

36.
2ej



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE INGENIERIA

**OPTIMIZACION DE LA PRODUCCION DE
POZOS DE GAS Y CONDENSADO**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO PETROLERO

P R E S E N T A N :
**SERGIO VAZQUEZ NOLASCO
JUAN ANTONIO AYALA ODILON**



MEXICO, D. F.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 esta 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.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA
DIRECCION
60-I-028

SR. SERGIO VAZQUEZ NOLASCO
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Ing. Juan de la Cruz Clavel López y que aprobó esta Dirección, para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:


OPTIMIZACION DE LA PRODUCCION DE POZOS DE GAS Y CONDENSADO

- I INTRODUCCION**
- II GENERALIDADES Y CONCEPTOS FUNDAMENTALES**
- III COMPORTAMIENTO CUALITATIVO DEL FLUJO DE FLUIDOS EN YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADO**
- IV COMPORTAMIENTO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO A TRAVES DE LA TUBERIA VERTICAL**
- V COMPORTAMIENTO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO A TRAVES DEL ESTRANGULADOR**
- VI ANALISIS DE POZOS PRODUCTORES DE GAS Y CONDENSADO**
- CONCLUSIONES**
- BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS**

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Ciudad Universitaria, a 30 de abril de 1996
EL DIRECTOR


ING. JOSE MANUEL COVARRUBIAS SOLIS
JMCS*RELR*gtg



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERIA
DIRECCION
60-I-027

SR. JUAN ANTONIO AYALA ODILON
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Ing. Juan de la Cruz Clavel López y que aprobó esta Dirección, para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

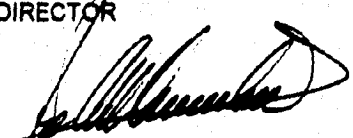
OPTIMIZACION DE LA PRODUCCION DE POZOS DE GAS Y CONDENSADO

- I INTRODUCCION**
- II GENERALIDADES Y CONCEPTOS FUNDAMENTALES**
- III COMPORTAMIENTO CUALITATIVO DEL FLUJO DE FLUIDOS EN YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADO**
- IV COMPORTAMIENTO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO A TRAVES DE LA TUBERIA VERTICAL**
- V COMPORTAMIENTO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO A TRAVES DEL ESTRANGULADOR**
- VI ANALISIS DE POZOS PRODUCTORES DE GAS Y CONDENSADO**
- CONCLUSIONES**
- BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS**

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Ciudad Universitaria, a 30 de abril de 1996
EL DIRECTOR



ING. JOSE MANUEL COVARRUBIAS SOLIS
JMCS*RLR*gtg

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

OPTIMIZACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE POZOS DE GAS Y CONDENSADO

POR:

Sergio Vázquez Nolasco

Juan Antonio Ayala Odilón

DIRECTOR DE TESIS:

Ing. Juan de la Cruz Clavel López

JURADO:


Presidente: Ing. Néstor Martínez Romero


Vocal: Ing. Horacio Zuñiga Puente

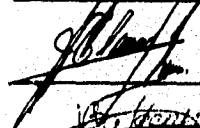
Secretario: Ing. Juan de la Cruz Clavel López

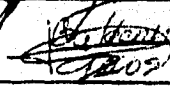
1er. Spte.: Ing. Carlos Balderas Joers

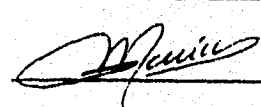
2do. Spte.: Ing. Salvador Macías Herrera





 14/Nov./96.





Ciudad Universitaria, México D. F., noviembre de 1996

Agradecimientos

Gracias a Dios.

y

A todos los que hicieron posible la realización de este trabajo.

Agradecimiento

*Mi agradecimiento en forma especial al Instituto Mexicano del
Petróleo por todas las facilidades y el apoyo que me otorgaron durante
la realización de este trabajo.*

Juan Antonio Ayala Odilón

TEMA DE TESIS O TRABAJO ESCRITO

**OPTIMIZACIÓN DE LA PRODUCCIÓN
DE POZOS DE GAS Y CONDENSADO**

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN

I.	GENERALIDADES Y CONCEPTOS FUNDAMENTALES	I-1
I.1	Conceptos	I-3
I.2	El gas ideal	I-6
I.3	Mezclas de gases ideales	I-8
I.3.1	Relaciones PVT para mezcla de gases ideales	I-11
I.3.2	Propiedades de mezcla de gases ideales	I-14
I.4	Gas real	I-16
I.4.1	Ecuación de Van Der Waals	I-19
I.4.2	Diversas ecuaciones de estado	I-20
I.4.3	Ecuación de estado de Beattie-Bridgeman	I-23
I.4.4	Otros desarrollos de ecuaciones de estado	I-25
I.4.4.1	Ecuación de estado de Soave Redlich-Kwong	I-25
I.4.4.2	Ecuación de estado de Peng-Robinson	I-27
I.5	Mezclas de gases reales	I-28
I.6	Equilibrio vapor-líquido	I-31
II.-	COMPORTAMIENTO CUALITATIVO DEL FLUJO DE FLUIDOS EN YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADO	II-1
II.1	Clasificación de yacimientos	II-1
II.1.1	Clasificación de acuerdo a su diagrama de fases	II-2
II.1.1.1	Yacimientos de gas seco	II-4
II.1.1.2	Yacimientos de gas húmedo	II-5
II.1.1.3	Yacimientos de gas y condensado	
II.1.1.4	Yacimientos de aceite y gas disuelto de bajo encogimiento (aceite negro)	II-7
II.1.1.5	Yacimientos de aceite y gas disuelto de alto encogimiento (aceite volátil)	II-8
II.1.2	Clasificación de acuerdo a su RGA producida	II-9

II.1.3	Clasificación de acuerdo a la densidad del fluido producido	II-10
II.2	Planeación de la Explotación	II-11
II.2.1	Representación esquemática de la planeación de la explotación	II-12
II.2.2	Elementos principales considerados para el desarrollo de un campo petrolero	II-15
II.3	Condiciones óptimas de un yacimiento de gas y condensado	II-17
II.3.1	Consideraciones para la optimización de la explotación de un yacimiento de gas y condensado	II-19
III.-	COMPORTAMIENTO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO A TRAVÉS DE LA TUBERÍA VERTICAL	III-1
III.1	Comportamiento del flujo monofásico y multifásico en la tubería	III-1
III.1.1	Comportamiento del flujo monofásico en la tubería	III-2
III.1.2	Comportamiento del flujo multifásico en la tubería	III-15
III.2	Comportamiento fisicoquímico y termodinámico del flujo de gas y condensado	III-36
III.2.1	Simulador composicional (CMGPROP)	III-36
III.2.2	Formación y prevención de hidratos	III-40
III.2.2.1	Condiciones para la formación de hidratos	III-40
III.2.2.2	Prevención de la formación de hidratos	III-43
IV.-	COMPORTAMIENTO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO A TRAVÉS DEL ESTRANGULADOR	IV-1
IV.1	Definición y clasificación de estranguladores	IV-2
IV.2	Funciones del estrangulador	IV-4
IV.3	Fenómeno de estrangulamiento	IV-5
IV.4	Condiciones de flujo crítico en el estrangulador	IV-7
IV.5	Velocidad de erosión	IV-12
IV.6	Velocidad terminal	IV-13
V.-	ANÁLISIS DE POZOS PRODUCTORES DE GAS Y CONDENSADO	V-1
V.1	Metodología propuesta en el análisis nodal de pozos de gas y condensado	V-2
V.2	Caso ejemplo del análisis	V-11
V.2.1	Diagnóstico de la situación actual del caso ejemplo	V-22

VI.- CONCLUSIONES

VI-1

NOMENCLATURA

BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS

APÉNDICE

INTRODUCCIÓN

Desde sus orígenes hasta la fecha la industria petrolera ha evolucionado a pasos agigantados. Los avances de la tecnología han proporcionado los elementos suficientes para impulsar la investigación y por lo tanto herramientas para llevarla a cabo. Sin embargo hay casos poco estudiados, uno de ellos es el flujo de gas y condensado en el yacimiento, a través de tuberías y estranguladores y en general la optimización de la producción en pozos de gas y condensado.

En este trabajo se analizan sólo algunos de los problemas nocivos que causa la condensación retrógrada en el transporte de hidrocarburos en el yacimiento, a través de la tubería vertical y el estrangulador.

Se empieza por exponer una herramienta empleada para el estudio del comportamiento de los fluidos en diferentes estados (ecuaciones de estado).

En el siguiente enfoque se hace un estudio cualitativo de la clasificación de los yacimientos que se presentan comúnmente en la ingeniería petrolera. Empezando de este modo a señalar los problemas que se dan por causa de los condensados y el fenómeno de la condensación retrógrada. Además tomando en cuenta los elementos principales para el desarrollo de un campo petrolero y haciendo las consideraciones pertinentes para evitar condiciones adversas en su explotación, se establecen las condiciones óptimas de explotación de un yacimiento de gas y condensado.

Otro análisis cualitativo que se hace, de no menos importancia pero que ha sido un poco olvidado por los estudiosos de la materia, es el comportamiento del flujo de gas y condensado a través de la tubería vertical. Para el cual nos apoyamos en el programa de cómputo (FGC-POZO) que se elaboró en este trabajo.

Y la última sección de producción analizada es el estrangulador siendo éste un dispositivo tan pequeño pero a su vez tan complejo en su estudio y con repercusiones tan importantes, por lo que su estudio se hace con apoyo de ciertos conceptos como lo es el fenómeno de estrangulamiento y las velocidades crítica, de erosión y terminal, entre otros conceptos tales que nos permiten comprender los fenómenos que suceden en y por causa del estrangulador.

El estudio del estrangulador se puede complicar tanto como uno quiera, o el grado de precisión que le demos a su estudio, queriendo decir con esto que viéndolo desde un punto de vista microscópico tal como se expone en este trabajo pero que sin embargo no se hace un análisis cuantitativo por razones ya expuestas anteriormente.

