluido al x , tiene una cantidad de calor Q ; pero al pasar a la posición $x+dx$, pierde cierta cantidad de calor dQ , a través de las paredes del tubo; expresando esto con la siguiente ecuación se tiene :

$$dQ = \frac{\pi D U dx (T - T_a)}{12} \quad (\text{III} - 17)$$

donde :

- Q flujo de calor en (BTU / día)
 D diámetro de la tubería en (pulgadas).
 U coeficiente de transferencia de calor en
 (BTU/día-pie² - °F).
 T temperatura del fluido en (°F).
 T_a temperatura del medio ambiente que rodea la
 tubería en (°F).
 x longitud en (pies).

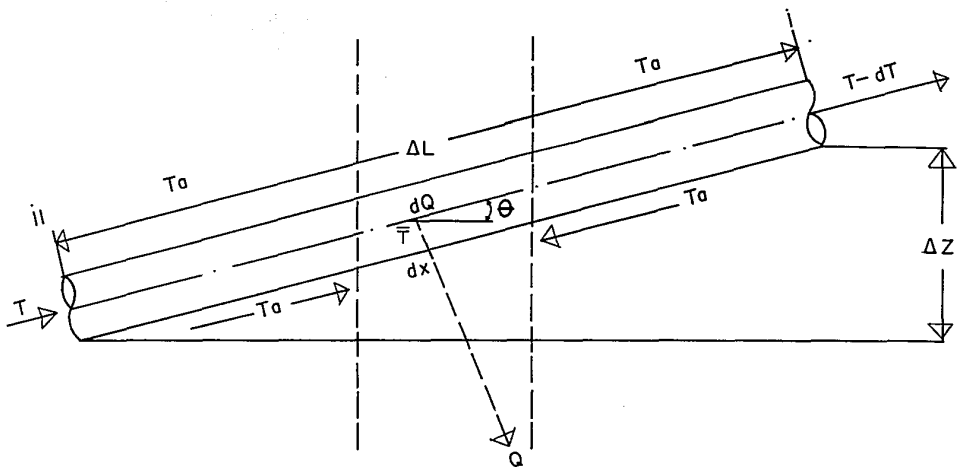


FIG. III 2 TRANSFERENCIA DE CALOR EN UNA TUBERIA DE FLUIDO

dQ se puede expresar también de la siguiente manera :

$$dQ = Wf Cf dT \quad (III - 18)$$

que es la pérdida de calor del fluido al pasar de (x) a $(x+dx)$, donde :

W gasto másico en (lbm/día)

Cf calor específico del fluido en (BTU/lb-°F)

igualando las ecuaciones (III - 17 y III - 18) se tiene :

$$- Wf Cf dT = \pi D U dx (T - Ta) / 12$$

agrupando :

$$dT / (T - Ta) = -A dx \quad (III - 19)$$

donde :

$$A = \pi D U / (12 Wf Cf) = 0.2618 D U / (Wf Cf) \quad (III - 20)$$

integrando :

$$\ln (Tx - Ta) / (T1 - Ta)$$

y despejando Tx se tiene :

$$Tx = Ta + (T1 - Ta) \text{ EXP } (-Ax) \quad (III - 21)$$

Con ésta expresión podemos calcular la temperatura en una tubería horizontal o inclinada (oleoducto). Para calcular la distribución de temperaturas en gasoductos se debe considerar el efecto del cambio en la temperatura, resultante por la expansión del gas, al abatirse su presión a lo largo de la tubería (efecto de Joule - Thompson).

$$T_x = [T_1 - (T_a + (\eta/A) (dp/dx)] \text{ EXP } (- Ax) \quad (\text{III} - 22)$$

donde :

η coeficiente de Joule - Thompson en ($^{\circ}\text{F}/\text{psi}$)

dp/dx gradiente de presión en (psi/pie)

TUBERIAS VERTICALES DE PRODUCCION.

Con el procedimiento propuesto por Romero Juárez⁴³, se puede determinar la temperatura a lo largo de un pozo, utilizando la ecuación de Ramey⁴⁷ :

$$T_x = T_{bh} + g_e (A (1 - \text{EXP } (-Z/A)) - Z) \quad (\text{III} - 23)$$

donde :

$$A = \frac{86400 W f c f (K h e + D U f (t))}{2 \pi D K h e U} \quad (\text{III} - 24)$$

La función del tiempo $f(t)$ puede calcularse para tiempos menores de 400 días.

$$\log f(t) = 0.31333 \log Y - 0.06 (\log Y)^2 + 0.006666 (\log Y)^3 \quad (III-26)$$

donde :

$$Y = 552 * t / DCE^2 \quad (III-27)$$

$$FT = 10^{(\log(Y))} \quad (III-28)$$

Si el tiempo es mayor de 400 entonces $FT = 1$.

Khe conductividad térmica de la tierra en (BTU/día-°F- pie).

U coeficiente de transferencia de calor total en (BTU/día-°F-pie²).

Wf gasto másico en (lbm/día).

Cf calor específico del fluido en (BTU/lbm -°F).

D radio interior de la TP en (pies)

t tiempo de producción en (días)

Tbh temperatura en el fondo del pozo en (°F).

III.3.- COMPOSICIONAL

De acuerdo con las expresiones de la densidad de la mezcla (III-3) y el factor de fricción para flujo de dos fases (III-16) los parámetros empíricos H_L y f_{fp} son utilizados para contabilizar el escurrimiento entre las fases y son correlacionados como una función de la fracción de líquido no escurrida (λ_L), velocidades de flujo, propiedades de los fluidos y geometría de la tubería.⁴²

Bajo condiciones de equilibrio, un balance molar puede ser escrito para cada componente de la siguiente manera :

$$\sum_i F_i = \sum_i L_{ns} + \sum_i L_s + \sum_i G \quad (III-29)$$

donde :

F_i son el número total de moles en la mezcla.

L_{ns} son el número de moles en fase líquida.

L_s son las moles presentes de líquido debido al resbalamiento

G son las moles de vapor.

\sum_i es la fracción mole del componente i^{th} .

Si consideramos una celda en equilibrio vapor - líquido como se muestra en la figura III-3, que contiene el líquido presente de un equilibrio flash y el líquido debido al resbalamiento (condición 1), suponemos que la composición del líquido resbalado es por definición idéntica a la composición flash del líquido. La mezcla total tendrá una composición Z_{1i} para el número total de moles en la mezcla F_1 . Si removiéramos ahora el líquido debido al resbalamiento de la celda a presión y temperatura constante (condición 2), la interfase vapor - líquido y la composición de cada fase no cambiarán, de acuerdo con lo que supusimos, sin embargo, el número total de moles cambian a F_2 con una nueva composición Z_{2i} . Si realizamos otro balance molar para cada componente, entonces el sistema queda expresado de la siguiente manera :

$$Z_{2i} F_2 = Z_{1i} F_1 - X_i L_s \quad (III-30)$$

Donde Z_{2i} es reconocido como la composición de la mezcla fluyendo en la línea con diferentes formas de composición "in-situ" por el total ó suma de colgamiento de líquido y se puede escribir como :

$$Z_{2i} = \frac{Z_{1i} F_1 + X_i L_s}{F_2 + L_s} \quad (III-31)$$

Observe que Z_{21} y F_2 son constantes a lo largo de la tubería en condición estable, aunque cambie mezclándose con una fuente externa o separando una fase selectivamente. Esto significa que las X_i y las Y_i pueden ser determinadas por medio de una simple separación flash por abajo de la presión y temperatura considerada de la composición de la mezcla fluyendo. Como una función del colgamiento de líquido, la composición total "in-situ" en la línea, variará punto a punto, de acuerdo con la ecuación (III-31). Este desarrollo impide la demostración que la vaporización diferencial ocurre como un resultado del colgamiento de líquido entre las fases.

El valor de ϕ_L debe ser ajustado considerando las moles adicionales de líquido presente debido al colgamiento, el cual, es definido en términos de la fracción mole de líquido con la expresión siguiente :

$$HL = \phi_L v_L / (\phi_L v_L + (1-\phi_L) v_G) \quad (III-32)$$

donde :

ϕ_L fracción mole de líquido en (lb mole líq. / lb mole total)

v_L volumen específico molar de la fase líquida en
(pies³ líq. / lb mole líq.)

v_G volumen específico molar de la fase gaseosa en
(pies³ gas / lb mole gas)

Si reagrupamos la ecuación (III-32) se tiene :

$$\phi_L = \frac{HL v_G}{HL v_G + (1-HL)v_L} \quad (III-33)$$

Además las moles de líquidos se determinan de acuerdo a :

$$Ls = \phi_L \cdot L \quad (III-34)$$

El valor de ϕ_L puede ser significativamente diferente del que se predijo por un equilibrio flash de una composición fluyendo.

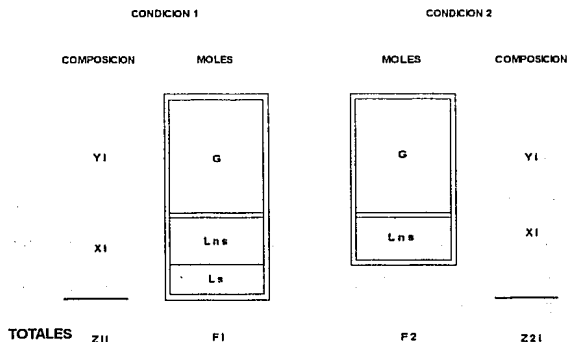


Fig. III.3. Efectos del colgamiento sobre la composición.

III.4.- ECUACION DE ESTADO

Para cada punto en los cálculos, las propiedades físicas^D deben ser evaluadas en función de la presión, temperatura y composición de la mezcla de hidrocarburos.

La simulación numérica de procesos miscibles en una ecuación general de estado, requiere calcular el equilibrio de fase^B que existe entre los componentes de una mezcla de hidrocarburos, por lo que, la ecuación de estado debe ser capaz de predecir el equilibrio de fase por encima de un amplio rango de composiciones de CO₂. Las mezclas de CO₂/hidrocarburo pueden mostrar una fase de equilibrio compleja; inmiscibilidad líquido/líquido, equilibrio vapor/líquido/líquido y una posible precipitación de asfalteno.

La ecuación de estado utilizada en este trabajo para calcular dichas propiedades, es la de Peng - Robinson, la cual, ha sido adaptada para obtener adecuadamente las predicciones en el equilibrio de fase para sistemas de CO₂/hidrocarburo por encima de un amplio rango de condiciones¹⁹⁻²⁹.

B En el apéndice B se encuentra en forma detallada el desarrollo del equilibrio de fase

D En el apéndice D se encuentra en forma detallada las correlaciones utilizadas para el cálculo de las propiedades físicas de los fluidos.

Esta adaptación implica el uso de parámetros especiales que describen el comportamiento del CO₂ puro para temperaturas superiores a las críticas y de reglas de mezclado modificadas para describir el comportamiento de la mezcla CO₂/hidrocarburo. Las funciones generales son desarrolladas para los parámetros involucrados para permitir la interpolación o extrapolación de otros sistemas y condiciones.

La ecuación original de Peng - Robinson es ^C :

$$p = \frac{R T}{V - b} - \frac{a T}{V(V+b) + b(V-b)} \quad (\text{III-35})$$

Si aplicamos las condiciones al punto crítico, se tiene que las constantes a y b de la ecuación anterior, son generalmente escritos en términos de parámetros adimensionales Ω_a y Ω_b , donde :

$$\begin{aligned} a &= \Omega_a R^2 T_c^2 / P_c \\ b &= \Omega_b R T_c / P_c \end{aligned} \quad (\text{III-36})$$

Los parámetros de componente puro Ω_a y Ω_b son funciones de la temperatura reducida y del factor acéntrico²³.

^C En el apéndice C se encuentra en forma detallada la ecuación de Peng - Robinson.

$$\Omega a = \alpha 1 (Tr, \omega) \quad Tr \leq 1 \quad (III-37)$$

$$\Omega a = \alpha 1 (1, \omega) \quad Tr > 1 \quad (III-38)$$

y

$$\Omega b = \alpha 2 (Tr, \omega) \quad Tr \leq 1 \quad (III-39)$$

$$\Omega b = \alpha 2 (1, \omega) \quad Tr > 1 \quad (III-40)$$

Las funciones generales $\alpha 1$ y $\alpha 2$ se desarrollaron para la densidad de un compuesto puro y correlaciones de presión de vapor.

De acuerdo a las reglas de mezclado, empleadas por Yarborough²³:

$$a_m = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n Z_i Z_j (1 - C_{ij}) (a_i a_j)^{1/2} \quad (III-41)$$

$$b_m = \sum_{i=1}^n Z_i b_i$$

Donde el parámetro de interacción binario C_{ij} , tiene valores diferentes de cero en sistemas hidrocarburo/no-hidrocarburo y pares de hidrocarburo de medida extensamente diferente.

MODIFICACIONES PARA CO₂:

Para una adecuada predicción del comportamiento de fase por encima de un amplio rango de concentraciones de CO₂ en una mezcla de hidrocarburos, las reglas de mezclado y los parámetros de interacción binario C_{ij} fueron modificados. Se incluyó un parámetro de interacción binario D_{ij} dentro de la segunda regla de mezclado²¹⁻²³, tal que:

$$b_m = 1/2 \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n Z_i Z_j (1 + D_{ij}) (b_i + b_j) \quad (III - 42)$$

Para mantener la consistencia tomada por Yarborough, los parámetros de interacción binario C_{ij} y D_{ij} se expresaron en función del factor acéntrico del componente hidrocarburo para interacciones de CO₂/hidrocarburo (CO₂. h).

$$C_{CO_2, h} = \beta_1 (\omega h) \quad (III - 43)$$

$$D_{CO_2, h} = \beta_2 (\omega h)$$

Los parámetros del CO₂ puro se definieron en temperaturas inferiores a la de la temperatura crítica del CO₂; esto reduce grandemente la dependencia de la temperatura observada en valores requeridos en el parámetro de interacción binario para el dato de equilibrio binario conveniente:

$$\Omega_a, CO_2 = \beta_3 (T) \quad T = T_c, CO_2 \quad (III-44)$$

$$\Omega_h, CO_2 = \beta_4 (T) \quad T = T_c, CO_2 \quad (III-45)$$

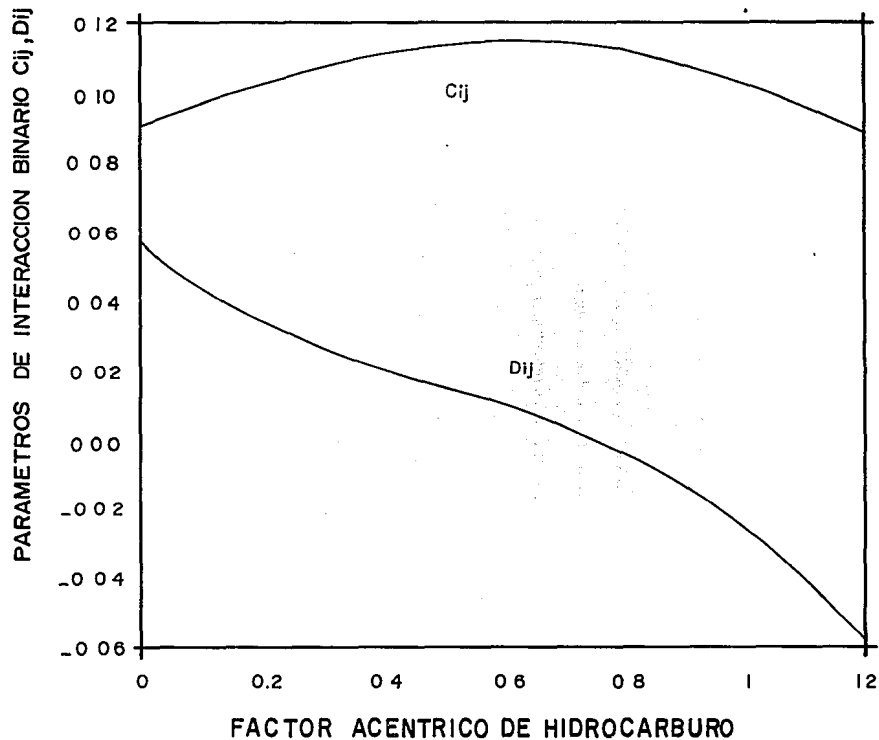


FIG. III.3 COEFICIENTES DE INTERACCION BINARIO CO₂/HIDROCARBURO

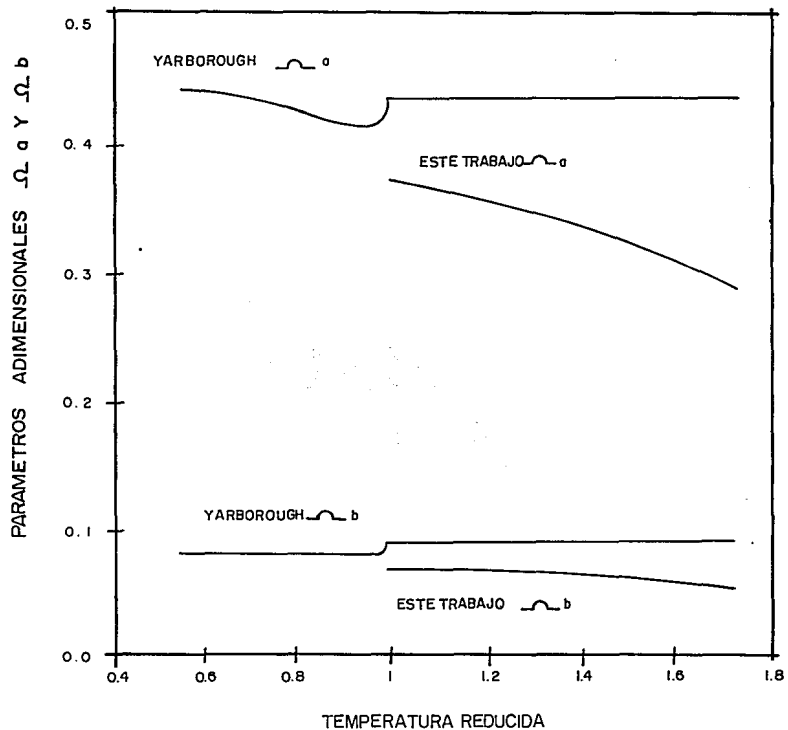


FIG. III.4 PARAMETROS SUPERCRITICOS
DESARROLLADOS PARA EL CO₂ UTILI-
ZADOS EN LA ECUACION DE PENG-ROBIN-
SON.

Los parámetros de interacción binarios $C'_{CO_2, h}$ (hidrocarburo) y $D_{CO_2, h}$ y los parámetros supercríticos de CO_2 puro (Ω_a , C'_{CO_2} y Ω_h , C'_{CO_2}) se determinaron simultáneamente (figs. III.3 y III.4) a través de las siguientes correlaciones ^D:

$$C'_{ij} = 0.0905 + 0.06788582 \omega_i + 0.2533836 \omega_i^2 - 2.01958 \omega_i^3 + 6.170441 \omega_i^4 - 10.51725 \omega_i^5 + 10.13749 \omega_i^6 - 5.14583 \omega_i^7 + 1.066051 \omega_i^8 \quad (III-46)$$

$$D_{ij} = 0.058 - 0.1899048 \omega_i + 0.7390454 \omega_i^2 - 2.851792 \omega_i^3 + 6.9543 \omega_i^4 - 9.855903 \omega_i^5 + 7.804859 \omega_i^6 - 3.182248 \omega_i^7 + 0.5092339 \omega_i^8 \quad (III-47)$$

Si $0.97201 < Tr < 0.99999999$, entonces :

$$\Omega_a = 41.97839 - 84.93832 Tr_i + 43.39274 Tr_i^2 \quad (III-48)$$

$$\Omega_h = 18.00956 - 36.62724 Tr_i + 18.70531 Tr_i^2$$

^D En el apéndice D se presentan las matrices de los coeficientes de interacción binario C'_{ij} y D_{ij}

Si $0.512 \geq Tri < 0.97201$, entonces :

$$\begin{aligned} \Omega a = & -107.3129 + 1179.774 Tri - 5609.444 Tri^2 + 15112.41 Tri^3 - \\ & 5213.69 Tri^4 + 26659.51 Tri^5 - 17434.91 Tri^6 + \\ & 6443.7263.69 Tri^7 - 1029.642 Tri^8 \end{aligned} \quad (III-49)$$

$$\begin{aligned} \Omega b = & 5.847339 - 49.82318 Tri + 177.4587 Tri^2 - 333.5942 Tri^3 - \\ & 349.2719 Tri^4 + 193.2248 Tri^5 + 44.14772 Tri^6 \end{aligned}$$

si $Tri > 1.721$, entonces :

$$\Omega a = 0.45724 \quad y \quad \Omega b = 0.0778 \quad (III-50)$$

si no, entonces :

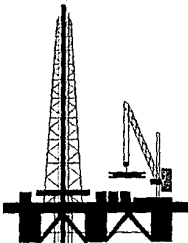
$$\begin{aligned} \Omega a = & -0.8049139 + 3.704193 Tri - 4.221856 Tri^2 + 2.07573 Tri^3 - \\ & 0.3831554 Tri^4 \end{aligned} \quad (III-51)$$

$$\Omega a = 0.08649156 - 0.01398553 Tri - 0.02506031 Tri^2$$



PROGRAMA DE COMPUTO

CAPITULO IV



El programa de cómputo fue realizado en lenguaje Turbo Pascal, es de fácil entendimiento para su manejo y utilización. Puede instalarse y compilarse en cualquier PC. Está basado en un modelo matemático que permite analizar el comportamiento de flujo de una mezcla multicomponente de gas - líquido que contiene más de un 60 % de bióxido de carbono, desde el fondo de los pozos hasta la llegada de los fluidos a las baterías de separación; con el programa también se pueden diseñar aparejos de producción, líneas de descarga de los pozos y oleogasoductos (capacidades de transporte, diámetros, longitudes, etc.).

El desarrollo del programa de cómputo, incluye procedimientos de cálculo para la determinación del perfil de presiones y de temperaturas en tuberías verticales, inclinadas y horizontales con flujo multifásico (correlación de Beggs y Brill), el comportamiento de fase de una mezcla multicomponente de gas - líquido mediante la ecuación de estado de Peng - Robinson, la cual fue modificada para manejar cantidades considerables de bióxido de carbono y un modelo multicomponente o composicional para sistemas de gas y condensado o aceite volátil.

Para acoplar dichos procedimientos dentro del programa de cómputo, el esquema general es el de seccionar la tubería y determinar la temperatura y presión al final de cada segmento.

El modelo debe satisfacer en primer lugar el balance de calor conjuntamente con el equilibrio de fases y posteriormente verificar la convergencia en la presión conjuntamente con el equilibrio de fases para cada segmento, ya que, los cambios de presión son relativamente insensibles a los cambios de temperatura.

El algoritmo de cálculo para alcanzar la convergencia en cada segmento de la tubería y determinar los perfiles de presión, consiste en subrutinas para cada régimen de flujo, las cuales, son llamadas de una subrutina de control. Los cálculos de transferencia de calor han sido incorporados en la rutina de control en orden de iteración sobre la caída de presión de la manera siguiente :

1.- Contar con los datos siguientes : composición de la mezcla, condiciones críticas, gastos, diámetros y longitudes de las tuberías, T_a , U , K_{he} , G_e , Tiempo de prueba.

2.- A partir de un punto de presión y profundidad ó longitud de línea conocidos (P_1 , h_1) definir un intervalo fijando un incremento de presión (Δp) y suponiendo un incremento de profundidad ó longitud correspondiente (Δh). Además definir la temperatura de los alrededores de dicho segmento, así , como el desnivel del terreno.

3.- Estimar la presión al final del segmento y con estos datos determinar las propiedades PVT de los fluidos para obtener con la correlación de Romero Juárez la temperatura al final del intervalo.

4.- Determinar la presión, profundidad y temperatura media para el intervalo.

5.- De acuerdo a las condiciones medias, determinar las propiedades PVT de los fluidos por medio de la ecuación de estado de Peng - Robinson (ρ_L , ρ_g , μ_L , μ_g , σ_L) así como V_{SL} , V_{sg} .

6.- Determinar N_{VL} , N_{FR} , L_1 , L_2 , L_3 y L_4 , el colgamiento del líquido (H_L) la densidad de la mezcla (ρ_m) y el régimen de flujo.

7.- Determinar las caídas de presión por elevación, fricción y aceleración, así como el gradiente total de presión (DPT).

8.- Calcular el incremento de longitud $\Delta h_c = \Delta P/DPT$.

9.- Comparar el Δh_c con Δh supuesto en el paso 2. Si son iguales proceder con el paso 9. Si difieren hacer $\Delta h = \Delta h_c$. Si el sistema de flujo es multicomponente regresar al paso 2, si no, corregir las Z_i por colgamiento de líquido (correlación composicional de Thomas Gould) y regresar al paso 2.

10.- Determinar el extremo superior del intervalo :

$$P2 = P1 + \Delta P$$

y

$$h2 = h1 + \Delta hc$$

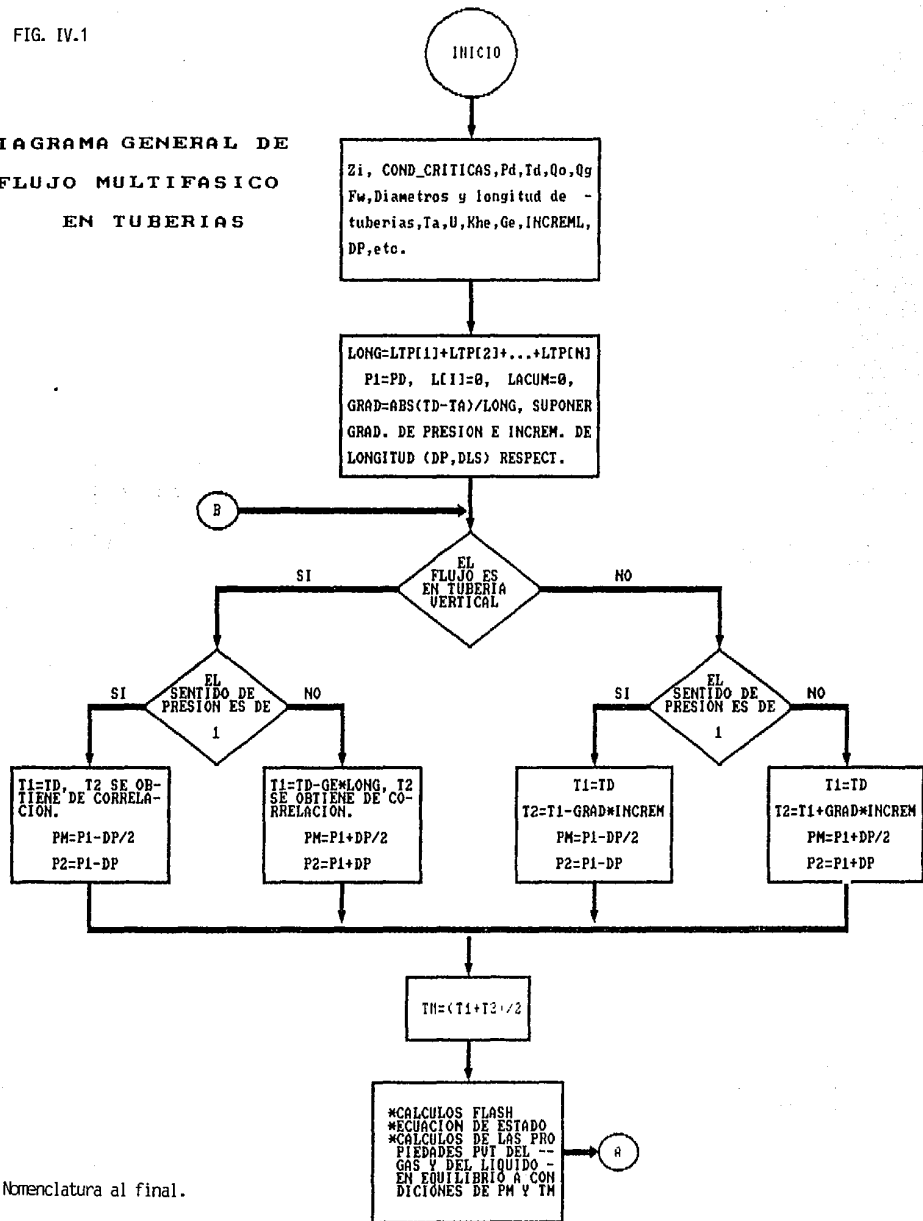
y verificar si ya se alcanzó la profundidad total del pozo ó la longitud total de la línea de descarga. Los cálculos terminan cuando se llegue a esa profundidad o longitud total; en caso contrario seguir con el paso 11.

11.- Hacer $P1 = P2$, $T1 = T2$, $h1 = h2$ y regresar al paso 2.

El diagrama de flujo detallado del programa de cómputo se presenta en la siguiente figura IV.1

FIG. IV.1

DIAGRAMA GENERAL DE
FLUJO MULTIFASICO
EN TUBERIAS



Nomenclatura al final.

A

*CALCULO DE PARAMETROS DE CORRELACION: USL, USG, DL, RO, N, MM, MMG, MMH, MMM, OM, UISCM, N, OM, UISCLIQ, NOL, LAMBDA, OPL, OPG, ETC.
 * CALCULO DEL COLGAMIENTO DE LIQUIDO (HL) Y DE LA DENSIDAD DE LA MEZCLA.

* CALCULO DE LAS CAIDAS DE PRESION POR ELEUACION, FRICION Y ACELERACION: DPE, DPF, DPA-(EK)
 * CALCULO DE LAS VELOCIDADES DEL LIQUIDO Y DEL GAS $UL=USL/HL$, Y $UG=USG/(1-HL)$

CALCULO DEL INCREMENTO TOTAL DE -- LONGITUD:
 $DLC = DP/DPT$

* CORRELACION DE COMPOSICIONAL DE THOMAS GOULD

LA LINEA NO PUEDE MANEJAR EL GASTO-SELECCIONADO PORQUE LA PRESION -- LLEGO < 8
 FIN

EL VALOR DE SALIDA ES MAYOR DE 14.7 PSIA ?

EXISTE UNA DIFERENCIA ME NOR QUE 1 ENTRE ABS(DLS-DLC)

DLS=DLC
 SALIDA=P2-DP

EL SISTEMA DE FLUJO ES MULTICOMPONENTE ?

$LII=LII+DLC$
 $LACUM=LACUM+DLC$
 $GT=(T1-T2)/DLC$

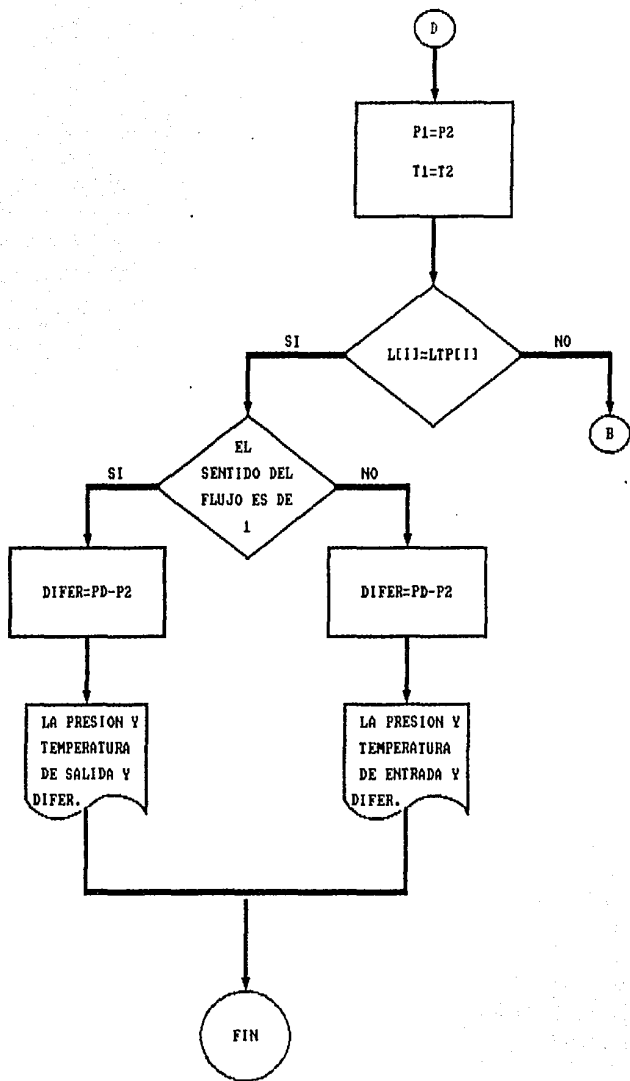
$LII < LIP11$

EL SENTIDO DEL FLUJO ES DE 1

$A=LII-LIP11$
 $GT=(T1-T2)/DLC$
 $P2=P1-DPT*A$
 $T2=T1-GT*A$
 $LACUM=LACUM-DLC$
 $DLC=DLC-A$
 $LII=LIP11$
 $P1=P2$
 $T1=T2$

PM, TM, USL, USG, HL, TTP, EK, DPE, DPF, DPT, LACUM, TIPO DE FLUJO, RO, N, RO, ETC.

$A=LII-LIP11$
 $GT=(T1-T2)/DLC$
 $P2=P1+DPT*A$
 $LACUM=LACUM-DLC$
 $DLC=DLC-A$
 $LII=LIP11$
 $P1=P2$
 $T1=T2$



PROGRAM FLUJO_COMPOSICIONAL:

[PROGRAMA DE FLUJO MULTIFASICO PARA LOS POZOS
Y OLEOGASODUCTOS DEL CAMPO CARMITO
ING. LUIS JORGE CARRANZA BECERRA
T E S I S]

USES CRT,PRINTER:

TYPE

ARREG = ARRAY [1..10] OF REAL;
VECTOR = ARRAY [1..13] OF REAL;
MATRIX = ARRAY [1..13,1..13] OF REAL;
ARREGLO = RECORD
TCIA:REAL;PCIA:REAL;WIA:REAL;PMIA:REAL;VCIA:REAL;PRAIA:REAL;
END;

CIB = RECORD
C1,C2,C3,C4,C5,C6,C7,C8,C9,C10,C11,C12,C13:REAL;
END;

DIB = RECORD
D1,D2,D3,D4,D5,D6,D7,D8,D9,D10,D11,D12,D13:REAL;
END;

VAR

TCI,PCI,WLZI,PMI,VCL,PRAL,XI,Y1,K1 :VECTOR;
PMIC7M,DR7M,L,V,DENV,DENL,DENVCS,VISCM_N,OPL,QFG,DIST,DLIC1,
DENLCS,QU,QG,VSL,VSG,DL,RO_N,WMO,WMG,WMW,WML,WMI,QM,LAMDAL,GRAD,
VVCORR,VLCORR,VISCQ,VISCL,BG,TS,BW,DW,VISCV,PMAX,PMAY,PMM,AL,
VISCLIQ,VM,VISCM,RO,TIEM,KHE,GE,TBH,SALIDA,DL,FTP,DPF,DPE,EK,
DPT,DIFER,GT,LACUM,LONG,TOL,GML,OMG,GVM,PD,FW,RP,U,INCREML,DP,
P1,P2,PM,T1,T2,TM,PROF,T1Z,T2Z,HLO,HLL,VL,VG,NVL,TX,TA :REAL;
DIJ,CIU :MATRIX;
TIFFASE :STRING;
LINEA :STRING[40];
FLUJO :STRING[12];
LN,GAS,PRESION,ITERACION,FLUTUB,SISTFLU :INTEGER;
D,DCE,LTP,LI,TETA,ALTP :ARREG;

FUNCTION POT(B:REAL;E:REAL) :REAL;

VAR
EX:A :REAL;

BEGIN

EX:=ABS(E);
IF E= 0 THEN
IF EX=1 THEN POT:=1/B
ELSE POT:=1/EXP(EX*LN(B))
ELSE
BEGIN
IF EX=1 THEN POT:=B
ELSE
BEGIN
IF B= 0 THEN
BEGIN
B:=ABS(B);A:=EXP(EX*LN(B));POT:=-A;
END
ELSE POT:=EXP(EX*LN(B));
END;
END;
END;

```

PROCEDURE COMPOSICIONAL(ZI,LI,YI:VECTOR;LV,VVCORR,VLCORR:REAL;VAR ZII:VECTOR);
VAR
  TETAL,LS
  I
  I:REAL;
  I:INTEGER;
BEGIN
  TETAL:=HL*VVCORR/(HL*VVCORR+(1-HL)*VLCORR);LS:=TETAL-L:I:=1;
  REPEAT
    ZII[I]:=(ZI[I]+X[I]*LS)/(1+LS);I:=I+1;
  UNTIL I = 13;
END;

```

```

PROCEDURE TEMPERATURA (P,PRESION,PROF,INCREML,U,TA,T,DENL,WMG,WMI,WMO,WMM,
  GE,KHE,TIEM:REAL;D,DCE:ARREG;VAR TX:REAL);
VAR
  DRO,A1,A2,B,C,CFG,CFG,D1,A,Y,FT
  :REAL;

```

```

BEGIN
  T:=T-460;TA:=TA-460;DRO:=DENL/62.428;
  A1:=0.4248+0.0004038*P+0.0000000491*SQR(P)-3.57*EXP(-11*LN(10))*EXP(3*LN(P));
  B:=(0,0010016-3.6787*EXP(-6*LN(10))*P-3*EXP(-10*LN(10))*SQR(P)+3.4893*EXP(-13*LN(10))*
    EXP(3*LN(P)))*T;
  C:=(-2.7674*EXP(-6*LN(10))+1.18*EXP(-8*LN(10))*P+0.5566*EXP(-12*LN(10))*SQR(P)
    -1.6099*EXP(-15*LN(10))*EXP(3*LN(P)))*SQR(T);
  D1:=(4.5*EXP(-9*LN(10))-1.32522*EXP(-11*LN(10))*P-4.7895*EXP(-15*LN(10))*SQR(P)
    +2.3605*EXP(-18*LN(10))*EXP(3*LN(P)))*EXP(3*LN(T));
  CFG:=A1+B+C+D1;CFG:=ABS(CFG);CFO:=0.86-0.31*DRO+T*(0.00082-0.00031*DRO);
  IF FLUTUB = 1 THEN
    BEGIN
      A:=0.2618*D[I]*U/(WMG*CFG+WMI*CFO+WMI*W)/86400*WMM;TX:=TA+(T-TA)*EXP(-A*INCREML);
    END
  ELSE
    BEGIN
      IF TIEM = 400 THEN
        BEGIN
          Y:=552*TIEM/SQR(DCE[I]);A2:=-0.1333*LN(Y)/LN(10)*0.06*SQR(LN(Y)/LN(10))+
            0.006666*EXP(3*LN(LN(Y)/LN(10)));
          FT:=EXP(A2*LN(10));
        END
      ELSE FT:=1;
      A:=86400*((WMG*CFG+WMI*CFO+WMI*W)*(KHE+D[I]/24*U*FT)/(6.28318*D[I]/24*KHE*U));
      TX:=T+GE*(A*(1-EXP(-PROF/A))-PROF);
    END;TX:=TX+460;
  END;

```

```

PROCEDURE CAL_PARAMETROS(QO,QG,FW,DENLCS,DENVCS,DENL,DENV,DW,VISL,VISCG,VISCW,TS:REAL;
  D,ARREG;VAR VSL,VSG,DL,RO_N,WMO,WMI,WMM,WML,QM,
  VISCN_N,VM,VISLIQ,LAMDAL,NVL,QPL,QPG:REAL);

```

```

BEGIN
  WMO:=(QO/15387.3553)*DENLCS;WMI:=(QO/15387.3553)*(1-FW)*DW;WMG:=11.57407*QG*DENVCS;
  WML:=WMO+WMI;WML1:=WMO+WMI+WMI;DL:=DW*FW+DENL*(1-FW);
  QM:=WMG/DENV+WML/DL;QPL:=WML/DL;QPG:=WMG/DENV;
  VSL:=-1.273239545*QPL/SQR(DI/I/12);VSG:=-1.273239545*QPG/SQR(DI/I/12);
  VM:=VSL+VSG;LAMDAL:=VSL;VM;VISLIQ:=VISC*(1-FW)+VISCW*FW;
  VISCN_N:=LAMDAL*VISLIQ+VISC*(1-LAMDAL);
  RO_N:=LAMDAL*DL*(1-LAMDAL)*DENV;NVL:=1.938*VSL*EXP(0.25*L*LN(DL/TS));
END;