Finalmente se culmina este estudio con el análisis nodal de pozos productores de gas y condensado aplicando los conceptos investigados por diversos autores. Para lo cual este estudio se auxilia de la ecuación de Fetkovich para el comportamiento de pozos de gas, la relación de presiones de Ashford para obtener flujo crítico en el estrangulador, para calcular la presión requerida en la cabeza del pozo y la relación de calores específicos para una presión requerida. Y también utilizamos un programa elaborado por los autores de este trabajo para calcular entre otras propiedades la presión de fondo fluyendo a partir de una presión en la cabeza, para graficar así una curva de su comportamiento y poder hacer un análisis más completo, así como se presenta.

I. GENERALIDADES Y CONCEPTOS FUNDAMENTALES^(1,2,3,4)

Un gas puede ser definido como un fluido homogéneo de baja densidad y baja viscosidad, las propiedades del gas difieren completamente de las del líquido, principalmente porque las moléculas en los gases están más separadas que en los líquidos. Por principio, un cambio en la presión tiene un efecto más grande en la densidad de un gas que de un líquido.

Las ecuaciones que relacionan las variables Presión, Volumen y Temperatura (PVT) son de gran interés en la Termodinámica. Con fundamento en el trabajo experimental que realizaron originalmente Boyle, Charles y Gay-Lussac, el comportamiento PVT de muchos gases a bajas presiones y temperaturas moderadas puede aproximarse bastante bien por la ecuación del gas ideal (perfecto). Un conocimiento sobre el comportamiento de la presión, el volumen y la temperatura de la sustancia misma, implica a menudo poder hacer la predicción de una propiedad termodinámica.

Sustancia pura es aquella que tiene la misma composición química en todos sus estados y fases. Muchas veces conviene describir a una sustancia pura, idealmente, como una sustancia con una sola forma de realizar trabajo reversible. A dicha idealización se le conoce como **sustancia simple**. Cuando la única forma importante de realizar trabajo reversible de alguna sustancia es el cambio de volumen, se le llama **sustancia simple compresible**⁽¹⁾.

Es conveniente hacer hincapié en que en realidad, ninguna sustancia es simple, pero en Termodinámica se resuelven muchos problemas satisfactoriamente al tratar las sustancias involucradas como si fueran simples y compresibles.

* Referencias al final

¿Cuántas propiedades son necesarias para determinar el estado de alguna sustancia especificada? ¿Cuántas propiedades serán independientes? El postulado de estado responde a estas preguntas y da la base para poder establecer las ecuaciones de estado de alguna sustancia en especial.

El postulado de estado dice⁽³⁾: "El número de propiedades termodinámicas intensivas e independientes de una sustancia especificada, es igual al número de formas importantes de realizar trabajo reversible más uno".

Así por ejemplo, para una sustancia simple compresible conociendo su temperatura (T) y su presión (P), su estado queda completamente determinado. Si se requiere conocer su volumen específico (v) se sabe que éste será una función de la P y T , y habría que conocer dicha función, la cual será de la forma: $v = v(T, P)$. Si las propiedades que se varían independientemente son P y v , entonces T es una función de ellas: $T = T(v, P)$. A las ecuaciones que tienen la forma de las ecuaciones anteriores se les conoce como **ecuaciones de estado**.

Se denomina ecuación de estado a cualquier expresión en que intervenga la presión, el volumen específico y la temperatura. 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, puede servir como medio para determinar cualquier propiedad termodinámica (si se conocen T y v de la sustancia y se requiere conocer su energía interna específica (u), ésta será función de T y v : $u = u(T, v)$).

I.1 CONCEPTOS

Los conceptos que a continuación se presentan, es importante recordarlos ya que se manejan continuamente en el desarrollo de este trabajo.

CALOR ESPECÍFICO (c): Es la cantidad de energía que se debe suministrar a una sustancia por unidad de masa, para que incremente su temperatura en un grado.

Matemáticamente esta definición se puede escribir como: $c = \frac{Q}{m \Delta T}$

donde:

Q : es la energía que se transmite por medio de calor a la sustancia.

m es la masa total de la sustancia.

ΔT es el incremento de temperatura que experimenta la sustancia.

Los incrementos de temperatura (ΔT) dependen del proceso durante el cual se suministra calor (Q), y por lo tanto el valor de c también depende de esto. Por tal motivo se reconocen dos tipos de calores específicos, uno a volumen constante (c_v) y el otro a presión constante (c_p).

Para aquellas sustancias que se consideran incompresibles, ambos calores específicos tienen el mismo valor y sólo se acostumbra hablar del calor específico (c) de la sustancia.

En el caso de los gases esto no ocurre, ambos son diferentes y tienen la particularidad de que el c_p siempre es mayor que el c_v .

CONDENSADO: Es el líquido que se obtiene por la licuefacción natural o forzada de una sustancia que se encuentra en fase vapor.

DENSIDAD (ρ): Es la relación de la masa por unidad de volumen de una sustancia $\rho = \frac{m}{V}$

ENERGÍA: Definir el concepto de energía no es sencillo, es un principio o entidad fundamental, de la cual no se tiene una definición completa, en algunas ocasiones se entiende o define como la capacidad que tiene un cuerpo o sistema para modificar el medio ambiente que lo rodea.

ENERGÍA CINÉTICA (E_c): Es la energía que posee un cuerpo o sistema asociado a la velocidad con la que se desplaza dentro de un sistema de referencia previamente establecido $E_c = \frac{1}{2}mv_{rel}^2$.

ENERGÍA POTENCIAL (E_p): Es la energía que posee un cuerpo o sistema debido a la posición que ocupa con respecto a un nivel potencial de referencia $E_p = mgh$

ENERGÍA INTERNA (U): Existen a nivel microscópico una gran cantidad de energías asociadas a cada partícula que compone un sistema (energía de traslación que tienen las moléculas, la energía de rotación que tienen las moléculas que están girando constantemente sobre un eje imaginario, la energía de vibración que poseen los átomos al estar vibrando con respecto a su centro de masa, la energía cinética de los electrones que giran alrededor de su núcleo, la energía de espín que tienen los electrones al girar sobre si mismos. Así debemos recordar que las moléculas se mantienen unidas entre si por fuerzas de enlace (electromagnéticas y gravitacionales), los protones y neutrones que forman el núcleo de un átomo también están unidos por fuerzas que son de mayor magnitud que los de enlace y por lo tanto provocan una unión más compacta. Cuando se

habla de un sistema de dimensiones macroscópicas, resulta terriblemente complicado tratar de evaluar cada una de las energías microscópicas antes descritas para cada partícula que conforme al sistema, por ello, todas estas energías se engloban en un sólo concepto que se conoce con el nombre de Energía Interna.

ENTALPÍA (H): Su interpretación física no es sencilla, pero sabemos que representa una suma de energías. $H = U + PV$, dividiendo entre la masa obtenemos la entalpía específica (h), $h = u + Pv$.

FASE: Se le llama fase a las diferentes presentaciones que puede tener una sustancia, debido a la cantidad de energía que posean las partículas que la conforman en un momento dado.

MOL : Un mol de cualquier sustancia es la cantidad de la misma cuyo peso en libras, gramos u otra unidad cualquiera conveniente es numéricamente igual a su peso molecular. Si se expresa en libras, se llama mol-libra; si en gramos, mol-gramo o molécula gramo; cuando se dice simplemente mol, se entiende que es mol-gramo.

PRESIÓN (P): Es la capacidad de un sistema (fluido) para producir una fuerza normal contra una unidad de área $P = F/A$.

SISTEMA TERMODINÁMICO: Es la porción limitada del espacio de volumen y masa no necesariamente constantes, del cual se estudian las variaciones de masa y/o energía para el análisis de un problema.

TEMPERATURA (T): Definir la temperatura no es cosa sencilla, al igual que ocurre con la energía no existe una definición de temperatura clara y sencilla.

Aunque frecuentemente se dice que es una propiedad termodinámica intensiva, asociada a la actividad molecular del sistema.

1.2 EL GAS IDEAL^(1,2,3)

Como punto de partida en el estudio de ecuaciones de estado de gases reales, consideraremos un gas hipotético conocido como gas ideal. La ecuación de gas ideal es usada como base de las ecuaciones para gases reales.

Un gas ideal tiene estas propiedades⁽²⁾.

- ◆ El volumen ocupado por las moléculas es insignificante con respecto al volumen ocupado por el gas.
- ◆ No hay fuerzas de atracción o repulsión entre las moléculas, o entre las moléculas y las paredes del recipiente que lo contiene.
- ◆ Las colisiones de las moléculas son perfectamente elásticas, esto es, no hay pérdida de energía interna por las colisiones.

Cuando un gas se encuentra a bajas presiones y altas temperaturas, sus moléculas se encuentran tan separadas unas de otras que el comportamiento de cada una de ellas no se afecta por el comportamiento de las demás, cuando un gas se encuentra en estas condiciones, la ecuación de estado que describe el comportamiento del gas es la ecuación del gas ideal.

Se dice que un gas se comporta como gas ideal si cumple con Las Leyes de Charles y Gay Lussac, Boyle-Mariotte, Joule y Avogadro⁽³⁾.