```

PROCEDURE COLGAMIENTO(RO,N,WMM,VM,LAMDAL,NVL:REAL;D,LTP,ALTP:ARREG;FLUTUB:INTEGER;
VAR HLO,HL:REAL);

```

VAR
  FI,C,NFR,L1,L2,L3,L4,HLOS,HLOT,HLS,HLT,A,RAD,C1                                :REAL;
BEGIN {INICIA PROCEDIMIENTO DE COLGAMIENTO DE BEGGS_BRILL}
  TETA[I]:=SIN(ALTP[I]/LTP[I]);C1:=SIN(1.8*TETA[I]);
  IF FLUTUB = 1 THEN NFR:=0.050387*SQR(WMM)/(SQR(RO_N)*EXP(5*LN(D[I]/12)));
  ELSE NFR:=SQR(VM)/(32.2*D[I])1/2;
  L1:=316*EXP(0.302*LN(LAMDAL));L2:=0.0009252*EXP(-2.4686*LN(LAMDAL));
  L3:=0.10*EXP(-1.4516*LN(LAMDAL));L4:=0.5*EXP(-6.738*LN(LAMDAL));
  IF ((LAMDAL < 0.01) AND (NFR < L1)) OR ((LAMDAL < 0.01) AND (NFR < L2)) THEN {SEGREGADO}
  BEGIN
    HLO:=0.98*EXP(0.4846*LN(LAMDAL))/EXP(0.0868*LN(NFR));
    IF LTP[I] < 0 THEN C:=(1-LAMDAL)*LN(0.011*EXP(-3.768*LN(LAMDAL)))*EXP(3.539*LN(NVL))3*
      EXP(-1.614*LN(NFR));
    ELSE C:=(1-LAMDAL)*LN(4.7*EXP(-0.3692*LN(LAMDAL)))*EXP(0.1224*LN(NVL))3*EXP(-0.5056*
      LN(NFR));
    IF (C < 0) THEN
      BEGIN
        C:=0;FI:=1;
      END
    ELSE
      BEGIN
        IF FLUTUB = 1 THEN FI:=1+C*(C1-POT(C1,3)1/3);
        ELSE FI:=1+0.3*C;
      END;
    HLT:=HLO*FI;FLUJO:='SEGREGADO';
  END
  ELSE
  BEGIN
    IF (LAMDAL < 0.01) AND ((NFR < L2) AND (NFR < L3)) THEN {TRANSICION}
    BEGIN
      A:=(L3-NFR)/(L3-L2);HLOS:=0.98*EXP(0.4846*LN(LAMDAL))/EXP(0.0868*LN(NFR));
      HLOT:=0.845*EXP(0.5351*LN(LAMDAL))/EXP(0.0173*LN(NFR));
      IF LTP[I] < 0 THEN C:=(1-LAMDAL)*LN(0.011*EXP(-3.768*LN(LAMDAL)))*EXP(3.539*LN(NVL))3*
        EXP(-1.614*LN(NFR));
      ELSE C:=(1-LAMDAL)*LN(4.7*EXP(-0.3692*LN(LAMDAL)))*EXP(0.1224*LN(NVL))3*EXP(-0.5056*
        LN(NFR));
      IF (C < 0) THEN
        BEGIN
          C:=0;FI:=1;
        END
      ELSE
        BEGIN
          IF FLUTUB = 1 THEN FI:=1+C*(C1-POT(C1,3)1/3);
          ELSE FI:=1+0.3*C;
        END;
      HLS:=HLOS*FI;
      IF LTP[I] < 0 THEN C:=(1-LAMDAL)*LN(2.96*EXP(0.305*LN(LAMDAL)))*EXP(-0.4473*LN(NVL))3*
        EXP(0.0978*LN(NFR));
      ELSE C:=(1-LAMDAL)*LN(4.7*EXP(-0.3692*LN(LAMDAL)))*EXP(0.1224*LN(NVL))3*EXP(-0.5056*
        LN(NFR));
      IF (C < 0) THEN
        BEGIN
          C:=0;FI:=1;
        END
      ELSE
        BEGIN
          IF FLUTUB = 1 THEN FI:=1+C*(C1-POT(C1,3)1/3);
          ELSE FI:=1+0.3*C;
        END;
      HLT:=HLOT*FI;HL:=A*HLS+(1-A)*HLT;FLUJO:='TRANSICION';
    END
  END
  END

```

```

BEGIN
IF (((LAMDAL =0.01) AND (LAMDAL= 0.4)) AND ((NFR =L3) AND (NFR= =L1)))
OR ((LAMDAL =0.4) AND (NFR =L3) AND (NFR =L4))) THEN {INTERMITENTE}
BEGIN
HLO:=0.845*EXP(0.5351*LN(LAMDAL))/EXP(0.0173*LN(NFR));
IF LTP(I) = 0 THEN C:=(1-LAMDAL)*LN(2.96*EXP(0.305*LN(LAMDAL))*EXP(-0.4473*LN(NVL))
*EXP(0.0978*LN(NFR)))
ELSE C:=(1-LAMDAL)*LN(4.7*EXP(-0.3692*LN(LAMDAL))*EXP(0.1224*LN(NVL))*EXP(-0.5056*LN(NFR)));
IF (C = 0) THEN
BEGIN
C:=0;FI:=1;
END
ELSE
BEGIN
IF FLUTUB = 1 THEN FI:=1+C*(C1-POT(C1,3))
ELSE FI:=1+0.3*C;
END;
HL:=HLO*FI;FLUJO:='INTERMITENTE';
END
ELSE
BEGIN
IF ((LAMDAL = 0.4) AND (NFR =L1)) OR ((LAMDAL =0.4) AND (NFR =L4)) THEN {DISTRIBUIDO}
BEGIN
HLO:=1.065*EXP(0.5824*LN(LAMDAL))/EXP(0.0609*LN(NFR));HL:=HLO;FLUJO:='DISTRIBUIDO';
END
ELSE
WRITELN('EL PATRON DE FLUJO NO ESTA BIEN DEFINIDO');
END;
END;
END;
END; {TERMINA PROCEDIMIENTO DE COLGAMIENTO DE BEGGS_BRILL}

```

```

PROCEDURE PARAM_CAIDA_PRESION(QPL,QPG,VM,DI,DENV,LAMDAL,VSG,VSL,TS,RO,N,VISC_M,
VISC_M,NVL,P,HL,WMM,FLUTUB,REAL,D;ARREG:VAR FTP,
EK,DPE,DPF,DPT:REAL);

```

```

VAR
NREN,FNS,YF,S,A,AI                                     :REAL;
BEGIN {INICIA PROCEDIMIENTO PARAM_CAIDA_PRESION POR BEGGS_BRILL}
RO:=DL*HL*DENV*(1-HL);
IF FLUTUB = 1 THEN
BEGIN
NREN:=-1.27324*WMM/(D(I)/12*VISC_M);EK:=RO*WMM*QPG/(2857.9*RO*N*P*EXP(4*LN(D(I)/12)));
END
ELSE
BEGIN
NREN:=-1488*RO*N*VM*(D(I)/12)/VISC_M;EK:=-VM*VSG*RO/(32.2*P);DPE:=RO/144;
END;
IF EK = 0 THEN EK:=0;
AI:=-NREN/(4.5223*(LN(NREN)/LN(10))-3.8215);A:=2*LN(A1)/LN(10);FNS:=EXP(-2*LN(A));
YF:=LAMDAL/SQR(HL);S:=LN(YF)/(-0.0523+3.182*LN(YF))-0.8725*SQR(LN(YF))+0.0183*
EXP(4*LN(YF));
FTP:=EXP(S)*FNS;
IF FLUTUB = 1 THEN DPT:=0.000175*FTP*SQR(WMM)/(RO*N*EXP(5*LN(D(I)/12))*(1-EK))
ELSE
BEGIN
DPF:=FTP*RO*N*SQR(VM)/(2*144*32.2*D(I)/12);DPT:=(DPF+DPE)/(1-EK);
END;
END; {TERMINA PROCEDIMIENTO PARAM_CAIDA_PRESION POR BEGGS_BRILL}

```



```

PROCEDURE LECTURA(VAR TCI,PCI,WLZI,PMI,VCI,PAI:VECTOR;VAR MC7M,DRC7M,PD,RP,FW,QQ,QQ,
INCREML,DP,THH,KHE,U,TIEM,TA,GE,REAL;VAR D,DCE,LTP,ALTP:ARREGLO;
VAR DIJ,CJ:MATRIZ;VAR PRESION,FLUTUB,N,SISTFLU:INTEGRO);
VAR
ARCHA                                :FILE OF ARREGLO;
ARCHB                                :FILE OF CIB;
ARCHC                                :FILE OF DIB;
COND_CRIT                            :ARREGLO;
COEFBI                               :CIB;
DOEFBI                               :DIB;
LJ                                    :INTEGRO;
CJ1,CJ2,CJ3,DIJ1,DIJ2,DIJ3          :REAL;
BEGIN {PRINCIPIA PROCEDIMIENTO DE LECTURA}
CLRSR;
WRITELN('PROGRAMA PARA OBTENER EL COMPORTAMIENTO DE FASE DE HIDROCARBUROS');
WRITELN('-----');
WRITELN;
WRITELN('LECTURA DE COMPONENTES:');WRITELN;
WRITELN('COMP.   FRACC.MOL(Zi)');
WRITELN('-----');
WRITE(' N2                ');READLN(ZI[1]);WRITE(' CO2                ');READLN(ZI[2]);
WRITE(' H2S                ');READLN(ZI[3]);WRITE(' C1                  ');READLN(ZI[4]);
WRITE(' C2                  ');READLN(ZI[5]);WRITE(' C3                  ');READLN(ZI[6]);
WRITE(' HC4                 ');READLN(ZI[7]);WRITE(' nC4                 ');READLN(ZI[8]);
WRITE(' C5                   ');READLN(ZI[9]);WRITE(' nC5                 ');READLN(ZI[10]);
WRITE(' nC6                  ');READLN(ZI[11]);WRITE(' PSI                   ');READLN(ZI[12]);
WRITE(' PS2                  ');READLN(ZI[13]);
BEGIN
CLRSR;
WRITELN('DATOS DEL C7 Y MAS PESADOS ');
WRITELN('-----');
WRITE('PESO MOLECULAR DEL C7+      = ');READLN(PMC7M);WRITE('DENSIDAD RELATIVA DEL
C7+ = ');READLN(DRC7M);
END;
ASSIGN(ARCHA,'A.CRITICAS.DAT');
RESET(ARCHA);
I:=1;
REPEAT
READ(ARCHA,COND_CRIT);TCI[I]:=COND_CRIT.TCIA;PCI[I]:=COND_CRIT.PCIA;W[I]:=COND_CRIT.WIA;
PMI[I]:=COND_CRIT.FMIA;VCI[I]:=COND_CRIT.VCIA;PAI[I]:=COND_CRIT.PRAIA;I:=I+1;
UNTIL I = 13;
CLOSE(ARCHA);
ASSIGN(ARCHB,'A.COITB.DAT');
RESET(ARCHB);
I:=1;
REPEAT
READ(ARCHB,COEFBI);CJ[I,1]:=COEFBI.C1;CJ[I,2]:=COEFBI.C2;CJ[I,3]:=COEFBI.C3;
CJ[I,4]:=COEFBI.C4;CJ[I,5]:=COEFBI.C5;CJ[I,6]:=COEFBI.C6;CJ[I,7]:=COEFBI.C7;
CJ[I,8]:=COEFBI.C8;CJ[I,9]:=COEFBI.C9;CJ[I,10]:=COEFBI.C10;CJ[I,11]:=COEFBI.C11;
CJ[I,12]:=COEFBI.C12;CJ[I,13]:=COEFBI.C13;I:=I+1;
UNTIL I = 13;
CLOSE(ARCHB);
ASSIGN(ARCHC,'A.DOITB.DAT');
RESET(ARCHC);
I:=1;
REPEAT
READ(ARCHC,DOEFBI);DIJ[I,1]:=DOEFBI.D1;DIJ[I,2]:=DOEFBI.D2;DIJ[I,3]:=DOEFBI.D3;
DIJ[I,4]:=DOEFBI.D4;DIJ[I,5]:=DOEFBI.D5;DIJ[I,6]:=DOEFBI.D6;DIJ[I,7]:=DOEFBI.D7;
DIJ[I,8]:=DOEFBI.D8;DIJ[I,9]:=DOEFBI.D9;DIJ[I,10]:=DOEFBI.D10;DIJ[I,11]:=DOEFBI.D11;
DIJ[I,12]:=DOEFBI.D12;DIJ[I,13]:=DOEFBI.D13;I:=I+1;
UNTIL I = 13;
CLOSE(ARCHC);
CLRSR;

```

```

WRITE('EL NUMERO DE CORRIDA ES : ');
READLN(CORRIDA);
WRITELN;
WRITE('EL NOMBRE DE LA LINEA A ANALIZAR ES : ');
READLN(LINEA);
WRITELN;
WRITE('-----');
WRITELN('          DATOS DE PRODUCCION');
WRITE('-----');
WRITE('PRESION INICIAL EN PSIA =');READLN(PD);WRITELN;WRITE('FRAC. DE AGUA =');READLN(FW);
WRITELN;WRITE('GASTO DE ACEITE (BPI) =');READLN(QO);WRITELN;
WRITE('GASTO DE GAS (MMPCD) =');READLN(QG);WRITELN;
WRITELN('LA PRESION ES DE ENTRADA O SALIDA');WRITELN;
WRITE('ENTRADA =1     SALIDA = 2     CUAL ES TU OPCION =');READLN(PRESION);WRITELN;
WRITE('EL FLUJO ES EN TUBERIA HORIZONTAL O VERTICAL');WRITELN;WRITELN;
WRITE('TUB. HORIZONTAL =1     TUB. VERTICAL = 2     CUAL ES TU OPCION =');
READLN(FLUTUB);
WRITELN;CLRSCR;
WRITE('-----');
WRITELN('          DATOS DE LA TUBERIA');
WRITE('-----');
WRITELN;
IF FLUTUB = 1 THEN
  BEGIN
    WRITE('NUMERO DE TRAMOS A CALCULAR (MAXIMO 10) =');READLN(N);WRITELN;
    WRITELN('LA ALTURA HAY QUE DARLA EN FORMA NEGATIVA SI EL FLUJO ES DESCENDENTE');
    WRITELN;WRITELN('Y EN FORMA POSITIVA SI EL FLUJO ES ASCENDENTE');WRITELN;
  END
ELSE
  BEGIN
    WRITE('NUMERO DE TRAMOS A CALCULAR (MAXIMO 5) =');READLN(N);WRITELN;
    WRITELN('LA SECUENCIA DE LOS DATOS DE LA TUBERIA ES DE ABAJO HACIA ARRIBA');WRITELN;
  END;
I:=1;
REPEAT
  IF FLUTUB = 1 THEN
    BEGIN
      WRITE('DIAMETRO DE LA LINEA DE ESCURRIMIENTO 'I' (pg) =');READLN(DI);WRITELN;
      WRITE('LONGITUD DE LA LINEA DE ESCURRIMIENTO 'I' (pies) =');READLN(LTP[I]);WRITELN;
      WRITE('ALTURA SOBRE LA SUPERFICIE DEL SUELO 'I' (pies) =');READLN(ALTPI[I]);WRITELN;
    END
  ELSE
    BEGIN
      WRITE('DIAMETRO INTERIOR DE LA T.P. 'I' (pg) =');READLN(DI);WRITELN;
      WRITE('DIAMETRO EXTERIOR DE LA T.R. 'I' (pg) =');READLN(DCE[I]);WRITELN;
      WRITE('LONGITUD DE LA T.P. 'I' (pies) =');READLN(LTP[I]);WRITELN;
    END;
I:=I+1;
UNTIL I = N;WRITELN;CLRSCR;
WRITE('-----');
WRITELN('          DATOS DE AJUSTE EN EL DISEÑO');
WRITE('-----');
WRITE('EL INCREMENTO DE LONGITUD INICIAL (PIES) =');READLN(INCREML);WRITELN;
WRITE('INCREMENTO DE PRESION DESEADA (PSI) =');READLN(DP);WRITELN;WRITELN;
WRITE('-----');
WRITELN;WRITELN;
WRITE('-----');
WRITELN('          DATOS PARA LA CORRELACION DE TEMPERATURA');
WRITE('-----');
WRITE('TEMPERATURA AMBIENTAL (R) =');READLN(TA);WRITELN;
WRITE('TEMPERATURA DE FONDO DEL FLUIDO (R) =');READLN(TFH);WRITELN;
WRITE('COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR (BTU/DIA-PIE^2-F) =');READLN(U);WRITELN;
IF FLUTUB = 2 THEN
  BEGIN
    WRITE('CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LA TIERRA (BTU/DIA-PIE-F) =');READLN(KHE);WRITELN;
    WRITE('TIEMPO DE PRODUCCION (DIAS) =');READLN(TIEM);WRITELN;
    WRITE('GRADIENTE GEOTERMICO (F/PIE) =');READLN(GE);
  END;

```

```

WRITE('EL SISTEMA DE FLUJO ES MULTICOMPONENTE O COMPOSICIONAL');WRITELN;WRITELN;
WRITE('MULTICOMPONENTE = 1 COMPOSICIONAL = 2 CUAL ES TU OPCION = ');
READLN(SISTFLU);WRITELN;CLRSCR;WRITELN;WRITELN(' RESULTADOS DE 'LINEA);WRITELN;
WRITELN;
WRITE(' PM TM DENL DENV RO_N HL RO VL VG');
WRITE(' FTP DPF DPE EK DPT LACUM FLUO');
WRITE(' psia R lb/p3 lb/p3 lb/p3 lb/p3');
WRITELN(' p/s p/s psia/p psia/p psin/p psin/p FLUO');
WRITE(' ');
WRITE('-----');
WRITE('-----');
WRITELN('-----');
WRITELN;
END; {TERMINA PROCEDIMIENTO DE LECTURA}

```

PROCEDURE IMPRESION;

```

BEGIN {PRINCIPIA PROCEDIMIENTO DE IMPRESION}
IF FLUTUB = 1 THEN
BEGIN
DPF:=0;DPE:=0;
END;
WRITE(PM:4:1, 'TM:5:1,',DENL:3:3, 'DENV:1:4',RO_N:3:3, ',
HL:1:4,',RO:2:3, ',VL:3:3,',VG:3:3,',FTP:2:5, 'DPF:2:5, ',
DPE:1:5, 'EK:2:6, 'DPT:2:5, 'LACUM:6:1, 'FLUO);WRITELN;
WRITE('-----');
WRITELN('-----');
END; {TERMINA PROCEDIMIENTO DE IMPRESION}

```

PROCEDURE PROPIEDADES(TCI,PCI,WI,ZI,PMI,VCI,PAI:VECTOR;P,T,PMC7M,DRC7M:REAL;CIJ,DIJ:MATRIX;VAR TIFFASE:STRING;VAR XI,YI,KI:VECTOR;VAR L,V,VVCCORR,VLCORR,VISCL,VISCG,BQ,TS,DENL,DENV,DENVCS,DENLCS,BW,DW,VISCW,PMAX,PMAY,PMM:REAL);

```

VAR
I,REPITE :INTEGER;
TRI,PRI,AI,BI,KIS,FIL,FIG,FUGA,R :VECTOR;
ZG,ZL,ZGCCORR,RSUM,SUM :REAL;
FASE :CHAR;

```

PROCEDURE FLASII(ZI,KS:VECTOR;VAR XI,YI:VECTOR; VAR L,V:REAL;VAR TIFFASE:STRING);

```

VAR
F,DF,FO,F1,VA,FA :REAL;
I :INTEGER;
REPITE :CHAR;
BEGIN
FO:=0;F1:=0;I:=1;
REPEAT
IF Z[I] = 0 THEN
BEGIN
FO:=FO+KS[I]*Z[I];F1:=F1+Z[I]/KS[I];
END;I:=I+1;
UNTIL I = 13;
FO:=FO-I;F1:=I-F1;

```

```

*****
DEFINE LA FASE O FASES EXISTENTES CON LOS CRITERIOS:
SI FO = 0 Y F1 = 0 SE TIENE FASE VAPOR
SI FO = 0 Y F1 = 0 SE TIENE FASE LIQUIDA
SI FO = 0 Y F1 = 0 SE TIENEN DOS FASES
*****

```

```

IF FO = 0 THEN
  BEGIN
  IF ITERACION = 1 THEN
    BEGIN
    L:=0.5;V:=0.5;
    END
  ELSE
    BEGIN
    L:=1;V:=0;
    END;
  TIPFASE:="LIQUID";
  END
ELSE
  BEGIN
  IF FI = 0 THEN
    BEGIN
    IF ITERACION = 1 THEN
      BEGIN
      L:=0.5;V:=0.5;
      END
    ELSE
      BEGIN
      L:=0;V:=1;
      END;
    TIPFASE:="VAPORES";
    END
  ELSE
    BEGIN
    TIPFASE:="DOS FASES";V:=0.1;
    REPEAT
      FA:=0;I:=1;
      REPEAT
        IF Z[I] = 0 THEN
          BEGIN
          FA:=FA-Z[I]*KS[I]*(V*(KS[I]-1));
          END;I:=I+1;
        UNTIL I=13;
        IF FA = 0 THEN
          BEGIN
          V:=V-0.1;REPITE:="N";
          END
        ELSE
          BEGIN
          V:=V+0.1;REPITE:="S";
          END;
        UNTIL REPITE="N";
        I:=1;
        REPEAT
          I:=1;F:=0;DF:=0;
          REPEAT
            IF Z[I] = 0 THEN
              BEGIN
              F:=F-Z[I]*(V*(KS[I]-1)+1);DF:=DF-Z[I]*SQR(KS[I]-1)/SQR(V*(KS[I]-1)+1);
              END;
            I:=I+1;
          UNTIL I=13;
          VA:=V-F/DF;
          IF ABS(VA-V) < 0.01 THEN
            BEGIN
            L:=1-VA;
            IF L < 0.01 THEN L:=0.01;
            REPITE:="N";
            END
          ELSE
            BEGIN
            V:=VA;REPITE:="S";
            END;
          END;
        END;

```

```

UNTIL REPTE = 'N';
END;
END;
I:=1;
REPEAT
IF Z[I] = 0 THEN
BEGIN
Y[I]:=KS[I]*Z[I]/(1+V*(KS[I]-1));X[I]:=Y[I]/KS[I];
END
ELSE
BEGIN
X[I]:=0;Y[I]:=0;
END;
I:=I+1;
UNTIL I = 13;
WRITELN('FASE = ',TIPFASE:15, ' L = ',L:1:4);
END;

```

```

PROCEDURE RAIZ_RICHMOND(A,R,C,D:REAL; VAR Z:REAL);
VAR
Z1:REAL; (*RAIZ INICIAL ESTIMADA *)
F:REAL; (* PRIMER DERIVADA DE LA E.D.E *)
ZX:REAL; (* LA FUNCION ENTRE SU DERIVADA *)
BC:REAL; (* PARAMETRO DEL METODO *)
SALIDA:CHAR; (* SALIDA DEL PROCEDIMIENTO ITERATIVO *)

```

```

BEGIN
Z1:=Z;
REPEAT
F:=Z*(3*A*Z-2*B)+C;
IF F = 0 THEN
BEGIN
BC:=1-3*A*C/SQR(F);
IF BC = 0 THEN BC:=0;
Z:=B*(1-SQRT(BC))/(3*A);
SALIDA:='S';
END
ELSE
BEGIN
ZX:=(Z*(Z*(Z*A-B)+C)-D)/F;Z:=Z-ZX/(1-ZX*(3*A*Z-B-ZX)/F);
IF ABS(Z/Z1-1) = 0.000001 THEN
BEGIN
Z1:=Z;SALIDA:='N';
END
ELSE SALIDA:='S';
END;
UNTIL SALIDA = 'S';
END;

```

```

PROCEDURE PENG(P,T:REAL;DIJ,CU:MATRIX;AL,BL,FRAC:VECTOR;FASE:CHAR;VAR FUGA:VECTOR;
VAR Z:REAL);
VAR
COEF1,COEF2,COEF3,COEF4,AA,HB,BMEZ,AMEZ :REAL;
SUM,NP,MP,MM,Z1,Z2,Z3 :REAL;
I,J,K,IMAG :INTEGER;
AIJ,BIJ :MATRIX;

```

```

PROCEDURE RAICES(COEF2,COEF3,COEF4:REAL;VAR Z1,Z2,Z3:REAL;VAR IMAG:INTEGER);
VAR
R1,R2,R3,R4 :REAL;

```

```

{*****
CALCULA LA PRIMER RAIZ REAL CON EL METODO DE
DOBLE DIVISION SINTETICA
*****}

```

```

PROCEDURE RAIZ_CUBICA(COEF2,COEF3,COEF4:REAL;VAR Z1,R1,R2,R3:REAL);
VAR
  TOL,RR1,RR2,RR3,ZC          :REAL;

BEGIN
  Z1:=0.5;
  REPEAT
    BEGIN
      R1:=1.0;R2:=Z1*COEF2;R3:=Z1*R2+COEF3;R4:=Z1*R3+COEF4;
      RR1:=1;RR2:=Z1*RR1+R2;RR3:=Z1*RR2+R3;ZC:=Z1-R/RR3;
      TOL:=ABS(ZC-Z1);
      Z1:=ZC;
    END;
  UNTIL TOL =0.000000001;
END;

```

```

*****
CALCULA LAS DOS RAICES RESTANTES DE LA ECUACION
CUBICA (IMAGINARIAS O REALES)
CON LA FORMULA DE LA ECUACION CUADRATICA
*****

```

```

PROCEDURE RAICES_CUADRADAS(R1,R2,R3:REAL;VAR Z2,Z3:REAL;VAR IMAG:INTEGER);
VAR
  A,B,C,D,RD,A2          :REAL;
  M,N                    :INTEGER;

BEGIN
  IMAG:=0;A:=R1;B:=R2;C:=R3;
  IF A=0 THEN
    BEGIN
      D:=SQR(B)-(4*A*C);
      IF D=0 THEN
        BEGIN
          RD:=SQRT(D);A2:=2*A;Z2:=(-B+RD)/A2;Z3:=(-B-RD)/A2;
        END
      ELSE
        BEGIN
          IF D=0 THEN
            BEGIN
              Z2:=-B/(2*A);Z3:=Z2;
            END
          ELSE IMAG:=1;
        END;
      END
    END
  ELSE { WRITELN('ECUACION NO CUADRATICA a=0');}
END;

```

```

BEGIN
  RAIZ_CUBICA(COEF2,COEF3,COEF4,Z1,R1,R2,R3);RAICES_CUADRADAS(R1,R2,R3,Z2,Z3,IMAG);
  { WRITELN('Z1 = 'Z1:2:10);
  IF IMAG=1 THEN
    BEGIN
      WRITELN('Z2 = IMAGINARIA');WRITELN('Z3 = IMAGINARIA');
    END
  ELSE
    BEGIN
      WRITELN('Z2 = 'Z2:2:10);WRITELN('Z3 = 'Z3:2:10);
    END;}
END;

```

```

BEGIN
BMEZ:=0;AMEZ:=0;I:=1;
REPEAT
J:=1;
IF FRAC[I] > 0 THEN
IF I < 2 THEN
BMEZ:=BMEZ+FRAC[I]*B[I];
REPEAT
IF (FRAC[I] < 0) OR (FRAC[J] < 0) THEN
BEGIN
IF (I-4) OR (J-4) THEN AIJ[I,J]:=(1-0.95*CIJ[I,J])*SQRT(AI[I]*AI[J]);
IF ((I-3) OR (J-3)) AND ((I-7) OR (J-7)) THEN AIJ[I,J]:=(1-1.3*CIJ[I,J])*SQRT(AI[I]*AI[J])
ELSE AIJ[I,J]:=(1-CIJ[I,J])*SQRT(AI[I]*AI[J]);
AMEZ:=AMEZ+FRAC[I]*FRAC[J]*AIJ[I,J];
IF I=2 THEN
BEGIN
BIJ[I,J]:=(1+DIJ[I,J])*B[I]+B[J];
BMEZ:=BMEZ+FRAC[I]*FRAC[J]*BIJ[I,J];
END;
END;
J:=J+1;
UNTIL J = 13;
IF I=2 THEN
BMEZ:=0.5*BMEZ;
I:=I+1;
UNTIL I = 13;
AA:=AMEZ*P/SQR(10.732*T);BB:=BMEZ*P/(10.732*T);COEF1:=1;
IF P > 1000 THEN
BEGIN
COEF2:=(1-BB);COEF3:=AA-3*SQR(BB)-2*BB;COEF4:=(AA*BB-SQR(BB)-EXP(3*LN(BB)));
IF FASE = 'L' THEN
BEGIN
NP:=COEF4/SQR(BB);MP:=COEF3/BB;MM:=MP/NP-COEF2/MP;Z:=MM+BB/(MP*MM);
RAIZ_RICHMOND(NP,MP,1,BB,Z);Z:=BB/Z;
END
ELSE
BEGIN
MM:=COEF2-COEF3/COEF2;Z:=MM-COEF4/(COEF2*MM);RAIZ_RICHMOND(COEF1,COEF2,COEF3,
COEF4,Z);
END;
END
ELSE
BEGIN
COEF2:=(1-BB);COEF3:=AA-3*SQR(BB)-2*BB;COEF4:=(AA*BB-SQR(BB)-EXP(3*LN(BB)));
RAICES(COEF2,COEF3,COEF4,Z1,Z2,Z3,IMAG);
{*****
ASIGNA LAS RAICES DE LA EC. CUBICA A LOS FACTORES DE
COMPRESIBILIDAD DE LAS FASES LIQUIDA Y VAPOR
*****}

IF IMAG=1 THEN
BEGIN
IF FASE = 'V' THEN ZG:=Z1
ELSE ZL:= Z1;
END
ELSE
BEGIN
IF (Z1 < Z2 ) AND (Z2 < Z3 ) THEN
BEGIN
ZG:=Z1;ZL:=Z3;
END
ELSE
BEGIN
IF (Z1 < Z3 ) AND (Z3 < Z2) THEN
BEGIN
ZG:=Z1;ZL:=Z2;
END
END

```

```

ELSE
BEGIN
IF (Z2 > Z3 ) AND (Z3 > Z1) THEN
BEGIN
ZG:=Z2;ZL:=Z1;
END
ELSE
BEGIN
IF (Z2 > Z1) AND (Z1 > Z3) THEN
BEGIN
ZG:=Z2;ZL:=Z3;
END
ELSE
BEGIN
IF (Z3 > Z2 ) AND (Z2 > Z1) THEN
BEGIN
ZG:=Z3;ZL:=Z1;
END
ELSE
BEGIN
ZG:=Z3;ZL:=Z2;
END;
END;
END;
END;
END;
END;
END;
K:=1;
REPEAT
I:=1;SUM:=0;
REPEAT
SUM:=SUM+FRAC[I]*AIJ[I,K];I:=I+1;
UNTIL I > 13;
IF FASE='V' THEN
FUGA[K]:=EXP((BI[K]*(ZG-1)/BMEZ)-LN(ZG-BB)-AA/(2*SQRT(2)*BB))*((2*SUM/AMEZ)-BI[K]/BMEZ)
*LN((ZG+2.414*BB)/(ZG-0.414*BB));
ELSE
FUGA[K]:=EXP((BI[K]*(ZL-1)/BMEZ)-LN(ZL-BB)-AA/(2*SQRT(2)*BB))*((2*SUM/AMEZ)-BI[K]/BMEZ)
*LN((ZL+2.414*BB)/(ZL-0.414*BB));
K:=K+1;
UNTIL K > 13;
END;

```

PROCEDURE DEN_VOL(XI,YI,WI,TCI,PCI,PMI:VECTOR;ZG,ZL,T,P:REAL;VAR DENV,DENL,
DENVCS,DENLCS,VVCCORR,VLCORR,PMAX,PMAY,PMM,ZGCCORR:REAL);

```

VAR
CI :VECTOR;
ZLCORR,VOLL,VOLV,SUMCX,SUMCY :REAL;
I :INTEGER;
BEGIN {PRINCIPIA PROCEDIMIENTO DE DENSIDAD Y VOLUMEN}
I:=1;
REPEAT
CI[I]:=4.47797878*(0.00261+0.0928*WI[I])*TCI[I]/PCI[I];
I:=I+1;
UNTIL I > 13;
I:=1;
SUMCX:=0;SUMCY:=0;PMAX:=0;PMAY:=0;PMM:=0;
REPEAT
BEGIN
SUMCX:=SUMCX+CI[I]*XI[I];SUMCY:=SUMCY+CI[I]*YI[I];PMAX:=PMAX+XI[I]*PMI[I];
PMAY:=PMAY+YI[I]*PMI[I];PMM:=PMM+Z[I]*PMI[I];
END;
I:=I+1;
UNTIL I > 13;
VOLV:=10.732*T*ZG/P;VOLL:=10.732*T*ZL/P;VVCORR:=VOLV-SUMCY;VLCORR:=VOLL-SUMCX;
ZGCCORR:=P*VVCORR/(10.732*T);ZLCORR:=P*VLCORR/(10.732*T);DENV:=P*PMAY/(10.732*T*ZGCCORR);
DENL:=P*PMAX/(10.732*T*ZLCORR);DENVCS:=14.7*PMAY/(10.732*520);DENLCS:=14.7*PMAX/24.6306;
END; {TERMINA PROCEDIMIENTO DENSIDAD Y VOLUMEN}

```



```

PROCEDURE VISC_G_LEE_BG(DENV,P,T,PMAY:REAL;VAR VISC_G,BG:REAL);
VAR
  PMG,K,X,Y:REAL;
BEGIN {PRINCIPIA PROCEDIMIENTO DE VISCOSIDAD DEL GAS}
  K:=(9.4+0.02*PMAY)*EXP(1.5*LN(T))(209+19*PMAY+T);X:=3.5+986/T+0.01*PMAY;
  Y:=2.4-0.2*X;VISC_G:=K*EXP(-4*LN(10))*EXP(X)*EXP(Y*LN(DENV/62.428));BG:=0.0283*ZG CORR*T*P;
END; {TERMINA PROCEDIMIENTO DE VISCOSIDAD DEL GAS}

PROCEDURE VISC_L LORENZ(XI,TCI,PCI,PMI,VCI:VECTOR;PMC7M,DRC7M,T,DENL:REAL;VAR VISC_L:REAL);
VAR
  FRAC,PARAVIS,VISCOPU,XC:VECTOR;
  I:INTEGER;
  SUM,SUM1,SUM2,SUMA,SUMA1,SUMA2,DENRED,VISCL1,VISCL2,VCC7M,PARAVI:REAL;
BEGIN {PRINCIPIA PROCEDIMIENTO DE VISCOSIDAD DEL ACEITE}

  {CALCULO DE LA VISCOSIDAD DE COMPONENTES PUROS A BAJA PRESION Y
  TEMPERATURA DE INTERES}

  SUM:=0;SUM1:=0;I:=1;
  REPEAT
  BEGIN
    PARAVIS[I]:=EXP(1/6*LN(TCI[I]/1.8))/(SQRT(PMI[I])*EXP(2/3*LN(PCI[I]/14.7)));
    IF T/TCI[I] = 1.5 THEN
      VISCOPU[I]:=34E-05*EXP(0.94*LN(T/TCI[I]))/PARAVIS[I]
    ELSE
      VISCOPU[I]:=17.78E-05*EXP(5/8*LN(4.58*(T/TCI[I])-1.67))/PARAVIS[I];
      SUM:=SUM+XI[I]*VISCOPU[I]*SQRT(PMI[I]);SUM1:=SUM1+XI[I]*SQRT(PMI[I]);
    END;
    I:=I+1;
  UNTIL I = 13;

  { CALCULA LA VISCOSIDAD DE LA MEZCLA A BAJA PRESION Y TEMPERATURA DE INTERES }
  VISC_L:=SUM/SUM1;

  { CALCULO DE LA DENSIDAD PSEUDOREDUCIDA DE LA MEZCLA }

  DENRED:=0;I:=1;
  IF PMC7M=0 THEN
  BEGIN
    REPEAT
      DENRED:=DENRED+XI[I]*VCI[I];I:=I+1;
    UNTIL I = 13;
  END
  ELSE
  BEGIN
    REPEAT
      DENRED:=DENRED+XI[I]*VCI[I];I:=I+1;
    UNTIL I = 11;
    VCC7M:=21.573+0.015122*PMC7M-27.656*DRC7M+0.070615*PMC7M*DRC7M;
    DENRED:=(DENRED+(XI[12]+XI[13])*VCC7M/PMC7M);
  END;
  DENRED:=DENL*DENRED;

  { CALCULA LA VISCOSIDAD DEL LIQUIDO }

  SUMA:=0;SUMA1:=0;SUMA2:=0;I:=1;
  REPEAT
    SUMA:=SUMA+XI[I]*TCI[I]/1.8;SUMA1:=SUMA1-XI[I]*PMI[I];SUMA2:=SUMA2+XI[I]*PCI[I]/14.7;I:=I+1;
  UNTIL I = 13;
  PARAVI:=EXP(1/6*LN(SUMA))/(SQRT(SUMA1)*EXP(2/3*LN(SUMA2)));
  VISCL2:=EXP(4*LN(0.1023-0.023364*DENRED-0.058533*SOR(DENRED)-0.040758*EXP(3*LN(DENRED)))+
  0.0093324*EXP(4*LN(DENRED)));VISCL:=(VISCL2-0.0001)/PARAVI-VISCL1;
  END; {TERMINA PROCEDIMIENTO DE VISCOSIDAD DEL ACEITE}

```

```

PROCEDURE TEN_SUP(XI,YI,PRAI:VECTOR;DENLV,DENL,PMAX,PMAY:REAL;VAR TS:REAL);
VAR
  I
  SUM,SUM1,DENL1,DENV1
  INTEGER;
  REAL;
BEGIN {PRINCIPIA PROCEDIMIENTO DE TENSION SUPERFICIAL}
SUM:=0;SUM1:=0;DENL1:=DENL/62.428;DENV1:=DENV/62.428;I:=1;
REPEAT
SUM:=SUM+PRAI[I]*XI[I]*DENL/PMAX;SUM1:=SUM1+PRAI[I]*YI[I]*DENV1/PMAY;I:=I+1;
UNTIL I = 13;TS:=EXP(4*LN(SUM-SUM1));
END; {TERMINA PROCEDIMIENTO DE TENSION SUPERFICIAL}

PROCEDURE PROP_AGUA(T,P,FW:REAL; VAR HW,DW,VISCW:REAL);
BEGIN
IF FW=0 THEN
BEGIN
BW:=0;DW:=0;VISCW:=0;
END
ELSE
BEGIN
HW:=-1+0.00012*T+0.000001*T-0.00000333*P;DW:=-62.43/BW;
VISCW:=EXP(1.003-1.476*EXP(-2*LN(10))*T+1.982*EXP(-5*LN(10))*EXP(2*LN(T)));
END;
END;

PROCEDURE PARAM_EDO(T,P:REAL;TC1,PCI,WI:VECTOR;VAR TRI,PR1,ALB1,KIS:VECTOR);
VAR
  I
  MLALFAL,OMEGAA,OMEGA,AC1
  OMEGAA1,OMEGAA2,OMEGAA3,OMEGA1,OMEGA2
  INTEGER;
  VECTOR;
  REAL;
BEGIN {PRINCIPIA PROCEDIMIENTO DE PARAMETROS DE LA EC. DE ESTADO}
I:=1;
REPEAT
MI[I]:=-0.37464+1.54226*WI[I]-0.26992*SQR(WI[I];TRI[I])=T/TC1[I];
PR1[I]:=P/PCI[I];ALFA1[I]:=SQR(1+MI[I]*(1-SQRT(TRI[I])));
IF I=2 THEN
IF (TRI[I] =0.97201) AND (TRI[I] =0.99999999) THEN
BEGIN
OMEGAA[I]:=41.97839-84.93832*TRI[I]+43.39274*SQR(TRI[I]);
OMEGA1[I]:=18.00956-36.62724*TRI[I]+18.70531*SQR(TRI[I]);
END
ELSE
BEGIN
IF (TRI[I] =0.972) AND (TRI[I] =0.512) THEN
BEGIN
OMEGAA1:=-107.3129+1179.774*TRI[I]-5609.444*SQR(TRI[I]);
OMEGAA2:=-15112.41*EXP(3*LN(TRI[I]))-25213.69*EXP(4*LN(TRI[I]))+26659.51*
EXP(5*LN(TRI[I]));
OMEGAA3:=-17434.91*EXP(6*LN(TRI[I]))+6443.726*EXP(7*LN(TRI[I]))-1029.642*
EXP(8*LN(TRI[I]));
OMEGAA[I]:=OMEGAA1+OMEGAA2+OMEGAA3;
OMEGA1:=-5.847339-49.82318*TRI[I]+177.4587*SQR(TRI[I])-333.5942*EXP(3*LN(TRI[I]));
OMEGA2:=-349.2719*EXP(4*LN(TRI[I]))-193.2248*EXP(5*LN(TRI[I]))+44.14772*
EXP(6*LN(TRI[I]));
OMEGA[I]:=OMEGA1+OMEGA2;
END
ELSE
BEGIN
IF TRI[I] =1.721 THEN
BEGIN
OMEGAA[I]:=-0.45724;OMEGA1[I]:=-0.0778;
END
ELSE
BEGIN
OMEGAA[I]:=-0.8049139+3.704193*TRI[I]-4.221856*SQR(TRI[I])+2.07573*EXP(3*LN(TRI[I]))-
0.3831534*EXP(4*LN(TRI[I]));
OMEGA1[I]:=-8.649156E-02-1.398553E-02*TRI[I]-2.506031E-03*SQR(TRI[I]);
END;
END;
END;
END;