Ley de Charles y Gay Lussac: Si un proceso se somete a un proceso isométrico ($V = \text{cte.}$), su presión varía directamente proporcional con su temperatura. O sea, si la presión aumenta también lo hará la temperatura.

$$P \approx T \quad \text{o} \quad \frac{P}{T} = \text{cte.}$$

Ley de Charles y Gay Lussac: Cuando se realiza con un gas un proceso isobárico ($P = \text{cte.}$), el volumen del gas varía directamente proporcional con su temperatura.

$$V \approx T \quad \text{o} \quad \frac{V}{T} = \text{cte.}$$

Ley de Boyle-Mariote: Durante un proceso isotérmico ($T = \text{cte.}$) con un gas, el volumen varía inversamente proporcional con la presión. Es decir, cuando la temperatura permanece constante, al aumentar la presión disminuye el volumen y viceversa.

$$V \approx \frac{1}{P} \quad \text{o} \quad PV = \text{cte.}$$

Ley de Joule: En un gas ideal, la energía interna sólo es función de la temperatura y varía directamente proporcional con ésta.

$$U = f(T)$$

Ley de Avogadro: Dos gases diferentes que ocupen volúmenes iguales a la misma presión y temperatura, contienen el mismo número de moles.

Esto es, si $P_A = P_B$, $T_A = T_B$, $V_A = V_B$, donde A, B representan dos gases diferentes. Entonces $N_1 = N_2$, N es el número de moles.

$$N = \frac{m}{M}$$

m es la masa del volumen de gas, M es el peso molecular del gas.

La ecuación de Boyle, Charles y Avogadro pueden ser combinadas para dar una ecuación de estado para un gas ideal. Considerando una masa de gas se tiene:

$$PV \approx T$$

$$PV = cte m T \quad ; \quad cte = R \quad ; \quad R = \frac{R_u}{M} \text{ : constante particular del gas.}$$

$$PV = R m T \quad ; \quad m = N M$$

$$PV = R N M T \quad ; \quad R_u = M R \quad ; \quad R_u \text{ : constante universal de los gases.}$$

Por lo tanto: $PV = N R_u T$; Ecuación de estado para un gas ideal. 1.1

Al relacionar dos estados A y B de un mismo gas, se tendría la expresión

$$\frac{P_A V_A}{T_A} = \frac{P_B V_B}{T_B}$$

1.3 MEZCLAS DE GASES IDEALES^(1,2)

El gas natural está compuesto en gran parte de hidrocarburos de las series parafínicas (alcanos). El metano y el etano frecuentemente constituyen el 80% al 90% del volumen de un gas natural. El porcentaje restante lo forman otros hidrocarburos cuya masa molecular varía desde 44.097 (propano) hasta una superior a 142.286 (decano), junto con impurezas como el dióxido de carbono, nitrógeno y sulfuro de hidrógeno, que son los más comunes. El helio y otros gases raros inertes ocasionalmente se encuentran en pequeñas concentraciones.

En vista de que muchas aplicaciones en la Ingeniería se basan en el análisis de mezclas multicomponentes, es necesario tener conocimiento de los métodos con que se calculan las propiedades de dichos sistemas.

La descripción completa de un sistema de multicomponentes requiere la especificación no solo de dos propiedades como la presión y la temperatura de la mezcla, sino también de la composición. Por lo tanto, las propiedades de una mezcla como la energía interna específica (u), entalpía específica (h), volumen específico (v), entropía específica (s) no son iguales en composiciones distintas. Sin embargo, nótese que las propiedades de los componentes individuales son fácilmente accesibles. Por consiguiente, un método para evaluar las propiedades de una mezcla consiste en conocer las reglas para promediar las propiedades de los componentes puros de manera que el valor resultante sea representativo de la composición de la mezcla. Este punto de vista se usa para describir el comportamiento de las mezclas de gases ideales y de algunas otras clases de mezclas.

En el estudio de los sistemas termodinámicos hay dos métodos generales para medir la masa contenida en el sistema. Uno consiste en el uso de unidades como kilogramos o libras. El otro se basa en la unidad molar, es decir, el kilogramo-mol o la libra-mol. Por consiguiente, al tratar con mezclas podemos analizar los sistemas desde cualquier punto de vista. Cuando se hace al análisis de una mezcla de gases con base en la masa o el peso, se llama análisis gravimétrico. Para una mezcla no reactiva de gases, es evidente que la masa total de la mezcla (m_m), es la suma de las masas de cada una de las k componentes. Es decir,

$$m_m = m_1 + m_2 + m_3 + \dots + m_k = \sum_{i=1}^k m_i \quad 1.2$$

la fracción de masa (mf_i) del i -ésimo componente se define como

$$mf_i \equiv \frac{m_i}{m_m} \quad 1.3$$

La suma de las fracciones masa de todos los componentes de una mezcla es la unidad. Si el análisis de una mezcla gaseosa se basa en el número de moles de cada componente, se llama análisis molar. El número total de moles (N_m) de una mezcla está dado por

$$N_m = N_1 + N_2 + N_3 + \dots + N_k = \sum_{i=1}^k N_i \quad 1.4$$

y la fracción molar de cualquier componente (y_i),

$$y_i \equiv \frac{N_i}{N_m} \quad 1.5$$

La suma de las fracciones molares de todos los componentes de una mezcla también es la unidad. Según la definición de masa molar (M_i) o molecular (o peso molecular), la masa de una componente esta relacionada con el número de moles de ese componente por medio de

$$m_i = N_i M_i \quad 1.6$$

Si se sustituye la ecuación anterior en la ecuación 1.2 para cada uno de los componentes, entonces

$$m_m = N_1 M_1 + N_2 M_2 + N_3 M_3 + \dots + N_k M_k = N_m M_m \quad 1.7$$

donde M_m es una masa molar o peso molecular, promedio o efectivo, de la mezcla. La solución de la ecuación anterior para M_m en función de las y_i es

$$M_m = \sum_{i=1}^k y_i M_i \quad 1.8$$

La masa molar promedio de una mezcla de gases es entonces la suma de todos los componentes de la fracción molar multiplicada por la masa molar.

I.3.1 RELACIONES PVT PARA MEZCLA DE GASES IDEALES

La relación PVT para una mezcla de gases se basa comúnmente en dos modelos. El primero se conoce como la ley de Dalton de las presiones parciales. Esta regla afirma que la presión total ejercida por una mezcla de gases es la suma de las presiones componentes (p_i), medida cada una por sí sola a la temperatura y en el volumen de la mezcla. Por lo tanto, la regla de Dalton puede escribirse en la forma

$$P = P_1 + P_2 + P_3 + \dots + P_k = \sum_{i=1}^k p_i \quad 1.9$$

donde P_i es la presión asociada con el i -ésimo componente. Es de esperarse que los gases ideales cumplan exactamente la regla de Dalton, ya que el concepto de gas ideal implica que las fuerzas intermoleculares sean despreciables y, por lo tanto, los gases actúan independientemente.

A partir de la regla de Dalton, la presión que ejerce un gas ideal en una mezcla de gases puede ser expresada como

$$P_i = \frac{N_i R_v T}{V} \quad 1.10$$

donde T y V son la temperatura absoluta y el volumen de la mezcla, respectivamente. Si se sustituyen las presiones de cada especie química en la ecuación 1.9 encontramos que

$$P = \frac{N_1 R_v T}{V} + \frac{N_2 R_v T}{V} + \dots + \frac{N_i R_v T}{V} = (N_1 + N_2 + \dots + N_i) \frac{R_v T}{V} = \frac{N_m R_v T}{V} \quad 1.11$$

Por lo tanto, la mezcla de gases también obedece a la ecuación del gas ideal, como era de esperarse. La ecuación anterior ha sido confirmada experimentalmente para gases a presiones relativamente bajas. La regla de Dalton también puede ser aplicada a mezclas de gases reales como una técnica aproximada, pero los resultados no necesariamente estarán en concordancia con

el experimento, debido a la influencia de las fuerzas intermoleculares entre las partículas de los gases reales.

Como se observó anteriormente $N_m = \frac{m_m}{M_m}$. Sustituyendo esto en la ecuación anterior, obtenemos la siguiente relación:

$$P = \frac{m_m R_u T}{M_m V} = \frac{m_m T R_u}{V M_m} = \frac{m_m R_m T}{V} \quad 1.12$$

donde R_m es una constante efectiva de los gases para la mezcla gaseosa referida a la masa, y se define como

$$R_m = \frac{R_u}{M_m} \quad 1.13$$

El valor de M_m se encuentra de la ecuación 1.8. La ecuación 1.12 es la relación de gas ideal para una mezcla de gases referida a la masa en lugar de la referencia molar descrita por la ecuación 1.11.

Se encuentra una relación entre la presión P_i de una mezcla de gases ideales y su fracción mol o molar y_i , al dividir la ecuación 1.10 por la ecuación 1.11, lo cual da:

$$\frac{P_i}{P} = \frac{N_i R_u T / V}{N_m R_u T / V} = \frac{N_i}{N_m} = y_i \quad 1.14$$

o sea que $P_i = y_i P$, en Termodinámica el producto $y_i P$ comúnmente se denomina la presión parcial de un gas.

Otro modelo o descripción de las mezclas de gases está basado en la regla de Amagat-Leduc⁽¹⁾ de los volúmenes parciales. Esta ley afirma que el volumen total de una mezcla de gases es la suma de los volúmenes que ocuparía cada gas si se midiera individualmente a la presión y temperatura de la mezcla. Esto puede expresarse por la relación

$$V = V_1 + V_2 + V_3 + \dots + V_k = \sum_{i=1}^k V_i \quad 1.15$$

donde V_i es el volumen del i -ésimo componente medido a la presión y temperatura de la mezcla. La relación puede ser aplicada a mezclas de gases ideales y gases reales, aunque en el último caso su validez es aproximada. Cuando la ley de Amagat se aplica a los gases ideales en una mezcla, la ecuación del gas ideal para cada componente queda como

$$PV_i = \frac{N_1 R_u T}{P} + \frac{N_2 R_u T}{P} + \dots + \frac{N_k R_u T}{P} = (N_1 + N_2 + \dots + N_k) \frac{R_u T}{P} = \frac{N_m R_u T}{P} \quad 1.16$$

Si ahora se divide la ecuación para V_i por la ecuación 1.16, encontramos que

$$\frac{V_i}{V} = \frac{N_i R_u T / P}{N_m R_u T / P} = \frac{N_i}{N_m} = y_i \quad 1.17$$

Se puede obtener una interpretación física del volumen componente (V_i) para mezclas de gases ideales de la siguiente manera: considérese una mezcla de gases ideales en un sistema de volumen (V) con una presión (P) total y una temperatura (T). Hipotéticamente, los gases podrían separarse de manera que una especie ocupara cierta parte del volumen y la otra especie llenara el volumen restante. La temperatura y la presión de cada gas por separado serían idénticas. El volumen real ocupado por los volúmenes de los componentes es el volumen total del sistema cerrado.