```

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

```
END
ELSE
BEGIN
OMEGAA[I]:=0.45724;OMEGAB[I]:=0.0778;
END;
ACI[I]:=OMEGAA[I]*SQR(10.732)*SQR(TCI[I])/PCI[I];AI[I]:=ACI[I]*ALFAI[I];
BI[I]:=OMEGAB[I]*10.732*TCI[I]/PCI[I];KIS[I]:=EXP(5.37*(1+W[I]))*(1-1/TR[I])/PRI[I];
I:=I+1;
UNTIL I = 13;
END; {TERMINA PROCEDIMIENTO DE PARAMETROS DE LA ECUACION DE ESTADO}

BEGIN {PRINCIPIA PROCEDIMIENTO DE PROPIEDADES}
PARAM_EDO(T,P,TCI,PCI,WI,TRI,PR,AL,BI,KIS);
REPEAT
FLASH(ZI,KIS,XI,YI,L,V,TIPFASE);PENG(P,T,DIJ,CU,AL,BI,XI,L',FIL,ZL);
PENG(P,T,DIJ,CU,AL,BI,YI,V',FIG,ZG);REPITE:=0;I:=1;RSUM:=0;
REPEAT
IF Z[I]=0 THEN R[I]:=-1
ELSE
BEGIN
KI[I]:=FIL[I]/FIG[I];R[I]:=KI[I]*XI[I]/YI[I];
END;
RSUM:=RSUM+SQR(R[I]);I:=I+1;
UNTIL I = 13;
IF ((RSUM- 0.000001) OR (L=1) OR (V=1)) THEN REPITE:=0
ELSE
BEGIN
I:=1;
REPEAT
KIS[I]:=KI[I];I:=I+1;
UNTIL I = 13;
REPITE:=1;
END;ITERACION:=ITERACION+1;
UNTIL REPITE=0;
DEN_VOL(XI,YI,WI,TCI,PCI,PMI,ZG,ZI,T,P,DENV,DENL,DENVCS,DENLCS,VVCCORR,VLCORR,PMAX,PMAY,
PMM,ZGCRORR);
VISCG_LEE_BG(DENV,P,T,PMAY,VISCG,BG);
VISCL_LORENZ(XI,TCI,PCI,PMI,VCI,PMC7M,DRC7M,T,DENL,VISCL);
TEN_SUP(XI,YI,PRAL,DENV,DENL,PMAX,PMAY,TS);
PROP_AGUA(T,P,FW,BW,DW,VISCV);
END; {TERMINA PROCEDIMIENTO DE PROPIEDADES}

BEGIN {PRINCIPIA PROGRAMA PRINCIPAL}
LTP[1]:=0;LTP[2]:=0;LTP[3]:=0;LTP[4]:=0;LTP[5]:=0;LTP[6]:=0;LTP[7]:=0;LTP[8]:=0;LTP[9]:=0;LTP[10]:=0;
LI[1]:=0;LI[2]:=0;LI[3]:=0;LI[4]:=0;LI[5]:=0;LI[6]:=0;LI[7]:=0;LI[8]:=0;LI[9]:=0;LI[10]:=0;
DI[1]:=0;DI[2]:=0;DI[3]:=0;DI[4]:=0;DI[5]:=0;DI[6]:=0;DI[7]:=0;DI[8]:=0;DI[9]:=0;DI[10]:=0;
TETA[1]:=0;TETA[2]:=0;TETA[3]:=0;TETA[4]:=0;TETA[5]:=0;TETA[6]:=0;TETA[7]:=0;TETA[8]:=0;
TETA[9]:=0;TETA[10]:=0;
LECTURA(TCI,PCI,WI,ZI,PMI,VCI,PRAL,PMC7M,DRC7M,PD,RP,FW,QO,QG,INCREML,DP,TBH,KHE,U,TIEM,
TA,GE,D,DCE,LTP,AL,P,DIJ,CU,PRESION,FLUTUB,N,SISTFLU);
IF FLUTUB = 1 THEN
BEGIN
LONG:=LTP[1]+LTP[2]+LTP[3]+LTP[4]+LTP[5]+LTP[6]+LTP[7]+LTP[8]+LTP[9]+LTP[10];
LACUM:=0;P1:=PD;GRAD:=ABS(TBH-TA)/LONG;T1:=TBH;
IF PRESION = 1 THEN
BEGIN
I:=1;T2:=T1-GRAD*INCREML;
END
ELSE
BEGIN
I:=N;T2:=T1+GRAD*INCREML;
END;
END
END
ELSE
```

```

BEGIN
LACUM:=0:P1:=PD:LONG:=LTP[1]+LTP[2]+LTP[3]+LTP[4]+LTP[5];
IF PRESSION = 1 THEN
  BEGIN
    T1:=TBHJ:=1;
  END
ELSE
  BEGIN
    T1:=TBH-GE*LONG:I:=N;
  END;
END;
REPEAT
REPEAT
  REPEAT
    IF PRESSION = 1 THEN
      BEGIN
        PM:=P1-DP/2:P2:=P1-DP;
        IF FLUTUB = 1 THEN
          BEGIN
            T2:=T1:P2:=PM;
            END
          ELSE T2:=TBH-GE*(INCREML+LACUM);
          PROPIEDADES(TCI,PCI,WI,ZI,PMI,VCI,PRAI,P2,T2,PMC7M,DRC7M,CIJ,DIJ,TIPFASE,XI,YI,K1L,V,
            VVCCORR,VLCORR,VISCL,VISCG,HG,TS,DENL,DENV,DENVCS,DENLCS,BW,DW,
            VISCW,PMAX,PMAY,PMJ);
          CAL_PARAMETROS(QO,QG,FW,DENLCS,DENVCS,DENL,DENV,DW,VISCL,VISCG,VISCW,TS,D,
            VSL,VSG,DL,RO,N,WMO,WMG,WMW,WMM,WML,QM,VISCM_N,VM,
            VISLIQ,LAMDAL,NVL,QPL,QPG);
          IF FLUTUB = 1 THEN DIST:=LACUM+INCREML
          ELSE PROF:=LACUM+INCREML;
          TEMPERATURA(P2,PRESSION,PROF,INCREML,U,TA,T2,DENL,WMG,WMW,WMO,WMM,GE,
            KHE,TIEM,D,DCE,T2):P2:=P1-DP;
        END
      ELSE
        BEGIN
          PM:=P1+DP/2:P2:=P1+DP;
          IF FLUTUB = 1 THEN
            BEGIN
              T2:=T1:P2:=PM;
              END
            ELSE T2:=TBI-GE*(LONG-INCREML-LACUM);
            PROPIEDADES(TCI,PCI,WI,ZI,PMI,VCI,PRAI,P2,T2,PMC7M,DRC7M,CIJ,DIJ,TIPFASE,XI,YI,K1L,V,
              VVCCORR,VLCORR,VISCL,VISCG,HG,TS,DENL,DENV,DENVCS,DENLCS,BW,DW,
              VISCW,PMAX,PMAY,PMJ);
            CAL_PARAMETROS(QO,QG,FW,DENLCS,DENVCS,DENL,DENV,DW,VISCL,VISCG,VISCW,TS,D,
              VSL,VSG,DL,WMO,WMG,WMW,WMM,WML,QM,VISCM_N,VM,
              VISLIQ,LAMDAL,NVL,QPL,QPG);
            IF FLUTUB = 1 THEN DIST:=LONG-LACUM-INCREML
            ELSE PROF:=LONG-LACUM-INCREML;
            TEMPERATURA(P2,PRESSION,PROF,INCREML,U,TA,T2,DENL,WMG,WMW,WMO,WMM,GE,
              KHE,TIEM,D,DCE,T2):P2:=P1+DP;
          END;
        TM:=(T1+T2)/2;
        PROPIEDADES(TCI,PCI,WI,ZI,PMI,VCI,PRAI,PM,TM,PMC7M,DRC7M,CIJ,DIJ,TIPFASE,XI,YI,K1L,V,
          VVCCORR,VLCORR,VISCL,VISCG,HG,TS,DENL,DENV,DENVCS,DENLCS,BW,DW,VISCW,
          PMAX,PMAY,PMJ);
        CAL_PARAMETROS(QO,QG,FW,DENLCS,DENVCS,DENL,DENV,DW,VISCL,VISCG,VISCW,TS,D,
          VSL,VSG,DL,RO,N,WMO,WMG,WMW,WMM,WML,QM,VISCM_N,VM,
          VISLIQ,LAMDAL,NVL,QPL,QPG);
        COLGAMIENTO(RO,N,WMM,WML,LAMDAL,NVL,D,LTP,ALTP,FLUTUB,HLO,HL);
        PARAM_CAIDA_PRESSION(QPL,QPG,VM,DL,DENV,LAMDAL,VSG,VSL,TS,RO,N,VISCM_N,VISCM,
          NVL,PM,HL,WML,FLUTUB,D,FTP,EK,DPF,DPPT);
        VL:=VSL/HI;VG:=VSG/(1-HI);DLC:=(DP/DPT);
        TOL:=ABS(INCREML-DLC);
        INCREML:=DLC;SALIDA:=P2-DP;
      UNTIL TOL < 1;
      IF SALIDA > 14.7 THEN
        BEGIN
          L[1]:=L[1]+DLC;LACUM:=LACUM+DLC;GT:=(T1-T2)/DLC;
          IF L[1] > LTP[1] THEN IMPRESSION
        ELSE

```

```

BEGIN
  IF PRESION = 1 THEN
    BEGIN
      DLC1:=DLC-(L[I]-LTP[I]);P2:=P1+DPT*(L[I]-LTP[I]);T2:=T1+GT*(L[I]-LTP[I]);
      L[I]=L[I]-DLC+DLC1;LACUM:=LACUM-DLC+DLC1;PM:=(P1+P2)/2;TM:=(T1+T2)/2;
      PROPIEADAES('TCL,PCI,WL,ZI,PMI,VCL,PRAL,PM,TM,PMC7M,DRC7M,CJ,DIJ,TIPFASE,XI,YI,KI,L
        V,VV CORR,VLCORR,VISCL,VISCG,BG,TS,DENL,DENV,DENVCS,DENLCS,BW,
        DW,VISCV,PMAX,PMAY,PM);
      CAL_PARAMETROS(QO,QG,FW,DENLCS,DENVCS,DENL,DENV,DW,VISCL,VISCG,VISCV,TS,D
        VSL,VSG,DL,RO_N,WMO,WMG,WIW,WMM,WML,QM,VISCM_N,VM,
        VISCLIQ,LAMDAL,NVL,QPL,QPG);
      COLGAMIENTO(RO_N,WMM,VM,LAMDAL,NVL,D,LTP,ALTP,FLUTUB,HLO,HL);
    END
  PARAM_CAIDA_PRESION(QPL,QPG,VM,DL,DENV,LAMDAL,VSG,VSL,TS,RO_N,VISCM_N,VISCM,NVL,PM,HL
    WMM,FLUTUB,D,FTP,EK,DPE,DPF,DPT);IMPRESION:L[I]=LTP[I];P1:=P2;T1:=T2;
  END
  ELSE
    BEGIN
      DLC1:=DLC+(L[I]-LTP[I]);P2:=P1-DPT*(L[I]-LTP[I]);T2:=T1-GT*(L[I]-LTP[I]);
      L[I]=L[I]-DLC+DLC1;LACUM:=LACUM-DLC+DLC1;PM:=(P1+P2)/2;TM:=(T1+T2)/2;
      PROPIEADAES('TCL,PCI,WL,ZI,PMI,VCL,PRAL,PM,TM,PMC7M,DRC7M,CJ,DIJ,TIPFASE,XI,YI,KI,L
        V,VV CORR,VLCORR,VISCL,VISCG,BG,TS,DENL,DENV,DENVCS,DENLCS,
        BW,DW,VISCV,PMAX,PMAY,PM);
      CAL_PARAMETROS(QO,QG,FW,DENLCS,DENVCS,DENL,DENV,DW,VISCL,VISCG,VISCV,TS,D
        VSL,VSG,DL,RO_N,WMO,WMG,WIW,WMM,WML,QM,VISCM_N,VM,
        VISCLIQ,LAMDAL,NVL,QPL,QPG);
      COLGAMIENTO(RO_N,WMM,VM,LAMDAL,NVL,D,LTP,ALTP,FLUTUB,HLO,HL);
      PARAM_CAIDA_PRESION(QPL,QPG,VM,DL,DENV,LAMDAL,VSG,VSL,TS,RO_N,VISCM_N,
        VISCM,NVL,PM,HL,WMM,FLUTUB,D,FTP,EK,DPE,DPF,DPT);
      IMPRESION:L[I]=LTP[I];P1:=P2;T1:=T2;
    END;
  END;
  END
  ELSE
    BEGIN
      WRITELN;
      WRITELN(LST,'LA LINEA NO PUEDE MANEJAR EL GASTO SELECCIONADO');
      WRITELN(LST,'PORQUE LA PRESION LLEGO A SER MENOR QUE CERO');
      WRITELN(LST,'LA LONGITUD EQUIVALENTE ES (PIES) = 'LACUM:5:1);
      L[I]=LTP[I];I:=N+1;
      END;
      P1:=P2;T1:=T2;COMPOSICIONAL(ZI,XI,YI,L,V,VV CORR,VLCORR,ZI);
      UNTIL (L[I] = LTP[I]);
      IF PRESION = 1 THEN I:=I+1
      ELSE I:=I-1;
      L[I]=0;L[I+1]=0;L[I+2]=0;L[I+3]=0;L[I+4]=0;L[I+5]=0;L[I+6]=0;L[I+7]=0;L[I+8]=0;L[I+9]=0;L[I+10]=0;
      UNTIL (I = N) OR (I = 0);
      IF PRESION = 1 THEN
        BEGIN
          WRITELN;WRITELN;WRITELN(LST,'LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 'P2:4:1);
          WRITELN;WRITELN(LST,'LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 'T2:4:1);WRITELN;
          DIFER:=PD-P2;WRITELN(LST,'LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 'DIFER:4:1);
        END
      ELSE
        BEGIN
          WRITELN;WRITELN;WRITELN(LST,'LA PRESION DE ENTRADA ES (PSIA) = 'P2:4:1);
          WRITELN;WRITELN(LST,'LA TEMPERATURA DE ENTRADA ES (R) = 'T2:4:1);WRITELN;
          DIFER:=P2-PD;WRITELN(LST,'LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 'DIFER:4:1);
        END;
      END;
    END;
  END.

```

PROGRAM CREA_ARCHIVOS_DE_DATOS_CRITICOS;

TYPE

ARREGLO=RECORD

TCIA :REAL;
PCIA :REAL;
WIA :REAL;
PMIA :REAL;
VCIA :REAL;
PRAIA :REAL;
END;

ARCH=RECORD

C1 :REAL;
C2 :REAL;
C3 :REAL;
C4 :REAL;
C5 :REAL;
C6 :REAL;
C7 :REAL;
C8 :REAL;
C9 :REAL;
C10 :REAL;
C11 :REAL;
C12 :REAL;
C13 :REAL;
END;

ARRE=RECORD

D1 :REAL;
D2 :REAL;
D3 :REAL;
D4 :REAL;
D5 :REAL;
D6 :REAL;
D7 :REAL;
D8 :REAL;
D9 :REAL;
D10 :REAL;
D11 :REAL;
D12 :REAL;
D13 :REAL;
END;

VAR

ARCHB :FILE OF ARCH;
COEFBI :ARCH;
ARCHA :FILE OF ARREGLO;
COND_CRIT :ARREGLO;
ARCHC :FILE OF ARRE;
DOEFBI :ARRE;
I,N,OPCION :INTEGER;

```

BEGIN
WRITELN('PROGRAMA QUE CREA ARCHIVO DE DATOS');
WRITELN;
WRITE('DESEAS CREAR:COND. CRIT. = 1  CIJ =2  DIJ = 3  (OPCION = ');
READLN(OPCION);
IF OPCION=1 THEN
BEGIN
WRITE('NUMERO DE ELEMENTOS DEL VECTOR ');READLN(N);
ASSIGN(ARCHA, 'A:CRITICAS.DAT ');
REWRITE(ARCHA);
I:=1;
REPEAT
WRITE(1:2, ' TCI = ');READLN(COND_CRIT.TCIA);
WRITE(1:2, ' PCI = ');READLN(COND_CRIT.PCIA);
WRITE(1:2, ' WI = ');READLN(COND_CRIT.WIA);
WRITE(1:2, ' PMI = ');READLN(COND_CRIT.PMIA);
WRITE(1:2, ' VCI = ');READLN(COND_CRIT.VCIA);
WRITE(1:2, ' PRAI = ');READLN(COND_CRIT.PRAIA);
WRITE(ARCHA,COND_CRIT);
I:=I+1;
UNTIL I>N;
CLOSE (ARCHA);
END
ELSE
BEGIN
IF OPCION=2 THEN
BEGIN
ASSIGN(ARCHB, A:COITBI.DAT');
REWRITE(ARCHB);
I:=1;
REPEAT
WRITE(1:2, ' CIJ1 = ');READLN(COEFBI.C1);
WRITE(1:2, ' CIJ2 = ');READLN(COEFBI.C2);
WRITE(1:2, ' CIJ3 = ');READLN(COEFBI.C3);
WRITE(1:2, ' CIJ4 = ');READLN(COEFBI.C4);
WRITE(1:2, ' CIJ5 = ');READLN(COEFBI.C5);
WRITE(1:2, ' CIJ6 = ');READLN(COEFBI.C6);
WRITE(1:2, ' CIJ7 = ');READLN(COEFBI.C7);
WRITE(1:2, ' CIJ8 = ');READLN(COEFBI.C8);
WRITE(1:2, ' CIJ9 = ');READLN(COEFBI.C9);
WRITE(1:2, ' CIJ10 = ');READLN(COEFBI.C10);
WRITE(1:2, ' CIJ11 = ');READLN(COEFBI.C11);
WRITE(1:2, ' CIJ12 = ');READLN(COEFBI.C12);
WRITE(1:2, ' CIJ13 = ');READLN(COEFBI.C13);
WRITE(ARCHB,COEFBI);
I:=I+1;
WRITELN;
UNTIL I>13;
CLOSE(ARCHB);
END

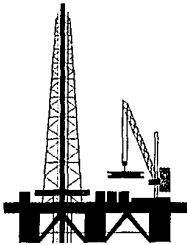
```

```
ELSE
BEGIN
  ASSIGN(ARCHC, 'A:DOITBI.DAT');
  REWRITE(ARCHC);
  I:=1;
  REPEAT
    WRITE(1:2,' DIJ1 = ');READLN(DOEFBI.D1);
    WRITE(1:2,' DIJ2 = ');READLN(DOEFBI.D2);
    WRITE(1:2,' DIJ3 = ');READLN(DOEFBI.D3);
    WRITE(1:2,' DIJ4 = ');READLN(DOEFBI.D4);
    WRITE(1:2,' DIJ5 = ');READLN(DOEFBI.D5);
    WRITE(1:2,' DIJ6 = ');READLN(DOEFBI.D6);
    WRITE(1:2,' DIJ7 = ');READLN(DOEFBI.D7);
    WRITE(1:2,' DIJ8 = ');READLN(DOEFBI.D8);
    WRITE(1:2,' DIJ9 = ');READLN(DOEFBI.D9);
    WRITE(1:2,' DIJ10 = ');READLN(DOEFBI.D10);
    WRITE(1:2,' DIJ11 = ');READLN(DOEFBI.D11);
    WRITE(1:2,' DIJ12 = ');READLN(DOEFBI.D12);
    WRITE(1:2,' DIJ13 = ');READLN(DOEFBI.D13);
    WRITE(ARCHC,DOEFBI);
    I:=I+1;
  WRITELN;
  UNTIL I>13;
  CLOSE(ARCHC);
END;
END;
END.
```




APLICACION DEL MODELO

CAPITULO V



V.- APLICACION DEL MODELO

De acuerdo a datos proporcionados por el departamento de producción de la Región Sur^{1,4} y en base a un análisis composicional de la mezcla tomada al pozo Carmito 1 en Agosto de 1985, se llevó a cabo la aplicación del programa de cómputo presentado en este trabajo, cuya mezcla de hidrocarburos puede considerarse como aceite volátil. Dicho análisis fue efectuado por la compañía "Core Laboratories, Inc." ^{2,3} En la tabla V.1 se presenta la información utilizada del análisis composicional :

COMPONENTE	COMPOSICION
N ₂	ZI [1] = 0.038600000
CO ₂	ZI [2] = 0.635200000
H ₂ S	ZI [3] = 0.003400000
CH ₄	ZI [4] = 0.193700000
C ₂ H ₆	ZI [5] = 0.030300000
C ₃ H ₈	ZI [6] = 0.017400000
iC ₄ H ₁₀	ZI [7] = 0.003300000
nC ₄ H ₁₀	ZI [8] = 0.009300000
iC ₅ H ₁₂	ZI [9] = 0.003900000
nC ₅ H ₁₂	ZI [10] = 0.004700000
C ₆ H ₁₄	ZI [11] = 0.005100000
PSEUDOCOMPONENTE 1	ZI [12] = 0.045110237
PSEUDOCOMPONENTE 2	ZI [13] = 0.009989762

Tabla V.1.- Análisis Composicional de la mezcla de hidrocarburos tomada al pozo Carmito 1

Una parte del ajuste de la ecuación de Peng - Robinson consiste en el establecimiento del número de pseudocomponentes hipotéticos que representen a la fracción más pesada de la mezcla, es decir, la del C₇, como se observa en la tabla V.1 ^{A,D}.

Una vez ajustada la ecuación, se procedió a determinar los perfiles de presión y de temperatura tanto en tuberías verticales como horizontales (no se consideraron los desniveles del terreno, porque no se contaban con ellos), así como considerar el sistema de flujo como un modelo multicomponente o un modelo composicional.

TUBERIA VERTICAL

En la figura V.3 se presenta el estado mecánico del pozo Carmito 1; los datos de producción que se utilizaron para compilar el programa del modelo aquí presentado para la tubería vertical, son mostrados en la tabla V.2. El análisis se realizó tomando en cuenta que el flujo puede ser desde el fondo hasta la cabeza del pozo y viceversa, para un rango amplio de gastos de aceite con diferentes diámetros de tuberías de producción.

A En el apéndice A se presenta el método utilizado en este trabajo para caracterizar la fracción C₇, así como, sus propiedades generalizadas.

D En el apéndice D se presentan los coeficientes de interacción binario que se utilizaron para ajustar la ecuación de Estado de Peng - Robinson.

Presión inicial (PD) = 1818.7 psia
Relación gas - aceite = 8340.5 p³ / bl
Fracción de agua (FW)=0
Temperatura inicial (TBH) = 219 °F
Coefficiente de transferencia de calor (U) = 35 BTU/DIA-PIE²-F
Conductividad térmica de la tierra (KHE) = 40 BTU/DIA-PIE-°F
Tiempo de producción (TIEM) = 500 días
Gradiente geotérmico (GE) = 0.01 F/pie
Incremento de longitud (INCREML) = 50 pies
Incremento de presión deseada (DP) = 50 psi
Número de tramos de tubería a calcular (N) = 3
Presión en el cabezal de pozos = 1905.9 psi

Tabla V.2.- Datos de producción para tuberías verticales del pozo Carmito 1

El comportamiento de flujo del yacimiento al pozo, representa la capacidad que éste tiene para aportar fluidos; por facilidad y a manera de ejemplo, se determinó la curva de afluencia del yacimiento al pozo con la ecuación de J.V. Vogel¹⁸ y se graficó con las curvas de capacidad de transporte, que se obtuvieron al calcular los perfiles de presión y de temperatura de fondo fluyendo a diferentes gastos de aceite a través de distintos aparejos de producción (tabla V.3), obteniéndose las figuras V.1, y V.2. ; los datos para determinar la curva de I.P.R.^E fueron :

Presión estática del yacimiento (Pws) = 4470.8 psia
Presión de fondo fluyendo (Pwf) = 4281.7 psia
Gasto de aceite = 470 bpd.

CURVA I.P.R DE VOGEL**CURVAS DE CAPACIDAD DE TRANSPORTE**

CURVA I.P.R DE VOGEL		CURVAS DE CAPACIDAD DE TRANSPORTE			
<i>Q_o</i> (b.p.d)	<i>P_{wf}</i> (psia)	<i>Q_o</i> (b.p.d)	<i>P_{wf}</i> (psia)	<i>P_{wf}</i> (psia)	<i>P_{wf}</i> (psia)
0	4470.8	200	3784.115	3707.40	3681.45
786.7	4150.0	400	3794.640	3732.64	3711.31
1519.80	3830.0	600	3803.100	3757.88	3741.17
2201.32	3510.0	800	3815.690	3790.09	3778.23
2831.28	3190.0	1000	3830.510	3826.70	3820.12
3409.67	2870.0	1200	3846.960	3863.90	3866.12
3936.48	2550.0	1400	3867.990	3907.06	3912.12
4411.72	2230.0	1600	3886.730	3947.24	3958.12
4835.39	1910.0				
5207.49	1590.0				
5528.01	1270.0				

Tabla V.3 Resultados obtenidos para determinar la curva de IPR y las curvas de capacidad de transporte para distintos aparejos de producción y gastos de aceite.

E En el apéndice E se presenta en el método de Vogel

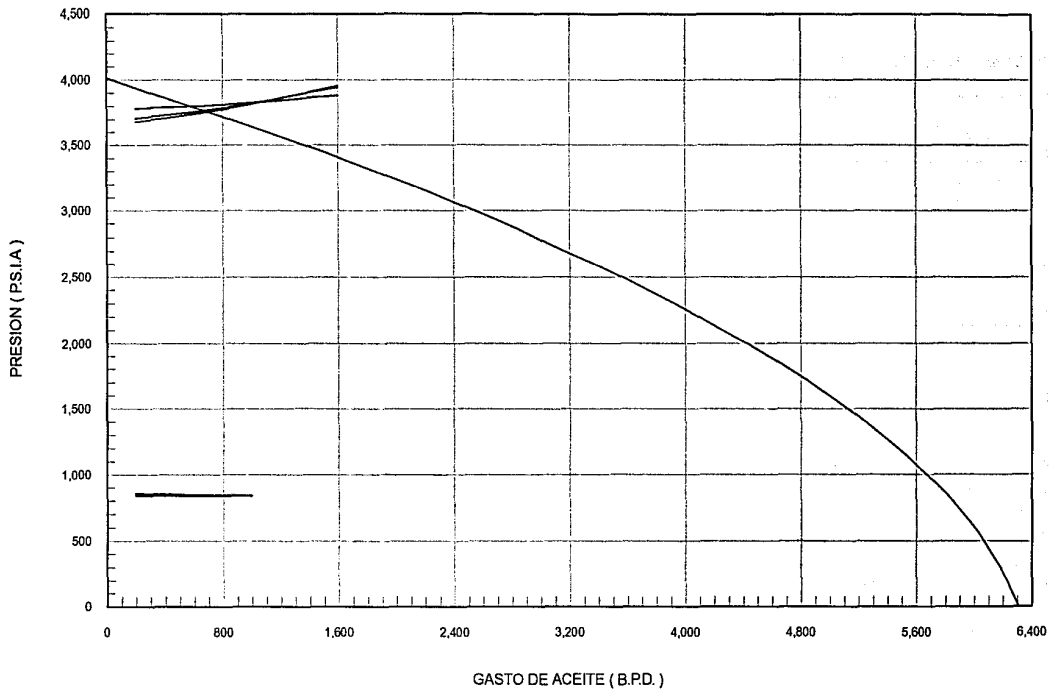
En los listados de impresión de los resultados obtenidos en las corridas en tuberías con flujo vertical, se observa lo siguiente: presiones y temperaturas medias para cada sección de tubería, (PM y TM, respectivamente); las velocidades superficiales de líquido y gas (VSL, VSG, respectivamente), el colgamiento de líquido (HL), las caídas de presión por fricción, elevación y total (DPF, DPE, DPT, respectivamente), así como, la longitud de avance del flujo en cada sección de la tubería (LACUM) y el régimen de flujo (FLUJO).

Las corridas 2.1A, 3A, 3.1A, 4A y 4.1A, muestran los resultados obtenidos del perfil de presiones y temperaturas para sistemas con modelo de flujo multicomponente y composicional con un gasto de aceite de 1200 bpd y un gasto de gas de 10 MMpcd, utilizando diámetros de tubería de producción de 2^{5/8"}, 2^{7/8"}, 3^{1/2"}, respectivamente.

Las corridas 1B, 1.1B, 2B, 2.1B, 3B, 3.1B, 4B y 4.1B muestran los resultados obtenidos del perfil de presiones y temperaturas para sistemas con modelo de flujo multicomponente y composicional para un gasto de aceite de 800 bpd y un gasto de gas de 8 MMpcd, utilizando aparejos de producción de 2^{3/8"}, 2^{5/8"}, 2^{7/8"}, 3^{1/2"}, respectivamente.

Las corridas 1C, 1.1C, 2C, 2.1C, 3C, 3.1C, 4C y 4.1C muestran los resultados obtenidos del perfil de presiones y temperaturas para sistemas con modelo de flujo multicomponente y composicional para un gasto de aceite de 350 bpd y un gasto de gas de 5 MMpcd, utilizando aparejos de producción de $2^{3/8}$ ", $2^{5/8}$ ", $2^{7/8}$ ", $3^{1/2}$ ", respectivamente.

Las corridas en flujo vertical para sistemas con modelos de flujo multicomponentes y composicionales resultaron idénticas, ya que, en el cálculo del equilibrio de fase, la mezcla era líquida ($L = 1$ o $V = 0$).

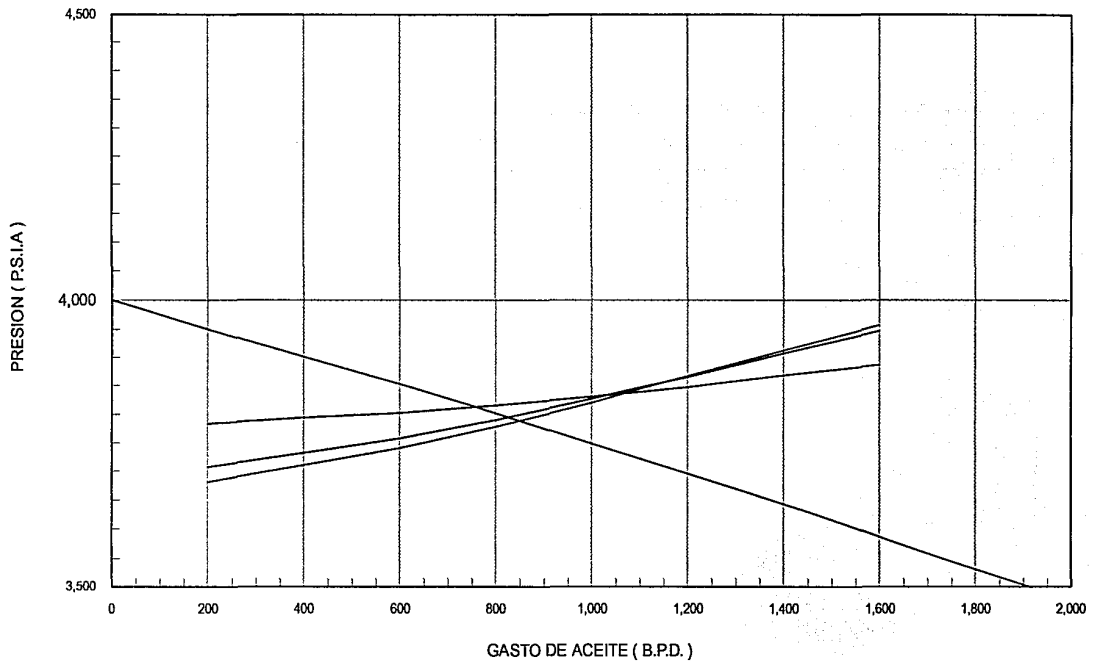


GASTO DE ACEITE (B.P.D.)

RESULTADOS
CAMPO : CARMITO
POZO : 1

I.P.R. DE VOGEL	T.P. 3 1/2"	T.P. 2 7/8"	T.P. 2 5/8"
PRESION DE CABEZAL	L.E. 8"	L.E. 7"	L.E. 6"

FIGURA V.1

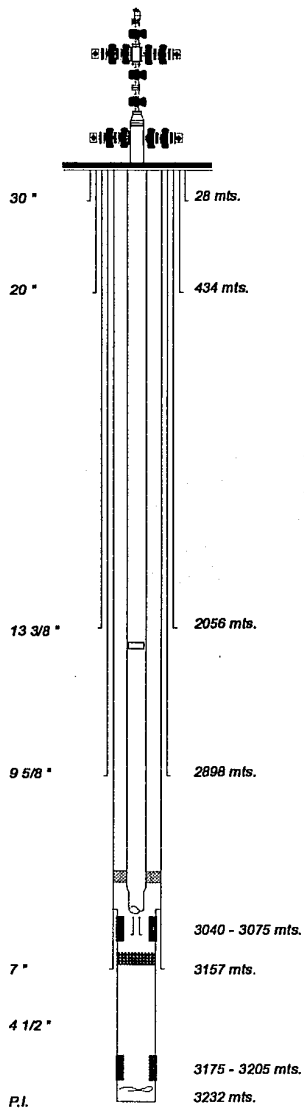


RESULTADOS
CAMPO : CARMITO
POZO : 1

I.P.R. DE VOGEL	T.P. 3 1/2"	T.P. 2 7/8"	T.P. 2 5/8"
_____	_____	_____	_____

FIGURA V.2

CARMITO 1



APAREJO DE PRODUCCION

EXT. INF TUBO COLA 2 3/8"	3000.6 M.
COMBINACION 2 3/8 - 3 1/2"	2992 M.
EXTREMO MULTI 80 -40 10 IIO	2898 M.
EMPACADOR 413 - 06 7"	2889 M.
TOPE LOCALIZADOR 4 3/16"	2888 M.
CAMISA CAMCO "C" 3 1/2" ABTA.	2074 M.
TP 3 1/2", C-75 9.3 #, 8HRR	0.0 M.

ANTECEDENTES

ARBOL DE VALVULAS.

3 1/2", 10,000, E.P.N.

PERFORACION TERMINACION

INICIO : 19/04/79 INICIO : 24/02/80

TERMINO: 23/02/80 TERMINO: 20/04/80

REPARACION MENOR (Rme)

INICIO : 27/05/83

TERMINO: 22/07/83

24 SEPTIEMBRE 1983

CONTINUA NUMERO COMPOSICION LATERAL VERTICAL L.P. 2 5/8" x 4 1/2" A
 RESULTADOS DE 0001200 BPD / 06010 HIPC/D

PH	TH	USL	USG	HL	DPF	DPE	DPI	LQUM	FLUJO
psia	GR	D/E	P/S	HL	PSIA/D	PSIA/D	PSIA/D	DIES	FLUJO
3663.9	677.9	1.9034	12.3587	0.2714	0.03906	0.18877	0.23696	211.0	INTERMITENTE
3613.9	675.8	1.9093	12.4144	0.2712	0.03911	0.18781	0.23618	422.7	INTERMITENTE
3763.9	673.7	1.9154	12.4714	0.2709	0.03917	0.18684	0.23530	635.1	INTERMITENTE
3713.9	671.5	1.9214	12.5293	0.2707	0.03922	0.18587	0.23440	848.3	INTERMITENTE
3703.7	671.1	1.9224	12.5395	0.2707	0.03923	0.18570	0.23446	918.0	INTERMITENTE
3697.6	669.6	1.9176	12.5301	0.2704	0.03829	0.18290	0.23042	1135.0	INTERMITENTE
3547.6	666.2	1.9172	12.5480	0.2702	0.03826	0.18255	0.23016	1352.2	INTERMITENTE
3597.6	665.8	1.9224	12.6086	0.2699	0.03833	0.18164	0.22947	1570.1	INTERMITENTE
3547.6	661.4	1.9272	12.6679	0.2696	0.03840	0.18076	0.22860	1788.7	INTERMITENTE
3497.6	658.8	1.9314	12.7242	0.2693	0.03846	0.17993	0.22817	2007.8	INTERMITENTE
3447.6	656.0	1.9347	12.7748	0.2690	0.03850	0.17917	0.22761	2227.5	INTERMITENTE
3397.6	652.9	1.9364	12.8149	0.2687	0.03851	0.17855	0.22716	2447.6	INTERMITENTE
3347.6	649.7	1.9376	12.8526	0.2684	0.03852	0.17777	0.22674	2668.1	INTERMITENTE
3297.6	647.2	1.9425	12.9028	0.2680	0.03860	0.17701	0.22603	2889.3	INTERMITENTE
3247.6	645.1	1.9504	13.0141	0.2675	0.03873	0.17576	0.22510	3111.4	INTERMITENTE
3197.6	643.0	1.9579	13.1068	0.2670	0.03886	0.17453	0.22420	3334.4	INTERMITENTE
3147.6	640.7	1.9652	13.2004	0.2666	0.03897	0.17332	0.22331	3558.5	INTERMITENTE
3132.0	640.0	1.9674	13.2284	0.2664	0.03903	0.17286	0.22308	3690.0	INTERMITENTE
3118.3	638.1	1.9613	13.1930	0.2664	0.03891	0.17333	0.22335	3913.9	INTERMITENTE
3068.3	634.4	1.9600	13.2237	0.2660	0.03889	0.17286	0.22303	4138.1	INTERMITENTE
3018.3	632.1	1.9668	13.3211	0.2655	0.03902	0.17162	0.22214	4363.1	INTERMITENTE
2968.3	629.7	1.9737	13.4215	0.2649	0.03915	0.17036	0.22125	4589.1	INTERMITENTE
2918.3	627.3	1.9806	13.5257	0.2643	0.03929	0.16909	0.22036	4816.0	INTERMITENTE
2868.3	624.8	1.9877	13.6334	0.2637	0.03944	0.16778	0.21945	5043.9	INTERMITENTE
2818.3	622.4	1.9948	13.7437	0.2630	0.03960	0.16645	0.21855	5272.6	INTERMITENTE
2768.3	619.9	2.0020	13.8577	0.2623	0.03977	0.16510	0.21765	5502.4	INTERMITENTE
2718.3	617.3	2.0092	13.9911	0.2616	0.03994	0.16375	0.21674	5733.1	INTERMITENTE
2668.3	614.8	2.0165	14.1203	0.2609	0.04013	0.16233	0.21584	5964.7	INTERMITENTE
2618.3	612.2	2.0239	14.2558	0.2601	0.04033	0.16090	0.21493	6197.3	INTERMITENTE
2568.3	609.6	2.0315	14.3981	0.2592	0.04054	0.15944	0.21403	6431.0	INTERMITENTE
2518.3	607.0	2.0392	14.5476	0.2584	0.04077	0.15794	0.21314	6665.5	INTERMITENTE
2468.3	604.3	2.0470	14.7049	0.2574	0.04101	0.15642	0.21225	6901.1	INTERMITENTE
2418.3	601.7	2.0552	14.8715	0.2565	0.04128	0.15486	0.21137	7137.7	INTERMITENTE
2368.3	599.0	2.0635	15.0468	0.2554	0.04156	0.15326	0.21051	7375.2	INTERMITENTE
2318.3	596.3	2.0718	15.2304	0.2544	0.04186	0.15165	0.20968	7615.6	INTERMITENTE
2268.3	593.5	2.0804	15.2389	0.2548	0.04216	0.15217	0.21094	7850.6	INTERMITENTE
2218.3	590.8	2.0894	15.4545	0.2535	0.04248	0.15073	0.20976	8088.7	INTERMITENTE
2168.3	588.0	2.0987	15.6831	0.2522	0.04284	0.14828	0.20893	8328.0	INTERMITENTE
2118.3	585.2	2.1082	15.9242	0.2508	0.04323	0.14631	0.20799	8568.4	INTERMITENTE
2068.3	582.4	2.1181	16.1792	0.2493	0.04366	0.14434	0.20714	8809.8	INTERMITENTE
2018.3	579.6	2.1282	16.3555	0.2485	0.04402	0.14309	0.20625	9051.4	INTERMITENTE
1968.3	576.7	2.1386	16.6608	0.2468	0.04454	0.14087	0.20506	9294.0	INTERMITENTE
1918.3	574.0	2.1514	16.9508	0.2453	0.04505	0.13881	0.20539	9537.5	INTERMITENTE
1868.3	571.3	2.1651	17.2732	0.2437	0.04560	0.13654	0.20460	9781.9	INTERMITENTE
1818.3	568.4	2.1779	17.6353	0.2418	0.04622	0.13414	0.20387	10027.1	INTERMITENTE

E 1812.4 568.1 2.2363 17.6419 0.2418 0.04621 0.13225 0.20153 10086.0 INTERMITENTE

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 1831.5
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 569.2
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 2057.4

CORRIDIDA NUMERO FLUJO VERTICAL T.P. 2 7/8"O # 3A

RESULTADOS DE CARH110 QO=1200 BPD Y QO=10 MMPCD										
PM	HL	VSL	VSG	HL	DFP	DPE	DPT	LACUM	FLUJO	
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies		FLUJO
3863.9	677.9	1.5864	10.3004	0.2735	0.02516	0.18887	0.21991	227.4		INTERMITENTE
3813.9	675.5	1.5906	10.3496	0.2732	0.02459	0.18475	0.21510	459.8		INTERMITENTE
3763.9	673.2	1.5947	10.3953	0.2729	0.02463	0.18391	0.21437	693.1		INTERMITENTE
3739.9	672.0	1.5967	10.4177	0.2728	0.02465	0.18350	0.21402	918.0		INTERMITENTE
3715.8	669.6	1.5933	10.4005	0.2728	0.02459	0.18371	0.21421	1151.4		INTERMITENTE
3665.8	665.9	1.5918	10.4054	0.2726	0.02456	0.18352	0.21406	1365.0		INTERMITENTE
3615.8	663.4	1.5951	10.4481	0.2723	0.02459	0.18273	0.21339	1619.3		INTERMITENTE
3565.8	660.7	1.5980	10.4887	0.2720	0.02462	0.18190	0.21275	1854.3		INTERMITENTE
3515.8	657.8	1.6003	10.5256	0.2717	0.02464	0.18130	0.21218	2090.0		INTERMITENTE
3465.8	654.8	1.6016	10.5560	0.2714	0.02464	0.18072	0.21170	2326.2		INTERMITENTE
3415.8	651.3	1.6012	10.5747	0.2711	0.02463	0.18033	0.21138	2562.7		INTERMITENTE
3365.8	647.9	1.6005	10.5920	0.2709	0.02461	0.17997	0.21110	2799.5		INTERMITENTE
3315.8	645.1	1.6034	10.6387	0.2705	0.02465	0.17914	0.21041	3037.2		INTERMITENTE
3265.8	642.9	1.6089	10.7071	0.2701	0.02471	0.17799	0.20943	3275.9		INTERMITENTE
3215.8	640.5	1.6138	10.7732	0.2696	0.02477	0.17688	0.20850	3515.7		INTERMITENTE
3197.8	639.7	1.6156	10.7976	0.2695	0.02479	0.17648	0.20816	3690.0		INTERMITENTE
3179.7	637.4	1.6103	10.7668	0.2694	0.02472	0.17692	0.20856	3929.7		INTERMITENTE
3129.7	633.6	1.6076	10.7766	0.2691	0.02469	0.17668	0.20839	4169.7		INTERMITENTE
3079.7	631.0	1.6118	10.8425	0.2686	0.02474	0.17559	0.20748	4410.7		INTERMITENTE
3029.7	628.5	1.6159	10.9101	0.2681	0.02480	0.17450	0.20657	4652.7		INTERMITENTE
2979.7	625.8	1.6199	10.9798	0.2676	0.02486	0.17338	0.20564	4895.9		INTERMITENTE
2929.7	623.2	1.6239	11.0521	0.2670	0.02492	0.17225	0.20471	5140.1		INTERMITENTE
2879.7	620.5	1.6278	11.1271	0.2664	0.02498	0.17110	0.20376	5385.5		INTERMITENTE
2829.7	617.8	1.6317	11.2052	0.2658	0.02505	0.16992	0.20280	5632.0		INTERMITENTE
2779.7	615.1	1.6356	11.2866	0.2651	0.02512	0.16872	0.20182	5879.8		INTERMITENTE
2729.7	612.3	1.6393	11.3718	0.2644	0.02519	0.16749	0.20083	6128.7		INTERMITENTE
2679.7	609.5	1.6431	11.4610	0.2636	0.02527	0.16623	0.19982	6379.0		INTERMITENTE
2629.7	606.7	1.6468	11.5546	0.2629	0.02535	0.16494	0.19880	6630.5		INTERMITENTE
2579.7	603.9	1.6504	11.6530	0.2620	0.02544	0.16362	0.19775	6883.3		INTERMITENTE
2529.7	601.0	1.6540	11.7565	0.2611	0.02554	0.16226	0.19669	7137.5		INTERMITENTE
2479.7	598.1	1.6576	11.8656	0.2602	0.02564	0.16087	0.19562	7393.1		INTERMITENTE
2429.7	595.1	1.6612	11.9825	0.2592	0.02575	0.15943	0.19451	7650.2		INTERMITENTE
2379.7	592.2	1.6648	12.1057	0.2581	0.02587	0.15795	0.19339	7908.7		INTERMITENTE
2329.7	589.2	1.6680	12.2342	0.2570	0.02600	0.15645	0.19228	8168.8		INTERMITENTE
2279.7	586.1	1.6711	12.3703	0.2558	0.02614	0.15492	0.19115	8430.3		INTERMITENTE
2229.7	583.1	1.6742	12.5147	0.2545	0.02629	0.15335	0.19002	8693.5		INTERMITENTE
2179.7	579.9	1.6771	12.6680	0.2532	0.02646	0.15173	0.18888	8958.2		INTERMITENTE
2129.7	576.8	1.6799	12.8314	0.2517	0.02664	0.15008	0.18773	9224.5		INTERMITENTE
2079.7	573.6	1.6825	13.0049	0.2502	0.02684	0.14839	0.18660	9492.5		INTERMITENTE
2029.7	570.4	1.6849	13.1887	0.2486	0.02705	0.14667	0.18547	9762.1		INTERMITENTE
1979.7	567.1	1.6871	13.3843	0.2469	0.02728	0.14491	0.18437	10033.2		INTERMITENTE

E

1974.8 566.8 1.6874 13.4048 0.2467 0.02731 0.14473 0.18426 10086.0 INTERMITENTE

E

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 1995.0

LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 568.2

LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1893.9

CONDICION HUMERA COMPOSICIONAL/VERTICAL/ L.F.P. 2 7/Bº 3.1A
 RESULTADOS DE CARBONO OO=1200BFD Y O6=10 HMPDI

HT	HT	VSL	VSS	HL	DPF	EPE	DPI	LACUM	FLUJO
DATA	IN	P/S	P/S		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
2983.9	677.9	1.5954	10.3009	0.2735	0.02518	0.18087	0.21991	227.4	INTERMITENTE
3013.2	675.5	1.5966	10.3496	0.2732	0.02459	0.18475	0.21510	459.8	INTERMITENTE
3083.9	673.2	1.5947	10.3953	0.2729	0.02463	0.18391	0.21437	693.1	INTERMITENTE
3179.7	672.0	1.5967	10.4177	0.2728	0.02465	0.18350	0.21402	918.0	INTERMITENTE
3191.8	669.8	1.5933	10.4005	0.2728	0.02459	0.18371	0.21421	1151.4	INTERMITENTE
3665.8	665.9	1.5918	10.4054	0.2726	0.02456	0.18352	0.21406	1385.0	INTERMITENTE
3615.0	663.4	1.5951	10.4481	0.2723	0.02439	0.18273	0.21339	1619.3	INTERMITENTE
3583.8	660.7	1.5980	10.4887	0.2720	0.02462	0.18198	0.21275	1854.3	INTERMITENTE
3815.0	657.8	1.5903	10.5256	0.2717	0.02464	0.18130	0.21218	2090.0	INTERMITENTE
3465.8	654.8	1.6018	10.5560	0.2714	0.02464	0.18072	0.21170	2326.2	INTERMITENTE
3415.8	651.3	1.6012	10.5747	0.2711	0.02463	0.18033	0.21138	2562.7	INTERMITENTE
3365.8	647.9	1.6005	10.5920	0.2709	0.02451	0.17997	0.21110	2799.5	INTERMITENTE
3315.8	645.1	1.6034	10.6387	0.2705	0.02465	0.17914	0.21041	3037.2	INTERMITENTE
3265.8	642.9	1.6089	10.7071	0.2701	0.02471	0.17799	0.20943	3275.9	INTERMITENTE
3215.8	640.5	1.6138	10.7732	0.2696	0.02477	0.17688	0.20850	3515.7	INTERMITENTE
3197.8	639.7	1.6156	10.7976	0.2695	0.02479	0.17648	0.20816	3690.0	INTERMITENTE
3178.7	637.4	1.6103	10.7668	0.2694	0.02472	0.17622	0.20836	3929.7	INTERMITENTE
3129.7	633.6	1.6076	10.7766	0.2691	0.02469	0.17669	0.20839	4169.7	INTERMITENTE
3079.7	631.0	1.6118	10.8425	0.2686	0.02474	0.17559	0.20748	4410.7	INTERMITENTE
3029.7	628.5	1.6199	10.9104	0.2681	0.02480	0.17450	0.20657	4652.7	INTERMITENTE
2979.7	625.8	1.6199	10.9798	0.2676	0.02486	0.17338	0.20564	4895.9	INTERMITENTE
2929.7	623.2	1.6239	11.0521	0.2670	0.02492	0.17225	0.20471	5140.1	INTERMITENTE
2879.7	620.5	1.6278	11.1271	0.2664	0.02498	0.17110	0.20376	5385.5	INTERMITENTE
2829.7	617.8	1.6317	11.2052	0.2658	0.02505	0.16992	0.20280	5632.0	INTERMITENTE
2779.7	615.1	1.6356	11.2866	0.2651	0.02512	0.16872	0.20182	5879.8	INTERMITENTE
2729.7	612.3	1.6393	11.3718	0.2644	0.02519	0.16749	0.20083	6128.7	INTERMITENTE
2679.7	609.5	1.6431	11.4610	0.2636	0.02527	0.16623	0.19982	6379.0	INTERMITENTE
2629.7	606.7	1.6468	11.5546	0.2629	0.02535	0.16494	0.19880	6630.5	INTERMITENTE
2579.7	603.9	1.6504	11.6530	0.2620	0.02544	0.16362	0.19775	6883.3	INTERMITENTE
2529.7	601.0	1.6540	11.7565	0.2611	0.02554	0.16226	0.19669	7137.5	INTERMITENTE
2479.7	598.1	1.6576	11.8656	0.2602	0.02564	0.16087	0.19562	7393.1	INTERMITENTE
2429.7	595.1	1.6612	11.9805	0.2592	0.02575	0.15943	0.19451	7650.2	INTERMITENTE
2379.7	592.2	1.6648	12.1027	0.2581	0.02587	0.15795	0.19339	7908.7	INTERMITENTE
2329.7	589.2	1.6680	12.2342	0.2570	0.02600	0.15645	0.19228	8168.8	INTERMITENTE
2279.7	586.1	1.6711	12.3703	0.2558	0.02614	0.15492	0.19115	8430.3	INTERMITENTE
2229.7	583.1	1.6742	12.5147	0.2545	0.02629	0.15335	0.19002	8693.5	INTERMITENTE
2179.7	579.9	1.6771	12.6680	0.2532	0.02646	0.15173	0.18889	8958.2	INTERMITENTE
2129.7	576.8	1.6799	12.8314	0.2517	0.02664	0.15008	0.18773	9224.5	INTERMITENTE
2079.7	573.6	1.6825	13.0049	0.2502	0.02684	0.14839	0.18660	9492.5	INTERMITENTE
2029.7	570.4	1.6849	13.1887	0.2486	0.02705	0.14667	0.18547	9762.1	INTERMITENTE
1979.7	567.1	1.6871	13.3843	0.2469	0.02728	0.14491	0.18437	10033.2	INTERMITENTE

E 1974.8 568.8 1.6874 13.4088 0.2467 0.02731 0.14473 0.18426 10086.0 INTERMITENTE

LA PRESSION DE SALIDA ES (PSIA) = 1995.0
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 568.2
 LA CARGA DE PRESSION FUE DE (PSIA) = 1893.9

040-100 NUMERO FLUJO VERTICAL T.P. 1:1200 # 4A

ESTACION DE CARHITO OO=1200 BFD 1 GG=10 MPCD

NO	NO	MSL	VSR	HL	DFE	DFT	LACUM	FLUJO
PSIA	DL	D/S	D/S		PSIA/D	PSIA/D	PSIA/D	FLUJO
3633.9	871.7	1.0701	6.2501	0.2782	0.00948	0.18577	0.19761	253.0
3613.9	875.1	1.0722	6.9758	0.2779	0.00949	0.18504	0.19693	506.9
3593.9	878.6	1.0743	7.0013	0.2777	0.00950	0.18431	0.19624	761.7
3498.6	871.8	1.0750	7.0096	0.2776	0.00950	0.18400	0.19603	918.0
3478.1	868.8	1.0717	6.9885	0.2776	0.00947	0.18455	0.19648	1172.5
3463.1	865.5	1.0695	6.9830	0.2775	0.00945	0.18459	0.19652	1426.9
3433.1	863.7	1.0709	7.0047	0.2772	0.00946	0.18397	0.19594	1682.1
3403.1	859.7	1.0718	7.0239	0.2769	0.00946	0.18344	0.19542	1937.9
3383.1	856.5	1.0721	7.0391	0.2767	0.00946	0.18296	0.19500	2194.3
3483.3	853.0	1.0715	7.0476	0.2764	0.00945	0.18268	0.19475	2451.1
3463.3	849.0	1.0693	7.0447	0.2762	0.00944	0.18269	0.19477	2707.8
3383.3	845.0	1.0673	7.0440	0.2760	0.00942	0.18264	0.19475	2964.5
3333.3	842.1	1.0685	7.0684	0.2757	0.00943	0.18197	0.19412	3222.1
3283.3	839.7	1.0713	7.1068	0.2753	0.00944	0.18095	0.19316	3481.0
3263.3	838.7	1.0723	7.1219	0.2751	0.00945	0.18055	0.19278	3690.0
3243.1	836.1	1.0680	7.2239	0.2727	0.00918	0.17439	0.18626	3958.4
3193.1	831.8	1.0646	7.2316	0.2721	0.00913	0.17379	0.18563	4227.8
3143.1	829.0	1.0650	7.2726	0.2715	0.00914	0.17325	0.18465	4498.6
3093.1	826.0	1.0669	7.3142	0.2709	0.00915	0.17171	0.18366	4770.8
3043.1	823.1	1.0679	7.3569	0.2702	0.00916	0.17066	0.18266	5044.6
2993.1	820.0	1.0686	7.4007	0.2695	0.00917	0.16960	0.18165	5319.8
2943.1	817.0	1.0692	7.4460	0.2687	0.00918	0.16852	0.18063	5596.6
2893.1	813.9	1.0697	7.4929	0.2679	0.00919	0.16742	0.17959	5875.0
2843.1	810.7	1.0700	7.5415	0.2671	0.00920	0.16631	0.17854	6155.1
2793.1	807.5	1.0701	7.5921	0.2662	0.00921	0.16518	0.17747	6436.8
2743.1	804.3	1.0701	7.6448	0.2653	0.00922	0.16402	0.17639	6720.3
2693.1	801.0	1.0699	7.6998	0.2643	0.00924	0.16285	0.17529	7005.5
2643.1	797.7	1.0694	7.7574	0.2633	0.00925	0.16166	0.17417	7292.6
2593.1	794.3	1.0688	7.8176	0.2622	0.00926	0.16044	0.17303	7581.6
2543.1	790.9	1.0679	7.8807	0.2611	0.00928	0.15920	0.17187	7872.5
2493.1	787.4	1.0668	7.9470	0.2598	0.00930	0.15793	0.17069	8165.4
2443.1	783.9	1.0655	8.0167	0.2585	0.00932	0.15664	0.16950	8460.4
2393.1	780.4	1.0638	8.0901	0.2572	0.00934	0.15532	0.16828	8757.5
2343.1	776.8	1.0619	8.1675	0.2557	0.00937	0.15397	0.16704	9056.9
2293.1	773.1	1.0596	8.2493	0.2542	0.00939	0.15260	0.16578	9358.5
2243.1	769.4	1.0569	8.3357	0.2526	0.00942	0.15119	0.16450	9662.4
2193.1	765.7	1.0539	8.4273	0.2508	0.00946	0.14976	0.16319	9968.8
2183.7	765.0	1.0534	8.4457	0.2505	0.00946	0.14948	0.16294	10086.0

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2199.2

LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 566.2

LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1689.7

CORRIDA NUMERO COPOSICIONAL/VERTICAL/T.P. 3 1/2" 0 4.1A
 RESULTADOS DE CARRILLO PI=3913.9 psia Y TI=670 GR

PM	IN	VSL	VSG	HL	DFP	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	o/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	477.7	1.0701	6.9501	0.2782	0.00948	0.18577	0.19761	253.0	INTERMITENTE
3813.9	475.2	1.0722	6.9758	0.2779	0.00949	0.18504	0.19693	506.9	INTERMITENTE
3763.9	472.6	1.0743	7.0015	0.2777	0.00950	0.18431	0.19624	761.7	INTERMITENTE
3713.6	471.8	1.0750	7.0096	0.2776	0.00950	0.18409	0.19603	918.0	INTERMITENTE
3663.3	469.6	1.0717	6.9885	0.2776	0.00947	0.18455	0.19648	1172.5	INTERMITENTE
3613.3	469.6	1.0695	6.9850	0.2775	0.00945	0.18459	0.19652	1426.9	INTERMITENTE
3563.3	462.7	1.0709	7.0047	0.2772	0.00946	0.18397	0.19594	1682.1	INTERMITENTE
3513.3	459.7	1.0718	7.0239	0.2769	0.00946	0.18342	0.19542	1937.9	INTERMITENTE
3463.3	456.5	1.0721	7.0391	0.2767	0.00946	0.18296	0.19500	2194.3	INTERMITENTE
3413.3	449.0	1.0715	7.0476	0.2764	0.00945	0.18268	0.19475	2451.1	INTERMITENTE
3363.3	449.0	1.0693	7.0447	0.2762	0.00944	0.18269	0.19477	2707.8	INTERMITENTE
3313.3	445.0	1.0673	7.0440	0.2760	0.00942	0.18264	0.19475	2964.5	INTERMITENTE
3263.3	442.1	1.0685	7.0684	0.2757	0.00943	0.18197	0.19412	3222.1	INTERMITENTE
3213.3	439.7	1.0713	7.1068	0.2753	0.00944	0.18095	0.19316	3481.0	INTERMITENTE
3163.2	438.7	1.0723	7.1219	0.2751	0.00945	0.18055	0.19278	3690.0	INTERMITENTE
3113.1	436.1	1.0680	7.2259	0.2727	0.00918	0.17439	0.18626	3958.4	INTERMITENTE
3063.1	431.8	1.0646	7.2316	0.2721	0.00913	0.17379	0.18563	4227.8	INTERMITENTE
3013.1	429.0	1.0658	7.2726	0.2715	0.00914	0.17275	0.18465	4498.6	INTERMITENTE
2963.1	426.0	1.0669	7.3142	0.2709	0.00915	0.17171	0.18266	5044.6	INTERMITENTE
2913.1	423.1	1.0679	7.3569	0.2702	0.00917	0.16960	0.18165	5319.8	INTERMITENTE
2863.1	420.0	1.0686	7.4007	0.2695	0.00918	0.16852	0.18063	5596.6	INTERMITENTE
2813.1	417.0	1.0692	7.4460	0.2687	0.00917	0.16652	0.17959	5875.0	INTERMITENTE
2763.1	413.9	1.0697	7.4929	0.2679	0.00919	0.16742	0.17854	6155.1	INTERMITENTE
2713.1	410.7	1.0700	7.5415	0.2671	0.00920	0.16631	0.17747	6436.8	INTERMITENTE
2663.1	407.5	1.0701	7.5921	0.2662	0.00921	0.16518	0.17639	6720.3	INTERMITENTE
2613.1	404.3	1.0701	7.6448	0.2653	0.00922	0.16402	0.17529	7005.5	INTERMITENTE
2563.1	401.0	1.0699	7.6998	0.2643	0.00924	0.16285	0.17417	7292.6	INTERMITENTE
2513.1	397.7	1.0694	7.7574	0.2633	0.00925	0.16166	0.17303	7581.6	INTERMITENTE
2463.1	394.3	1.0688	7.8176	0.2622	0.00926	0.16044	0.17187	7872.5	INTERMITENTE
2413.1	390.9	1.0679	7.8807	0.2611	0.00928	0.15920	0.17069	8165.4	INTERMITENTE
2363.1	387.4	1.0668	7.9470	0.2598	0.00930	0.15793	0.16950	8460.4	INTERMITENTE
2313.1	383.9	1.0655	8.0167	0.2585	0.00932	0.15664	0.16828	8757.5	INTERMITENTE
2263.1	380.4	1.0638	8.0910	0.2572	0.00934	0.15532	0.16704	9056.9	INTERMITENTE
2213.1	376.8	1.0619	8.1675	0.2557	0.00937	0.15397	0.16578	9358.5	INTERMITENTE
2163.1	373.1	1.0596	8.2493	0.2542	0.00939	0.15260	0.16450	9662.4	INTERMITENTE
2113.1	369.4	1.0569	8.3357	0.2526	0.00942	0.15119	0.16319	9968.8	INTERMITENTE
2063.1	365.7	1.0539	8.4273	0.2508	0.00946	0.14976	0.16294	10086.0	INTERMITENTE
2013.7	365.0	1.0534	8.4457	0.2505	0.00946	0.14948			

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2199.2

LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 566.2

LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1689.7

CORRIDA NUMERO FLUJO VERTICAL T.P. 2 3/8"O # 18
 RESULTADOS DE CARHITO 00=800 BPD Y. 06=8 MMPCD

Flt	TM	VSL	VSG	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	677.9	1.5501	12.0780	0.2491	0.04032	0.18836	0.23718	210.8	INTERMITENTE
3813.9	675.8	1.5550	12.1324	0.2489	0.04036	0.18739	0.23638	422.3	INTERMITENTE
3763.9	673.7	1.5599	12.1880	0.2487	0.04042	0.18641	0.23557	634.6	INTERMITENTE
3713.9	671.5	1.5647	12.2442	0.2485	0.04047	0.18544	0.23477	847.6	INTERMITENTE
3705.7	671.1	1.5656	12.2543	0.2484	0.04048	0.18526	0.23462	918.0	INTERMITENTE
3697.4	669.6	1.5616	12.2447	0.2482	0.03949	0.18237	0.23045	1135.0	INTERMITENTE
3647.4	666.1	1.5611	12.2607	0.2480	0.03945	0.18202	0.23018	1352.2	INTERMITENTE
3597.4	663.7	1.5652	12.3182	0.2477	0.03952	0.18113	0.22949	1570.1	INTERMITENTE
3547.4	661.2	1.5688	12.3734	0.2475	0.03958	0.18027	0.22882	1788.6	INTERMITENTE
3497.4	658.5	1.5717	12.4239	0.2472	0.03963	0.17948	0.22822	2007.7	INTERMITENTE
3447.4	655.5	1.5736	12.4662	0.2469	0.03965	0.17881	0.22770	2227.3	INTERMITENTE
3397.4	652.2	1.5737	12.4929	0.2466	0.03964	0.17834	0.22735	2447.2	INTERMITENTE
3347.4	648.7	1.5730	12.5151	0.2463	0.03961	0.17793	0.22706	2667.4	INTERMITENTE
3297.4	646.1	1.5767	12.5789	0.2460	0.03968	0.17699	0.22634	2888.3	INTERMITENTE
3247.4	644.2	1.5838	12.6759	0.2455	0.03983	0.17564	0.22531	3110.2	INTERMITENTE
3197.4	642.1	1.5903	12.7696	0.2451	0.03997	0.17435	0.22434	3333.1	INTERMITENTE
3147.4	639.9	1.5964	12.8628	0.2446	0.04010	0.17309	0.22341	3556.9	INTERMITENTE
3132.6	639.2	1.5982	12.8909	0.2445	0.04014	0.17271	0.22313	3690.0	INTERMITENTE
3117.8	637.2	1.5931	12.8552	0.2445	0.04002	0.17310	0.22343	3913.8	INTERMITENTE
3067.8	633.6	1.5919	12.8835	0.2441	0.04000	0.17263	0.22310	4137.9	INTERMITENTE
3017.8	631.2	1.5974	12.9779	0.2436	0.04013	0.17137	0.22217	4363.0	INTERMITENTE
2967.8	628.8	1.6029	13.0750	0.2431	0.04026	0.17011	0.22125	4588.9	INTERMITENTE
2917.8	626.4	1.6083	13.1752	0.2425	0.04040	0.16882	0.22032	4815.9	INTERMITENTE
2867.8	623.9	1.6139	13.2809	0.2420	0.04055	0.16750	0.21938	5043.8	INTERMITENTE
2817.8	621.5	1.6196	13.3908	0.2413	0.04070	0.16616	0.21844	5272.7	INTERMITENTE
2767.8	618.9	1.6251	13.5037	0.2407	0.04087	0.16481	0.21751	5502.6	INTERMITENTE
2717.8	616.4	1.6306	13.6216	0.2400	0.04104	0.16343	0.21657	5733.4	INTERMITENTE
2667.8	613.8	1.6362	13.7447	0.2393	0.04122	0.16203	0.21563	5965.3	INTERMITENTE
2617.8	611.2	1.6418	13.8736	0.2386	0.04141	0.16060	0.21469	6198.2	INTERMITENTE
2567.8	608.5	1.6476	14.0093	0.2378	0.04162	0.15914	0.21375	6432.1	INTERMITENTE
2517.8	605.8	1.6534	14.1518	0.2370	0.04184	0.15764	0.21281	6667.1	INTERMITENTE
2467.8	603.1	1.6592	14.3017	0.2361	0.04208	0.15611	0.21187	6903.1	INTERMITENTE
2417.8	600.5	1.6653	14.4607	0.2352	0.04234	0.15454	0.21094	7140.1	INTERMITENTE
2367.8	597.7	1.6715	14.6280	0.2342	0.04261	0.15294	0.21002	7378.2	INTERMITENTE
2317.8	594.9	1.6776	14.8028	0.2332	0.04291	0.15132	0.20913	7617.3	INTERMITENTE
2267.8	592.1	1.6838	14.9875	0.2321	0.04322	0.14967	0.20825	7857.4	INTERMITENTE
2217.8	589.3	1.6903	15.1835	0.2310	0.04357	0.14799	0.20740	8098.4	INTERMITENTE
2167.8	586.5	1.6969	15.2045	0.2313	0.04387	0.14835	0.20864	8338.1	INTERMITENTE
2117.8	583.6	1.7037	15.4345	0.2299	0.04425	0.14635	0.20757	8579.0	INTERMITENTE
2067.8	580.7	1.7106	15.6786	0.2285	0.04467	0.14434	0.20659	8821.0	INTERMITENTE
2017.8	577.8	1.7177	15.9356	0.2271	0.04513	0.14233	0.20571	9064.0	INTERMITENTE
1967.8	574.9	1.7250	16.1166	0.2262	0.04551	0.14105	0.20550	9307.3	INTERMITENTE
1917.8	572.1	1.7339	16.4374	0.2245	0.04611	0.13871	0.20458	9551.7	INTERMITENTE
1867.8	569.2	1.7435	16.7030	0.2232	0.04659	0.13675	0.20391	9797.0	INTERMITENTE
1817.8	566.3	1.7524	17.0537	0.2214	0.04723	0.13433	0.20309	10043.2	INTERMITENTE

E 1813.5 566.1 1.7533 17.0671 0.2214 0.04723 0.13418 0.20299 10086.0 INTERMITENTE

E
 LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 1834.1
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 567.3
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 2054.8

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/VERTICAL/VERTICAL/T.P 2 3/8" O H1.10											
RESULTADOS DE CARHITO QO=800BPD Y QG=BMMPCD											
PH	TH	VSL	VSG	HL	DFF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO		
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO	FLUJO	
=====											
3863.9	677.9	1.5501	12.0780	0.2491	0.04032	0.18936	0.23718	210.8	INTERMITENTE		
3813.3	675.8	1.5550	12.1324	0.2489	0.04036	0.18739	0.23638	422.3	INTERMITENTE		
3763.9	673.7	1.5599	12.1880	0.2487	0.04042	0.18641	0.23557	634.6	INTERMITENTE		
3713.9	671.5	1.5647	12.2442	0.2485	0.04047	0.18544	0.23477	847.6	INTERMITENTE		
3663.9	671.1	1.5656	12.2543	0.2484	0.04048	0.18526	0.23462	918.0	INTERMITENTE		
3617.4	669.6	1.5616	12.2447	0.2482	0.03949	0.18237	0.23045	1155.0	INTERMITENTE		
3617.4	666.1	1.5611	12.2607	0.2480	0.03945	0.18202	0.23018	1352.2	INTERMITENTE		
3597.4	663.7	1.5652	12.3182	0.2477	0.03952	0.18113	0.22949	1570.1	INTERMITENTE		
3597.4	661.2	1.5688	12.3734	0.2475	0.03958	0.18027	0.22882	1788.6	INTERMITENTE		
3497.4	658.5	1.5717	12.4239	0.2472	0.03963	0.17948	0.22822	2007.7	INTERMITENTE		
3447.4	655.5	1.5736	12.4662	0.2469	0.03965	0.17881	0.22770	2227.3	INTERMITENTE		
3397.4	652.2	1.5737	12.4929	0.2466	0.03964	0.17834	0.22735	2447.2	INTERMITENTE		
3347.4	648.7	1.5730	12.5151	0.2463	0.03961	0.17793	0.22706	2667.4	INTERMITENTE		
3297.4	646.1	1.5767	12.5789	0.2460	0.03968	0.17699	0.22634	2888.3	INTERMITENTE		
3247.4	644.2	1.5838	12.6759	0.2455	0.03983	0.17564	0.22531	3110.2	INTERMITENTE		
3197.4	642.1	1.5903	12.7676	0.2451	0.03997	0.17435	0.22434	3333.1	INTERMITENTE		
3147.4	639.9	1.5964	12.8628	0.2446	0.04010	0.17309	0.22341	3556.9	INTERMITENTE		
3132.6	639.2	1.5982	12.8909	0.2445	0.04014	0.17271	0.22313	3690.0	INTERMITENTE		
3117.8	637.2	1.5931	12.8552	0.2445	0.04002	0.17310	0.22343	3913.8	INTERMITENTE		
3067.8	633.6	1.5919	12.8835	0.2441	0.04000	0.17263	0.22310	4137.9	INTERMITENTE		
3017.8	631.2	1.5974	12.9779	0.2436	0.04013	0.17137	0.22217	4363.0	INTERMITENTE		
2967.8	628.8	1.6029	13.0750	0.2431	0.04026	0.17011	0.22125	4588.9	INTERMITENTE		
2917.8	626.4	1.6083	13.1752	0.2425	0.04040	0.16882	0.22032	4815.9	INTERMITENTE		
2867.8	623.9	1.6139	13.2809	0.2420	0.04055	0.16750	0.21938	5043.8	INTERMITENTE		
2817.8	621.5	1.6194	13.3908	0.2413	0.04070	0.16616	0.21844	5272.7	INTERMITENTE		
2767.8	618.9	1.6251	13.5037	0.2407	0.04087	0.16481	0.21751	5502.6	INTERMITENTE		
2717.8	616.4	1.6306	13.6216	0.2400	0.04104	0.16343	0.21657	5733.4	INTERMITENTE		
2667.8	613.8	1.6362	13.7447	0.2393	0.04122	0.16203	0.21563	5965.3	INTERMITENTE		
2617.8	611.2	1.6418	13.8736	0.2386	0.04141	0.16060	0.21469	6198.2	INTERMITENTE		
2567.8	608.5	1.6476	14.0093	0.2378	0.04162	0.15914	0.21375	6432.1	INTERMITENTE		
2517.8	605.8	1.6534	14.1518	0.2370	0.04184	0.15764	0.21281	6667.1	INTERMITENTE		
2467.8	603.1	1.6592	14.3017	0.2361	0.04208	0.15611	0.21187	6903.1	INTERMITENTE		
2417.8	600.5	1.6653	14.4607	0.2352	0.04234	0.15454	0.21094	7140.1	INTERMITENTE		
2367.8	597.7	1.6715	14.6280	0.2342	0.04261	0.15294	0.21002	7378.2	INTERMITENTE		
2317.8	594.9	1.6776	14.8028	0.2332	0.04291	0.15132	0.20913	7617.3	INTERMITENTE		
2267.8	592.1	1.6838	14.9875	0.2321	0.04322	0.14967	0.20825	7857.4	INTERMITENTE		
2217.8	589.3	1.6903	15.1835	0.2310	0.04357	0.14798	0.20740	8098.4	INTERMITENTE		
2167.8	586.5	1.6965	15.2045	0.2313	0.04387	0.14835	0.20864	8338.1	INTERMITENTE		
2117.8	583.6	1.7037	15.4345	0.2299	0.04425	0.14635	0.20757	8579.0	INTERMITENTE		
2067.8	580.7	1.7106	15.6786	0.2285	0.04467	0.14434	0.20659	8821.0	INTERMITENTE		
2017.8	577.8	1.7177	15.9356	0.2271	0.04513	0.14233	0.20571	9064.0	INTERMITENTE		
1967.8	574.9	1.7250	16.1166	0.2262	0.04551	0.14105	0.20550	9307.3	INTERMITENTE		
1917.8	572.1	1.7340	16.4382	0.2245	0.04611	0.13870	0.20458	9551.7	INTERMITENTE		
1867.8	569.3	1.7436	16.7039	0.2232	0.04659	0.13674	0.20390	9797.0	INTERMITENTE		
1817.8	566.3	1.7524	17.0536	0.2214	0.04723	0.13433	0.20309	10043.2	INTERMITENTE		
E											
1813.5	566.1	1.7533	17.0671	0.2214	0.04723	0.13418	0.20299	10086.0	INTERMITENTE		
E											

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 1834.1
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 567.3
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 2054.8

CORRIDA NÚMERO FLUJO VERTICAL T.P. 2 5/8"Ø # 2B										
RESULTADOS DE CARRITO ØØ=800 BPD Y ØØ=8 MMPCD										
FM	TH	VSL	VBG	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO	
psia	SR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO	
3863.9	677.8	1.2686	9.8844	0.2513	0.02485	0.18846	0.21857	228.8	INTERMITENTE	
3813.9	675.5	1.2719	9.9311	0.2510	0.02427	0.18424	0.21365	462.9	INTERMITENTE	
3763.9	673.1	1.2751	9.9742	0.2507	0.02431	0.18340	0.21291	697.6	INTERMITENTE	
3740.5	672.0	1.2766	9.9947	0.2506	0.02432	0.18300	0.21257	918.0	INTERMITENTE	
3717.1	669.6	1.2738	9.9764	0.2506	0.02427	0.18324	0.21277	1153.0	INTERMITENTE	
3667.1	665.8	1.2723	9.9789	0.2504	0.02423	0.18308	0.21264	1388.1	INTERMITENTE	
3617.1	663.2	1.2747	10.0175	0.2501	0.02426	0.18232	0.21198	1624.0	INTERMITENTE	
3567.1	660.4	1.2766	10.0530	0.2499	0.02428	0.18161	0.21137	1860.6	INTERMITENTE	
3517.1	657.4	1.2779	10.0832	0.2496	0.02429	0.18100	0.21085	2097.7	INTERMITENTE	
3467.1	654.1	1.2781	10.1042	0.2493	0.02428	0.18055	0.21046	2335.3	INTERMITENTE	
3417.1	650.3	1.2763	10.1087	0.2491	0.02424	0.18037	0.21033	2573.0	INTERMITENTE	
3367.1	646.4	1.2742	10.1108	0.2489	0.02421	0.18025	0.21025	2810.8	INTERMITENTE	
3317.1	643.7	1.2762	10.1529	0.2486	0.02423	0.17945	0.20956	3049.4	INTERMITENTE	
3267.1	641.6	1.2811	10.2231	0.2482	0.02430	0.17818	0.20846	3289.2	INTERMITENTE	
3217.1	639.3	1.2853	10.2882	0.2477	0.02436	0.17702	0.20746	3530.3	INTERMITENTE	
3200.6	638.5	1.2866	10.3101	0.2476	0.02438	0.17664	0.20713	3690.0	INTERMITENTE	
3184.2	636.3	1.2822	10.2772	0.2476	0.02431	0.17714	0.20758	3930.9	INTERMITENTE	
3134.2	632.5	1.2799	10.2846	0.2473	0.02427	0.17692	0.20742	4171.9	INTERMITENTE	
3084.2	629.9	1.2831	10.3462	0.2468	0.02432	0.17583	0.20648	4414.1	INTERMITENTE	
3034.2	627.3	1.2862	10.4089	0.2464	0.02437	0.17473	0.20554	4657.3	INTERMITENTE	
2984.2	624.7	1.2892	10.4733	0.2459	0.02442	0.17362	0.20460	4901.7	INTERMITENTE	
2934.2	622.0	1.2921	10.5396	0.2453	0.02448	0.17250	0.20365	5147.2	INTERMITENTE	
2884.2	619.3	1.2949	10.6081	0.2448	0.02453	0.17136	0.20269	5393.9	INTERMITENTE	
2834.2	616.5	1.2974	10.6561	0.2410	0.02419	0.16309	0.19397	5651.7	INTERMITENTE	
2784.2	613.6	1.2995	11.0412	0.2402	0.02425	0.16184	0.19292	5910.8	INTERMITENTE	
2734.2	610.7	1.3015	11.1299	0.2394	0.02433	0.16056	0.19186	6171.5	INTERMITENTE	
2684.2	607.7	1.3034	11.2222	0.2386	0.02440	0.15927	0.19078	6433.5	INTERMITENTE	
2634.2	604.7	1.3051	11.3184	0.2377	0.02448	0.15795	0.18970	6697.1	INTERMITENTE	
2584.2	601.6	1.3067	11.4194	0.2368	0.02457	0.15660	0.18860	6962.2	INTERMITENTE	
2534.2	598.5	1.3082	11.5249	0.2358	0.02466	0.15523	0.18749	7228.9	INTERMITENTE	
2484.2	595.4	1.3096	11.6354	0.2348	0.02476	0.15384	0.18637	7497.2	INTERMITENTE	
2434.2	592.3	1.3108	11.7514	0.2337	0.02486	0.15242	0.18524	7767.1	INTERMITENTE	
2384.2	589.1	1.3118	11.8732	0.2325	0.02497	0.15097	0.18410	8038.7	INTERMITENTE	
2334.2	585.9	1.3128	12.0029	0.2313	0.02510	0.14948	0.18295	8312.0	INTERMITENTE	
2284.2	582.6	1.3136	12.1393	0.2301	0.02523	0.14796	0.18179	8587.0	INTERMITENTE	
2234.2	579.3	1.3140	12.2814	0.2287	0.02537	0.14642	0.18064	8863.8	INTERMITENTE	
2184.2	575.9	1.3140	12.4313	0.2273	0.02552	0.14486	0.17948	9142.4	INTERMITENTE	
2134.2	572.5	1.3139	12.5899	0.2258	0.02568	0.14326	0.17831	9422.8	INTERMITENTE	
2084.2	569.1	1.3134	12.7578	0.2242	0.02586	0.14163	0.17716	9705.1	INTERMITENTE	
2034.2	565.6	1.3127	12.9359	0.2226	0.02605	0.13997	0.17600	9989.2	INTERMITENTE	
2025.7	565.0	1.3127	12.9680	0.2223	0.02609	0.13968	0.17581	10086.0	INTERMITENTE	

LA PRESION DE SALIDA ES (PSJA) = 2042.2
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 566.2
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSJA) = 1846.7