En base a las ecuaciones (1.14, 1.17) es evidente que

$$\frac{P_i}{P} = y_i = \frac{N_i}{N_m} = \frac{V_i}{V} \quad 1.18$$

por consiguiente, para mezclas de gases ideales la fracción molar, la fracción volumétrica y la razón de presión parcial a presión total son todas iguales para un gas dado. La relación directa entre fracciones molares y fracciones volumétricas nos permiten pasar del análisis volumétrico al análisis referido a la masa.

1.3.2 PROPIEDADES DE MEZCLA DE GASES IDEALES

En un sistema de gases ideales, la temperatura (T) se aplica a todos los gases en el sistema que ocupa un volumen (V) a presión (P) total. Por supuesto, las presiones parciales están dadas por la cantidad $y_i P$. Se pueden obtener las otras propiedades termodinámicas de los gases individuales y de la mezcla al aplicar la ley de Gibbs-Dalton, que es una generalización de la regla de Dalton de las presiones parciales, la que afirma que en una mezcla de gases ideales cada componente de la mezcla actúa como si estuviera sólo en el sistema con volumen (V) y temperatura (T) de la mezcla. En consecuencia, todas las propiedades extensivas de la mezcla de multicomponentes se encuentran sumando las contribuciones que hace cada gas.

Con base en la ley de Gibbs-Dalton, la energía interna total de la mezcla (U_m), está dada por

$$U_m = U_1 + U_2 + U_3 + \dots + U_k = \sum_{i=1}^k U_i \quad 1.19$$

Una manera de expresar la energía interna total de cada componente es $N_i u_i$, donde u_i es la energía interna específica molar. Por consiguiente, podemos escribir la ecuación 80 de la manera siguiente:

$$U_m = N_m u_m = N_1 u_1 + N_2 u_2 + N_3 u_3 + \dots + N_k u_k = \sum_{i=1}^k N_i u_i \quad 1.20$$

En el análisis energético de los sistemas cerrados lo que necesitamos es el cambio en la energía interna. De acuerdo a la ecuación 1.20,

$$\Delta U_m = N_m \Delta u_m = N_1 \Delta u_1 + N_2 \Delta u_2 + \dots + N_k \Delta u_k = \sum_{i=1}^k N_i \Delta u_i$$

Si se divide esta ecuación por N_m , obtenemos el cambio en la energía interna específica (molar) de la mezcla (Δu_m), como

$$\Delta u_m = y_1 \Delta u_1 + y_2 \Delta u_2 + \dots + y_k \Delta u_k = \sum_{i=1}^k y_i \Delta u_i \quad 1.21$$

Los datos de las u_i necesarios para estas ecuaciones se obtienen de tablas de las propiedades de gas ideal para los gases individuales.

La entalpía de una mezcla de gases ideales será simplemente la suma de las entalpías de los componentes individuales. En términos molares,

$$H_m = N_m h_m = H_1 + H_2 + H_3 + \dots + H_k = N_1 h_1 + N_2 h_2 + N_3 h_3 + \dots + N_k h_k \quad 1.22$$

en la que h_m es la entalpía molar específica de la mezcla. Para los análisis de la energía nos interesa el cambio en la entalpía. De la misma manera que en las ecuaciones anteriores para el cambio de la energía interna de las mezclas de gases ideales, podemos escribir

$$\Delta H_m = N_m \Delta h_m = N_1 \Delta h_1 + N_2 \Delta h_2 + \dots + N_k \Delta h_k = \sum_{i=1}^k N_i \Delta h_i \quad 1.23$$

$$\text{y} \quad \Delta h_m = y_1 \Delta h_1 + y_2 \Delta h_2 + \dots + y_k \Delta h_k = \sum_{i=1}^k y_i \Delta h_i \quad 1.24$$

Estas ecuaciones para el cambio en la entalpía se aplicarán a una mezcla contenida en un sistema cerrado a presión constante. Podemos aplicar este mismo método y expresiones similares al análisis de un volumen de control en régimen permanente con entrada y salida de corriente. En cualquier caso, los datos de h_i se obtendrán de las tablas de propiedades de gas ideal.

Los cambios de energía interna y entalpía de un gas ideal pueden también calcularse a partir de los valores de calor específico⁽¹⁾

$$\Delta u_i = c_{v,i} \Delta T \quad \text{y} \quad \Delta h_i = c_{p,i} \Delta T$$

donde generalmente $c_{v,i}$ y $c_{p,i}$ se toman como constantes o bien, los valores de la media aritmética en el intervalo de temperatura dado. Cuando se emplean datos de los calores específicos, la ecuación 1.21 queda como

$$\Delta u_m = \Delta T \sum_{i=1}^k y_i c_{v,i} = c_{v,m} \Delta T \quad 1.25$$

y la ecuación 1.24 se convierte en

$$\Delta h_m = \Delta T \sum_{i=1}^k y_i c_{p,i} = c_{p,m} \Delta T \quad 1.26$$

donde $c_{v,i}$ y $c_{p,i}$ deben expresarse en estas ecuaciones en forma molar, ya que intervienen fracciones molares. Las cantidades $c_{v,m}$ y $c_{p,m}$ son los valores combinados o resultantes de c_v y c_p para la mezcla. Con frecuencia los datos de los calores específicos se expresan con referencia a la masa. Es decir:

$$c_{v,m} = \sum_{i=1}^k m f_i c_{v,i} \quad 1.27$$

$$c_{p,m} = \sum_{i=1}^k m f_i c_{p,i} \quad 1.28$$

Por lo tanto, se puede calcular Δu_m y Δh_m en base molar o en base masa, dependiendo en que estén expresados los datos de u_i , h_i , $c_{v,i}$ y $c_{p,i}$.

I.4 EL GAS REAL^(1,2,4)

El gas real o no ideal, es el gas cuyo volumen se reduce a la mitad de su volumen original, cuando la presión es menor de dos veces la presión inicial, es decir, el gas real es más compresible que el gas ideal o perfecto, debido a que los gases reales presentan dos tendencias:

Se apartan entre si por su constante movimiento cinético.

Se atraen por fuerzas eléctricas existentes entre las moléculas.

A presiones bajas las moléculas están distantes, las fuerzas atractivas son insignificantes y, como en el caso anterior, el gas se comporta como ideal. En cambio a presiones muy altas (5000 psia por ejemplo), los gases pasan de un estado supercompresible a uno en que la compresión es más difícil que si se tratara de gases ideales (a veces se encuentran en estado líquido).

Por lo tanto, a menos que la presión sea razonablemente baja y la temperatura relativamente alta, los gases no presentan un comportamiento PVT que quede representado con exactitud en la ecuación de los gases ideales, $Pv = n R_u T$. Un método para conservar una forma similar para la relación PVT de los gases no ideales pero conservando una exactitud razonable consiste en el uso del factor de corrección por compresibilidad. La desviación de la ecuación de los gases ideales se puede caracterizar por un factor de compresibilidad (Z), que se define como

$$Z \equiv \frac{Pv}{R_u T} \quad 1.32$$

Puesto que $R_u T / P$ es el volumen ideal del gas (v_{ideal}), se puede considerar al factor de compresibilidad como una medida de la razón del volumen real al volumen específico del gas ideal. Es decir, $Z = v_{real} / v_{ideal}$. Para el gas ideal hipotético el factor de compresibilidad es la unidad, pero para los gases reales puede ser mayor o menor que la unidad. Por lo tanto, el factor de compresibilidad mide la desviación de un gas real con el comportamiento de gas ideal.

El volumen molar específico de cualquier gas puede estimarse a presión y temperatura que se desee, si se conoce el factor de compresibilidad como función de la P y T , puesto que $v = ZNR_u T / P$. Se puede establecer una función que relacione el factor de compresibilidad (Z), con la presión reducida (P_r) y la temperatura reducida (T_r), de la forma

$$Z = Z(P_r, T_r)$$

Esto se ha hecho en forma gráfica, construyéndose lo que se conoce como carta de compresibilidad, para cada gas. Sin embargo, en la práctica se ha encontrado que el factor de compresibilidad (Z) representa, para muchos gases, casi la misma función de presión y temperaturas reducidas. Este hecho se conoce como el principio de los estados correspondientes⁽¹⁾. El principio predice que el factor Z para todos los gases es aproximadamente el mismo cuando éstos tienen

la misma presión y temperatura reducida. La presión reducida (P_r) y la temperatura reducida (T_r) se define por

$$P_r \equiv \frac{P}{P_c} \quad \text{y} \quad T_r \equiv \frac{T}{T_c}$$

Dicho principio permite trazar un sólo diagrama que se puede utilizar para casi todos los gases, con buenos resultados, este diagrama se conoce como carta generalizada de compresibilidad. Esta carta es sumamente útil, ya que se puede utilizar prácticamente para cualquier gas y, además no depende de algún sistema de unidades que se emplee, ya que tanto Z , P_r y T_r son adimensionales. En estas ecuaciones se deben usar presiones y temperaturas absolutas. De esta manera, la presión y la temperatura críticas de una sustancia se usan para definir un estado reducido. La validez de dicho principio se basa en evidencias experimentales.

Existen varias ecuaciones de estado que tratan de describir el comportamiento real de los gases, la mayoría de ellas son exactas sólo hasta una cierta densidad menor que la densidad crítica. La precisión de estas relaciones PVT varía con el tipo de gas.