CARRILADA NUMERO COMPOSICIONAL/VERTICAL/T.P. 25"8" 0 #2.1B
 RESULTADOS DE CARMITO QD=8008PD Y QG=8MHPCD

PH	TH	VSL	VSG	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	677.8	1.2686	9.8844	0.2513	0.02485	0.18846	0.21857	228.8	INTERMITENTE
3813.9	675.5	1.2719	9.9311	0.2510	0.02427	0.18424	0.21365	462.8	INTERMITENTE
3763.9	673.1	1.2751	9.9742	0.2507	0.02431	0.18340	0.21291	697.6	INTERMITENTE
3740.5	672.0	1.2766	9.9947	0.2506	0.02432	0.18300	0.21257	918.0	INTERMITENTE
3717.1	669.6	1.2738	9.9764	0.2506	0.02427	0.18324	0.21277	1153.0	INTERMITENTE
3667.1	665.8	1.2723	9.9789	0.2504	0.02423	0.18308	0.21264	1388.1	INTERMITENTE
3617.1	663.2	1.2747	10.0175	0.2501	0.02426	0.18232	0.21198	1624.0	INTERMITENTE
3567.1	660.4	1.2766	10.0530	0.2499	0.02428	0.18161	0.21137	1860.6	INTERMITENTE
3517.1	657.4	1.2779	10.0832	0.2496	0.02429	0.18100	0.21085	2097.7	INTERMITENTE
3467.1	654.1	1.2781	10.1042	0.2493	0.02428	0.18055	0.21046	2335.3	INTERMITENTE
3417.1	650.3	1.2763	10.1087	0.2491	0.02424	0.18037	0.21033	2573.0	INTERMITENTE
3367.1	646.4	1.2742	10.1108	0.2489	0.02421	0.18025	0.21025	2810.8	INTERMITENTE
3317.1	643.7	1.2762	10.1529	0.2486	0.02423	0.17945	0.20956	3049.4	INTERMITENTE
3267.1	641.6	1.2811	10.2231	0.2482	0.02430	0.17818	0.20846	3289.2	INTERMITENTE
3217.1	639.3	1.2853	10.2882	0.2477	0.02436	0.17702	0.20746	3530.3	INTERMITENTE
3200.6	638.5	1.2866	10.3101	0.2476	0.02438	0.17664	0.20713	3690.0	INTERMITENTE
3184.2	636.3	1.2822	10.2772	0.2476	0.02431	0.17714	0.20758	3930.9	INTERMITENTE
3134.2	632.5	1.2799	10.2846	0.2473	0.02427	0.17692	0.20742	4171.9	INTERMITENTE
3084.2	629.9	1.2831	10.3462	0.2468	0.02432	0.17583	0.20648	4414.1	INTERMITENTE
3034.2	627.3	1.2862	10.4089	0.2464	0.02437	0.17473	0.20554	4657.3	INTERMITENTE
2984.2	624.7	1.2892	10.4733	0.2459	0.02442	0.17362	0.20460	4901.7	INTERMITENTE
2934.2	622.0	1.2921	10.5396	0.2453	0.02448	0.17250	0.20365	5147.2	INTERMITENTE
2884.2	619.3	1.2949	10.6081	0.2448	0.02453	0.17136	0.20269	5393.9	INTERMITENTE
2834.2	616.5	1.2974	10.6561	0.2410	0.02419	0.16309	0.19397	5651.7	INTERMITENTE
2784.2	613.6	1.2995	11.0412	0.2402	0.02425	0.16184	0.19292	5910.8	INTERMITENTE
2734.2	610.7	1.3015	11.1299	0.2394	0.02433	0.16056	0.19186	6171.5	INTERMITENTE
2684.2	607.7	1.3034	11.2222	0.2386	0.02440	0.15927	0.19078	6433.5	INTERMITENTE
2634.2	604.7	1.3051	11.3186	0.2377	0.02448	0.15795	0.18970	6697.1	INTERMITENTE
2584.2	601.6	1.3067	11.4194	0.2368	0.02457	0.15660	0.18860	6962.2	INTERMITENTE
2534.2	598.5	1.3082	11.5249	0.2358	0.02466	0.15523	0.18749	7228.9	INTERMITENTE
2484.2	595.4	1.3096	11.6354	0.2348	0.02476	0.15384	0.18637	7497.2	INTERMITENTE
2434.2	592.3	1.3108	11.7514	0.2337	0.02486	0.15242	0.18524	7767.1	INTERMITENTE
2384.2	589.1	1.3118	11.8732	0.2325	0.02497	0.15097	0.18410	8038.7	INTERMITENTE
2334.2	585.9	1.3128	12.0029	0.2313	0.02510	0.14948	0.18295	8312.0	INTERMITENTE
2284.2	582.6	1.3136	12.1393	0.2301	0.02523	0.14794	0.18179	8587.0	INTERMITENTE
2234.2	579.3	1.3140	12.2814	0.2287	0.02537	0.14642	0.18064	8863.8	INTERMITENTE
2184.2	575.9	1.3140	12.4313	0.2273	0.02552	0.14486	0.17948	9142.4	INTERMITENTE
2134.2	572.5	1.3139	12.5899	0.2258	0.02568	0.14326	0.17831	9422.8	INTERMITENTE
2084.2	569.1	1.3134	12.7578	0.2242	0.02586	0.14163	0.17716	9705.1	INTERMITENTE
2034.2	565.6	1.3127	12.9359	0.2226	0.02605	0.13997	0.17600	9989.2	INTERMITENTE
2025.7	565.0	1.3127	12.9680	0.2223	0.02609	0.13968	0.17581	10086.0	INTERMITENTE

E
 LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2042.2
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 566.2
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1846.7

CORRIDA NUMERO FLUJO VERTICAL T.P 2 7/8"O # 3B
 RESULTADOS DE CARMITO QD=600 BPD Y QG=8 MMPCD

PM	TM	VSL	VSG	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	ples	FLUJO
3863.9	677.8	1.0574	8.2388	0.2532	0.01601	0.18854	0.20802	240.4	INTERMITENTE
3813.9	675.3	1.0598	8.2746	0.2530	0.01563	0.18437	0.20340	486.2	INTERMITENTE
3763.9	672.8	1.0621	8.3073	0.2527	0.01565	0.18360	0.20268	732.9	INTERMITENTE
3745.2	671.9	1.0630	8.3198	0.2526	0.01565	0.18330	0.20241	918.0	INTERMITENTE
3726.5	669.6	1.0601	8.2982	0.2526	0.01561	0.18368	0.20277	1164.6	INTERMITENTE
3676.5	665.6	1.0582	8.2945	0.2525	0.01558	0.18365	0.20274	1411.2	INTERMITENTE
3626.5	662.8	1.0597	8.3221	0.2522	0.01559	0.18298	0.20213	1658.6	INTERMITENTE
3576.5	659.8	1.0608	8.3462	0.2520	0.01560	0.18238	0.20159	1906.6	INTERMITENTE
3526.5	656.6	1.0612	8.3649	0.2517	0.01560	0.18190	0.20116	2155.2	INTERMITENTE
3476.5	653.1	1.0604	8.3742	0.2515	0.01558	0.18162	0.20091	2404.0	INTERMITENTE
3426.5	648.9	1.0578	8.3669	0.2513	0.01555	0.18169	0.20099	2652.8	INTERMITENTE
3376.5	644.8	1.0553	8.3607	0.2511	0.01551	0.18174	0.20106	2901.5	INTERMITENTE
3326.5	642.0	1.0566	8.3920	0.2508	0.01553	0.18100	0.20039	3151.0	INTERMITENTE
3276.5	639.8	1.0602	8.4457	0.2504	0.01556	0.17981	0.19930	3401.9	INTERMITENTE
3226.5	637.4	1.0631	8.4943	0.2500	0.01559	0.17873	0.19831	3654.0	INTERMITENTE
3223.0	637.3	1.0635	8.4992	0.2500	0.01560	0.17863	0.19822	3690.0	INTERMITENTE
3219.4	635.6	1.0588	8.4564	0.2501	0.01554	0.17949	0.19903	3941.2	INTERMITENTE
3169.4	631.5	1.0559	8.6245	0.2473	0.01510	0.17200	0.19096	4203.1	INTERMITENTE
3119.4	628.8	1.0576	8.6772	0.2467	0.01512	0.17090	0.18995	4466.3	INTERMITENTE
3069.4	625.9	1.0591	8.7306	0.2461	0.01515	0.16979	0.18893	4730.9	INTERMITENTE
3019.4	623.0	1.0604	8.7852	0.2455	0.01517	0.16868	0.18791	4997.0	INTERMITENTE
2969.4	620.1	1.0615	8.8413	0.2448	0.01519	0.16755	0.18687	5264.6	INTERMITENTE
2919.4	617.1	1.0625	8.8991	0.2441	0.01521	0.16640	0.18582	5533.7	INTERMITENTE
2869.4	614.1	1.0634	8.9589	0.2434	0.01524	0.16524	0.18475	5804.3	INTERMITENTE
2819.4	611.0	1.0641	9.0208	0.2426	0.01526	0.16406	0.18367	6076.5	INTERMITENTE
2769.4	607.9	1.0647	9.0852	0.2418	0.01529	0.16286	0.18258	6350.4	INTERMITENTE
2719.4	604.7	1.0650	9.1523	0.2409	0.01532	0.16164	0.18147	6625.9	INTERMITENTE
2669.4	601.5	1.0653	9.2222	0.2400	0.01535	0.16040	0.18034	6903.2	INTERMITENTE
2619.4	598.2	1.0653	9.2953	0.2390	0.01538	0.15913	0.17920	7182.2	INTERMITENTE
2569.4	595.0	1.0651	9.3718	0.2380	0.01541	0.15784	0.17804	7463.0	INTERMITENTE
2519.4	591.6	1.0648	9.4519	0.2369	0.01545	0.15652	0.17686	7745.8	INTERMITENTE
2469.4	588.2	1.0642	9.5360	0.2358	0.01549	0.15518	0.17566	8030.4	INTERMITENTE
2419.4	584.8	1.0633	9.6243	0.2346	0.01554	0.15381	0.17445	8317.0	INTERMITENTE
2369.4	581.3	1.0622	9.7173	0.2333	0.01558	0.15241	0.17322	8605.7	INTERMITENTE
2319.4	577.8	1.0609	9.8153	0.2320	0.01564	0.15099	0.17197	8896.4	INTERMITENTE
2269.4	574.2	1.0592	9.9187	0.2306	0.01569	0.14953	0.17070	9189.3	INTERMITENTE
2219.4	570.6	1.0572	10.0280	0.2291	0.01576	0.14804	0.16942	9484.5	INTERMITENTE
2169.4	566.9	1.0548	10.1436	0.2275	0.01582	0.14653	0.16812	9781.9	INTERMITENTE
2119.4	563.2	1.0521	10.2661	0.2258	0.01590	0.14498	0.16680	10081.6	INTERMITENTE
E									
2119.0	563.2	1.0522	10.2678	0.2258	0.01590	0.14496	0.16679	10086.0	INTERMITENTE
E									

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2143.7
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 565.1
 LA CALDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1745.2

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/T.P. 2 7/8" # 3.18

RESULTADOS DE CARRITO FI=3913.9 osia Y TI=679 GR

FM	TH	VSL	VSG	HL	DFE	DFT	LACUM	FLUJO
psia	GR	o/s	p/s		psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	677.8	1.0574	8.2388	0.2532	0.01601	0.18854	0.20802	240.4 INTERMITENTE
3813.9	675.3	1.0598	8.2746	0.2530	0.01563	0.18437	0.20340	486.2 INTERMITENTE
3763.9	672.8	1.0621	8.3073	0.2527	0.01565	0.18360	0.20268	732.9 INTERMITENTE
3745.2	671.9	1.0630	8.3198	0.2526	0.01565	0.18330	0.20241	918.0 INTERMITENTE
3726.5	669.6	1.0601	8.2982	0.2526	0.01561	0.18368	0.20277	1164.6 INTERMITENTE
3676.5	665.6	1.0582	8.2945	0.2525	0.01558	0.18365	0.20274	1411.2 INTERMITENTE
3626.5	662.8	1.0597	8.3221	0.2522	0.01559	0.18298	0.20213	1658.6 INTERMITENTE
3576.5	659.8	1.0608	8.3462	0.2520	0.01560	0.18238	0.20159	1906.6 INTERMITENTE
3526.5	656.6	1.0612	8.3649	0.2517	0.01560	0.18190	0.20116	2155.2 INTERMITENTE
3476.5	653.1	1.0604	8.3742	0.2515	0.01558	0.18162	0.20091	2404.0 INTERMITENTE
3426.5	648.9	1.0578	8.3669	0.2513	0.01555	0.18169	0.20099	2652.8 INTERMITENTE
3376.5	644.8	1.0553	8.3607	0.2511	0.01551	0.18174	0.20106	2901.3 INTERMITENTE
3326.5	642.0	1.0566	8.3920	0.2508	0.01553	0.18100	0.20039	3151.0 INTERMITENTE
3276.5	639.8	1.0602	8.4457	0.2504	0.01556	0.17981	0.19930	3401.9 INTERMITENTE
3226.5	637.4	1.0631	8.4943	0.2500	0.01559	0.17873	0.19831	3654.0 INTERMITENTE
3223.0	637.3	1.0635	8.4992	0.2500	0.01560	0.17863	0.19822	3690.0 INTERMITENTE
3219.4	635.6	1.0588	8.4564	0.2501	0.01554	0.17949	0.19903	3941.2 INTERMITENTE
3169.4	631.5	1.0559	8.6245	0.2473	0.01510	0.17200	0.19096	4203.1 INTERMITENTE
3119.4	628.8	1.0576	8.6772	0.2467	0.01512	0.17090	0.18995	4466.3 INTERMITENTE
3069.4	625.9	1.0591	8.7306	0.2461	0.01515	0.16979	0.18893	4730.9 INTERMITENTE
3019.4	623.0	1.0604	8.7852	0.2455	0.01517	0.16868	0.18791	4997.0 INTERMITENTE
2969.4	620.1	1.0615	8.8413	0.2448	0.01519	0.16755	0.18687	5264.6 INTERMITENTE
2919.4	617.1	1.0625	8.8991	0.2441	0.01521	0.16640	0.18582	5533.7 INTERMITENTE
2869.4	614.1	1.0634	8.9589	0.2434	0.01524	0.16524	0.18475	5804.3 INTERMITENTE
2819.4	611.0	1.0641	9.0208	0.2426	0.01526	0.16406	0.18367	6076.5 INTERMITENTE
2769.4	607.9	1.0647	9.0852	0.2418	0.01529	0.16286	0.18258	6350.4 INTERMITENTE
2719.4	604.7	1.0650	9.1523	0.2409	0.01532	0.16164	0.18147	6625.9 INTERMITENTE
2669.4	601.5	1.0653	9.2222	0.2400	0.01535	0.16040	0.18034	6903.2 INTERMITENTE
2619.4	598.2	1.0653	9.2953	0.2390	0.01538	0.15913	0.17920	7182.2 INTERMITENTE
2569.4	595.0	1.0651	9.3718	0.2380	0.01541	0.15784	0.17804	7463.0 INTERMITENTE
2519.4	591.6	1.0648	9.4519	0.2369	0.01545	0.15652	0.17686	7745.8 INTERMITENTE
2469.4	588.2	1.0642	9.5360	0.2358	0.01549	0.15518	0.17566	8030.4 INTERMITENTE
2419.4	584.8	1.0633	9.6243	0.2346	0.01554	0.15381	0.17445	8317.0 INTERMITENTE
2369.4	581.3	1.0622	9.7173	0.2333	0.01558	0.15241	0.17322	8605.7 INTERMITENTE
2319.4	577.8	1.0609	9.8153	0.2320	0.01564	0.15099	0.17197	8896.4 INTERMITENTE
2269.4	574.2	1.0592	9.9187	0.2306	0.01569	0.14953	0.17070	9189.3 INTERMITENTE
2219.4	570.6	1.0572	10.0280	0.2291	0.01576	0.14804	0.16942	9484.5 INTERMITENTE
2169.4	566.9	1.0548	10.1436	0.2275	0.01582	0.14653	0.16812	9781.9 INTERMITENTE
2119.4	563.2	1.0521	10.2661	0.2258	0.01590	0.14498	0.16689	10081.6 INTERMITENTE

E 2119.0 563.2 1.0522 10.2678 0.2258 0.01590 0.14496 0.16679 10086.0 INTERMITENTE

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2143.7
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 565.1
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1745.2

CORRIDA NUMERO FLUJO VERTICAL T.P. 3 1/2" O W4D

RESULTADOS DE CARMITO QO=800 BPD Y QO=8 MMPCD

PM	TH	VSL	VSG	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	677.7	0.7133	5.5959	0.2575	0.00603	0.18531	0.19278	259.4	INTERMITENTE
3813.9	675.1	0.7146	5.5789	0.2573	0.00604	0.18461	0.19210	519.6	INTERMITENTE
3763.9	672.4	0.7158	5.5980	0.2571	0.00604	0.18392	0.19143	780.8	INTERMITENTE
3750.8	671.7	0.7162	5.6032	0.2570	0.00604	0.18373	0.19125	918.0	INTERMITENTE
3737.7	669.5	0.7138	5.5841	0.2571	0.00602	0.18427	0.19178	1178.7	INTERMITENTE
3687.7	665.3	0.7120	5.5763	0.2569	0.00601	0.18441	0.19192	1439.2	INTERMITENTE
3637.7	662.2	0.7125	5.5903	0.2567	0.00601	0.18387	0.19141	1700.5	INTERMITENTE
3587.7	659.0	0.7127	5.6014	0.2565	0.00601	0.18344	0.19100	1962.3	INTERMITENTE
3537.7	655.5	0.7122	5.6073	0.2563	0.00600	0.18318	0.19074	2224.4	INTERMITENTE
3487.7	651.5	0.7108	5.6049	0.2561	0.00599	0.18318	0.19075	2486.5	INTERMITENTE
3437.7	646.8	0.7079	5.5883	0.2560	0.00597	0.18364	0.19122	2748.0	INTERMITENTE
3387.7	642.3	0.7052	5.6610	0.2538	0.00577	0.17702	0.18435	3019.2	INTERMITENTE
3337.7	639.2	0.7055	5.6846	0.2534	0.00577	0.17611	0.18346	3291.7	INTERMITENTE
3287.7	636.8	0.7073	5.7209	0.2528	0.00579	0.17500	0.18238	3565.9	INTERMITENTE
3276.5	636.3	0.7077	5.7296	0.2527	0.00579	0.17474	0.18213	3690.0	INTERMITENTE
3265.2	634.1	0.7044	5.7081	0.2526	0.00575	0.17497	0.18232	3964.2	INTERMITENTE
3215.2	629.6	0.7017	5.7105	0.2521	0.00572	0.17441	0.18174	4239.4	INTERMITENTE
3165.2	626.7	0.7023	5.7412	0.2515	0.00572	0.17338	0.18074	4516.0	INTERMITENTE
3115.2	623.7	0.7028	5.7718	0.2509	0.00573	0.17235	0.17974	4794.2	INTERMITENTE
3065.2	620.7	0.7030	5.8027	0.2503	0.00573	0.17132	0.17873	5073.9	INTERMITENTE
3015.2	617.5	0.7031	5.8342	0.2496	0.00573	0.17028	0.17772	5355.3	INTERMITENTE
2965.2	614.3	0.7030	5.8664	0.2489	0.00573	0.16923	0.17670	5638.2	INTERMITENTE
2915.2	611.1	0.7028	5.8996	0.2482	0.00573	0.16816	0.17566	5922.9	INTERMITENTE
2865.2	607.7	0.7022	5.9315	0.2474	0.00573	0.16712	0.17464	6209.2	INTERMITENTE
2815.2	604.2	0.7013	5.9645	0.2465	0.00573	0.16606	0.17361	6497.2	INTERMITENTE
2765.2	600.8	0.7006	6.0011	0.2457	0.00573	0.16495	0.17253	6787.0	INTERMITENTE
2715.2	597.3	0.6997	6.0392	0.2447	0.00573	0.16382	0.17143	7078.7	INTERMITENTE
2665.2	593.8	0.6986	6.0790	0.2437	0.00573	0.16266	0.17031	7372.3	INTERMITENTE
2615.2	590.2	0.6974	6.1206	0.2427	0.00573	0.16149	0.16917	7667.8	INTERMITENTE
2565.2	586.6	0.6959	6.1643	0.2415	0.00573	0.16029	0.16800	7965.5	INTERMITENTE
2515.2	582.9	0.6943	6.2101	0.2403	0.00574	0.15906	0.16682	8265.2	INTERMITENTE
2465.2	579.2	0.6924	6.2584	0.2391	0.00574	0.15781	0.16561	8567.1	INTERMITENTE
2415.2	575.4	0.6903	6.3092	0.2377	0.00574	0.15653	0.16438	8871.3	INTERMITENTE
2365.2	571.5	0.6879	6.3630	0.2363	0.00575	0.15522	0.16312	9177.8	INTERMITENTE
2315.2	567.6	0.6853	6.4198	0.2348	0.00576	0.15388	0.16183	9486.8	INTERMITENTE
2265.2	563.6	0.6823	6.4800	0.2332	0.00576	0.15251	0.16052	9799.3	INTERMITENTE
2215.2	561.8	0.6809	6.5090	0.2324	0.00577	0.15187	0.15990	10086.0	INTERMITENTE

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2244.4

LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 562.0

LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1644.5

CORRIJIDA NUMERO COMPOSICIONAL/VERTICAL/T.P. 3 1/2"0 # 4.18
 RESULTADOS DE CARMITO QO=BOOBPD Y QG=8 MMPCD

PM	TR	VSL	VSG	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	677.7	0.7133	5.5595	0.2575	0.00603	0.18531	0.19278	259.4	INTERMITENTE
3813.9	675.1	0.7146	5.5789	0.2573	0.00604	0.18461	0.19210	519.6	INTERMITENTE
3763.9	672.4	0.7158	5.5980	0.2571	0.00604	0.18392	0.19143	780.8	INTERMITENTE
3750.8	671.7	0.7162	5.6032	0.2570	0.00604	0.18373	0.19125	918.0	INTERMITENTE
3727.7	669.5	0.7139	5.5841	0.2571	0.00602	0.18427	0.19178	1178.7	INTERMITENTE
3687.7	665.3	0.7120	5.5763	0.2569	0.00601	0.18441	0.19152	1439.2	INTERMITENTE
3637.7	662.2	0.7125	5.5903	0.2567	0.00601	0.18387	0.19141	1700.5	INTERMITENTE
3587.7	659.0	0.7127	5.6014	0.2565	0.00601	0.18344	0.19100	1962.3	INTERMITENTE
3537.7	655.8	0.7122	5.6073	0.2563	0.00600	0.18318	0.19074	2224.4	INTERMITENTE
3487.7	651.5	0.7108	5.6049	0.2561	0.00599	0.18318	0.19075	2486.5	INTERMITENTE
3437.7	646.8	0.7079	5.5883	0.2560	0.00597	0.18364	0.19122	2748.0	INTERMITENTE
3387.7	642.3	0.7052	5.6610	0.2538	0.00577	0.17702	0.18435	3019.2	INTERMITENTE
3337.7	639.2	0.7055	5.6846	0.2534	0.00577	0.17611	0.18346	3291.7	INTERMITENTE
3287.7	636.8	0.7073	5.7209	0.2528	0.00579	0.17500	0.18238	3565.9	INTERMITENTE
3276.5	636.3	0.7077	5.7296	0.2527	0.00579	0.17474	0.18213	3690.0	INTERMITENTE
3265.2	634.1	0.7044	5.7081	0.2526	0.00575	0.17497	0.18232	3964.2	INTERMITENTE
3215.2	629.6	0.7017	5.7105	0.2521	0.00572	0.17441	0.18174	4239.4	INTERMITENTE
3165.2	626.7	0.7023	5.7412	0.2515	0.00572	0.17338	0.18074	4516.0	INTERMITENTE
3115.2	623.7	0.7028	5.7718	0.2509	0.00573	0.17235	0.17974	4794.2	INTERMITENTE
3065.2	620.7	0.7030	5.8027	0.2503	0.00573	0.17132	0.17873	5073.9	INTERMITENTE
3015.2	617.5	0.7031	5.8342	0.2496	0.00573	0.17028	0.17772	5358.3	INTERMITENTE
2965.2	614.3	0.7030	5.8664	0.2489	0.00573	0.16923	0.17670	5638.2	INTERMITENTE
2915.2	611.1	0.7028	5.8996	0.2482	0.00573	0.16816	0.17566	5922.9	INTERMITENTE
2865.2	607.7	0.7022	5.9315	0.2474	0.00573	0.16712	0.17464	6209.2	INTERMITENTE
2815.2	604.2	0.7013	5.9645	0.2465	0.00573	0.16606	0.17361	6497.2	INTERMITENTE
2765.2	600.8	0.7006	6.0011	0.2457	0.00573	0.16495	0.17253	6787.0	INTERMITENTE
2715.2	597.3	0.6997	6.0392	0.2447	0.00573	0.16382	0.17143	7078.7	INTERMITENTE
2665.2	593.8	0.6986	6.0790	0.2437	0.00573	0.16266	0.17031	7372.3	INTERMITENTE
2615.2	590.2	0.6974	6.1206	0.2427	0.00573	0.16149	0.16917	7667.8	INTERMITENTE
2565.2	586.6	0.6959	6.1643	0.2415	0.00573	0.16029	0.16800	7965.5	INTERMITENTE
2515.2	582.9	0.6943	6.2101	0.2403	0.00574	0.15906	0.16682	8265.2	INTERMITENTE
2465.2	579.2	0.6924	6.2584	0.2391	0.00574	0.15781	0.16561	8567.1	INTERMITENTE
2415.2	575.4	0.6903	6.3092	0.2377	0.00574	0.15653	0.16438	8871.3	INTERMITENTE
2365.2	571.5	0.6879	6.3630	0.2363	0.00575	0.15522	0.16312	9177.8	INTERMITENTE
2315.2	567.6	0.6853	6.4198	0.2348	0.00576	0.15388	0.16183	9486.8	INTERMITENTE
2265.2	563.6	0.6823	6.4800	0.2332	0.00576	0.15251	0.16052	9798.3	INTERMITENTE
2242.3	561.8	0.6809	6.5090	0.2324	0.00577	0.15187	0.15990	10086.0	INTERMITENTE

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2244.4
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 562.0
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1644.5

CORRIDA NUMERO FLUJO VERTICAL T.P 2 3/8"O # IC
 RESULTADOS DE CARMITO 40=350 Y Q8=5 MMPCD

PH	TH	VSL	VSG	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
PSIA	HR	Q/S	P/S		PSIA/P	PSIA/P	PSIA/P	PIES	FLUJO
3863.9	677.8	0.6779	7.5453	0.2134	0.01595	0.18781	0.20655	242.1	INTERMITENTE
3813.9	675.3	0.6794	7.5774	0.2131	0.01556	0.18346	0.20173	489.9	INTERMITENTE
3763.9	672.7	0.6808	7.6062	0.2129	0.01557	0.18269	0.20101	738.7	INTERMITENTE
3745.9	671.8	0.6813	7.6169	0.2128	0.01558	0.18240	0.20075	918.0	INTERMITENTE
3728.0	669.5	0.6792	7.5950	0.2128	0.01554	0.18283	0.20113	1166.6	INTERMITENTE
3678.0	665.3	0.6777	7.5877	0.2127	0.01550	0.18286	0.20116	1415.1	INTERMITENTE
3628.0	662.3	0.6784	7.6082	0.2125	0.01550	0.18228	0.20062	1654.4	INTERMITENTE
3578.0	659.1	0.6785	7.6235	0.2123	0.01550	0.18182	0.20019	1914.1	INTERMITENTE
3528.0	655.5	0.6780	7.6298	0.2121	0.01548	0.18156	0.19996	2164.2	INTERMITENTE
3478.0	651.3	0.6762	7.6209	0.2120	0.01544	0.18167	0.20007	2414.1	INTERMITENTE
3428.0	646.0	0.6723	7.5844	0.2119	0.01538	0.18244	0.20081	2663.1	INTERMITENTE
3378.0	640.9	0.6685	7.6712	0.2101	0.01480	0.17542	0.19309	2922.0	INTERMITENTE
3328.0	638.0	0.6690	7.7063	0.2097	0.01480	0.17443	0.19214	3182.2	INTERMITENTE
3278.0	636.2	0.6719	7.7701	0.2092	0.01488	0.17312	0.19096	3444.1	INTERMITENTE
3254.6	635.2	0.6730	7.7974	0.2090	0.01490	0.17254	0.19043	3690.0	INTERMITENTE
3231.3	632.4	0.6705	7.7830	0.2088	0.01482	0.17242	0.19022	3952.8	INTERMITENTE
3181.3	628.3	0.6684	7.7941	0.2083	0.01475	0.17169	0.18946	4216.8	INTERMITENTE
3131.3	625.6	0.6694	7.8415	0.2078	0.01477	0.17055	0.18839	4482.2	INTERMITENTE
3081.3	622.7	0.6702	7.8883	0.2073	0.01479	0.16942	0.18732	4749.1	INTERMITENTE
3031.3	619.8	0.6707	7.9352	0.2067	0.01481	0.16829	0.18625	5017.5	INTERMITENTE
2981.3	616.7	0.6711	7.9828	0.2061	0.01482	0.16714	0.18517	5287.6	INTERMITENTE
2931.3	613.7	0.6713	8.0314	0.2055	0.01483	0.16599	0.18408	5559.2	INTERMITENTE
2881.3	610.5	0.6714	8.0813	0.2049	0.01484	0.16482	0.18297	5832.5	INTERMITENTE
2831.3	607.3	0.6714	8.1327	0.2042	0.01485	0.16363	0.18185	6107.4	INTERMITENTE
2781.3	604.0	0.6712	8.1858	0.2034	0.01486	0.16243	0.18071	6384.1	INTERMITENTE
2731.3	600.7	0.6708	8.2410	0.2027	0.01488	0.16120	0.17956	6662.6	INTERMITENTE
2681.3	597.3	0.6703	8.2983	0.2019	0.01489	0.15995	0.17838	6942.9	INTERMITENTE
2631.3	593.9	0.6696	8.3580	0.2010	0.01490	0.15868	0.17719	7225.0	INTERMITENTE
2581.3	590.4	0.6687	8.4204	0.2001	0.01492	0.15739	0.17598	7509.2	INTERMITENTE
2531.3	586.9	0.6677	8.4857	0.1991	0.01494	0.15606	0.17474	7795.3	INTERMITENTE
2481.3	583.3	0.6664	8.5542	0.1981	0.01495	0.15471	0.17348	8083.5	INTERMITENTE
2431.3	579.6	0.6649	8.6261	0.1970	0.01498	0.15333	0.17220	8373.9	INTERMITENTE
2381.3	575.9	0.6632	8.7018	0.1958	0.01500	0.15193	0.17090	8666.4	INTERMITENTE
2331.3	572.2	0.6613	8.7816	0.1946	0.01503	0.15049	0.16957	8961.3	INTERMITENTE
2281.3	568.3	0.6591	8.8659	0.1933	0.01506	0.14901	0.16822	9258.5	INTERMITENTE
2231.3	564.4	0.6566	8.9550	0.1919	0.01509	0.14751	0.16684	9558.2	INTERMITENTE
2181.3	560.5	0.6539	9.0495	0.1905	0.01513	0.14596	0.16544	9860.4	INTERMITENTE
2162.8	559.0	0.6528	9.0863	0.1899	0.01515	0.14538	0.16491	10086.0	INTERMITENTE

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2169.3
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 559.5
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1719.6

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/VERTICAL/T.P. 2 3/8"O 1.1C

RESULTADOS DE		CARMITO QO=350 BPD Y QG= 5 MMPCD								
PM	TH	VSL	VSG	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO	
psia	BR	p/s	p/s	psia/p	psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO	
3863.9	677.8	0.6779	7.5453	0.2134	0.01595	0.18781	0.20655	242.1	INTERMITENTE	
3813.9	675.3	0.6794	7.5774	0.2131	0.01556	0.18346	0.20173	489.9	INTERMITENTE	
3763.9	672.7	0.6808	7.6062	0.2129	0.01557	0.18269	0.20101	738.7	INTERMITENTE	
3745.9	671.8	0.6813	7.6169	0.2128	0.01558	0.18240	0.20075	918.0	INTERMITENTE	
3728.0	669.5	0.6792	7.5950	0.2128	0.01554	0.18283	0.20113	1166.6	INTERMITENTE	
3678.0	665.3	0.6777	7.5877	0.2127	0.01550	0.18286	0.20116	1415.1	INTERMITENTE	
3628.0	662.3	0.6784	7.6082	0.2125	0.01550	0.18228	0.20062	1664.4	INTERMITENTE	
3578.0	659.1	0.6785	7.6235	0.2123	0.01550	0.18182	0.20019	1914.1	INTERMITENTE	
3528.0	655.5	0.6780	7.6298	0.2121	0.01548	0.18156	0.19996	2164.2	INTERMITENTE	
3478.0	651.3	0.6762	7.6209	0.2120	0.01544	0.18167	0.20007	2414.1	INTERMITENTE	
3428.0	646.0	0.6723	7.5844	0.2119	0.01538	0.18244	0.20081	2663.1	INTERMITENTE	
3378.0	640.9	0.6685	7.6712	0.2101	0.01480	0.17542	0.19309	2922.0	INTERMITENTE	
3328.0	638.0	0.6690	7.7063	0.2097	0.01480	0.17443	0.19214	3182.2	INTERMITENTE	
3278.0	636.2	0.6719	7.7701	0.2092	0.01488	0.17312	0.19096	3444.1	INTERMITENTE	
3254.6	635.2	0.6730	7.7974	0.2090	0.01490	0.17254	0.19043	3690.0	INTERMITENTE	
3231.3	632.4	0.6705	7.7830	0.2088	0.01482	0.17242	0.19022	3952.8	INTERMITENTE	
3181.3	628.3	0.6684	7.7941	0.2083	0.01475	0.17169	0.18946	4216.8	INTERMITENTE	
3131.3	625.6	0.6694	7.8415	0.2078	0.01477	0.17055	0.18839	4482.2	INTERMITENTE	
3081.3	622.7	0.6702	7.8883	0.2073	0.01479	0.16942	0.18732	4749.1	INTERMITENTE	
3031.3	619.8	0.6707	7.9352	0.2067	0.01481	0.16829	0.18625	5017.5	INTERMITENTE	
2981.3	616.7	0.6711	7.9828	0.2061	0.01482	0.16714	0.18517	5287.6	INTERMITENTE	
2931.3	613.7	0.6713	8.0314	0.2055	0.01483	0.16599	0.18408	5559.2	INTERMITENTE	
2881.3	610.5	0.6714	8.0813	0.2049	0.01484	0.16482	0.18297	5832.5	INTERMITENTE	
2831.3	607.3	0.6714	8.1327	0.2042	0.01485	0.16363	0.18185	6107.4	INTERMITENTE	
2781.3	604.0	0.6712	8.1858	0.2034	0.01486	0.16243	0.18071	6384.1	INTERMITENTE	
2731.3	600.7	0.6708	8.2410	0.2027	0.01488	0.16120	0.17956	6662.6	INTERMITENTE	
2681.3	597.3	0.6703	8.2983	0.2019	0.01489	0.15995	0.17838	6942.9	INTERMITENTE	
2631.3	593.9	0.6696	8.3580	0.2010	0.01490	0.15868	0.17719	7225.0	INTERMITENTE	
2581.3	590.4	0.6687	8.4204	0.2001	0.01492	0.15739	0.17598	7509.2	INTERMITENTE	
2531.3	586.9	0.6677	8.4857	0.1991	0.01494	0.15606	0.17474	7795.3	INTERMITENTE	
2481.3	583.3	0.6664	8.5542	0.1981	0.01495	0.15471	0.17348	8083.5	INTERMITENTE	
2431.3	579.6	0.6649	8.6261	0.1970	0.01498	0.15333	0.17220	8373.9	INTERMITENTE	
2381.3	575.9	0.6632	8.7018	0.1958	0.01500	0.15193	0.17090	8666.4	INTERMITENTE	
2331.3	572.2	0.6613	8.7816	0.1946	0.01503	0.15049	0.16957	8961.3	INTERMITENTE	
2281.3	568.3	0.6591	8.8659	0.1933	0.01506	0.14901	0.16822	9258.5	INTERMITENTE	
2231.3	564.4	0.6566	8.9550	0.1919	0.01509	0.14751	0.16684	9558.2	INTERMITENTE	
2181.3	560.5	0.6539	9.0495	0.1905	0.01513	0.14596	0.16544	9860.4	INTERMITENTE	
2162.8	559.0	0.6528	9.0863	0.1899	0.01515	0.14538	0.16491	10086.0	INTERMITENTE	

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2169.3

LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 559.5

LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1719.6

CORRIDA NUMERO FLUJO VERTICAL T.P 2 5/8" # 2C

RESULTADOS DE CARMITO QO=350 Y Q6=5 MMPCD										
PH	GR	VSL	VSG	HL	DFF	DPE	OPT	LACUM	FLUJO	
psia	FR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO	
3863.9	677.7	0.5548	6.1776	0.2152	0.00958	0.18432	0.19564	255.6	INTERMITENTE	
3813.9	675.1	0.5559	6.1996	0.2150	0.00959	0.18359	0.19494	512.1	INTERMITENTE	
3763.9	672.4	0.5569	6.2211	0.2148	0.00960	0.18287	0.19425	769.5	INTERMITENTE	
3749.5	671.7	0.5571	6.2276	0.2147	0.00960	0.18266	0.19404	918.0	INTERMITENTE	
3735.1	669.4	0.5553	6.2064	0.2147	0.00957	0.18318	0.19454	1175.0	INTERMITENTE	
3695.1	665.1	0.5538	6.1967	0.2146	0.00955	0.18333	0.19468	1431.8	INTERMITENTE	
3635.1	662.0	0.5541	6.2103	0.2144	0.00954	0.18283	0.19421	1689.3	INTERMITENTE	
3595.1	658.6	0.5539	6.2189	0.2143	0.00954	0.18248	0.19388	1947.2	INTERMITENTE	
3555.1	654.8	0.5531	6.2191	0.2141	0.00952	0.18238	0.19379	2205.2	INTERMITENTE	
3485.1	650.3	0.5511	6.2052	0.2140	0.00950	0.18269	0.19409	2462.8	INTERMITENTE	
3435.1	644.5	0.5471	6.2539	0.2124	0.00914	0.17652	0.18749	2729.5	INTERMITENTE	
3395.1	639.1	0.5435	6.2334	0.2120	0.00905	0.17623	0.18711	2996.7	INTERMITENTE	
3335.1	636.2	0.5439	6.2618	0.2116	0.00905	0.17524	0.18615	3265.3	INTERMITENTE	
3285.1	634.3	0.5461	6.3114	0.2111	0.00909	0.17396	0.18494	3535.6	INTERMITENTE	
3271.0	633.7	0.5467	6.3256	0.2110	0.00910	0.17359	0.18459	3690.0	INTERMITENTE	
3256.8	631.4	0.5442	6.3046	0.2109	0.00904	0.17372	0.18466	3960.8	INTERMITENTE	
3206.8	627.1	0.5423	6.3099	0.2104	0.00899	0.17306	0.18397	4232.6	INTERMITENTE	
3156.8	624.3	0.5429	6.3457	0.2099	0.00900	0.17195	0.18290	4505.9	INTERMITENTE	
3106.8	621.3	0.5432	6.3807	0.2094	0.00900	0.17086	0.18184	4780.9	INTERMITENTE	
3056.8	618.3	0.5434	6.4154	0.2088	0.00901	0.16977	0.18078	5057.5	INTERMITENTE	
3006.8	615.1	0.5434	6.4503	0.2082	0.00901	0.16868	0.17972	5335.7	INTERMITENTE	
2956.8	611.9	0.5433	6.4857	0.2076	0.00901	0.16759	0.17865	5615.6	INTERMITENTE	
2906.8	608.7	0.5430	6.5218	0.2070	0.00901	0.16646	0.17756	5897.1	INTERMITENTE	
2856.8	605.3	0.5426	6.5590	0.2063	0.00901	0.16532	0.17646	6180.5	INTERMITENTE	
2806.8	601.9	0.5420	6.5973	0.2055	0.00900	0.16418	0.17534	6465.7	INTERMITENTE	
2756.8	598.4	0.5413	6.6370	0.2047	0.00900	0.16301	0.17420	6752.7	INTERMITENTE	
2706.8	594.9	0.5404	6.6782	0.2039	0.00900	0.16182	0.17305	7041.6	INTERMITENTE	
2656.8	591.1	0.5390	6.7169	0.2030	0.00899	0.16066	0.17191	7332.5	INTERMITENTE	
2606.8	587.3	0.5374	6.7574	0.2021	0.00898	0.15977	0.17076	7625.3	INTERMITENTE	
2556.8	583.5	0.5359	6.8038	0.2011	0.00898	0.15821	0.16954	7920.2	INTERMITENTE	
2506.8	579.8	0.5343	6.8525	0.2000	0.00898	0.15693	0.16829	8217.3	INTERMITENTE	
2456.8	575.9	0.5325	6.9038	0.1989	0.00898	0.15561	0.16702	8516.7	INTERMITENTE	
2406.8	572.0	0.5305	6.9578	0.1977	0.00898	0.15426	0.16572	8818.4	INTERMITENTE	
2356.8	568.0	0.5282	7.0148	0.1965	0.00899	0.15288	0.16439	9122.5	INTERMITENTE	
2306.8	564.0	0.5257	7.0752	0.1951	0.00899	0.15147	0.16303	9429.2	INTERMITENTE	
2256.8	559.9	0.5230	7.1393	0.1937	0.00900	0.15002	0.16164	9738.5	INTERMITENTE	
2206.8	555.7	0.5200	7.2074	0.1922	0.00900	0.14853	0.16022	10050.6	INTERMITENTE	
2204.0	555.2	0.5193	7.2063	0.1920	0.00899	0.14850	0.16018	10086.0	INTERMITENTE	

LA PRESION DE SALIDA ES (FSIA) = 2226.2
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 556.9
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1662.7

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/VERTICAL/T.P. 2 5/8"0 2.1C
 RESULTADOS DE CAMBITO QG= 350BPD Y QG= 5 MMPCD

PM	TR	VSL	VSB	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GM	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	677.7	0.5548	6.1776	0.2152	0.00958	0.18432	0.19564	255.6	INTERMITENTE
3813.9	675.1	0.5559	6.1996	0.2150	0.00959	0.18359	0.19494	512.1	INTERMITENTE
3763.9	672.4	0.5569	6.2211	0.2148	0.00960	0.18287	0.19425	769.5	INTERMITENTE
3749.5	671.7	0.5571	6.2276	0.2147	0.00960	0.18266	0.19404	918.0	INTERMITENTE
3735.1	669.4	0.5553	6.2064	0.2147	0.00957	0.18318	0.19454	1175.0	INTERMITENTE
3685.1	665.1	0.5538	6.1967	0.2146	0.00955	0.18333	0.19468	1431.8	INTERMITENTE
3635.1	662.0	0.5541	6.2103	0.2144	0.00954	0.18283	0.19421	1689.3	INTERMITENTE
3585.1	658.6	0.5539	6.2189	0.2143	0.00954	0.18248	0.19388	1947.2	INTERMITENTE
3535.1	654.8	0.5531	6.2191	0.2141	0.00952	0.18238	0.19379	2205.2	INTERMITENTE
3485.1	650.3	0.5511	6.2052	0.2140	0.00950	0.18269	0.19409	2462.8	INTERMITENTE
3435.1	644.5	0.5471	6.2535	0.2124	0.00914	0.17652	0.18749	2729.5	INTERMITENTE
3385.1	639.1	0.5435	6.2334	0.2120	0.00905	0.17623	0.18711	2996.7	INTERMITENTE
3335.1	636.2	0.5439	6.2618	0.2116	0.00905	0.17524	0.18615	3265.3	INTERMITENTE
3285.1	634.3	0.5461	6.3114	0.2111	0.00909	0.17396	0.18494	3535.6	INTERMITENTE
3271.0	633.7	0.5467	6.3256	0.2110	0.00910	0.17359	0.18459	3690.0	INTERMITENTE
3256.8	631.4	0.5442	6.3046	0.2109	0.00904	0.17372	0.18466	3960.8	INTERMITENTE
3206.8	627.1	0.5423	6.3099	0.2104	0.00899	0.17306	0.18397	4232.6	INTERMITENTE
3156.8	624.3	0.5429	6.3457	0.2099	0.00900	0.17195	0.18290	4505.9	INTERMITENTE
3106.8	621.3	0.5432	6.3807	0.2094	0.00900	0.17086	0.18184	4780.9	INTERMITENTE
3056.8	618.3	0.5434	6.4154	0.2088	0.00901	0.16977	0.18078	5057.5	INTERMITENTE
3006.8	615.1	0.5434	6.4503	0.2082	0.00901	0.16868	0.17972	5335.7	INTERMITENTE
2956.8	611.9	0.5433	6.4857	0.2076	0.00901	0.16757	0.17865	5615.6	INTERMITENTE
2906.8	608.7	0.5430	6.5218	0.2070	0.00901	0.16646	0.17756	5897.1	INTERMITENTE
2856.8	605.3	0.5426	6.5590	0.2063	0.00901	0.16532	0.17646	6180.5	INTERMITENTE
2806.8	601.9	0.5420	6.5973	0.2055	0.00900	0.16418	0.17534	6465.7	INTERMITENTE
2756.8	598.4	0.5413	6.6370	0.2047	0.00900	0.16301	0.17420	6752.7	INTERMITENTE
2706.8	594.9	0.5404	6.6782	0.2039	0.00900	0.16182	0.17305	7041.6	INTERMITENTE
2656.8	591.1	0.5390	6.7169	0.2030	0.00899	0.16066	0.17191	7332.5	INTERMITENTE
2606.8	587.3	0.5374	6.7574	0.2021	0.00898	0.15947	0.17076	7625.3	INTERMITENTE
2556.8	583.5	0.5359	6.8038	0.2011	0.00898	0.15821	0.16954	7920.2	INTERMITENTE
2506.8	579.8	0.5343	6.8525	0.2000	0.00898	0.15693	0.16829	8217.3	INTERMITENTE
2456.8	575.9	0.5325	6.9038	0.1989	0.00898	0.15561	0.16702	8516.7	INTERMITENTE
2406.8	572.0	0.5305	6.9578	0.1977	0.00898	0.15426	0.16572	8818.4	INTERMITENTE
2356.8	568.0	0.5282	7.0148	0.1965	0.00899	0.15288	0.16439	9122.5	INTERMITENTE
2306.8	564.0	0.5257	7.0752	0.1951	0.00899	0.15147	0.16303	9429.2	INTERMITENTE
2256.8	559.9	0.5230	7.1393	0.1937	0.00900	0.15002	0.16164	9738.5	INTERMITENTE
2206.8	555.7	0.5200	7.2074	0.1922	0.00900	0.14853	0.16022	10050.6	INTERMITENTE
2204.0	555.2	0.5193	7.2063	0.1920	0.00899	0.14850	0.16018	10086.0	INTERMITENTE

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2226.2
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 556.9
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1662.7

CORRIDA NUMERO FLUJO VERTICAL T.P 2 7/8"Ø #3C

RESULTADOS DE CARNITO ØØ=350 Y ØØ=5 MMPCD

PM	TM	VSL	VSG	HL	DFE	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	677.7	0.4625	5.1495	0.2169	0.00618	0.18437	0.19173	260.8	INTERMITENTE
3813.9	675.0	0.4633	5.1670	0.2167	0.00618	0.18367	0.19105	522.5	INTERMITENTE
3763.9	672.3	0.4640	5.1838	0.2165	0.00618	0.18297	0.19038	785.1	INTERMITENTE
3713.9	671.6	0.4642	5.1884	0.2164	0.00619	0.18280	0.19021	918.0	INTERMITENTE
3738.7	669.4	0.4626	5.1693	0.2165	0.00617	0.18338	0.19077	1180.1	INTERMITENTE
3688.7	665.0	0.4612	5.1591	0.2164	0.00615	0.18361	0.19099	1441.9	INTERMITENTE
3638.7	661.7	0.4613	5.1686	0.2162	0.00615	0.18318	0.19057	1704.3	INTERMITENTE
3588.7	658.2	0.4610	5.1733	0.2160	0.00614	0.18291	0.19032	1967.0	INTERMITENTE
3538.7	654.2	0.4600	5.1704	0.2159	0.00613	0.18292	0.19033	2229.7	INTERMITENTE
3488.7	649.5	0.4581	5.1546	0.2158	0.00611	0.18339	0.19080	2491.7	INTERMITENTE
3438.7	643.4	0.4543	5.1912	0.2141	0.00586	0.17699	0.18410	2763.3	INTERMITENTE
3388.7	637.8	0.4511	5.1718	0.2138	0.00580	0.17677	0.18381	3035.4	INTERMITENTE
3338.7	634.9	0.4514	5.1951	0.2133	0.00579	0.17579	0.18284	3308.8	INTERMITENTE
3288.7	633.0	0.4531	5.2353	0.2129	0.00582	0.17451	0.18162	3584.1	INTERMITENTE
3279.1	632.6	0.4535	5.2439	0.2128	0.00582	0.17425	0.18137	3690.0	INTERMITENTE
3269.6	630.4	0.4513	5.2225	0.2127	0.00579	0.17451	0.18158	3965.4	INTERMITENTE
3219.6	626.1	0.4495	5.2249	0.2123	0.00575	0.17389	0.18094	4241.7	INTERMITENTE
3169.6	623.2	0.4499	5.2533	0.2118	0.00576	0.17281	0.17988	4519.6	INTERMITENTE
3119.6	620.2	0.4501	5.2806	0.2112	0.00576	0.17175	0.17884	4799.2	INTERMITENTE
3069.6	617.1	0.4501	5.3075	0.2106	0.00576	0.17069	0.17779	5080.5	INTERMITENTE
3019.6	613.9	0.4499	5.3345	0.2101	0.00575	0.16962	0.17675	5363.4	INTERMITENTE
2969.6	610.6	0.4496	5.3617	0.2094	0.00575	0.16855	0.17569	5647.9	INTERMITENTE
2919.6	607.0	0.4489	5.3866	0.2088	0.00574	0.16752	0.17467	5934.2	INTERMITENTE
2869.6	603.4	0.4481	5.4120	0.2080	0.00573	0.16647	0.17363	6222.2	INTERMITENTE
2819.6	599.9	0.4473	5.4408	0.2073	0.00573	0.16536	0.17254	6511.9	INTERMITENTE
2769.6	596.3	0.4465	5.4706	0.2065	0.00572	0.16424	0.17143	6803.6	INTERMITENTE
2719.6	592.7	0.4454	5.5015	0.2057	0.00572	0.16309	0.17030	7097.2	INTERMITENTE
2669.6	588.9	0.4443	5.5337	0.2048	0.00571	0.16192	0.16915	7392.8	INTERMITENTE
2619.6	585.1	0.4430	5.5674	0.2038	0.00571	0.16073	0.16798	7690.4	INTERMITENTE
2569.6	581.3	0.4415	5.6026	0.2028	0.00570	0.15951	0.16678	7990.2	INTERMITENTE
2519.6	577.4	0.4398	5.6396	0.2017	0.00570	0.15827	0.16556	8292.2	INTERMITENTE
2469.6	573.4	0.4380	5.6786	0.2006	0.00569	0.15699	0.16430	8596.6	INTERMITENTE
2419.6	569.4	0.4360	5.7197	0.1994	0.00569	0.15568	0.16302	8903.3	INTERMITENTE
2369.6	565.2	0.4338	5.7633	0.1981	0.00568	0.15434	0.16171	9212.5	INTERMITENTE
2319.6	561.1	0.4314	5.8094	0.1967	0.00568	0.15296	0.16036	9524.3	INTERMITENTE
2269.6	556.8	0.4288	5.8585	0.1952	0.00568	0.15153	0.15897	9838.8	INTERMITENTE
2250.1	555.1	0.4277	5.8788	0.1946	0.00568	0.15098	0.15842	10086.0	INTERMITENTE

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2255.6

LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (°) = 555.6

LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1633.3

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/VERTICAL/T.F. 2 7/8"0 # 3.1C

RESULTADOS DE CARMITO QD= 350 BFD Y QG = 5 MMPCD

FM	TM	VSL	VSG	HL	DFF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	677.7	0.4625	5.1495	0.2169	0.00618	0.18437	0.19173	260.8	INTERMITENTE
3813.9	675.0	0.4633	5.1670	0.2167	0.00618	0.18367	0.19105	522.5	INTERMITENTE
3763.9	672.3	0.4640	5.1838	0.2165	0.00618	0.18299	0.19038	785.1	INTERMITENTE
3751.3	671.6	0.4642	5.1884	0.2164	0.00619	0.18280	0.19021	918.0	INTERMITENTE
3738.7	669.4	0.4626	5.1693	0.2165	0.00617	0.18338	0.19077	1180.1	INTERMITENTE
3688.7	665.0	0.4612	5.1591	0.2164	0.00615	0.18361	0.19099	1441.9	INTERMITENTE
3638.7	661.7	0.4613	5.1686	0.2162	0.00615	0.18318	0.19057	1704.3	INTERMITENTE
3588.7	658.2	0.4610	5.1733	0.2160	0.00614	0.18291	0.19032	1967.0	INTERMITENTE
3538.7	654.2	0.4600	5.1704	0.2159	0.00613	0.18292	0.19033	2229.7	INTERMITENTE
3488.7	649.5	0.4581	5.1546	0.2158	0.00611	0.18339	0.19080	2491.7	INTERMITENTE
3438.7	643.4	0.4543	5.1912	0.2141	0.00586	0.17699	0.18410	2763.3	INTERMITENTE
3388.7	637.8	0.4511	5.1718	0.2138	0.00580	0.17477	0.18381	3035.4	INTERMITENTE
3338.7	634.9	0.4514	5.1951	0.2133	0.00579	0.17579	0.18284	3308.8	INTERMITENTE
3288.7	633.0	0.4531	5.2353	0.2129	0.00582	0.17451	0.18162	3584.1	INTERMITENTE
3279.1	632.6	0.4535	5.2439	0.2128	0.00582	0.17425	0.18137	3690.0	INTERMITENTE
3269.6	630.4	0.4513	5.2225	0.2127	0.00579	0.17451	0.18158	3965.4	INTERMITENTE
3219.6	626.1	0.4495	5.2249	0.2123	0.00575	0.17389	0.18094	4241.7	INTERMITENTE
3169.6	623.2	0.4499	5.2533	0.2118	0.00576	0.17281	0.17988	4519.6	INTERMITENTE
3119.6	620.2	0.4501	5.2806	0.2112	0.00576	0.17175	0.17884	4799.2	INTERMITENTE
3069.6	617.1	0.4501	5.3075	0.2106	0.00576	0.17069	0.17779	5080.5	INTERMITENTE
3019.6	613.9	0.4499	5.3345	0.2101	0.00575	0.16962	0.17675	5363.4	INTERMITENTE
2969.6	610.6	0.4496	5.3617	0.2094	0.00575	0.16855	0.17569	5647.9	INTERMITENTE
2919.6	607.0	0.4489	5.3866	0.2088	0.00574	0.16752	0.17467	5934.2	INTERMITENTE
2869.6	603.4	0.4481	5.4120	0.2080	0.00573	0.16647	0.17363	6222.2	INTERMITENTE
2819.6	599.9	0.4473	5.4408	0.2073	0.00573	0.16536	0.17254	6511.9	INTERMITENTE
2769.6	596.3	0.4465	5.4706	0.2065	0.00572	0.16424	0.17143	6803.6	INTERMITENTE
2719.6	592.7	0.4454	5.5015	0.2057	0.00572	0.16309	0.17030	7097.2	INTERMITENTE
2669.6	588.9	0.4443	5.5337	0.2048	0.00571	0.16192	0.16915	7392.8	INTERMITENTE
2619.6	585.1	0.4430	5.5674	0.2038	0.00571	0.16073	0.16798	7690.4	INTERMITENTE
2569.6	581.3	0.4415	5.6026	0.2028	0.00570	0.15951	0.16678	7990.2	INTERMITENTE
2519.6	577.4	0.4398	5.6396	0.2017	0.00570	0.15827	0.16556	8292.2	INTERMITENTE
2469.6	573.4	0.4380	5.6786	0.2006	0.00569	0.15699	0.16430	8596.6	INTERMITENTE
2419.6	569.4	0.4360	5.7197	0.1994	0.00569	0.15568	0.16302	8903.3	INTERMITENTE
2369.6	565.2	0.4338	5.7633	0.1981	0.00568	0.15434	0.16171	9212.5	INTERMITENTE
2319.6	561.1	0.4314	5.8094	0.1967	0.00568	0.15296	0.16036	9524.3	INTERMITENTE
2269.6	556.8	0.4288	5.8585	0.1952	0.00568	0.15155	0.15897	9838.8	INTERMITENTE
2250.1	555.1	0.4277	5.8788	0.1946	0.00568	0.15098	0.15842	10086.0	INTERMITENTE

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2255.6

LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 555.6

LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1633.3

CORRIIDA HUMERO FLUJO VERTICAL T.P 3 1/2"Ø #4C

PSIA	IN GR	VSL P/S	VSG P/S	HL	DPF psia/p	DPE psia/p	DPT psia/p	LACUM pies	FLUJO FLUJO
3863.9	677.8	0.3121	3.4754	0.9162	0.00205	0.20049	0.20316	246.1	TRANSICION
3813.9	675.2	0.3128	3.4886	0.9078	0.00206	0.19983	0.20251	493.0	TRANSICION
3763.9	672.6	0.3134	3.5015	0.8996	0.00206	0.19920	0.20189	740.7	TRANSICION
3713.9	670.0	0.3136	3.5062	0.8966	0.00206	0.19897	0.20167	918.0	TRANSICION
3663.9	667.3	0.3126	3.4955	0.8970	0.00205	0.19959	0.20229	1165.2	TRANSICION
3613.9	665.0	0.3110	3.4906	0.8931	0.00205	0.19996	0.20266	1411.9	TRANSICION
3563.9	662.6	0.3120	3.4983	0.8863	0.00205	0.19964	0.20235	1659.0	TRANSICION
3513.9	659.5	0.3119	3.5027	0.8905	0.00205	0.19951	0.20223	1906.2	TRANSICION
3463.9	656.5	0.3113	3.5019	0.8761	0.00205	0.19968	0.20241	2153.2	TRANSICION
3413.9	649.9	0.3101	3.4927	0.8741	0.00204	0.20035	0.20308	2399.5	TRANSICION
3363.9	644.1	0.3078	3.5203	0.8149	0.00197	0.19846	0.20113	2648.0	TRANSICION
3313.9	638.5	0.3056	3.5065	0.8062	0.00195	0.19923	0.20189	2895.7	TRANSICION
3263.9	633.8	0.3057	3.5210	0.7972	0.00195	0.19859	0.20126	3144.1	TRANSICION
3213.9	631.8	0.3072	3.5520	0.7879	0.00196	0.19713	0.19983	3394.4	TRANSICION
3163.9	631.7	0.3082	3.5783	0.7786	0.00197	0.19593	0.19865	3646.0	TRANSICION
3113.9	631.6	0.3083	3.5815	0.7777	0.00197	0.19578	0.19851	3690.0	TRANSICION
3063.9	629.5	0.3066	3.5635	0.2564	0.00225	0.17478	0.17762	3971.5	TRANSICION
3013.9	624.9	0.3052	3.5637	0.2561	0.00223	0.17428	0.17711	4253.8	TRANSICION
2963.9	621.8	0.3053	3.5815	0.2553	0.00223	0.17328	0.17612	4537.7	TRANSICION
2913.9	618.6	0.3052	3.5987	0.2546	0.00223	0.17230	0.17514	4823.2	TRANSICION
2863.9	615.3	0.3050	3.6158	0.2538	0.00223	0.17132	0.17417	5110.3	TRANSICION
2813.9	611.9	0.3047	3.6329	0.2530	0.00223	0.17034	0.17320	5398.9	TRANSICION
2763.9	608.4	0.3043	3.6503	0.2521	0.00222	0.16936	0.17222	5689.3	TRANSICION
2713.9	604.8	0.3038	3.6681	0.2513	0.00222	0.16836	0.17124	5981.2	TRANSICION
2663.9	601.2	0.3032	3.6863	0.2504	0.00222	0.16736	0.17024	6274.9	TRANSICION
2613.9	597.5	0.3025	3.7051	0.2494	0.00221	0.16634	0.16923	6570.4	TRANSICION
2563.9	593.7	0.3017	3.7246	0.2484	0.00221	0.16531	0.16821	6867.6	TRANSICION
2513.9	589.8	0.3008	3.7449	0.2474	0.00221	0.16426	0.16717	7166.7	TRANSICION
2463.9	585.9	0.2990	3.7662	0.2463	0.00220	0.16320	0.16611	7467.7	TRANSICION
2413.9	581.9	0.2986	3.7884	0.2452	0.00220	0.16211	0.16503	7770.7	TRANSICION
2363.9	577.9	0.2974	3.8118	0.2439	0.00220	0.16100	0.16393	8075.7	TRANSICION
2313.9	573.8	0.2960	3.8364	0.2427	0.00219	0.15986	0.16280	8382.8	TRANSICION
2263.9	569.6	0.2945	3.8625	0.2413	0.00219	0.15870	0.16166	8692.1	TRANSICION
2213.9	565.1	0.2925	3.8866	0.2399	0.00218	0.15760	0.16056	9003.6	TRANSICION
2163.9	560.5	0.2904	3.9123	0.2385	0.00218	0.15647	0.15944	9317.2	TRANSICION
2113.9	556.3	0.2888	3.9472	0.2368	0.00218	0.15513	0.15812	9633.4	TRANSICION
2063.9	552.1	0.2870	3.9843	0.2350	0.00218	0.15376	0.15676	9952.3	TRANSICION
2009.0	551.2	0.2866	3.9918	0.2347	0.00218	0.15348	0.15649	10086.0	TRANSICION

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2223.6
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 552.5
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1665.3

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/VERTICAL/T.P. 3 1/2"0 # 4.1C									
RESULTADOS DE CARMITO QO= 350 BPD Y QG= 5 MMPCD									
PM	TH	VSL	VSG	HL	DPF	DPE	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s		psia/p	psia/p	psia/p	pies	FLUJO
3863.9	677.7	0.3120	3.4743	0.2617	0.00238	0.18542	0.18833	265.5	TRANSICION
3813.9	674.9	0.3125	3.4855	0.2613	0.00238	0.18476	0.18768	531.9	TRANSICION
3763.9	672.1	0.3130	3.4960	0.2609	0.00238	0.18413	0.18706	799.2	TRANSICION
3752.8	671.5	0.3131	3.4987	0.2608	0.00238	0.18398	0.18691	918.0	TRANSICION
3741.7	669.5	0.3120	3.4860	0.9006	0.00205	0.20010	0.20279	1164.6	TRANSICION
3691.7	665.1	0.3111	3.4798	0.8971	0.00204	0.20054	0.20324	1410.6	TRANSICION
3641.7	662.0	0.3113	3.4875	0.8904	0.00204	0.20022	0.20292	1657.0	TRANSICION
3591.7	658.6	0.3112	3.4921	0.8845	0.00204	0.20007	0.20279	1903.5	TRANSICION
3541.7	654.7	0.3107	3.4918	0.8800	0.00204	0.20022	0.20295	2149.9	TRANSICION
3491.7	650.2	0.3096	3.4837	0.8778	0.00204	0.20083	0.20356	2395.5	TRANSICION
3441.7	644.6	0.3074	3.5125	0.8174	0.00197	0.19884	0.20150	2643.7	TRANSICION
3391.7	638.5	0.3048	3.4943	0.8087	0.00194	0.19982	0.20248	2890.6	TRANSICION
3341.7	635.0	0.3045	3.5040	0.7999	0.00194	0.19943	0.20209	3138.0	TRANSICION
3291.7	633.4	0.3061	3.5361	0.7906	0.00195	0.19790	0.20059	3387.3	TRANSICION
3241.7	631.5	0.3072	3.5630	0.7813	0.00196	0.19666	0.19937	3638.1	TRANSICION
3236.6	631.4	0.3074	3.5667	0.7803	0.00196	0.19649	0.19920	3690.0	TRANSICION
3231.5	629.3	0.3057	3.5493	0.2569	0.00224	0.17530	0.17813	3970.7	TRANSICION
3181.5	624.8	0.3044	3.5499	0.2565	0.00223	0.17479	0.17761	4252.2	TRANSICION
3131.5	621.7	0.3045	3.5677	0.2558	0.00222	0.17379	0.17662	4535.3	TRANSICION
3081.5	618.5	0.3044	3.5848	0.2550	0.00222	0.17280	0.17564	4820.0	TRANSICION
3031.5	615.2	0.3042	3.6019	0.2542	0.00222	0.17183	0.17467	5106.2	TRANSICION
2981.5	611.8	0.3039	3.6189	0.2534	0.00222	0.17085	0.17370	5394.1	TRANSICION
2931.5	608.4	0.3035	3.6361	0.2526	0.00222	0.16987	0.17272	5683.6	TRANSICION
2881.5	604.8	0.3030	3.6537	0.2517	0.00221	0.16888	0.17174	5974.7	TRANSICION
2831.5	601.2	0.3024	3.6718	0.2508	0.00221	0.16788	0.17075	6267.5	TRANSICION
2781.5	597.5	0.3018	3.6904	0.2499	0.00221	0.16688	0.16974	6562.1	TRANSICION
2731.5	593.7	0.3010	3.7096	0.2489	0.00220	0.16583	0.16872	6858.5	TRANSICION
2681.5	589.9	0.3001	3.7297	0.2479	0.00220	0.16479	0.16768	7156.7	TRANSICION
2631.5	586.0	0.2991	3.7506	0.2468	0.00220	0.16372	0.16663	7456.7	TRANSICION
2581.5	581.8	0.2977	3.7696	0.2457	0.00219	0.16272	0.16562	7758.6	TRANSICION
2531.5	577.5	0.2961	3.7896	0.2445	0.00218	0.16169	0.16460	8062.4	TRANSICION
2481.5	573.4	0.2947	3.8136	0.2433	0.00218	0.16056	0.16349	8368.2	TRANSICION
2431.5	569.2	0.2932	3.8390	0.2419	0.00218	0.15941	0.16235	8676.2	TRANSICION
2381.5	565.0	0.2916	3.8659	0.2405	0.00217	0.15824	0.16118	8986.4	TRANSICION
2331.5	560.7	0.2898	3.8945	0.2390	0.00217	0.15703	0.15998	9299.0	TRANSICION
2281.5	556.3	0.2878	3.9250	0.2374	0.00217	0.15578	0.15875	9613.9	TRANSICION
2231.5	551.8	0.2857	3.9577	0.2357	0.00217	0.15451	0.15749	9931.4	TRANSICION
2219.3	550.7	0.2852	3.9662	0.2353	0.00217	0.15419	0.15717	10086.0	TRANSICION

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 2232.1
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 551.9
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 1656.8

TUBERIA HORIZONTAL

Los datos de producción que se utilizaron para compilar el programa de cómputo del modelo aquí presentado, para la tubería horizontal, son mostrados en la tabla V.4. El análisis se realizó tomando en cuenta que el sistema de flujo va desde el pozo Carmito 1 hasta el cabezal de pozos de batería Artesa 1 y viceversa (Figura V.4), para un rango amplio de gastos de aceite con diferentes diámetros de líneas de descarga.

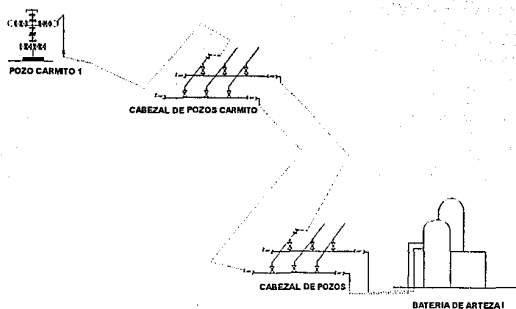


FIGURA V.4.- Diagrama de flujo de fluidos del pozo Carmito 1 a batería Artesa 1

Presión inicial (PD) = 857 psia
 Fracción de agua (FW) = 0
 Gastos de aceite (Qo) = 1200, 800 y 350 BPD
 Gastos de gas (Qg) = 10, 8 y 5 MMpcd
 Diámetro de la tubería de descarga (D [1]) = 8", 7", 6" y 5"
 Longitud total de tubería (LTP [1]) = 46576 pies
 Temperatura inicial (TBH) = 68.6 GF
 Coeficiente de transferencia de calor (U) = 35 BTU/DIA-PIE² -°F
 Incremento de longitud inicial (INCREML) = 50 pies
 Incremento de presión deseada (DP) = 50 psi
 Número de tramos de tubería a calcular (N) = 1.

Tabla V.4.- Datos de producción para líneas de descarga del pozo Carmito 1

De acuerdo a la presión de separación existente en batería de Artesa I de 832 psia (constante), se procedió a determinar los perfiles de presión y de temperatura en líneas de escurrimiento de diferente diámetro, obteniendo las curvas de capacidad de transporte a diferentes gastos de aceite (tabla V.5 y figura V.5). Los resultados son presentados de la misma manera que en tuberías verticales, exceptuando la caída de presión por elevación que fue cambiada por el término Ek.

Qo (b.p.d)	L.E. 8"	L.E. 7"	L.E. 6"
	P _{wl} (psia)	P _{wl} (psia)	P _{wl} (psia)
200	856.75	844.6	859.30
400	849.90	842.6	852.90
600	846.05	840.6	846.50
800	842.20	438.6	838.60
1000	838.35	836.6	833.86

Tabla V.5 Resultados obtenidos para determinar las curvas de capacidad de transporte a diferentes diámetros de líneas de escurrimiento y gastos de aceite.

Las corridas 1A, 2A, 3A, 4A, muestran los resultados obtenidos del perfil de presiones y temperaturas para sistemas de flujo con modelo multicomponente y composicional para un gasto de aceite de 1200 hpd y un gasto de gas de 10 MMpcd, utilizando líneas de escurrimiento de 8" y 7", respectivamente.

Las corridas 1B, 2B, 3B, 4B y 5B, muestran los resultados obtenidos del perfil de presiones y temperaturas para sistemas de flujo con modelo multicomponente y composicional para un gasto de aceite de 800 hpd y un gasto de gas de 8 MMpcd, utilizando líneas de escurrimiento de 8", 7" y 6", respectivamente.

Las corridas 1C, 2C, 3C, 4C, 5C y 6B muestran los resultados obtenidos del perfil de presiones y temperaturas para sistemas de flujo con modelo multicomponente y composicional para un gasto de aceite de 350 hpd y un gasto de gas de 5 MMpcd, utilizando líneas de escurrimiento de 7", 6" y 5", respectivamente.

En todos los casos, se presentan los resultados del cálculo del equilibrio flash para condiciones iniciales, intermedias y finales del perfil de presiones y temperaturas a través de las tuberías.

Se observa que las corridas en tubería horizontal para sistemas de flujo con modelos multicomponentes y composicionales resultaron casi idénticas en cuanto a los parámetros (VSL, VSG, FTP, EK, DPT). También los resultados al principio, intermedio y final referentes al equilibrio de fase para cada corrida, nos señalan que el modelo composicional de Thomas Gould, se comporta como un modelo multicomponente, puesto que las supuestas correcciones que se deberían de realizar al porcentaje de líquido de la mezcla en equilibrio debido al colgamiento de líquido son mínimas.

CORRIDA NUMERO MULTICOMPONENTE/HORIZONTAL/L.E. 8"0 # 1A
 RESULTADOS DE CARMITO 00=1200 BPD Y 00=10 MMFCD

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DFT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	532.9	0.2631	4.5282	0.2387	0.06743	0.00008	0.00223	22386.4	SEGREGADO
782.0	524.8	0.2603	4.7626	0.2302	0.06537	0.00010	0.00228	44352.3	SEGREGADO
779.6	524.6	0.2603	4.7774	0.2298	0.06518	0.00010	0.00228	46576.0	SEGREGADO
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) =									802.1
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) =									528.3
LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) =									54.9

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/HORIZONTAL/L.E. 8"0 # 2A
 RESULTADOS DE CARMITO P1=857 psia Y T1=537 GR

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DFT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	532.9	0.2633	4.5300	0.2388	0.06745	0.00008	0.00224	22369.5	SEGREGADO
782.0	524.8	0.2610	4.7650	0.2304	0.06537	0.00010	0.00228	44305.2	SEGREGADO
779.5	524.6	0.2610	4.7801	0.2300	0.06517	0.00010	0.00228	46576.0	SEGREGADO
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) =									802.0
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) =									528.3
LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) =									55.0

CORRIDA NUMERO MULTICOMPONENTE/HORIZONTAL/L.E. 7"0 # 3A
 RESULTADOS DE CARMITO LONGITUD DE LA LINEA= 46576 PIES

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DFT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	535.0	0.3457	5.9678	0.2166	0.07160	0.00014	0.00467	10695.3	TRANSICION
782.0	531.7	0.3485	6.3820	0.2083	0.07164	0.00016	0.00504	20623.8	TRANSICION
732.0	527.8	0.3505	6.8599	0.1996	0.07169	0.00019	0.00544	29912.0	TRANSICION
682.0	524.6	0.3522	7.4205	0.1905	0.07194	0.00023	0.00594	38232.8	TRANSICION
632.0	521.7	0.3566	8.0830	0.1811	0.07246	0.00028	0.00655	45864.3	TRANSICION
629.4	521.4	0.3566	8.1170	0.1806	0.07248	0.00029	0.00658	46576.0	TRANSICION
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) =									451.8
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) =									522.5
LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) =									205.2

TEMPERATURA (°C)	PRESSION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
527.0	857.0	0.1483	0.8517	DOS FASES
COMPONENTE	Y1	Y1	K1	
H2	0.0070	0.0441	6.3109	
CO2	0.3536	0.6842	1.9351	
H2S	0.0042	0.0033	0.7818	
C1	0.0754	0.2143	2.8427	
C2	0.0364	0.0292	0.8044	
C3	0.0402	0.0134	0.3338	
iC4	0.0111	0.0019	0.1754	
nC4	0.0348	0.0049	0.1397	
iC5	0.0179	0.0015	0.0813	
nC5	0.0230	0.0015	0.0659	
nC6	0.0289	0.0010	0.0330	
PSEUDO1	0.3002	0.0007	0.0024	
PSEUDO2	0.0674	0.0000	0.0000	

DENLIQ (lbm/ft³) = 44.9535

DENVAP (lbm/ft³) = 7.3434

TEMPERATURA (°C)	PRESSION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
524.8	782.0	0.1488	0.8512	DOS FASES
COMPONENTE	X1	Y1	K1	
H2	0.0064	0.0442	6.9316	
CO2	0.3481	0.6854	1.9692	
H2S	0.0043	0.0032	0.7561	
C1	0.0723	0.2149	2.9715	
C2	0.0373	0.0291	0.7792	
C3	0.0426	0.0130	0.3055	
iC4	0.0118	0.0018	0.1540	
nC4	0.0369	0.0045	0.1209	
iC5	0.0189	0.0013	0.0681	
nC5	0.0241	0.0013	0.0544	
nC6	0.0298	0.0008	0.0262	
PSEUDO1	0.3004	0.0005	0.0016	
PSEUDO2	0.0671	0.0000	0.0000	

DENLIQ (lbm/ft³) = 45.5201

DENVAP (lbm/ft³) = 6.8173

=====

TEMPERATURA (C)	PRESSION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
50.6	779.6	0.1487	0.8513	DOS FASES

COMPONENTE	Y1	YI	KI
H2	0.0064	0.0442	6.9581
CO2	0.3476	0.6854	1.9718
H2S	0.0043	0.0632	0.7561
C1	0.0722	0.2149	2.9786
C2	0.0373	0.0291	0.7793
C3	0.0426	0.0130	0.3050
IC4	0.0118	0.0018	0.1535
nC4	0.0370	0.0045	0.1205
IC5	0.0189	0.0013	0.0678
nC5	0.0241	0.0013	0.0541
nC6	0.0299	0.0008	0.0260
PSEUDO1	0.3007	0.0005	0.0016
PSEUDO2	0.0672	0.0000	0.0000

DENLIG (lbm/p3) = 45.5417

DENVAP (lbm/p3) = 5.7953

```

=====
TEMPERATURA      PRESSION      L      V      FASE
(F°)             (PSIA)       (FRACCION MOL)
-----
555.0            832.0        0.1465   0.8535   DOS FASES

```

COMPONENTE	XI	YI	KI
N2	0.0067	0.0441	6.5566
CO2	0.3481	0.6845	1.9663
H2S	0.0042	0.0033	0.7828
C1	0.0736	0.2143	2.9122
C2	0.0363	0.0293	0.8060
C3	0.0407	0.0134	0.3292
iC4	0.0113	0.0019	0.1710
nC4	0.0355	0.0048	0.1356
iC5	0.0183	0.0014	0.0782
nC5	0.0235	0.0015	0.0631
nC6	0.0295	0.0009	0.0313
PSEUDO1	0.3042	0.0007	0.0021
PSEUDO2	0.0682	0.0000	0.0000

DENLID (lbm/p3) = 45.1908

DENVAP (lbm/p3) = 7.1170

```

=====
TEMPERATURA      PRESSION      L      V      FASE
(F°)             (PSIA)       (FRACCION MOL)
-----
524.6            682.0        0.1337   0.8663   DOS FASES

```

COMPONENTE	XI	YI	KI
N2	0.0051	0.0438	8.5316
CO2	0.3076	0.6958	2.2294
H2S	0.0041	0.0033	0.8074
C1	0.0617	0.2141	3.4682
C2	0.0354	0.0295	0.8349
C3	0.0434	0.0134	0.3086
iC4	0.0126	0.0019	0.1490
nC4	0.0398	0.0046	0.1152
iC5	0.0208	0.0013	0.0626
nC5	0.0267	0.0013	0.0492
nC6	0.0333	0.0008	0.0227
PSEUDO1	0.3349	0.0004	0.0011
PSEUDO2	0.0747	0.0000	0.0000

DENLID (lbm/p3) = 46.7824

DENVAP (lbm/p3) = 5.7121

TEMPERATURA (°C)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
521.4	629.4	0.1292	0.8708	DOS FASES
COMPONENTE	x_i	y_i	K_i	
N2	0.0046	0.0436	9.4735	
O2	0.2922	0.6861	2.3480	
H2S	0.0040	0.0033	0.8251	
C1	0.0573	0.2139	3.7311	
C2	0.0347	0.0296	0.8545	
C3	0.0441	0.0134	0.3048	
iC4	0.0130	0.0019	0.1434	
nC4	0.0414	0.0045	0.1098	
iC5	0.0217	0.0013	0.0584	
nC5	0.0278	0.0013	0.0455	
nC6	0.0347	0.0007	0.0204	
PSEUDO1	0.3471	0.0003	0.0009	
PSEUDO2	0.0773	0.0000	0.0000	

DENL (lbm/ft³) = 47.3690

DENVAP (lbm/ft³) = 5.2197

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/HORIZONTAL/L.E. 7"0 # 4A
 RESULTADOS DE CARRITO DEL PUZO A BATERIA

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	535.0	0.3458	5.9690	0.2166	0.07162	0.00014	0.00468	10690.7	TRANSICION
782.0	531.3	0.3486	6.3784	0.2084	0.07161	0.00016	0.00503	20622.3	TRANSICION
732.0	527.8	0.3507	6.8532	0.1977	0.07162	0.00019	0.00544	29818.0	TRANSICION
682.0	524.4	0.3534	7.4098	0.1907	0.07182	0.00023	0.00593	38251.9	TRANSICION
632.0	521.6	0.3566	8.0675	0.1813	0.07226	0.00028	0.00653	45904.4	TRANSICION
629.6	521.4	0.3567	8.0997	0.1809	0.07229	0.00029	0.00656	46576.0	TRANSICION
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 452.1									
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 522.5									
LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 204.9									

CORRIDA NUMERO MULTICOMPONENTE/HORIZONTAL/L.E. 8"0 # 1B
 RESULTADOS DE CARRITO QD=800 BPD Y QG=8 MMPCD

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	530.9	0.1745	3.5984	0.2290	0.07522	0.00005	0.00150	33244.2	SEGREGADO
821.8	528.4	0.1734	3.6200	0.2274	0.07511	0.00005	0.00151	46576.0	SEGREGADO
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 836.6									
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 531.9									
LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 20.4									

CORRIDA NUMERO MULTICOMPONENTE/HORIZONTAL/L.E. 8"0 # 2B
 RESULTADOS DE CARRITO FI=857 psia Y TI=537 GR

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	530.9	0.1747	3.6003	0.2290	0.07525	0.00005	0.00151	33204.2	SEGREGADO
821.7	528.4	0.1737	3.6230	0.2275	0.07518	0.00005	0.00151	46576.0	SEGREGADO
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 836.4									
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 531.9									
LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 20.6									

CORRIDA NUMERO MULTICOMPONENTE/HORIZONTAL/L.E. 7"0 # 3B
 RESULTADOS DE LONGITUD DE LA LINEA=46576 pies

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	533.2	0.2293	4.7381	0.2156	0.06160	0.00009	0.00212	20621.3	SEGREGADO
782.0	508.7	0.2117	4.6371	0.2107	0.06527	0.00009	0.00246	40976.6	SEGREGADO
775.4	490.7	0.1924	4.2905	0.2124	0.06878	0.00008	0.00232	46576.0	SEGREGADO
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 793.8									
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 493.6									
LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 63.2									

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/HORIZONTAL/L.E. 7°0 # 4B
 RESULTADOS DE CARMITO DEL POZO A BATERIA

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
852.0	535.2	0.2294	4.7396	0.2156	0.06153	0.00009	0.00242	20635.3	SEGREGADO

CORRIDA NUMERO MULTICOMPONENTE/HORIZONTAL/L.E. 6°0 # 5B
 RESULTADOS DE CARMITO DD=800 BPD Y DB=8 MHPD

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
852.0	535.5	0.3142	6.5114	0.1947	0.07284	0.00015	0.00627	7975.0	TRANSICION
782.0	532.7	0.3173	6.9796	0.1871	0.07280	0.00018	0.00676	15372.4	TRANSICION
732.0	530.1	0.3207	7.5357	0.1789	0.07298	0.00022	0.00736	22165.4	TRANSICION
682.0	527.8	0.3240	8.1745	0.1706	0.07327	0.00026	0.00806	28368.7	TRANSICION
632.0	525.6	0.3277	8.9250	0.1620	0.07383	0.00032	0.00892	33974.9	TRANSICION
582.0	523.7	0.3319	9.8157	0.1532	0.07472	0.00040	0.00999	38980.1	TRANSICION
532.0	522.0	0.3364	10.8853	0.1441	0.07603	0.00051	0.01135	43588.8	TRANSICION
511.1	521.3	0.3385	11.3962	0.1402	0.07671	0.00056	0.01202	46576.0	TRANSICION
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 515.2									
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 521.4									
LA CALDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 341.8									