En los sistemas compresibles simples, se ha postulado que se necesitan dos propiedades independientes para fijar el estado de equilibrio. Si Pv se elige como propiedad termodinámica dependiente se le puede considerar función de dos propiedades independientes como la presión y la temperatura, o bien, el volumen y la temperatura. Una relación funcional del tipo $Pv = f(P, T)$. Esta relación puede expresarse, con la precisión que se desee, por un desarrollo en serie infinita de la forma

$$Pv = a + bP + cP^2 + dP^3 + \dots$$

I.33

si v y T se seleccionan como variables independientes, se aplicaría la serie infinita con la forma siguiente:

$$Pv = a \left(1 + \frac{b'}{v} + \frac{c'}{v^2} + \frac{d'}{v^3} + \dots \right) \quad 1.34$$

Las ecuaciones de este tipo, que relacionan P , v y T por medio de una serie, se conocen con el nombre de *ecuación de estado del virial*⁽¹⁾. Los coeficientes a , b , c , sucesivamente, se llaman el primero, segundo, tercer, coeficiente virial de las ecuaciones respectivas y son función sólo de la temperatura del sistema. Como todas las ecuaciones de estado PVT se deben de reducir a $Pv = R_u T$ cuando la presión tiende a cero, se observa que la constante a , común a ambas ecuaciones, es igual a $R_u T$.

1.4.1 ECUACIÓN DE VAN DER WAALS^(1,2,3)

Uno de los primeros intentos de corregir la ecuación de gas ideal lo representa la ecuación de Van der Waals, la cual considera dos efectos importantes, las fuerzas intermoleculares y el volumen que ocupan las moléculas de gas.

La ecuación de Van der Waals es:

$$\left(P + \frac{a}{v^2} \right) (v - b) = R T \quad 1.35$$

donde el término $\frac{a}{v^2}$ representa el efecto de la atracción molecular y la constante b representa el volumen ocupado por las moléculas de gas. La ecuación de Van der Waals es un mejoramiento de la ecuación de gas ideal. Sin embargo esta tiene limitado su uso puesto que es precisa solo a bajas presiones. La ecuación de Van der Waals es presentada para ilustrar la base teórica que muchos

investigadores han usado para desarrollar ecuaciones de estado de la forma básica de la ecuación de gas ideal.

La ecuación de Van der Waals algunas veces es llamada ecuación de estado de dos constantes, aunque tiene tres constantes, a , b y R . Esta ecuación también es llamada ecuación cúbica de estado. La ecuación de Van der Waals en forma cúbica es:

$$v^3 - (b + R_u T / p) v^2 + (a / p) v - ab / p = 0 \quad 1.36$$

1.4.2 DIVERSAS ECUACIONES DE ESTADO

Poco después de la aparición de la ecuación de Van der Waals, otros investigadores comenzaron a intentar mejorarla. Estos intentos han continuado por unos cien años. Usualmente un cambio del término de la atracción molecular a / v^2 , es propuesto. Ocasionalmente un investigador sugirió un cambio al término del volumen molecular, b .

Todas estas ecuaciones tienen alguna utilidad, sin embargo, ninguna es particularmente precisa en presión y temperatura al aproximarse al punto crítico. También, esas ecuaciones fueron formuladas para sustancias puras. Reglas de mezclas arbitrarias deben ser usadas para determinar los valores de las constantes a y b para mezclas de gas.

Clausius⁽⁴⁾ (1880) propuso que el término de la atracción molecular es inversamente proporcional a la temperatura.

$$\left[P + \frac{a}{T(v+c)^2} \right] (v-b) = R_u T \quad 1.37$$

La adición de la cuarta constante, c , permite mejorar la concordancia con datos. Sin embargo, las manipulaciones matemáticas requeridas en los cálculos termodinámicos son más difíciles. Así Berthelot⁽⁴⁾ (1899) removió la constante c , resultando en

$$\left(P + \frac{a}{Tv^2}\right)(v - b) = R_u T \quad 1.38$$

Dieterici⁽⁴⁾ (1899) manejó la temperatura dependiente del término de la atracción molecular en una forma diferente.

$$\left[P \exp\left(\frac{a}{vRT}\right)\right](v - b) = R_u T \quad 1.39$$

Lorentz⁽⁴⁾ (1981) agregó el término del volumen molecular

$$\left(P + \frac{a}{v^2}\right)\left(v - \frac{bv}{v + b}\right) = R_u T \quad 1.40$$

Wohlf⁽⁴⁾ (1927) considero el efecto de la temperatura en el término de la atracción molecular

$$\left[P + \frac{a}{Tv(v - b)} - \frac{c}{T^2 v^2}\right](v - b) = R_u T \quad 1.41$$

las constantes a , b , y c en las ecuaciones anteriores tienen diferentes valores para diferentes sustancias. También, hay que notar que las constantes tienen diferentes valores para cada una de las ecuaciones.

Ecuaciones de estado en el punto crítico. Ya se ha visto que la isoterma crítica en un diagrama presión-volumen para una sustancia pura tiene un punto horizontal de inflexión cuando éste pasa a través del punto crítico. Así, para una sustancia pura en el punto crítico⁽⁴⁾

$$\left(\frac{\partial p}{\partial v}\right)_{T_c} = 0 \quad \text{y} \quad \left(\frac{\partial^2 p}{\partial v^2}\right)_{T_c} = 0 \quad 1.42$$

esta observación experimental puede ser usada para derivar ecuaciones para las constantes a y b en términos de la temperatura crítica y presión crítica de una sustancia.

Como un ejemplo, consideramos la ecuación de estado de Van der Waals. En el punto crítico se aplican las tres ecuaciones siguientes⁽⁴⁾:

$$\left(P_c + \frac{a}{v_c^2}\right)(v_c - b) = R_u T_c \quad 1.43$$

$$\left(\frac{\partial p}{\partial v}\right)_{T_c} = -\frac{R_u T_c}{(v_c - b)^2} + \frac{2a}{v_c^3} = 0 \quad 1.44$$

y

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial v^2}\right)_{T_c} = \frac{2R_u T_c}{(v_c - b)^3} - \frac{6a}{v_c^4} = 0 \quad 1.45$$

la combinación de estas tres ecuaciones resulta en

$$a = \frac{27R_u^2 T_c^2}{64P_c} \quad \text{y} \quad b = \frac{R_u T_c}{8P_c} \quad 1.46$$

Ecuaciones para las constantes de las otras ecuaciones de estado pueden ser determinadas de una manera similar. Sin embargo esta técnica sólo se utiliza para sustancias puras.

Ninguna de las ecuaciones discutidas en esta sección representan adecuadamente las propiedades de los gases en los rangos de temperatura y presión de interés para la ingeniería petrolera. Estas ecuaciones son dadas aquí para ilustrar varios esquemas teóricos que investigadores han usado en un intento

de modificar la ecuación de estado de gas ideal para describir las propiedades del gas real.

1.4.3 ECUACIÓN DE ESTADO DE BEATTIE-BRIDGEMAN⁽⁴⁾

Beattie y Bridgeman analizaron el comportamiento del gas real bajo la teoría cinética. Ellos dedujeron que las constantes de Van der Waals, a , b son ambas dependientes de la densidad del gas. Esto resulta del hecho de más moléculas presentes, y de una mayor interferencia entre las moléculas. Ellos seleccionan funciones lineales por simplicidad y proponen el reemplazamiento de la constante "a" con $A_o(1 - a/v)$ y "b" con $B_o(1 - b/v)$.

Además, Beattie y Bridgeman postularon que (cuando dos moléculas se mueven lentamente encontrándose una con otra, la tendencia de una de ellas para moverse es bajo la influencia de la otra por una apreciable cantidad de tiempo debido a las fuerzas intermoleculares entre las mismas). En efecto, las moléculas moviéndose juntas disminuyen el número de conjuntos en el sistema. Esto provocará un cambio en el peso molecular promedio del gas.

Este conjunto de moléculas es más probable que ocurra a baja energía cinética y a alta densidad de las moléculas. Así el valor de R es afectado por los recíprocos de la temperatura y volumen molar. Beattie y Bridgeman propusieron el reemplazo de R por $R(1 - c/vT^3)$. La forma de la ecuación basada en teoría, el exponente al cubo en la temperatura es empírico.

Beattie y Bridgeman hicieron estas sustituciones en la ecuación de Lorentz, produciendo

$$P = \frac{R_u T}{v^2} \left(1 - \frac{c}{vT^3}\right) \left[v + B_o \left(1 - \frac{b}{v}\right) \right] - \frac{A_o(1 - a/v)}{v^2} \quad 1.47$$

donde los coeficientes a, b, c, A_o, B_o son constantes para un gas dado. Los valores de estas constantes para varios gases de interés en la ingeniería petrolera se encuentran en la literatura.

La ecuación de Beattie y Bridgeman semejantes a la mayoría de las ecuaciones de estado esta explícita para la presión. Ciertos cálculos requieren una ecuación que sea explícita para el volumen. Por lo tanto, Beattie reordenó la ecuación de Beattie y Bridgeman y modificó esta para dar la siguiente forma

$$v = \left(\frac{R_u T}{P} + B \right) (1 - E) - \frac{A}{R_u T} \quad 1.48$$

donde

$$A = A_o \left(1 - \frac{aP}{R_u T} \right) \quad 1.49$$

$$B = B_o \left(1 - \frac{bP}{R_u T} \right) \quad 1.50$$

$$y \quad E = \frac{cP}{R_u T^2} \quad 1.51$$

Las constantes son las mismas que para la ecuación de Beattie y Bridgeman y los mismos valores numéricos pueden ser usados. La ecuación es menos precisa que la ecuación de Beattie y Bridgeman, pero la concordancia con los datos observados es satisfactoria.

Ambas ecuaciones la de Beattie-Bridgeman y la de Beattie modificada han sido usadas con buena precisión en densidades arriba de dos tercios la densidad crítica del gas. Infortunadamente esta no cubre todo el rango de interés del ingeniero petrolero.

Las constantes de estas ecuaciones han sido derivadas experimentalmente de datos para gases puros. Sin embargo, la ecuación puede ser usada para

mezclas de gas por combinación de las constantes usando las siguientes reglas de las mezclas.

$$a = \sum_j^k y_j a_j \quad 1.52$$

$$b = \sum_j^k y_j b_j \quad 1.53$$

$$c = \sum_j^k y_j c_j \quad 1.54$$

$$A_o = \left(\sum_j^k y_j A_{oj}^{1/2} \right)^2 \quad 1.55$$

$$B_o = \sum_j^k y_j B_{oj} \quad 1.56$$

1.4.4 OTROS DESARROLLOS DE ECUACIONES DE ESTADO^(1,4)

Investigaciones en ecuaciones de estado han regresado recientemente a la teoría de Van der Waals, que es una ecuación con dos constantes. Muchas ecuaciones de esta forma han sido propuestas. Dos ecuaciones de estado popularmente aceptadas en la industria petrolera; Soave Redlich-Kwong y Peng-Robinson, son ecuaciones cúbicas con dos constantes empíricas. Estas ecuaciones han sido usadas extensamente para calcular propiedades físicas y equilibrio vapor-líquido de mezclas de hidrocarburos.

1.4.4.1 ECUACIÓN DE ESTADO DE SOAVE REDLICH-KWONG⁽⁴⁾

Redlich y Kwong propusieron una ecuación de estado que considera la temperatura dependiente del término la atracción molecular de una manera similar a Clausius.

$$\left[P + \frac{a}{T^{1/2}v(v+b)} \right] (v-b) = R_u T \quad 1.57$$

La ventaja sobre la ecuación de Clausius es que la tercera constante empírica no está incluida.

Soave⁽⁴⁾ sugirió que $a/T^{1/2}$ sea reemplazado con un término dependiente de la temperatura (a_T).

$$\left[P + \frac{a_T}{v(v+b)} \right] (v-b) = R_u T \quad 1.58$$

El hecho que a_T varíe con la temperatura no es inconveniente puesto que muchas aplicaciones de esta ecuación son a temperatura constante. La ecuación para a_T es

$$a_T = a_c \alpha \quad 1.59$$

donde a_c es el valor de a_T a la temperatura crítica y α es un término dependiente de la temperatura adimensional que tiene un valor de 1.0 a la temperatura crítica. Esta modificación es algunas veces llamada la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (SRW).

La primera y segunda derivada de la ecuación 1.58 igual a cero en el punto crítico resulta en

$$b = 0.08664 \frac{R_u T_c}{P_c} \quad \text{y} \quad a_c = 0.42747 \frac{R_u^2 T_c^2}{T_c} \quad 1.60$$

las unidades de b y a_c dependen de las unidades del valor de R_u seleccionado.

Los valores de α son obtenidos de

$$\alpha^{1/2} = 1 + m(1 - T_r^{1/2}) \quad 1.61$$

donde

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \quad 1.62$$

donde ω es el factor acéntrico Pitzer⁽⁴⁾. El factor acéntrico Pitzer esta definido como

$$\omega = -(\log P_{vr} + 1) \quad \text{a} \quad T_r = 0.7 \quad 1.63$$

donde P_{vr} es la presión de vapor reducida, evaluada a $T_r = 0.7$. Así el factor acéntrico es una constante para cada sustancia pura.

1.4.4.2 ECUACIÓN DE ESTADO DE PENG-ROBINSON⁽⁴⁾

Peng y Robinson propusieron una forma ligeramente diferente del término de la atracción molecular.

$$\left[P + \frac{a_r}{v(v+b) + b(v-b)} \right] (v-b) = R_v T \quad 1.64$$

El término a_r depende de la temperatura como en la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong, sin embargo este no tiene exactamente los mismos valores.

Los coeficientes se calculan como sigue:

$$b = 0.07780 \frac{R_v T_c}{P_c} \quad \text{y} \quad a_c = 0.45724 \frac{R_v^2 T_c^2}{P_c} \quad 1.65$$

$$a_r = a_c \alpha \quad 1.66$$

donde

$$\alpha^{1/2} = 1 + m(1 - T_r^{1/2}) \quad 1.67$$

$$\text{y} \quad m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad 1.68$$

1.5 MEZCLAS DE GASES REALES^(1,4)

Al igual que en el método de los gases ideales que se presentó anteriormente, una solución consiste en el uso de las propiedades de los ingredientes puros con alguna especie de regla de mezclado. Las dos reglas más comunes son la aditividad de la presión y la aditividad de los volúmenes como se mencionó en mezclas de gases ideales. Por ejemplo, la presión total de una mezcla de gases podría calcularse mediante la ley de Dalton de las presiones aditivas como la suma de las presiones ejercidas por las componentes individuales. Es decir,

$$P_m = P_1 + P_2 + P_3 + \dots]_{T,P} \quad 1.69$$

en donde las presiones de los componentes 1, 2, 3, etcétera, se calculan con métodos más exactos para cada gas. Cada presión parcial se calcula con el volumen y la temperatura de la mezcla, como indica la ecuación 1.69. El error de este planteamiento es que se supone que cada gas actúa como si él solo ocupara el volumen completo y su comportamiento no fuese afectado por la presencia de otras especies químicas. En consecuencia, se podría esperar que la ley de las presiones aditivas tendrá mayor validez a presiones y densidades relativamente bajas y que tendrá un error considerable a presiones superiores.

Si se supone que cada gas en una mezcla gaseosa siguiera la ecuación de Van der Waals, la ecuación del *i*-ésimo componente sería

$$P_i]_{T,P} = \frac{R_u T}{v_i - b_i} - \frac{a_i}{v_i^2} \quad 1.70$$

en la que v_i es el volumen molar del componente. Sin embargo, el volumen molar de cualquier especie está relacionado con el volumen molar (v_m) de la mezcla por la definición $v_m = y_i v_i$. La sustitución de esta relación en la ecuación anterior resulta en

$$P_i]_{T,P} = \frac{y_i R_u T}{v_m - y_i b_i} - \frac{y_i^2 a_i}{v_m^2} \quad 1.71$$

si esta forma general de la ecuación se sustituye en la ley de las presiones aditivas, después de redistribuir los términos se ve que

$$P_m = R_u T \left(\frac{y_1}{v_m - y_1 b_1} + \frac{y_2}{v_m - y_2 b_2} + \dots \right) - \frac{1}{v_m^2} (a_1 y_1^2 + a_2 y_2^2 + \dots) \quad 1.72$$

en una mezcla cualquiera a una temperatura, volumen y composición dados, se puede calcular directamente el segundo miembro de esta ecuación contando con que las constantes de Van der Waals de cada ingrediente se hayan determinado previamente.

Otra forma de usar la ley de presiones aditivas sería suponer que pudieran usarse los factores de compresibilidad en los componentes individuales. Si una ecuación del tipo $p_i V = Z_i N_i R_u T$ se sustituye en la ley de presiones aditivas en cada presión parcial, el resultado es

$$P_m = \frac{R_u T}{V} (N_1 Z_1 + N_2 Z_2 + \dots) \quad 1.73$$

no obstante, si se define un factor de compresibilidad promedio para la mezcla (Z_m) por medio de la ecuación $P_m V = Z_m N_m R_u T$, vemos entonces que

$$Z_m N_m = Z_1 N_1 + Z_2 N_2 + \dots \quad 1.74$$

$$\text{o} \quad Z_{m,V,T} = y_1 N_1 + y_2 N_2 + \dots \quad 1.75$$

en donde y es la fracción mol de cada componente de la mezcla. Los subíndices V y T de Z_m recalcan que los factores de compresibilidad de cada componente deben ser calculados con el volumen y la temperatura de la mezcla. En general, puede establecerse que la regla de aditividad de las presiones en la forma de la ecuación 1.75 tiende a producir valores de Z_m mayores que los experimentales a presiones o densidades bajas y valores que son demasiado pequeños a presiones altas. Para corregir esta dificultad puede usarse un método que frecuentemente se llama ley de presiones aditivas de Bartlett⁽¹⁾. En este método se usa la misma forma de la ecuación 1.75, pero los factores de compresibilidad individuales se calculan usando la temperatura y el volumen molar de la mezcla en lugar del volumen molar del componente. Este punto de vista tiende a producir mejores

resultados en la región de baja presión. Es obvio que se pueden usar otras ecuaciones de estado en combinación con la ley de las presiones aditivas.

La regla de Amagat de los volúmenes aditivos puede también aplicarse a mezclas gaseosas como una técnica aproximada. En este caso

$$V_m = [V_1 + V_2 + V_3 + \dots]_{P,T} \quad 1.76$$

en la que los volúmenes individuales se calculan con ecuaciones de estado adecuadas en la que se usan la presión y la temperatura de la mezcla. Si se emplea en el método el factor de compresibilidad, $P_m V_i = Z_i N_i R_u T$. El uso de esta expresión en la ecuación 1.76 nos lleva a la siguiente relación para el factor de compresibilidad de la mezcla Z_m completa:

$$Z_{m,P,T} = y_1 Z_1 + y_2 Z_2 + \dots \quad 1.77$$

Los subíndices P y T recalcan que los factores de compresibilidad individuales Z deben calcularse a la presión y temperatura de la mezcla. Aunque las ecuaciones 1.75 y 1.77 de las reglas de presiones y volúmenes aditivos son de forma idéntica, el método de cálculo es muy diferente, por lo cual los dos métodos producen valores distintos en un mismo problema en el que intervengan gases reales. como la regla de Amagat toma en consideración la presión total del sistema, tiene en cuenta efectivamente la influencia de las fuerzas intermoleculares entre especies químicas diferentes, así como la que existe entre moléculas semejantes. Se sabe que la regla de adición de los volúmenes para mezclas de gases reales conduce a valores de Z_m demasiado pequeños en la región de baja presión. En general, parece ser que la regla de Amagat es mejor que la regla de las presiones aditivas, excepto a presiones relativamente bajas.