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/HORIZONTAL/L.E. 6°0 # 6B
 RESULTADOS DE CARMITO PI=857 psia Y TI=537 GR

PM	TM	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
852.0	535.5	0.3142	6.5123	0.1947	0.07284	0.00015	0.00627	7972.8	TRANSICION
782.0	532.7	0.3173	6.9761	0.1871	0.07277	0.00018	0.00676	15373.2	TRANSICION
732.0	530.1	0.3207	7.5275	0.1790	0.07289	0.00022	0.00735	22174.7	TRANSICION
682.0	527.8	0.3239	8.1617	0.1707	0.07313	0.00026	0.00804	28391.7	TRANSICION
632.0	525.6	0.3274	8.9073	0.1622	0.07361	0.00032	0.00889	34016.5	TRANSICION
582.0	523.7	0.3313	9.7921	0.1533	0.07439	0.00040	0.00994	39046.2	TRANSICION
532.0	521.9	0.3354	10.8549	0.1442	0.07554	0.00051	0.01127	43483.4	TRANSICION
511.9	521.3	0.3371	11.3420	0.1405	0.07614	0.00056	0.01190	46576.0	TRANSICION
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 516.9									
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 521.4									
LA CALDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 340.1									

TEMPERATURA (R)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
520.9	832.0	0.1494	0.8506	DOS FASES
COMPONENTE	Xi	Yi	Ki	
H2	0.0068	0.0442	6.4810	
CO2	0.3522	0.6849	1.9446	
H2S	0.0043	0.0033	0.7641	
C1	0.0750	0.2145	2.8617	
C2	0.0370	0.0291	0.7867	
C3	0.0413	0.0132	0.3194	
iC4	0.0114	0.0019	0.1652	
nC4	0.0357	0.0047	0.1308	
iC5	0.0183	0.0014	0.0753	
nC5	0.0234	0.0014	0.0606	
nC6	0.0292	0.0009	0.0299	
PSEUDO1	0.2986	0.0006	0.0020	
PSEUDO2	0.0669	0.0000	0.0000	

DENLIQ (lbm/p3) = 45.1606

DENVAP (lbm/p3) = 7.2270

TEMPERATURA (R)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
528.4	821.8	0.1509	0.8491	DOS FASES
COMPONENTE	Xi	Yi	Ki	
H2	0.0068	0.0443	6.5271	
CO2	0.3547	0.6850	1.9317	
H2S	0.0043	0.0032	0.7566	
C1	0.0750	0.2148	2.8633	
C2	0.0373	0.0291	0.7791	
C3	0.0417	0.0131	0.3138	
iC4	0.0115	0.0018	0.1613	
nC4	0.0359	0.0046	0.1275	
iC5	0.0183	0.0013	0.0730	
nC5	0.0234	0.0014	0.0587	
nC6	0.0291	0.0008	0.0288	
PSEUDO1	0.2959	0.0006	0.0019	
PSEUDO2	0.0662	0.0000	0.0000	

DENLIQ (lbm/p3) = 45.1810

DENVAP (lbm/p3) = 7.1801

```

=====
TEMPERATURA      PRESSION      L      V      FASE
(R)              (PSIA)       (FRACCION MOL)
-----
553.2            832.0        0.1478  0.8522  DOS FASES

```

```

COMPONENTE      Xi      Yi      Ki
-----
N2               0.0068  0.0441  6.5197
CO2              0.3503  0.6846  1.9343
H2S              0.0042  0.0033  0.7747
C1               0.0742  0.2144  2.8882
C2               0.0366  0.0292  0.7977
C3               0.0409  0.0133  0.3251
iC4              0.0113  0.0019  0.1686
nC4              0.0355  0.0047  0.1337
iC5              0.0183  0.0014  0.0770
nC5              0.0234  0.0015  0.0621
nC6              0.0293  0.0009  0.0307
PSEUDO1         0.3015  0.0006  0.0021
PSEUDO2         0.0676  0.0000  0.0000

```

DENLIQ (lbm/p3) = 45.1600

DENVAP (lbm/p3) = 7.1702

```

=====
TEMPERATURA      PRESSION      L      V      FASE
(R)              (PSIA)       (FRACCION MOL)
-----
490.7            775.4        0.2150  0.7850  DOS FASES

```

```

COMPONENTE      Xi      Yi      Ki
-----
N2               0.0084  0.0469  5.6138
CO2              0.4549  0.6846  1.5049
H2S              0.0049  0.0030  0.6093
C1               0.0918  0.2216  2.4141
C2               0.0427  0.0269  0.6305
C3               0.0429  0.0104  0.2433
iC4              0.0106  0.0013  0.1209
nC4              0.0321  0.0030  0.0949
iC5              0.0152  0.0008  0.0530
nC5              0.0190  0.0008  0.0421
nC6              0.0221  0.0005  0.0204
PSEUDO1         0.2090  0.0002  0.0011
PSEUDO2         0.0465  0.0000  0.0000

```

DENLIQ (lbm/p3) = 43.8011

DENVAP (lbm/p3) = 7.9008

=====

TEMPERATURA (R)	PRESSION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V	FASE
535.5	832.0	0.1460	0.8540	DOS FASES

COMPONENTE	x_i	y_i	k_i
N2	0.0067	0.0441	6.5690
CO2	0.3473	0.6844	1.9708
H2S	0.0042	0.0033	0.7851
C1	0.0734	0.2143	2.9192
C2	0.0362	0.0293	0.8084
C3	0.0406	0.0134	0.3304
iC4	0.0113	0.0019	0.1716
nC4	0.0355	0.0048	0.1362
iC5	0.0183	0.0014	0.0785
nC5	0.0235	0.0015	0.0634
nC6	0.0295	0.0009	0.0314
PSEUDO1	0.3051	0.0007	0.0022
PSEUDO2	0.0684	0.0000	0.0000

DENLID (lbm/p3) = 45.2027 DENVAP (lbm/p3) = 7.1028

=====

TEMPERATURA (R)	PRESSION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V	FASE
527.9	682.0	0.1308	0.8692	DOS FASES

COMPONENTE	x_i	y_i	k_i
N2	0.0050	0.0436	8.6475
CO2	0.3006	0.4855	2.2809
H2S	0.0040	0.0033	0.8253
C1	0.0604	0.2137	3.5283
C2	0.0347	0.0296	0.8538
C3	0.0428	0.0136	0.3172
iC4	0.0125	0.0019	0.1538
nC4	0.0397	0.0047	0.1189
iC5	0.0208	0.0014	0.0648
nC5	0.0268	0.0014	0.0510
nC6	0.0337	0.0008	0.0235
PSEUDO1	0.3422	0.0004	0.0012
PSEUDO2	0.0764	0.0000	0.0000

DENLID (lbm/p3) = 46.8968 DENVAP (lbm/p3) = 5.6486

=====

TEMPERATURA (C)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
521.3	511.1	0.1138	0.8862	DDS FASES

COMPONENTE	X1	Y1	K1
H2	0.0034	0.0431	12.7232
CO2	0.2399	0.6860	2.8595
H2S	0.0036	0.0034	0.9373
C1	0.0452	0.2128	4.7060
C2	0.0309	0.0302	0.9765
C3	0.0432	0.0141	0.3256
iC4	0.0136	0.0020	0.1461
nC4	0.0441	0.0048	0.1097
iC5	0.0239	0.0013	0.0560
nC5	0.0310	0.0013	0.0429
nC6	0.0392	0.0007	0.0182
PSEUDO1	0.3942	0.0003	0.0007
PSEUDO2	0.0878	0.0000	0.0000

DENLIQ (lbm/p3) = 49.0571

DENVAP (lbm/p3) = 4.0501

CORRIDA NUMERO MULTICOMPONENTE/HORIZONTAL/L.E. 7"O # 1C

RESULTADOS DE CARRITO QO=350 BPD Y QG=5 MMPCD

PH	TH	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	529.2	0.0990	2.9170	0.1993	0.08413	0.00003	0.00117	42598.8	SEGREGADO
829.7	528.5	0.0988	2.9193	0.1990	0.08410	0.00003	0.00117	46576.0	SEGREGADO

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 852.3
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 535.6
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 4.7

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/HORIZONTAL/L.E. 7"O # 2C

RESULTADOS DE CARRITO P1=857 psia Y T1=537 BR

PH	TH	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	529.2	0.0990	2.9170	0.1993	0.08413	0.00003	0.00117	42598.8	SEGREGADO
829.7	528.5	0.0988	2.9193	0.1990	0.08410	0.00003	0.00117	46576.0	SEGREGADO

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 852.3
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 535.6
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 4.7

CORRIDA NUMERO MULTICOMPONENTE/HORIZONTAL/L.E. 6"O # 3C

RESULTADOS DE CARRITO LONGITUD DE LA LINEA=46576 pies

PH	TH	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	533.2	0.1365	4.0296	0.1858	0.07769	0.00006	0.00238	20965.6	SEGREGADO
782.0	525.6	0.1354	4.2476	0.1790	0.07605	0.00007	0.00246	41281.6	SEGREGADO
775.4	524.6	0.1352	4.2777	0.1780	0.07575	0.00007	0.00247	46576.0	SEGREGADO

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 793.8
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 527.3
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 63.2

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/HORIZONTAL/L.E. 6"O # 4C

RESULTADOS DE DEL POZO CARRITO A BATERIA

PH	TH	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pies	FLUJO
832.0	533.2	0.1365	4.0296	0.1858	0.07769	0.00006	0.00238	20965.6	SEGREGADO
782.0	525.6	0.1355	4.2476	0.1790	0.07605	0.00007	0.00246	41274.6	SEGREGADO
775.4	524.6	0.1354	4.2779	0.1781	0.07575	0.00007	0.00247	46576.0	SEGREGADO

LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) = 793.8
 LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) = 527.3
 LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) = 63.2

CORRIDA NUMERO MULTICOMPONENTE/HORIZONTAL/L.E. 5"O # 5C
 RESULTADOS DE CARMITO QD=350 BPD Y QG=5 MHPCD

PM	TH	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pie	FLUJO
832.0	535.5	0.1979	5.8600	0.1711	0.08036	0.00012	0.00621	6052.7	SEGREGADO
782.0	532.7	0.1999	6.2803	0.1645	0.07981	0.00014	0.00684	15582.7	SEGREGADO
732.0	530.0	0.2020	6.7794	0.1574	0.07954	0.00016	0.00718	22549.2	SEGREGADO
682.0	527.6	0.2040	7.3522	0.1501	0.07946	0.00020	0.00781	28952.2	SEGREGADO
632.0	525.4	0.2063	8.0254	0.1427	0.07968	0.00024	0.00859	34776.2	SEGREGADO
582.0	523.4	0.2089	8.8243	0.1350	0.08024	0.00030	0.00955	40910.3	SEGREGADO
532.0	521.5	0.2117	9.7837	0.1271	0.08122	0.00038	0.01078	44650.2	SEGREGADO
520.1	521.1	0.2123	10.0385	0.1252	0.08152	0.00040	0.01111	46576.0	SEGREGADO
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) =							533.2		
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) =							521.5		
LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) =							323.8		

CORRIDA NUMERO COMPOSICIONAL/HORIZONTAL/L.E. 5"O # 6C
 RESULTADOS DE PI=857 psia Y TI=537 GR

PM	TH	VSL	VSG	HL	FTP	EK	DPT	LACUM	FLUJO
psia	GR	p/s	p/s				psia/p	pie	FLUJO
832.0	535.5	0.1979	5.8600	0.1711	0.08036	0.00012	0.00621	6052.7	SEGREGADO
782.0	532.7	0.1999	6.2782	0.1645	0.07979	0.00014	0.00664	15584.6	SEGREGADO
732.0	530.0	0.2019	6.7745	0.1574	0.07949	0.00016	0.00717	22555.7	SEGREGADO
682.0	527.6	0.2039	7.3444	0.1502	0.07937	0.00020	0.00780	28966.4	SEGREGADO
632.0	525.4	0.2061	8.0141	0.1427	0.07953	0.00024	0.00857	34801.4	SEGREGADO
582.0	523.3	0.2085	8.8089	0.1351	0.08001	0.00030	0.00953	40959.7	SEGREGADO
532.0	521.5	0.2111	9.7633	0.1271	0.08088	0.00038	0.01073	44710.2	SEGREGADO
520.5	521.1	0.2117	10.0072	0.1253	0.08114	0.00040	0.01105	46576.0	SEGREGADO
LA PRESION DE SALIDA ES (PSIA) =							534.1		
LA TEMPERATURA DE SALIDA ES (R) =							521.5		
LA CAIDA DE PRESION FUE DE (PSIA) =							322.9		

TEMPERATURA (R)	PRESTION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
529.7	832.0	0.1515	0.8485	DOS FASES
COMPONENTE	Xi	Yi	Ki	
N2	0.0069	0.0443	6.4267	
CO2	0.3565	0.6850	1.9213	
H2S	0.0043	0.0032	0.7564	
C1	0.0758	0.2148	2.8354	
C2	0.0373	0.0290	0.7786	
C3	0.0415	0.0131	0.3157	
iC4	0.0114	0.0019	0.1631	
nC4	0.0356	0.0046	0.1291	
iC5	0.0182	0.0013	0.0742	
nC5	0.0232	0.0014	0.0598	
nC6	0.0289	0.0009	0.0295	
PSEUDO1	0.2945	0.0006	0.0020	
PSEUDO2	0.0659	0.0000	0.0000	

DENLIG (lbm/p3) = 45.0915
CO

DENVAP (lbm/p3) = 7.2762

TEMPERATURA (R)	PRESTION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
529.5	829.7	0.1520	0.8480	DOS FASES
COMPONENTE	Xi	Yi	Ki	
N2	0.0069	0.0443	6.4324	
CO2	0.3575	0.6850	1.9165	
H2S	0.0043	0.0032	0.7541	
C1	0.0758	0.2148	2.8336	
C2	0.0374	0.0290	0.7762	
C3	0.0416	0.0131	0.3141	
iC4	0.0114	0.0018	0.1620	
nC4	0.0357	0.0046	0.1282	
iC5	0.0182	0.0013	0.0736	
nC5	0.0232	0.0014	0.0593	
nC6	0.0288	0.0008	0.0292	
PSEUDO1	0.2935	0.0006	0.0019	
PSEUDO2	0.0657	0.0000	0.0000	

DENLIG (lbm/p3) = 45.0900

DENVAP (lbm/p3) = 7.2697

TEMPERATURA (R)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
533.2	832.0	0.1478	0.8522	DOS FASES
COMPONENTE	X ₁	Y ₁	K ₁	
H ₂	0.0068	0.0441	6.5159	
CO ₂	0.3503	0.6846	1.9543	
H ₂ S	0.0042	0.0033	0.7747	
C ₁	0.0742	0.2144	2.8882	
C ₂	0.0366	0.0292	0.7977	
C ₃	0.0409	0.0133	0.3251	
iC ₄	0.0113	0.0019	0.1686	
nC ₄	0.0355	0.0047	0.1337	
iC ₅	0.0183	0.0014	0.0770	
nC ₅	0.0234	0.0015	0.0621	
nC ₆	0.0293	0.0009	0.0307	
FSEUDO1	0.3015	0.0006	0.0021	
FSEUDO2	0.0676	0.0000	0.0000	

DENLIQ (lbm/ft³) = 45.1600

DENVAP (lbm/ft³) = 7.1702

TEMPERATURA (R)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
525.6	782.0	0.1478	0.8522	DOS FASES
COMPONENTE	X ₁	Y ₁	K ₁	
H ₂	0.0064	0.0442	6.9590	
CO ₂	0.3461	0.6854	1.9805	
H ₂ S	0.0043	0.0032	0.7599	
C ₁	0.0720	0.2148	2.9847	
C ₂	0.0372	0.0291	0.7832	
C ₃	0.0425	0.0131	0.3073	
iC ₄	0.0118	0.0018	0.1550	
nC ₄	0.0370	0.0045	0.1217	
iC ₅	0.0189	0.0013	0.0686	
nC ₅	0.0242	0.0013	0.0548	
nC ₆	0.0299	0.0008	0.0264	
FSEUDO1	0.3023	0.0005	0.0016	
FSEUDO2	0.0676	0.0000	0.0000	

DENLIQ (lbm/ft³) = 45.5526

DENVAP (lbm/ft³) = 6.7962

TEMPERATURA (R)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V (FRACCION MOL)	FASE
524.6	775.4	0.1480	0.8520	DOS FASES
COMPONENTE	x_i	y_i	K_i	
H2	0.0063	0.0442	7.0171	
CO2	0.3459	0.6854	1.9815	
H2S	0.0043	0.0032	0.7580	
C1	0.0717	0.2149	2.9971	
C2	0.0372	0.0291	0.7813	
C3	0.0427	0.0130	0.3050	
iC4	0.0118	0.0018	0.1533	
nC4	0.0371	0.0045	0.1202	
iC5	0.0190	0.0013	0.0676	
nC5	0.0242	0.0013	0.0539	
nC6	0.0300	0.0008	0.0259	
PSEUDO1	0.3022	0.0005	0.0015	
PSEUDO2	0.0675	0.0000	0.0000	

DENLIQ (lbm/o3) = 45.5939

DENVAP (lbm/o3) = 6.7468

TEMPERATURA (R)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V	FASE
535.5	832.0	0.1460	0.8540	DOS FASES
COMPONENTE	xi	yi	Ki	
N2	0.0067	0.0441	6.5690	
CO2	0.3473	0.6844	1.9708	
H2S	0.0042	0.0033	0.7851	
C1	0.0734	0.2143	2.9192	
C2	0.0362	0.0293	0.8084	
C3	0.0406	0.0134	0.3304	
iC4	0.0113	0.0019	0.1716	
nC4	0.0355	0.0048	0.1362	
iC5	0.0183	0.0014	0.0785	
nC5	0.0235	0.0015	0.0634	
nC6	0.0295	0.0009	0.0314	
PSEUDO1	0.3051	0.0007	0.0022	
PSEUDO2	0.0684	0.0000	0.0000	

DENLIQ (lbm/p3) = 45.2027 DENVAP (lbm/p3) = 7.1028

TEMPERATURA (R)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V	FASE
525.4	632.0	0.1261	0.8739	DOS FASES
COMPONENTE	xi	yi	Ki	
N2	0.0045	0.0435	9.5724	
CO2	0.2849	0.6858	2.4073	
H2S	0.0039	0.0033	0.8470	
C1	0.0563	0.2135	3.7953	
C2	0.0339	0.0298	0.8778	
C3	0.0433	0.0137	0.3158	
iC4	0.0128	0.0019	0.1496	
nC4	0.0411	0.0047	0.1147	
iC5	0.0217	0.0013	0.0613	
nC5	0.0280	0.0013	0.0479	
nC6	0.0352	0.0008	0.0216	
PSEUDO1	0.3552	0.0004	0.0010	
PSEUDO2	0.0792	0.0000	0.0000	

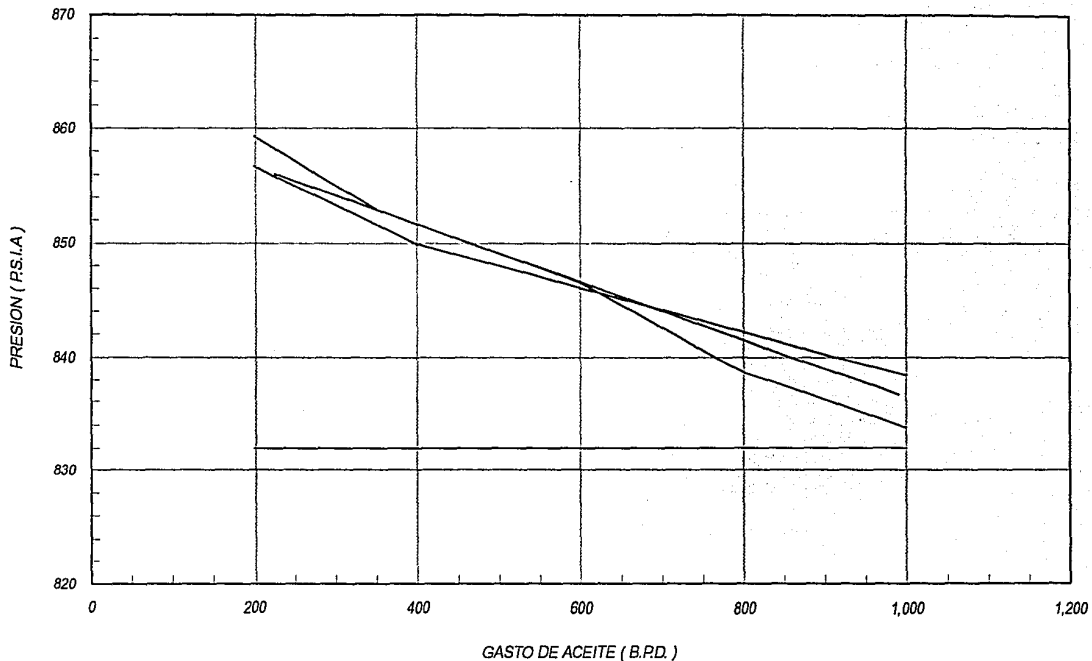
DENLIQ (lbm/p3) = 47.4748 DENVAP (lbm/p3) = 5.1764

TEMPERATURA (R)	PRESION (PSIA)	L (FRACCION MOL)	V	FASE
521.1	520.1	0.1151	0.8849	DOS FASES

COMPONENTE	Xi	Yi	Ki
H2	0.0035	0.0432	12.4112
CO2	0.2444	0.6860	2.8079
H2S	0.0036	0.0034	0.9252
C1	0.0462	0.2129	4.6107
C2	0.0313	0.0302	0.9633
C3	0.0434	0.0140	0.3227
iC4	0.0135	0.0020	0.1452
nC4	0.0439	0.0048	0.1092
iC5	0.0237	0.0013	0.0559
nC5	0.0307	0.0013	0.0429
nC6	0.0389	0.0007	0.0183
PSEUDO1	0.3900	0.0003	0.0007
PSEUDO2	0.0868	0.0000	0.0000

DENLIQ (lbm/p3) = 48.9165

DENVAP (lbm/p3) = 4.1379



RESULTADOS
CAMPO : CARMITO
POZO : 1

PRESION DE CABEZAL

L.E. 8"

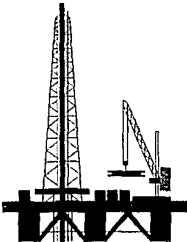
L.E. 7"

L.E. 6"

FIGURA V.5



CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



VI.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1.- Se presenta un procedimiento para el cálculo del equilibrio de fase a través de la ecuación de estado de Peng- Robinson, la cual, fue modificada para manejar mezclas de hidrocarburos que contienen más del 60% de CO₂.

2.- También se presenta un procedimiento para contabilizar los efectos del colgamiento de líquido sobre la composición de una mezcla de hidrocarburos, en sistemas de flujo con modelos multicomponentes o composicionales.

3.- El modelo elaborado en este trabajo, permite efectuar la ingeniería básica del diseño de los sistemas de tuberías de los pozos que producen gas y condensado o aceite volátil: desde el fondo hasta la cabeza (flujo multifásico vertical), y del pozo hasta la llegada de los fluidos a la batería de separación (flujo multifásico horizontal), considerando los desniveles del terreno. Esto no es posible llevarlo a cabo con los métodos tradicionales para el estudio del flujo de los llamados "aceites negros"; cuyo comportamiento de fase es diferente.

4.- Se debe recalcar el hecho de contar con un análisis composicional confiable de la mezcla de hidrocarburos para realizar el ajuste de la ecuación de estado de Peng - Robinson, mediante la caracterización de la fracción del C_7^+ y las modificaciones pertinentes que se efectuaron para el manejo de cantidades considerables de CO_2 , para la obtención de resultados confiables en las propiedades PVT de los fluidos.

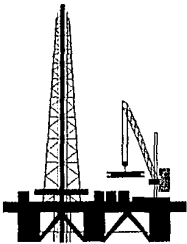
5.- De acuerdo a los datos de producción medidos (presiones, temperaturas y gastos) y a un buen conocimiento de las condiciones de flujo, se puede seleccionar adecuadamente el método de cálculo del perfil de presiones.

6.- El modelo presentado en el programa de cómputo, puede ser utilizado para cualquier tipo de aceite, ya que el procedimiento de cálculo se basa en la composición de la mezcla de hidrocarburos.

7.- De los resultados obtenidos en la aplicación del modelo composicional de Thomas Gould, se observó que éste no es más que un modelo multicomponente, ya que, los supuestos ajustes que deberían de ocurrir en la cantidad de líquido fluyendo a través de una tubería debido al colgamiento de líquido fueron muy pequeños.



APENDICES



APENDICE A

A.1 CARACTERIZACION DE LA FRACCION C₇⁺

La importancia de caracterizar la fracción pesada de una mezcla de hidrocarburos, considerando la composición variable de los fluidos basados en ecuaciones de estado, se debe a la predicción del comportamiento del equilibrio gas - líquido, ya que los resultados dependerán en gran medida de la fracción C₇⁺ que contiene a un grupo de componentes que tienen propiedades distintas; esto se logra utilizando simuladores matemáticos, que toman en cuenta la transferencia de masa entre componentes.

El resultado de la caracterización de la fracción C₇⁺, es para ajustar la ecuación de estado en un número "n" de componentes en el cálculo del comportamiento de fases, definiendo las fracciones molares y pesos moleculares de los nuevos componentes .

Los datos con que generalmente se cuenta, son el peso molecular y la densidad específica de la fracción C₇⁺.

Existen básicamente dos técnicas de caracterización de la fracción C₇⁺:

1.- Método de componentes hipotéticos : consiste en expandir la fracción pesada en un número simple de carbonos que tienen bien definidas sus características moleculares. Para estudios de simulación, en donde se trata de calcular el equilibrio de fase, no resulta rentable trabajar con muchos componentes, porque aumentaría mucho el costo y el tiempo de computación, por lo que es necesario, agrupar los componentes de la fracción pesada de la mezcla en componentes hipotéticos. Algunos investigadores como Lohrenz-Bay-Clark, Ahmed-Cady-Story, Whitson; tienen bien definidas sus correlaciones.⁷⁻¹⁴

2.- Método de mezclas continuas : consiste en una función del tipo estadístico de distribución, la cual, describe la composición para mezclas de muchos componentes como son los hidrocarburos. En estas mezclas continuas, es imposible experimentalmente determinar la cantidad de los componentes involucrados, más aún, las propiedades que los definen. En la actualidad estos métodos basados en funciones continuas son los que se emplean.

Varios investigadores han propuesto diferentes funciones de distribución como Whitson, Behrens y Sandler. En este estudio se aplicó la función de distribución de Behrens y Sandler, los cuales, aplican la cuadratura de Gauss específicamente para escoger una discretización óptima de la distribución molar C_7^+ , representando la distribución molar por medio de una función exponencial de tres parámetros, es decir, usan la cuadratura de Gauss para calcular las fracciones mole y pesos moleculares de dos nuevos pseudocomponentes, los cuales, dicen ser suficientes para representar el comportamiento de la distribución original.

Para mayor comprensión del método y caracterizar la fracción del C_7^+ , se presenta un algoritmo definido por estos autores :

A.II.- ALGORITMO DEL METODO DE BEHRENS Y SANDLER¹¹.

1.- Suponer los números inicial (C_6, C_7 , etc.) y final de la cadena de átomos de carbono (C_{39}, C_{40} , etc.), sumando o restando medio átomo de carbono y calcular A y B.

$$A = \text{No. inicial de carbono} - 1/2 \quad (A - 1)$$

$$b = \text{No. final de carbono} + 1/2 \quad (A - 2)$$

2.- Calcular : $C_n = (WM C_7^+) / 14$

3.- Resolver α para la siguiente ecuación :

$$1/\alpha - Cn + A - [A-B] \cdot \text{EXP}(-B\alpha) / [\text{EXP}(-A\alpha) - \text{EXP}(-B\alpha)] = 0 \quad (A-3)$$

4.- Calcular el rango de integración : $C = (B-A) \cdot \alpha \quad (A-4)$

5.- Encontrar los puntos r_i de integración y pesos w_i de la tabla A.2. de acuerdo al valor C . Si es necesario interpolar o extrapolar se puede realizar.

6.- Encontrar los números de carbón n_i y las fracciones molares Z_i de los pseudocomponentes, aplicando las siguientes ecuaciones:

$$n1 = r1 / \alpha + A \quad (A-5)$$

PRIMER PSEUDOCOMPONENTE

$$z1 = W1 Z_{c7^+} \quad (A-6)$$

$$n2 = r2 / \alpha + A \quad (A-7)$$

SEGUNDO PSEUDOCOMPONENTE

$$Z2 = W2 Z_{c7^+} \quad (A-8)$$

7.- Asignar las propiedades físicas de los nuevos pseudocomponentes, de acuerdo con los números de carbón, en base a la tabla A.1 (pP_c , pT_c , w_i , $V_{c,i}$).

TABLA A. 1.- PROPIEDADES GENERALIZADAS DE LOS GRUPOS DEL C6
Y MAS PESADOS
(REFERENCIA No. 38)

HIDROC.	RANGO DE EMBULLICION		PUNTO DE EMBULLICION PROMEDIO		DENSIDAD (g/ml)	PESO MOLECULAR	TCI (G F)	PCI (psia)	Wl	VCI (p3/lb)
	(G C)	(G F)	(G C)	(G F)						
nC6	38.5 A 69.2	97.9 A 156.7	63.9	147.0	0.690	84.0	923.0	483.0	0.250	0.6395
nC7	69.2 A 98.9	156.7 A 210.1	91.9	197.5	0.727	96.0	995.0	453.0	0.280	0.6289
nC8	98.9 A 128.1	210.1 A 259.1	116.7	242.0	0.749	107.0	1036.0	419.0	0.312	0.6284
nC9	128.1 A 151.3	259.1 A 304.0	142.2	288.0	0.768	121.0	1085.0	383.0	0.348	0.6258
nC10	151.3 A 174.6	304.4 A 346.4	165.8	330.5	0.782	134.0	1128.0	351.0	0.385	0.6273
nC11	174.6 A 196.4	346.4 A 385.5	187.2	369.0	0.793	147.0	1166.0	325.0	0.419	0.6291
nC12	196.4 A 216.8	385.5 A 422.2	208.3	407.0	0.804	161.0	1203.0	302.0	0.454	0.6306
nC13	216.8 A 235.9	422.2 A 456.7	227.2	441.0	0.815	175.0	1236.0	286.0	0.484	0.6311
nC14	235.9 A 253.9	456.7 A 489.2	246.4	475.5	0.826	190.0	1270.0	270.0	0.516	0.6316
nC15	253.9 A 271.1	489.2 A 520.0	266.0	511.0	0.836	206.0	1304.0	255.0	0.550	0.6325
nC16	271.2 A 287.3	520.0 A 547.0	283.0	542.0	0.843	222.0	1332.0	241.0	0.582	0.6342
nC17	287.0 A 303.0	547.0 A 577.0	300.0	572.0	0.851	237.0	1356.0	230.0	0.613	0.6350
nC18	303.0 A 317.0	577.0 A 603.0	313.0	595.0	0.856	251.0	1380.0	222.0	0.638	0.6362
nC19	317.0 A 331.0	603.0 A 628.0	325.0	617.0	0.861	263.0	1400.0	214.0	0.662	0.6372
nC20	331.0 A 344.0	628.0 A 652.0	338.0	640.5	0.866	275.0	1421.0	207.0	0.690	0.6384
nC21	344.0 A 357.0	652.0 A 675.0	351.0	664.0	0.871	291.0	1442.0	200.0	0.717	0.6394
nC22	357.0 A 369.0	675.0 A 696.0	363.0	686.0	0.876	300.0	1461.0	193.0	0.743	0.6402
nC23	369.0 A 381.0	696.0 A 717.0	375.0	707.0	0.881	312.0	1480.0	188.0	0.768	0.6408
nC24	381.0 A 392.0	717.0 A 737.0	386.0	727.0	0.885	324.0	1497.0	182.0	0.793	0.6417
nC25	392.0 A 402.0	737.0 A 756.0	397.0	747.0	0.888	337.0	1515.0	177.0	0.819	0.6431
nC26	402.0 A 413.0	756.0 A 775.0	408.0	766.0	0.892	349.0	1531.0	173.0	0.844	0.6438
nC27	413.0 A 423.0	775.0 A 793.0	419.0	784.0	0.896	360.0	1547.0	169.0	0.868	0.6443
nC28	423.0 A 432.0	793.0 A 810.0	429.0	802.0	0.899	372.0	1562.0	165.0	0.894	0.6454
nC29	432.0 A 441.0	810.0 A 826.0	438.0	817.0	0.902	382.0	1574.0	161.0	0.915	0.6459
nC30	441.0 A 450.0	826.0 A 842.0	446.0	834.0	0.905	394.0	1589.0	158.0	0.941	0.6468
nC31	450.0 A 459.0	842.0 A 857.0	455.0	850.0	0.909	404.0	1603.0	143.0	0.897	0.6469
nC32	459.0 A 468.0	857.0 A 874.0	463.0	866.0	0.912	415.0	1616.0	138.0	0.909	0.6475
nC33	468.0 A 478.0	874.0 A 888.0	471.0	881.0	0.915	426.0	1629.0	134.0	0.921	0.6480
nC34	478.0 A 483.0	888.0 A 901.0	478.0	895.0	0.917	437.0	1640.0	130.0	0.932	0.6489
nC35	483.0 A 491.0	901.0 A 915.0	486.0	908.0	0.920	445.0	1651.0	127.0	0.942	0.6490
nC36			493.0	922.0	0.922	456.0	1662.0	124.0	0.954	0.6499
nC37			500.0	934.0	0.925	464.0	1673.0	121.0	0.964	0.6499
nC38			508.0	947.0	0.927	475.0	1683.0	118.0	0.975	0.6506
nC39			515.0	959.0	0.929	484.0	1693.0	115.0	0.985	0.6511
nC40			522.0	972.0	0.931	495.0	1703.0	112.0	0.997	0.6517
nC41			528.0	982.0	0.933	502.0	1712.0	110.0	1.006	0.6520
nC42			534.0	993.0	0.934	512.0	1720.0	108.0	1.016	0.6529
nC43			540.0	1004.0	0.936	521.0	1729.0	105.0	1.026	0.6532
nC44			547.0	1017.0	0.938	531.0	1739.0	103.0	1.038	0.6538
nC45			553.0	1027.0	0.940	539.0	1747.0	101.0	1.048	0.6540

TABLA A.2.- PUNTOS DE INTEGRACION CORRELACION DE
BEHRENS Y SANDLER

C	r1	r2	w1	w2	C	r1	r2	w1	w2
0.3	0.0615	0.2347	0.5324	0.4676	4.4	0.4869	2.5954	0.7826	0.2174
0.4	0.0795	0.3101	0.5353	0.4647	4.5	0.4914	2.6304	0.7858	0.2142
0.5	0.0977	0.3857	0.5431	0.4569	4.6	0.4957	2.6643	0.7890	0.2110
0.6	0.1155	0.4607	0.5518	0.4482	4.7	0.4998	2.6971	0.7920	0.2080
0.7	0.1326	0.5347	0.5601	0.4399	4.8	0.5038	2.7599	0.7949	0.2051
0.8	0.1492	0.6092	0.5685	0.4315	4.9	0.5076	2.7596	0.7977	0.2023
0.9	0.1652	0.6807	0.5767	0.4233	5.0	0.5112	2.7893	0.8003	0.1997
1.0	0.1809	0.7524	0.5848	0.4151	5.1	0.5148	2.8179	0.8029	0.1971
1.1	0.1959	0.8233	0.5938	0.4068	5.2	0.5181	2.8456	0.8054	0.1946
1.2	0.2101	0.8933	0.6011	0.3999	5.3	0.5214	2.8722	0.8077	0.1923
1.3	0.2245	0.9625	0.6091	0.3909	5.4	0.5245	2.8979	0.8100	0.1900
1.4	0.2381	1.0307	0.6189	0.3831	5.5	0.5274	2.9226	0.8121	0.1879
1.5	0.2512	1.0980	0.6245	0.3755	5.6	0.5303	2.9464	0.8142	0.1858
1.6	0.2634	1.1644	0.6321	0.3679	5.7	0.5330	2.9693	0.8162	0.1838
1.7	0.2763	1.2299	0.6395	0.3606	5.8	0.5356	2.9913	0.8181	0.1819
1.8	0.2881	1.2944	0.6468	0.3532	5.9	0.5381	3.0124	0.8199	0.1801
1.9	0.2996	1.3579	0.6539	0.3461	6.0	0.5405	3.0327	0.8216	0.1784
2.0	0.3107	1.4204	0.6610	0.3390	6.2	0.5450	3.0707	0.8248	0.1752
2.1	0.3216	1.4819	0.6678	0.3322	6.4	0.5491	3.1056	0.8278	0.1722
2.2	0.3318	1.5424	0.6745	0.3255	6.6	0.5526	3.1375	0.8305	0.1695
2.3	0.3418	1.6018	0.6810	0.3190	6.8	0.5562	3.1666	0.8329	0.1671
2.4	0.3515	1.6602	0.6874	0.3126	7.0	0.5593	3.1930	0.8351	0.1649
2.5	0.3608	1.7175	0.6937	0.3063	7.2	0.5621	3.2170	0.8371	0.1629
2.6	0.3699	1.7738	0.6997	0.3003	7.4	0.5646	3.2388	0.8389	0.1611
2.7	0.3786	1.8299	0.7056	0.2944	7.7	0.5680	3.2674	0.8413	0.1587
2.8	0.3870	1.8830	0.7114	0.2886	8.1	0.5717	3.2992	0.8439	0.1561
2.9	0.3951	1.9360	0.7170	0.2830	8.5	0.5748	3.3247	0.8460	0.1540
3.0	0.4029	1.9878	0.7224	0.2776	9.0	0.5816	3.3494	0.8480	0.1520
3.1	0.4104	2.0386	0.7277	0.2723	10.0	0.5836	3.3811	0.8507	0.1493
3.2	0.4177	2.0882	0.7328	0.2672	11.0	0.5847	3.3970	0.8521	0.1479
3.3	0.4247	2.1367	0.7378	0.2622	12.0	0.5856	3.4063	0.8529	0.1471
3.4	0.4315	2.1840	0.7426	0.2574	14.0	0.5857	3.4125	0.8534	0.1466
3.5	0.4380	2.2303	0.7472	0.2528	16.0	0.5858	3.4139	0.8535	0.1465
3.6	0.4443	2.2754	0.7517	0.2483	18.0	0.5858	3.4141	0.8536	0.1464
3.7	0.4504	2.3193	0.7561	0.2439	20.0	0.5858	3.4142	0.8536	0.1464
3.8	0.4562	2.3621	0.7603	0.2397	25.0	0.5858	3.4142	0.8536	0.1464
3.9	0.4618	2.4038	0.7644	0.2356	30.0	0.5858	3.4142	0.8536	0.1464
4.0	0.4672	2.4444	0.7683	0.2317	40.0	0.5858	3.4142	0.8536	0.1464
4.1	0.4724	2.4838	0.7721	0.2279	60.0	0.5858	3.4142	0.8536	0.1464
4.2	0.4775	2.5221	0.7757	0.2243	100.0	0.5858	3.4142	0.8536	0.1464
4.3	0.4823	2.5593	0.7792	0.2208					

APENDICE B

EQUILIBRIO GAS - LIQUIDO

Los métodos para calcular el comportamiento de mezclas de hidrocarburos en la región de dos fase son dos: los cálculos de las condiciones para las cuales una mezcla existe en un punto de la curva de burbujeo y en un punto de la curva de rocío y el cálculo de las cantidades y composiciones de las fases gaseosa y líquida a las condiciones de presión y temperatura dentro de la región encerrada por la curvas de burbujeo y rocío. Estos métodos son aplicables para la predicción del comportamiento de los fluidos del yacimiento y en la determinación de la condiciones óptimas para el procesamiento de éstos en la superficie.

La distribución de un componente de un sistema de gas - líquido es expresada por medio de constantes de equilibrio "K", que se definen como la razón de la fracción molar de un componente de la fase gaseosa (Y_i) y su fracción molar presente de la fase líquida (X_i):

$$K_i = Y_i / X_i \quad (B-1)$$

Las constantes de equilibrio de los componentes de la mezcla de hidrocarburos son funciones de la presión, la temperatura y de la composición del sistema.

El uso de las constantes de equilibrio hace posible el cálculo de las presiones de burbujeo y de rocío, así como, la composición de las fases gaseosa y líquida en equilibrio y las fracciones que existen en cada fase a presiones y temperaturas donde las dos fases pueden existir.