En los cálculos preliminares en ingeniería se puede usar otra regla de mezclado, conocida como regla de Kay⁽¹⁾, que produce resultados satisfactorios dentro de un 10% aproximadamente. En este método se define una temperatura y una presión pseudocríticas de la manera siguiente:

$$T'_c = y_1 T_{c1} + y_2 T_{c2} + y_3 T_{c3} + \dots \quad 1.78$$

$$y \quad P'_c = y_1 P_{c1} + y_2 P_{c2} + y_3 P_{c3} + \dots \quad 1.79$$

esta técnica es muy útil, porque requiere solamente conocer las temperaturas y presiones críticas de los gases componentes. Otros tipos de correlaciones de mezclas de gases reales pueden encontrarse en la literatura.

1.6 EQUILIBRIO VAPOR-LÍQUIDO^(2,4,5)

El área limitada por la curva de burbujeo y la curva de rocío en el diagrama de fase de un sistema multicomponente, define las condiciones para que el gas y el líquido se presenten en equilibrio. Las cantidades y composiciones de cada fase son diferentes en distintos puntos en la región de dos fases.

El equilibrio vapor-líquido se aplica para determinar el comportamiento de mezclas de hidrocarburos en la región de dos fases, y para calcular las concentraciones y las composiciones de cada fase a las condiciones de presión y temperatura dentro de la región de dos fases.

La distribución de un componente de un sistema de gas-líquido es expresada por la constante de equilibrio (K). La constante de equilibrio se define como la razón de la fracción molar del componente en la fase gaseosa (y), a la fracción molar del componente en la fase líquida (x), matemáticamente queda:

$$K = \frac{y}{x} \quad 1.80$$

donde

K = constante de equilibrio de un componente

y = fracción molar de un componente en la fase gaseosa

x = fracción molar de un componente en la fase líquida

Cálculo de las constantes de equilibrio

Las constantes de equilibrio son función de la presión, la temperatura y de toda la composición del sistema. A presiones bajas, el efecto de la composición del sistema es mínimo pero, a presiones mayores de 1000 psia, toda la composición del sistema afecta considerablemente la constante de equilibrio. Las constantes de equilibrio pueden ser evaluadas por diferentes métodos, así podemos hacer uso de los conceptos de solución ideal por medio de la Ley de Dalton y la Ley de Raoult, de datos de fugacidad de compuestos puros en el gas y líquido y por análisis directo.

Para las soluciones ideales en equilibrio, la Ley de Raoult y la Ley de Dalton pueden ser combinadas para calcular la concentración de cada componente en las fases líquida y gaseosa. La ley de Raoult⁽²⁾ establece que la presión parcial de un componente en la fase gaseosa es igual al producto de la fracción molar de ese componente en la fase líquida multiplicada por la presión de vapor del componente puro es decir: $(P_i = x_i P_{v_i})$ y de la Ley de Dalton $(P_i = y_i P_t)$ donde:

P_i : Presión parcial del componente i en la fase gaseosa.

x_i : Fracción molar del componente i en la fase líquida.

y_i : Fracción molar del componente i en la fase gaseosa.

P_{v_i} : Presión de vapor del componente i a la temperatura del sistema.

P_t : Presión total del sistema.

Combinando las ecuaciones anteriores se tiene:

$$x_i P_{v_i} = y_i P_t \quad 1.81$$

$$\text{o} \quad \frac{P_{v_i}}{P_t} = \frac{y_i}{x_i} = K \quad 1.82$$

donde K , es la constante de equilibrio del componente i a la temperatura particular y presión total.

Dos factores que limitan el uso de las constantes de equilibrio, calculadas por las leyes anteriormente mencionadas son:

- a) Un compuesto puro no puede tener una presión de vapor a temperaturas mayores que la temperatura crítica.
- b) La ley de las Presiones Parciales de Dalton asume que cada componente en el gas se comporta como un gas ideal.

Una mejor aproximación de las constantes de equilibrio, se obtiene por medio de la definición de las constantes en términos de la fugacidad de los componentes. La fugacidad puede ser considerada como una presión de vapor modificada, que representa correctamente la tendencia de escape de las moléculas de una fase al interior de la otra.

En una solución ideal la fugacidad de cualquier componente en una fase de la mezcla es igual a la fugacidad de ese componente en la misma fase en el estudio puro y a las mismas condiciones de presión y temperatura multiplicada por la fracción molar del componente en la mezcla. Es decir

$$(f_{g^i})_m = y_i (f_{g^i}) P_u \quad 1.83$$

$$y \quad (f_{l_i})_m = x_i (f_{l_i}) P_u \quad 1.84$$

a las condiciones de equilibrio, la fugacidad de un componente en la fase gaseosa es igual a la fugacidad de ese componente en la fase líquida, así:

$$y_i (f_{g^i}) P_u = x_i (f_{l_i}) P_u \quad 1.85$$

$$o \quad \frac{y_i}{x_i} = \frac{f_{l_i}}{f_{g^i}} = K_i \quad 1.86$$

Otro método de evaluación de las constantes de equilibrio es para determinar experimentalmente las composiciones en equilibrio de las fases gaseosa y líquida a varias temperaturas y presiones. La constante de equilibrio de cada componente puede ser evaluada, calculando la relación de las fracciones molares en las fases del gas y del líquido. En la figura I.1, muestra datos para un sistema condensado. Desafortunadamente son pocos los temas que han sido estudiados, para definir la manera en la cual la composición influye en los valores de las constantes. Así como se observa en las curvas de los sistemas multicomponentes. A bajas presiones la pendiente de cada curva es aproximadamente (-1). A medida que la presión aumenta, todas las constantes de equilibrio disminuyen y con la excepción del metano, todas pasan a través de un valor mínimo. Las constantes tienden a converger a la unidad a una misma presión.

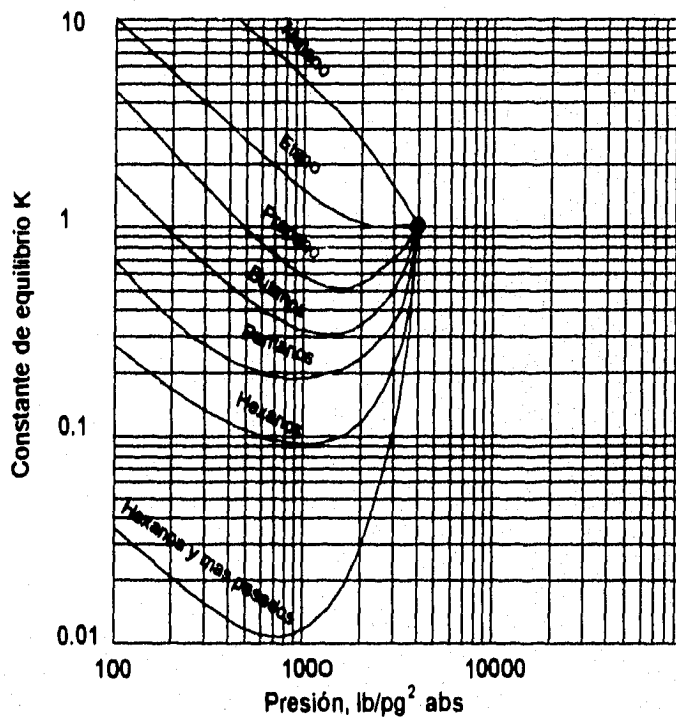


Figura I.1 Constantes de Equilibrio a 200°F para un sistema condensado

El valor de la presión para la cual las constantes de equilibrio convergen a la unidad es conocido como la presión de convergencia. Si la mezcla se encontrara exactamente a la temperatura crítica, las curvas realmente convergería al valor de uno a la presión crítica.

Aunque la presión de convergencia no es igual a la presión crítica de la mezcla, en un cierto grado caracteriza las propiedades de la mezcla. Se ha encontrado que la presión de convergencia puede ser efectivamente usada para correlacionar los datos de las constantes de equilibrio.

Para procesos de gas natural, la presión de convergencia puede ser usada como el parámetro que representa la composición de la fase gaseosa y líquida en equilibrio. La presión de convergencia es en general, la presión crítica de un sistema a una temperatura dada.

Ha sido establecido, que la presión de convergencia de sistemas como los encontrados en los procesos de gas natural es una función de la temperatura y de la composición de la fase líquida. Esto supone, que la composición líquida es determinada por medio de un cálculo flash, haciendo una primera suposición aproximada para la presión de convergencia.

Por lo consiguiente el método de cálculo de la presión de convergencia es un procedimiento iterativo. Este procedimiento se presenta a continuación:

1. Obtener la composición de la fase líquida o hacer una aproximación.
2. Identificar el componente más ligero, el cual se presenta por lo menos en 0.1% mol en la fase líquida.

3. Calcular el peso promedio de todos los componentes, exceptuando el más ligero, a una temperatura y presión críticas, para formar una mezcla pseudo-binaria consistente del componente ligero y del promedio de los componentes pesados (componentes pseudo-pesado).
4. Trazar la localización crítica de la mezcla binaria.
5. Leer la presión de convergencia (en la ordenada) a la temperatura (en la abscisa) correspondiente a las condiciones flash deseada.
6. Con la presión de convergencia, determinada anteriormente, junto con la presión y temperatura de la mezcla, obtener los valores de las constantes de equilibrio (K) para los componentes de la convergencia apropiada, de las gráficas de presión contra constantes de equilibrio.
7. Hacer un cálculo flash con la composición y los valores K , obtenidos anteriormente.
8. Repetir los pasos del 2 al 7 hasta que la presión de convergencia determinada y la calculada concuerden con tolerancia aceptable o hasta que los dos cálculos sucesivos den los mismos componentes ligero y el pseudo-pesado en una tolerancia aceptable.