Los cálculos de equilibrio pueden hacerse en una mezcla que, a las condiciones de presión y temperatura a que se somete, se separe en dos fases. Las ecuaciones usadas para el cálculo de las fracciones de gas y líquido son obtenidas de un balance de materia sean :

$N =$ número total de moles presentes en la mezcla.

$V =$ número total de moles de gas en equilibrio.

$L =$ número total de moles de líquido en equilibrio.

$\eta_i =$ fracción molar de cualquier componente en la mezcla.

$X_i =$ fracción molar del componente de la fase líquida.

$Y_i =$ fracción molar del componente de la fase gas.

$$N = L + V \quad (B - 2)$$

Por definición de la fracción molar para un componente i , se tiene:

$$\eta_i N = X_i L + Y_i V \quad (B - 3)$$

Para simplificar esta expresión sin perder consistencia, se considera solamente una mole:

$$L + V = 1 \quad (B - 4)$$

por lo que, la ecuación (B - 03) queda:

$$\eta_i = X_i L + Y_i V \quad (B - 5)$$

De la ecuación (B - 01) se tiene:

$$Y_i = X_i K_i \quad (B - 6)$$

sustituyendo esta expresión en la ecuación (B - 05) y resolviendo para X_i se tiene:

$$X_i = \eta_i / (L + V K_i) \quad (B - 7)$$

A las condiciones de equilibrio, las fracciones molares de los componentes en ambas fases deben sumar la unidad:

$$\sum_{i=1}^m X_i = 1 \quad (B - 8)$$

$$\sum_{i=1}^m Y_i = 1 \quad (B - 9)$$

Aplicando las condiciones de la ecuación (B - 8) a la ecuación (B - 7) se tiene:

$$\sum_{i=1}^m X_i = \sum_{i=1}^m \eta_i / (L + V K_i) = 1 \quad (B - 10)$$

En forma similar, para deducir la ecuación para Y_i , se tiene:

$$\sum_{i=1}^m Y_i = \sum_{i=1}^m \eta_i / (L/K_i + V) = 1 \quad (B - 11)$$

Las ecuaciones (B - 10) y (B - 11) se aplican solamente en la región de dos fases y pueden ser solucionadas por métodos de ensaye y error. Para determinar los valores de presión y temperatura que nos ubiquen en esta región, se hace un análisis para la curva de burbujeo y de rocío.

El punto de burbujeo de una mezcla se define como el estado, en el cual, una cantidad infinitesimal de gas se encuentra en equilibrio con una gran cantidad de líquido; entonces $V \rightarrow 0$ y $L \rightarrow \infty$, por lo tanto, $\eta_i = X_i$ por lo que la ecuación (B - 11) se transforma en:

$$\sum_{i=1}^m Y_i = \lim_{V \rightarrow 0} \sum_{i=1}^m \eta_i / (L/K_i + V) = 1 \quad (B - 12)$$

entonces:

$$\sum_{i=1}^m Y_i = \sum_{i=1}^m K_i \eta_i = 1 \quad (B - 12.a)$$

El punto de rocío de una mezcla es definido, como el estado en el cual, una cantidad infinitesimal de líquido se encuentra en equilibrio con una gran cantidad de gas, entonces $L \rightarrow 0$, $V \rightarrow 1$ y por lo tanto, $\eta_i = Y_i$ entonces la ecuación (B - 10) se transforma en:

$$\sum_{i=1}^m X_i = \lim_{L \rightarrow 0} \sum_{i=1}^m \eta_i / (L + V \cdot K_i) = 1 \quad (B - 13)$$

entonces:

$$\sum_{i=1}^m X_i = \sum_{i=1}^m (\eta_i / K_i) = 1 \quad (B - 13a)$$

De las ecuaciones (B - 08) y (B - 09) se tiene:

$$F(v) = \sum_i Y_i - \sum_i X_i = 0$$

simplificando :

$$F(v) = \sum_i \eta_i (X_i - 1) / (v (K_i - 1) + 1) \quad (B - 14)$$

v es la incógnita a resolver por ensayo y error. Si $v = 0$ todo el sistema es líquido y si $v = 1$ todo el sistema es vapor.

Aplicando el método de Newton Raphson se tiene:

$$v^{(i+1)} = v^i - F(v^i) / F'(v^i) \quad (B - 15)$$

Donde i es el nivel de iteración y $F'(v^i)$ es la derivada de la función $F(v)$ y está dada por:

$$F'(v) = - \sum_{i=1}^n \eta_i (X_i - 1)^2 / (v (K_i - 1) + 1)^2 \quad (B - 16)$$

De la ecuación (B - 12) en el punto de burbuja :

$$F(0) = \left(\sum_{i=1}^m K_i \eta_i \right) - 1 \quad (B - 17)$$

De la ecuación (B - 13) en el punto de rocío:

$$F(1) = 1 - \left(\sum_{i=1}^m \eta_i / K_i \right) \quad (B - 18)$$

CRITERIOS:

Si $F(0) > 0$ Los valores de K usados, indican que la mezcla existe en la región líquida.

Si $F(0) < 0$ Se efectúa una prueba de punto de rocío.

Si $F(1) > 0$ Se encuentra en la región de gas.

Si $F(0) \geq 0$

La mezcla existe en la región de dos fases.

$F(1) < 0$

APENDICE C

ECUACION DE ESTADO DE PENG - ROBINSON^{26,27}

Una ecuación de estado es una relación de la presión, temperatura, volumen y composición de una mezcla de hidrocarburos, es decir, una ecuación cúbica respecto al volumen, la cual puede tener una, dos o tres soluciones reales. Al encontrar las raíces de la ecuación, el volumen mayor corresponde al vapor y el volumen menor al líquido; si existe una tercer solución simplemente se desprecia.

Las ecuaciones de estado han sido usados en muchos trabajos de ingeniería petrolera y siguiendo con el razonamiento de Van der Waals^{5,6}, éstas pueden ser escritas en términos de presiones repulsivas y atractivas entre las moléculas del gas en la forma siguiente :

$$P = P_{rep} - P_{atrac} \quad (C - 1)$$

Muchas modificaciones se han hecho a la ecuación de Van der Waals, sobre todo el término que contiene la presión de atracción. En el año de 1976, Peng y Robinson, modificaron este parámetro con el propósito de obtener mejores sistemas para la densidad del líquido. En forma general se puede expresar de la manera siguiente :

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a(T)}{(V + b) + b(V - b)} \quad (C - 2)$$

Donde :

P = Presión absoluta en psia.

R = Constante universal de los gases = 10.732 psia - p^3 /lb mole - $^{\circ}R$.

T = Temperatura absoluta en $^{\circ}R$.

V = Volumen molar en p^3 /lb mole.

a = Parámetro de atracción en psia- p^6 /lb mole 2 .

b = Covolumen de Van der Waals en p^3 /lb mole.

Esta ecuación también puede ser escrita en términos del factor de compresibilidad Z como sigue :

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (C-3)$$

Donde :

$$A = \frac{am P}{R^2 T^2} \quad (C-4)$$

$$B = \frac{bm P}{R T} \quad (C-5)$$

$$Z = \frac{P V}{R T} \quad (C-6)$$

Aplicando la ecuación (C - 02) al punto crítico se obtienen para cada componente :

$$ac = \Omega a R^2 T_c^2 / P_c^2 \quad (C - 7)$$

$$bc = \Omega b R T_c / P_c \quad (C - 8)$$

$$Z_c = 0.307$$

Donde :

$$\Omega a = 0.45724$$

$$\Omega b = 0.07780$$

Si se requiere determinar las constantes a y b , para cualquier temperatura diferente de la crítica, se tiene :

$$a(T) = a(T_c) \alpha(T_r, \omega) \quad (C - 9)$$

$$b(T) = b(T_c)$$

En donde $\alpha(T_r, \omega)$ es un parámetro adimensional en función de la temperatura reducida (T_r) y del factor acéntrico (ω). Si la temperatura es la crítica $\alpha(T_r, \omega)$ es igual a la unidad.

$$\alpha^{0.5}(T_r, \omega) = 1 + m(1 - T_r^{0.5}) \quad (C - 10)$$

Donde m_i es una función del factor acéntrico :

$$m_i = 0.37464 + 1.54226 \omega_i - 0.26992 \omega_i^2 \quad (C - 11)$$

El coeficiente de fugacidad para un componente se define como :

$$\ln \frac{f}{P} = (Z-1) - \ln(Z-B) - \frac{A}{2\sqrt{2} B} \ln \frac{Z+2.414 B}{Z-0.414 B} \quad (C-12)$$

Para obtener el coeficiente de fugacidad para el componente K en una mezcla, se utiliza la siguiente ecuación :

$$\ln \frac{f_k}{X_k P} = \frac{b_k}{b_m} (Z-1) - \ln(Z-B) - \frac{A}{2\sqrt{2} B} \ln \frac{Z+2.414 B}{Z-0.414 B} \quad (C-13)$$

Los parámetros de mezcla usados en las ecuaciones (C-3) y (C-13) son definidos por las siguientes reglas de mezclado :

$$a_m = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij} \quad (C-14)$$

$$b_m = \sum_i X_i b_i \quad (C-15)$$

Cuando se trate de la fase vapor, el valor de las x_i deberá sustituirse por el valor de las y_i , en las expresiones (C-13), (C-14) y (C-15).

$$a_{ij} = (1 - \delta_{ij}) (a_i a_j)^{1/2} \quad (C-16)$$

Donde :

x_i y x_j = son las composiciones del componente i y del componente j , respectivamente.

a_{ij} = es el parámetro evaluado para dos componentes.

δ_{ij} = es un parámetro de interacción binario determinado en base a datos experimentales.¹⁷⁻²¹

Si la fase líquida está en equilibrio con la fase vapor, la fugacidad de un componente es igual; por lo tanto, las constantes de equilibrio se pueden definir en términos de la fugacidad de los componentes de la mezcla.

$$f_i^V = f_i^L \quad (C - 17)$$

$$\Phi_i^L = \ln \frac{f_i^L}{x_i P} \quad \text{y} \quad \Phi_i^V = \ln \frac{f_i^V}{y_i P} \quad (C - 18)$$

$$k_i = \Phi_i^L / \Phi_i^V \quad (C - 19)$$

Donde :

f_i^V y f_i^L = son las fugacidades de la fase de vapor y líquida respectivamente.

Φ_i^V y Φ_i^L son los coeficientes de fugacidad de la fase vapor y líquida respectivamente.

APENDICE D

D.1.- COEFICIENTES DE INTERACCION BINARIO

Los parámetros de interacción binario son función de la composición y temperatura, el cual normalmente para aceites negros se considera igual a cero para interacciones hidrocarburo-hidrocarburo y diferente de cero para hidrocarburo-nohidrocarburi; pero no así para aceites volátiles y gas y condensado. Estos coeficientes son utilizados en las reglas de mezclado, el cual se utilizan para calcular las propiedades de las mezclas de hidrocarburos. Son determinados caracterizando el binario formado por el componente i y el componente j , para modificar el cálculo del equilibrio vapor-líquido. Los parámetros de interacción binario C_{ij} seleccionados corresponden en su gran mayoría a los presentados en el artículo de L. Oellrich¹⁷⁻²¹.

Los coeficientes de interacción binario del CO_2 contra los demás componentes C_{ij} y D_{ij} , fueron calculados en base al artículo de Edward A. Robert M., Lyman Yarboroug y Robinson²³, para la corrección por grandes cantidades de CO_2 en una mezcla de hidrocarburos.

En las tablas D.1.1 y D.1.2, se muestran las matrices de los parámetros C_{ij} y D_{ij} encontrados y que ajustan de manera adecuada la ecuación de estado de Peng - Robinson.

COEFICIENTES DE INTERACCION BINARIO PARA EL AJUSTE DE LA ECUACION DE ESTADO

PENG - ROBINSON

MATRIZ CIJ

COMPONENTE	N2	CO2	H25	METANO	ETANO	PROPANO	I - C4	N - C4	I - C5	N - C5	N - C6	PSEUDO1	PSEUDO2
N2	0.000000	0.093500	0.176000	0.032000	0.049000	0.095000	0.100000	0.100000	0.100000	0.100000	0.161000	0.100000	0.100000
CO2	0.093500	0.000000	0.98340	0.096660	0.098230	0.102210	0.104320	0.105290	0.106480	0.108070	0.107890	0.112529	0.112723
H25	0.176000	0.098340	0.000000	0.085000	0.075000	0.060000	0.060000	0.060000	0.065000	0.060000	0.180000	0.050000	0.050000
METANO	0.032000	0.098660	0.085000	0.000000	0.000000	0.016000	0.035000	0.031000	0.027000	0.028000	0.042000	0.000000	0.000000
ETANO	0.049000	0.098230	0.75000	0.000000	0.000000	0.006000	0.011000	0.010000	0.001000	0.008000	0.049000	0.000000	0.000000
PROPANO	0.095000	0.102210	0.060000	0.016000	0.006000	0.000000	-0.00200	0.014000	0.009000	0.024000	0.008000	0.000000	0.000000
I - C4	0.100000	0.104320	0.060000	0.035000	0.011000	-0.00200	0.000000	-0.00900	0.030000	0.030000	0.001000	0.000000	0.000000
N - C4	0.100000	0.105290	0.060000	0.031000	0.010000	0.014000	-0.00900	0.000000	0.033000	0.033000	0.01000	0.000000	0.000000
I - C5	0.100000	0.106480	0.065000	0.027000	0.001000	0.009000	0.030000	0.033000	0.000000	0.1800000	0.180000	0.000000	0.000000
N - C5	0.100000	0.108070	0.060000	0.028000	0.008000	0.024000	0.030000	0.033000	0.180000	0.000000	0.180000	0.000000	0.000000
N - C6	0.161000	0.107890	0.180000	0.042000	0.049000	0.008000	0.001000	0.001000	0.180000	0.180000	0.000000	0.000000	0.000000
PSEUDO1	0.100000	0.112529	0.050000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
PSEUDO2	0.100000	0.112723	0.050000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

COEFICIENTES DE INTERACCION BINARIO PARA EL AJUSTE DE LA ECUACION DE ESTADO

PENG - ROBINSON

MATRIZ DIJ

COMPONENTE	N2	CO2	H2S	METANO	ETANO	PROPANO	I - C4	N - C4	I - C5	N - C5	N - C6	PSEUDO1	PSEUDO2
N2	0.000000	0.051400	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
CO2	0.051400	0.000000	0.044050	0.043630	0.042020	0.038930	0.036080	0.034720	0.032975	0.030490	0.030790	0.022185	-0.00387
H2S	0.000000	0.044050	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
METANO	0.000000	0.043630	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
ETANO	0.000000	0.042020	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
PROPANO	0.000000	0.038930	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
I - C4	0.000000	0.036080	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N - C4	0.000000	0.034720	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
I - C5	0.000000	0.032975	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N - C5	0.000000	0.030490	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
N - C6	0.000000	0.30790	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
PSEUDO1	0.000000	0.022185	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
PSEUDO2	0.000000	-0.00387	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

D.II.- PROPIEDADES FISICAS DE LOS FLUIDOS

La determinación de las propiedades físicas de las fases, es de suma importancia para los cálculos de caída de presión y temperatura, a través de una tubería que transporta gas y líquido simultáneamente, ya que dichas propiedades varían de acuerdo a la presión y temperatura del sistema.

Estas propiedades se calculan, usando los valores obtenidos de la ecuación de estado de Peng - Robinson, para ambas fases: vapor y líquido, teniendo consistencia termodinámicamente.

D.II.1.- DENSIDAD

La densidad de una mezcla de hidrocarburos en forma general, está definida para un sistema multicomponente, por la relación del peso molecular de la mezcla (PM) y el volumen molar (v).

$$D_m = PM / v \quad (D - 1)$$

DENSIDAD DEL GAS

$$D_v = PM_v / V_v$$

$$PM_v = \sum Y_i PM_i$$

$$V_v = Z_v R T / P$$

DENSIDAD DEL LIQUIDO

$$D_L = PM_L / v_L \quad (D - 2)$$

$$PM_L = \sum X_i PM_i \quad (D - 3)$$

$$V_L = Z_L R T / P \quad (D - 4)$$

Los valores obtenidos de la ecuación de estado de Peng - Robinson, para los coeficientes de compresibilidad Z_L y Z_V , son comúnmente empleados con resultados aceptables, en el Instituto Mexicano del Petróleo, para obtener la densidad de las fases.

D.II.2.- VISCOSIDAD

La correlación de Lohrenz, Bray y Clark³⁵, se utilizó para determinar la viscosidad de la fase líquida a partir de la composición de la mezcla, teniendo como ventaja sobre el tipo de correlaciones, en que cada fase puede calcularse con la misma ecuación. Para efectos de simplificación, en este proyecto no se utilizará la parte correspondiente al vapor, por lo complicado de su utilización, sino la correlación de Lee-H. G. - E. E.³⁴

VISCOSIDAD DEL GAS

Una de las correlaciones que arroja resultados aceptables para calcular la viscosidad del gas de una mezcla de hidrocarburos, es la de Anthony L. Lee - Mario H. G. - Bertram E. E. y es la siguiente :

$$\mu_g = K \cdot 10^{-4} \frac{\text{EXP}(X \rho^y)}{g} \quad (D-5)$$

donde :

$$K = \frac{(9.4 + 0.02 PM_g) T^{1.5}}{209 + 19 PM_g + T} \quad (D-6)$$

$$X = 3.5 + 986 / T + 0.01 \text{ PMG} \quad (D-7)$$

$$Y = 2.4 - 0.2 X \quad (D-8)$$

En estas ecuaciones la temperatura (T) está en $^{\circ}\text{R}$, la densidad del gas (ρ_g) está en gr./cm^3 y la viscosidad del gas (μ_g) en cp .

D.II.2.2- VISCOSIDAD DEL LIQUIDO

Debido a lo laborioso que resulta el proceso de obtener la viscosidad del líquido con la correlación de Lohrenz, Bray y Clark³⁵, se propone un algoritmo detallado para el cálculo de la misma.

de acuerdo con las propiedades físicas intensivas, la viscosidad del líquido es descrita siguiendo la función:

$$\mu_l = F(P, T, X_1, X_2, X_3, \dots, X_{n-1}) \quad (D-9)$$

donde:

$$\sum_{i=1}^n X_i = 1 \quad (D-10)$$

ALGORITMO

1.-Determinar el parámetro de viscosidad ζ y la temperatura pseudoreducida para cada componente i :

$$T_{ri} = T / T_{ci} \quad (D-11)$$

$$\zeta_i = \frac{T_{ci}^{1/6}}{P M_i^{1/2} P_{ci}^{2/3}} \quad (D-12)$$

2.- Calcular la viscosidad de componentes puros a baja presión y temperatura de interés μ_i^* :

Si la $Tri < 1.5$ entonces :

$$\text{viscopu} = \frac{0.00034 Tri^{0.94}}{\zeta_i} \quad (D-13)$$

Si la $Tri \geq 1.5$ entonces :

$$\text{viscopu} = \frac{0.0001778 (4.58 Tri - 1.67)^{5/8}}{\zeta_i} \quad (D-14)$$

3.- Calcular la viscosidad de la mezcla a baja presión y temperatura de interés μ^* :

$$\mu^* = \frac{\sum X_i * \text{viscopu} * PM_i^{0.5}}{\sum X_i * PM_i^{0.5}} \quad (D-15)$$

4.- Calcular la densidad pseudoreducida de la mezcla p_r :

$$p_r = \rho / \rho^*c \quad (D-16)$$

donde :

$$\rho^*c = \frac{1}{\sum (X_i V_{ci}) + X_{c^+} V_{cc^+}} \quad (D-17)$$

La sumatoria es para todas las i diferentes a la i del C^+ .

El volumen crítico para el (los) componente (s) hipotético (s)
 esta dado por :

$$V_{cc}^* = 21.573 + 0.015112 P_{Mc}^* - 27.656 p_{rc}^* + 0.070615 P_{Mc} p_{rc}^* \quad (D-18)$$

5.- Determinar el parámetro de viscosidad ζ para la mezcla :

$$\zeta = \frac{\sum_{i=1}^n X_i T_{ci}^{1/6}}{\left[\sum_{i=1}^n X_i P_{Mi} \right]^{1/2} \left[\sum_{i=1}^n X_i P_{ci} \right]^{2/3}} \quad (D-19)$$

6.- Calcular la viscosidad del líquido :

$$A = 0.1023 + 0.023364 p_r + 0.058533 p_r^2 - 0.040758 p_r^3 + 0.0093324 p_r^4$$

$$\mu_l = \mu^* + \frac{A^4 - 0.0001}{\zeta} \quad (D-20)$$

Donde la μ_l esta en cp, la temperatura en $^{\circ}K$ y la presión en atm, los volúmenes críticos están en $ft^3 / lb\text{-mole}$ y la p en $lb/mole\ ft^3$.

D.II.2.3.- TENSION SUPERFICIAL

La correlación que se utilizó para el cálculo de la tensión superficial de la fase líquida fue la de KATZ, MONROE, TRAINER, AND Member A.I.M.E.³⁷ en 1943, TP 1624. Esta propiedad se calcula mediante un parámetro de correlación denominado parachor, el cual es obtenido a partir de la estructura de las moléculas y está en función del peso molecular, ya sea para componentes puros o mezclas de hidrocarburos a partir de mediciones de la tensión superficial a condiciones atmosféricas.

La figura D.II.3.1. nos muestra la dependencia que se tiene de la tensión superficial con respecto al peso molecular de n-parafinas, heptanos y más pesados, gasolinas y aceite crudo.

En la Tabla D.II.3.2. nos presenta los parámetros de parachor para los componentes de la mezcla de hidrocarburos analizada en éste trabajo y en la tabla D.II.3.3 se presentan las condiciones críticas y parámetros para determinar la tensión superficial de la fase líquida de dicha mezcla.

Para determinar la tensión superficial de la mezcla de hidrocarburos utilizamos la siguiente ecuación :

$$\sigma = \left[\sum_{i=1}^n \text{Parac}_i \left(X_i \frac{\rho_L}{PM_L} - Y_i \frac{\rho_G}{PM_G} \right) \right]^4 \quad (D-21)$$

Donde :

La densidad de la fase líquida y vapor (ρ_L y ρ_G) están en gr/cm^3 y la tensión superficial (σ) en dinas/cm .

HIDROCARBURO	PARACHOR	GRADOS API	PESO MOLECULAR
METANO	77.0		
ETANO	108.0		
PROPANO	150.3		
<i>i</i> -BUTANO	181.5		
<i>n</i> -BUTANO	190.0		
<i>i</i> -PENTANO	225.0		
<i>n</i> -PENTANO	232.0		
<i>n</i> -HEXANO	271.0		
<i>n</i> -HEPTANO	311.0		
<i>n</i> -OCTANO	352.0		
GASOLINA	303.0	65.2	101.5
GASOLINA NATURAL	252.0	77.0	83.0
ACEITE CRUDO	567.0	36.2	213.0
NITROGENO	41.0		
(EN <i>n</i> -HEPTANO)			
CO ₂	-78.0		

TABLA D.II.3.2.- COEFICIENTES PARACHOR PARA HIDROCARBUROS COMUNES.

*CONDICIONES CRITICAS Y PARAMETROS PARA DETERMINAR
LA TENSION SUPERFICIAL DE LA FASE LIQUIDA
DE LA MEZCLA DE HIDROCARBUROS*

COMPONENTE	zi	PMI (lbm/lbmol)	TCi (°F)	PCI (psia)	Wi	VCi (pie ³ /lbm)	PARACHOR
N2	0.03860000	28.013	227.600	493.0000	0.040000	0.051400	41.00
CO2	0.63520000	44.010	547.900	1071.0000	0.225000	0.034200	78.00
H2S	0.00340000	34.076	672.700	1306.0000	0.100000	0.045900	131.21
METANO	0.19370000	16.043	343.370	667.8000	0.104000	0.099100	77.00
ETANO	0.03030000	30.070	550.090	707.8000	0.098600	0.078800	108.00
PROPANO	0.01740000	44.097	666.010	616.3000	0.152400	0.073700	150.30
I - C4	0.00330000	58.124	734.980	529.1000	0.184800	0.072400	181.50
N - C4	0.00930000	58.124	765.650	550.7000	0.201000	0.070200	189.90
I - C5	0.00390000	72.151	829.100	490.4000	0.222300	0.067900	225.00
N - C5	0.00470000	72.151	845.700	488.6000	0.253900	0.067500	231.50
N - C6	0.00510000	84.000	923.000	483.0000	0.250000	0.068800	271.00
PSEUDO1	0.04511023	129.150	1111.950	362.9460	0.371188	0.062674	392.66
PSEUDO2	0.00998976	323.715	1496.590	182.1426	0.792400	0.064168	816.36

APENDICE E

METODO DE VOGEL

J.V. Vogel, presentó en 1968 una solución al problema de la determinación de la curva de comportamiento de flujo al pozo, para un yacimiento con empuje por gas disuelto fluyendo por abajo de su presión de saturación.

Como resultado final de su trabajo logró la construcción de una curva de referencia que es todo lo que se necesita para construir una curva de comportamiento de afluencia (IPR) a partir de una prueba de flujo en un pozo. Esta curva se considera como una solución general de las ecuaciones de flujo para un yacimiento con empuje por gas disuelto, con las constantes para la solución particular para cada yacimiento y para la presión de fondo fluyendo por abajo de la presión de burbujeo. La ecuación de la curva es :

$$\frac{q}{q_{\text{máx}}} = 1 - .2 \frac{P_{wf}}{P_{ws}} - .8 \frac{[P_{wf}]^2}{[P_{ws}]^2} \quad (E-1)$$

La ecuación de flujo del yacimiento al pozo en forma de línea recta es :

$$\frac{q}{q_{\text{máx}}} = 1 - \frac{P_{wf}}{P_{ws}} \quad (E - 2)$$

Despejando P_{wf} de la ecuación 1, en forma directa, y conociendo P_{ws} , q y $q_{\text{máx}}$, la ecuación queda de la siguiente forma :

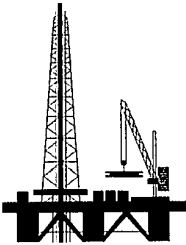
$$P_{wf} = 0.25 P_{ws} (-1 + \sqrt{81 - 80C1}) \quad (E - 3)$$

donde :

$$C1 = \frac{q}{q_{\text{máx}}} \quad (E - 4)$$



NOMENCLATURA



NOMENCLATURA

<i>A, B</i>	<i>Número inicial y final del carbón.</i>
<i>AA, BB, AMEZ, BMEZ</i>	<i>Constantes de la ecuación de estado de Peng -Robinson.</i>
<i>ALTP</i>	<i>Altura (pies).</i>
<i>a, b</i>	<i>Parámetro de atracción de la ecuación de estado Peng - Robinson y covolume de Van Der respectivamente.</i>
<i>C₇⁺</i>	<i>Fracción del componente C₇ y más pesados.</i>
<i>D[I]</i>	<i>Diámetro interior de la tubería de producción ó descarga (pulgadas).</i>
<i>DCE[I]</i>	<i>Diámetro exterior de la tubería de revestimiento (pulgadas).</i>
<i>DENL, DENV</i>	<i>Densidad de la fases líquida y vapor (lbm/p³).</i>
<i>f, f[*]</i>	<i>Fugacidades de las fases líquida y vapor respectivamente.</i>
<i>FTP</i>	<i>Factor de fricción de las dos fases.</i>
<i>g</i>	<i>Aceleración de la gravedad 32.174 (pies / seg²).</i>
<i>gc</i>	<i>Constante gravitacional 32.174 (lbm-pie/lbf-seg²).</i>

<i>HL</i>	<i>Colgamiento de líquido con resbalamiento.</i>
<i>HLO</i>	<i>Colgamiento para la tubería horizontal.</i>
<i>HLθ</i>	<i>Colgamiento para tubería inclinada ó vertical.</i>
<i>KI , KIS</i>	<i>Constantes de equilibrio.</i>
<i>L</i>	<i>Fracción mole de la fase líquida.</i>
<i>LAMDAL</i>	<i>Colgamiento sin resbalamiento entre las fases.</i>
<i>LTP[I]</i>	<i>Longitud por tramo de tubería (pies).</i>
<i>LONG[I]</i>	<i>Longitud total de la tubería (pies).</i>
<i>N</i>	<i>Número de tramos a calcular.</i>
<i>NFR</i>	<i>Número de Froude.</i>
<i>NRE</i>	<i>Número de Reynolds.</i>
<i>NVL</i>	<i>Número de la velocidad del líquido.</i>
<i>P</i>	<i>Presión absoluta (psia).</i>
<i>PM</i>	<i>Presión promedio en el intervalo (psia).</i>
<i>PMM</i>	<i>Peso molecular (lbm/lb-mole).</i>
<i>Pa , Pr</i>	<i>Presiones de atracción y/o repulsión (psi).</i>
<i>QPL , QPG</i>	<i>Gastos de líquido y gas a condiciones de flujo (p³ / seg.).</i>
<i>R</i>	<i>Constante universal de los gases 10.732 (psia-p³ /mole-lb-GR).</i>

<i>T</i>	<i>Temperatura absoluta (GR).</i>
<i>TBH , TA</i>	<i>Temperatura inicial y final respectivamente (GR).</i>
<i>TM (GR).</i>	<i>Temperatura promedio en el intervalo</i>
<i>U</i>	<i>Coficiente de transferencia de calor (BTU/pie²-GF-hr)</i>
<i>V</i>	<i>Fracción mole de la fase vapor.</i>
<i>VSG , VSL</i>	<i>Velocidades superficiales de las fases vapor y líquida (pie/seg.).</i>
<i>v</i>	<i>volumen molar (p³ /lb-mole).</i>
<i>WMO , WMG , WMW , WMM</i>	<i>Gasto másico del aceite , gas , agua y mezcla (lbm/seg.).</i>
<i>XI</i>	<i>Fracción molar del componente de la fase líquida.</i>
<i>YI</i>	<i>Fracción molar del componente de la fase vapor.</i>
<i>ZI</i>	<i>Fracción molar total original de la mezcla.</i>
<i>ZII</i>	<i>Fracción molar total de la mezcla en el intervalo .</i>
<i>ZG , ZL</i>	<i>Factor de compresibilidad de las fases vapor y líquida.</i>

SUBINDICES

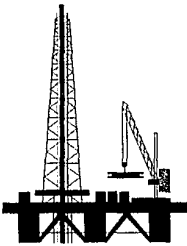
c	<i>Condiciones críticas.</i>
i, j	<i>Identificación de componentes.</i>
m, n	<i>Números de iteración.</i>
r	<i>Condiciones reducidas.</i>
L, l	<i>Fase líquida.</i>
V, v	<i>Fase vapor.</i>
s	<i>Con resbalamiento entre las fases.</i>
ns	<i>Sin resbalamiento entre las fases.</i>

LETRAS GRIEGAS

θ	<i>Ángulo de inclinación con respecto a la horizontal.</i>
σ	<i>Tensión superficial (dinas/cm).</i>
η	<i>Fracción molar de cualquier componente en la mezcla.</i>
μ	<i>Viscosidad (cp).</i>
Φ	<i>Coefficientes de fugacidad.</i>
ω, Ω	<i>Constantes características de la ecuación de estado.</i>



BIBLIOGRAFIA



VIII.- BIBLIOGRAFIA

- 1.- PEMEX, Superintendencia de Producción : Reporte de las condiciones actuales del campo Carmito, Villahermosa, Tabasco, Junio de 1990.
- 2.- Flopetrol - Johnston - Schlumberger : Cálculo de reservas y estudio del agotamiento natural del campo Carmito, Enero de 1988.
- 3.- Flopetrol - Johnston - Schlumberger and Core Laboratories Inc. : Reservoir fluid analysis, pozo Carmito 1, Agosto de 1985.
- 4.- PEMEX, Gerencia de desarrollo de campos : Columnas geológicas y terminación de pozos del campo Carmito, Villahermosa, Tabasco, Junio de 1990.
- 5.- Mc. Cain, Jr. William D. : The properties of petroleum fluids , The Petroleum Publishing Company , Tulsa , 1973.
- 6.- Amyx J.W. , Bass D.M: and Whitting R.L.: Petroleum Reservoir Engineering - Physical Properties , Mc. Graw Hill Book, Company Inc., New York, 1960.
- 7.- Whitson C.H. , Anderson T.F. y Soreide I. : C7⁺ Characterization of Related Equilibrium Fluids Using the Gamma Distribution , Advances in Thermodynamics , Volume 1 , Taylor & Francis, pp. 35-56 , N.Y. , 1989.

8.- Whitson C.H. : *Characterization Hydrocarbon Plus Fractions* , Soc. Pet. Eng. J. , pp 683-694 , Agosto de 1983.

9.- Mansoori G.A. y Chorn L.G. : *Multicomponent Fractions Characterization : Principles and Theories* , C7+ Fractions Characterization , *Advances in Thermodynamics Volumen 1*, Taylor & Francis , N.Y. , pp 10 , 1989.

10.- Ahmed T.H. , Cady G.V. and Story A.L. : *A Generalized Correlation for Characterizing of Hydrocarbon Heavy Fractions* , Artículo de Soc. Pet. Eng. , 14266, presentado en las Vegas, Nevada, Septiembre de 1985.

11.- Behrens R. A. and Sandler S. I. : *The Use Semicontinuos Description to Model the C7+ Fraction in Equation of State Calculations*, Artículo SPE/DOE 14925, Presentado en el Fifth Symposium on Enhanced Oil Recovery of Society Petroleum Eng., TULSA, Abril, 1986.

12.- Riazi M. R. and Daubert T. E. : *Characterization Parameters for Petroleum Fractions*, Ind. Eng. Chem. Res., v.16, pp. 755 - 759, 1987.

13.- Riazi M. R. and Daubert T. E. : *Simplify Property Predictions*, Hydro. Proc., pp. 115 - 116, 1980.

14.- Whitson C. H. : *Effect of Physical Properties Estimation on Equation of State Predictions*, Artículo SPE 11200, Presentado en el 57th Annual Fall Technical Conference, Soc. Pet. Eng of AIME, New Orleans, Septiembre de 1982.

15.- Roess L. C. : *Determination of Critical Temperature and Pressure of Petroleum Fractions by a Flow Method*, J. P. T., 1936.

16.- Edmister W. C. : *Applied Hydrocarbon Thermodynamics part. 4 Compresibility Factor and Equations of State*, The Pet. Eng., pp. 154 - 180, 1948.

17.- Oellrich, L. , Plocker, U., Prausnitz, J. M. and Knapp, H. : *Equation of State Methods for Computing Phase Equilibria and Enthalpies*, International Chemical Engineering, 21, No.1, 1, Enero de 1981.

18.- Bergman, D. F., Tek, M. r. and Katz, D. L. : *Retrograde Condensation in Natural Gas Pipelines*, American Gas Association, Arlington, Virginia, 1985.

19.- Chao, Kwang Chu and Robinson, Robert L. : *Equation of State in Engineering and Research*, American Chemical Society, Washington, D. C. 1979.

20.- Zudkevitch, D. and Joffe, J. : *Correlation and Prediction of Vapor - Liquid Equilibria with the Redlich-Kwon Equation of State*, *Aiche Journal*, 16, No.1, 118, Enero de 1970.

21.- Firoozabadi, Abbas., Hekim, Yusuf and Katz, Donal L. : *Reservoir Depletion Calculations for Gas Condensates Using Extended Analyses in the Peng - Robinson Equation of State*, *the Canadian Journal of Chemical Engineering*, 56, 610, Octubre de 1978.

22.- Michael S. Graboski and Thomas E Daubert : *A Modified Soave Equations of State for Phase Equilibrium Calculations*, *I. & E. C. Process Des. Dev.*, 1978, 17, No. 4, pp. 448 - 454.

23.- Edward A. Turek, Robert S. Metcalfe, Lyman Yarborough and Robert L. Robinson Jr. : *Phase Equilibria in Carbon Dioxide - Multicomponent Hydrocarbon Systems : Experimental Data and Improved Prediction Technique*, Artículo del SPE 9231 Presentado en al 55th Annual del SPE Technical Conference and Exhibitions, Dallas, Texas. Septiembre 21 - 21 de 1980.

24.- D. D. Fussell and J. L. Yanosik : *An Iterative Sequence for Phase Equilibria Calculations Incorporating the Redlich - Kwong Equation of State*, *Soc. Pet. Eng. J.*, pp. 173 - 182, Junio de 1978.

25.- Lynne T. Fussell : *a Technique for Calculating Multiphase Equilibria* *Soc. Pet. Eng. J.*, pp. 203 - 210, Agosto de 1979.

26.- Ding - Yu Peng and Donald B. Robinson : *Two and Three - Phase Equilibria Calculations for Systems Containing Water*, *Cdn. J. Chem. Eng.*, 54, No. 6, 595 - 599, Diciembre de 1976.

27.- Ding - Yu Peng and Donald B. Robinson : *A New Two - Constant Equation of State*, *I. & E. C. Fundamentals*, 15, No.1, pp. 59 - 64, 1976.

28.- Otto Redlich and J. N. S. Kong : *On the Thermodynamics of Solutions V - An Equation of State, Fugacities of Gaseous Solutions*, *Chem. Reviews*, 44, pp. 233 -244, 1949.

29.- Giorgio Soave : *Equilibrium Constants from a Modified Redlich - K. Equation of State*, *Chem. Eng. Soc.*, 27, No.6, pp. 1197 - 1203, 1972.

30.- Marshall B. Standing and Donald L. Katz : *Density of Crude oils Saturated with Natural Gas*, *Trans., AIME*, 146, pp. 159 - 165, 1942.

31.- Marshall B. Standing and Donald L. Katz : *Density of Natural Gases*, *Trans., AIME*, 146, pp. 140 - 149, 1942.

32.- Marshall B. Standing and Donald L. Katz : *Vapor - Liquid Equilibria of Natural Gas - Crude Oil Systems*, *Trans., AIME*, 155, 232 - 245, 1944.

33.- Norman L. Carr, Riki Kobayashi and David B. Burrows : *Viscosity of Hydrocarbon Gases Under Pressure*, *Trans., AIME*, 210, pp. 264 - 272, 1954.

34.- Anthony L. Lee, Mario H. González and Bertram E. Eakin : *The Viscosity of Natural Gases*, *J. P. T.*, pp. 997 - 1000, Agosto de 1966, *Trans., AIME*, 237.

35.- John Lohrenz, Bruce G. Bray and Charles R. Clarck : *Calculating Viscosities of Reservoir Fluids from their Compositions*, *J. P. T.* pp. 1171 - 1176, Octubre de 1964; *Trans, AIME*, 231.

36.- E. W. Hough and H. G. Warren : *Correlation of Interfacial Tension of Hydrocarbons*, *Soc. Pet. Eng J.*, pp. 345 - 349, Diciembre de 1966. *Trans., AIME*, 237.

37.- D. L. Katz, R. R. Monroe and R. P. Trainer : *Surface Tension of Crude oils Containing Dissolved Gases*, *Pet. Tech.*, TP 1624, Sep. 1943.

38.- Brill, James P. and Beggs, H. Dale : *Two Phase Flow in Pipes*, Diciembre 1978.

39.- Hagedorn, Alton R. and Brown, Kermit E.: "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two - Phase Flow in Small - Diameter Vertical Conduits ", *Journal of Petroleum Technology* (April 1965) 475.

40.- Eaton, Be., Andrews, Donal E., Knowles, Charles R., Silberberg, I. H. and Brown, Kermit E. : "The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and Pressure Losses Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Horizontal Pipelines", *Journal of Petroleum Technology* (June 1967) 815.

41.- Ros, N. C. J. : *Simultaneous Flow of Gas and Liquid As Encountered in Well Tubing*, *Journal of Petroleum Technology* (october 1961) 1037.

42.- Gould, Thomas L., "Compositional Two - Phase Flow in Pipelines", S. P. E. 5685, 1975.

43.- Romero Juárez A. : "A Simplified Method for Calculating Temperature Changes in Deep Wells", J. P. T. , Junio, 1979.

44.- Hein M. : "Here are Methods for Sizing Offshore Pipelines". *Oil and Gas Journal*, Mayo 2, 1983.

45.- Coulter D. M. : "Revised Equation Improves Flowing Gas Temperature Prediction", *Oil and Gas Journal*, Febrero 26, 1979.

46.- Yocum B. T. : "Two Phase Flow in Well Flowlines", *The Petroleum Engineer*, Noviembre, 1959.

47.- Ramey H. J. : "Wellbore Heat Transmission", *Trans. AIME* (1962) 225.

48.- Vogel, J. V. : " Inflow Performance Relationships for Solution - Gas Drive Wells "; *J. P. T.*, Enero de 1968, pp. 83-92.

49.- Vohra I. R., Brill J. P., "Evaluation of Three New Methods for Predicting Pressure Losses in Vertical Oil Well Tubing ", *SPE 4689*, artículo presentado en el 48 Fall Meeting del SPE del AIME, Octubre 1973.

50.- Browne E. J. P., " Practical Aspects of Predicting Errors in Two-Phase Pressure-Loss Calculations ", *J. P. T.* , Abril 1975.