Otro procedimiento para obtener las constantes de equilibrio es utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson y mediante un procedimiento iterativo. Los valores supuestos inicialmente se pueden obtener con la correlación

$$K_i = \frac{1}{Pr_i} e^{5.3727(1+\omega_i)\left(1-\frac{1}{T_r}\right)} \quad 1.87$$

a continuación se realiza el cálculo de separación instantánea mediante la solución de la ecuación

$$X_i = \frac{Z_i}{(K_i - 1)V + 1} \quad 1.88$$

aplicando después la ecuación de Peng-Robinson, se obtienen los factores de compresibilidad para las fases líquida y vapor, Z_L, Z_V .

Posteriormente se calculan las fugacidades del líquido y del vapor, para cada uno de los componentes, las que deberán ser iguales en la condición de equilibrio, $f_{iL} = f_{iV}$. La fugacidad de un componente es la fuerza que tiene para pasar de gas a líquido y viceversa. Si este criterio de equilibrio se cumple para todos los componentes, las constantes de equilibrio supuestas son las reales. En caso contrario, se evalúan nuevas constantes que se obtienen con la relación:

$$K_i = \frac{y_i f_{iL}}{x_i f_{iV}} \quad 1.89$$

Con estas se repite el proceso hasta obtener aquellas con las que se satisface la condición de equilibrio, $f_{iL} = f_{iV}$, para todos los componentes.

II. COMPORTAMIENTO CUALITATIVO DEL FLUJO DE FLUIDOS EN YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADO

Los fluidos del yacimiento petrolero pueden ser clasificados dentro de 5 tipos: de aceite negro, aceite volátil, gas y condensado retrógrado, gas húmedo y gas seco. Cada tipo de yacimiento es explotado por diferentes técnicas de ingeniería.

El factor más importante para clasificar los 5 tipos de yacimientos son las diferencias en composición de los fluidos. Esto afecta la forma de cada uno de los diagramas de fases. Además, el diagrama de fases está afectado por el comportamiento del flujo de los fluidos en el yacimiento.

El tipo de fluido es crítico para las decisiones de producción, por lo tanto se debe determinar tempranamente en la vida del yacimiento.

La relación gas-aceite inicial del aceite producido, la densidad y el color a condiciones de tanque son usados para clasificar a los fluidos. La relación gas-aceite inicial del aceite producido es la más importante de estos indicadores, pero la densidad del aceite a condiciones de tanque y su color contribuyen significativamente en la clasificación.

II.1 CLASIFICACIÓN DE YACIMIENTOS PETROLEROS.

Las clasificaciones que se presentan a continuación no son las únicas; pero para fines de este trabajo las que se tratarán son las más útiles y

apropiadas. Para tratar de identificar los yacimientos petrolíferos y aun los fluidos que contiene, dentro de una clasificación preestablecida y confiable que permita citarlos con propiedad, es práctica común hacerlo de acuerdo a distintas características, las cuales se presentan a continuación.

II.1.1 CLASIFICACIÓN DE ACUERDO A SU DIAGRAMA DE FASES ^(1,2,3,5)

El comportamiento termodinámico de una mezcla natural de hidrocarburos, puede utilizarse para propósitos de clasificación, tomando como base su diagrama de comportamiento de fases, el cual en una gráfica temperatura-presión como la mostrada en la figura 1, presenta los siguientes elementos: la curva llamada envolvente de fases, que resulta de unir las curvas de puntos de burbuja y puntos de rocío que exhibe la mezcla a diferentes presiones y temperaturas, mismas que se unen en el punto denominado punto crítico. La envolvente de fases divide el diagrama en tres regiones, la primera llamada región de líquidos, está situada fuera de la envolvente de fases y a la izquierda de la isoterma crítica, la segunda llamada región de gases, se encuentra fuera de la envolvente de fases y a la derecha de la isoterma crítica, la última encerrada por la envolvente de fases, se conoce como región de dos fases, en esta región, se encuentran todas las combinaciones de temperatura y presión en que la mezcla de hidrocarburos puede permanecer en dos fases en equilibrio, existiendo dentro de ella, las llamadas curvas de calidad, que indican el porcentaje del total de hidrocarburos que se encuentran en estado gaseoso. Todas estas curvas inciden en el punto crítico. Se distinguen, a demás, en el mismo diagrama, la cricondenterma y la cricondenbara, que son la temperatura y presión máximas,

respectivamente, a las cuales la mezcla de hidrocarburos puede permanecer en dos fases en equilibrio.

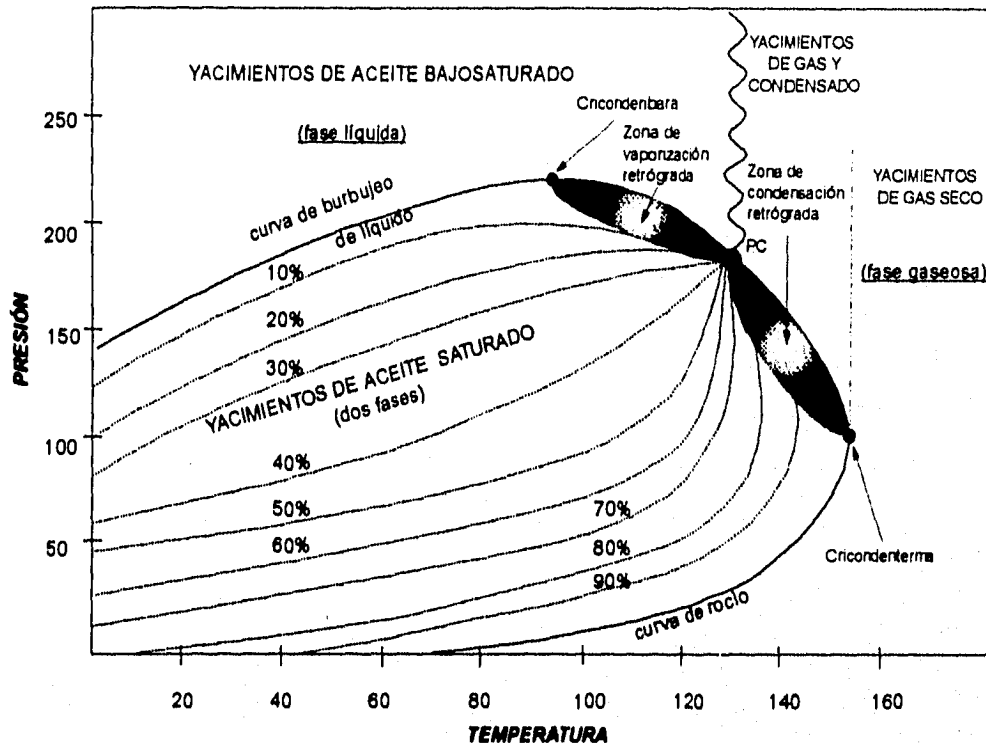


Figura II.1 Diagrama de fases de una mezcla de hidrocarburos

Cada mezcla de hidrocarburos encontrada en un yacimiento, tendrá un diagrama de fase característico, el cual permanecerá constante, mientras permanezca constante la proporción de componentes en la mezcla, sufriendo modificaciones cuando se altere la proporción de componentes, debido a la extracción preferencial de fluidos o la inyección de alguno o algunos de ellos.

Desde el punto de vista anterior, las diferentes acumulaciones de hidrocarburos pueden caracterizarse de acuerdo con la posición que toman sus fluidos en el diagrama de fases y a la línea que describe la evolución de los mismos, desde el yacimiento hasta la superficie durante la explotación.

En base a lo anterior a los yacimientos se les ha clasificado como:

Yacimientos de gas

Yacimientos de aceite

Los primeros se pueden subdividir en:

II.1.1.1 YACIMIENTOS DE GAS SECO

Estos yacimientos contienen principalmente metano, con pequeñas cantidades de etano, propano y más pesados. Ni a las condiciones de yacimiento, ni a las de superficie se entra a la región de dos fases, durante la explotación del yacimiento, por lo que siempre se está en la región de estado gaseoso. Teóricamente, los yacimientos de gas seco no producen líquido en la superficie, sin embargo, la diferencia entre un gas seco y un húmedo es arbitraria y generalmente un sistema de hidrocarburos que produzca con relaciones gas aceite mayores de $20,000 \text{ m}^3/\text{m}^3$, se considera gas seco. En la figura 2, se muestra el diagrama de fases característico de estos yacimientos.

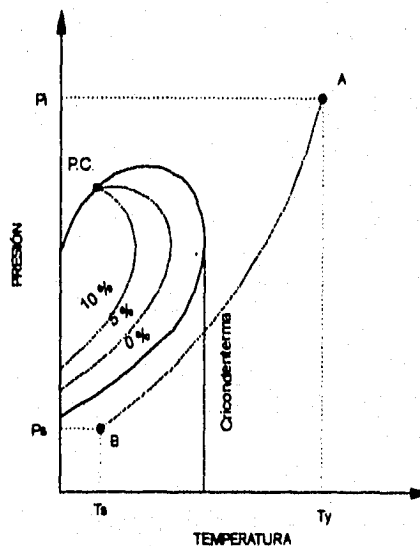


Figura II.2 Diagrama de fases de un yacimiento de gas seco.

En base a lo anterior a los yacimientos se les ha clasificado como:

Yacimientos de gas

Yacimientos de aceite

Los primeros se pueden subdividir en:

II.1.1.1 YACIMIENTOS DE GAS SECO

Estos yacimientos contienen principalmente metano, con pequeñas cantidades de etano, propano y más pesados. Ni a las condiciones de yacimiento, ni a las de superficie se entra a la región de dos fases, durante la explotación del yacimiento, por lo que siempre se está en la región de estado gaseoso. Teóricamente, los yacimientos de gas seco no producen líquido en la superficie, sin embargo, la diferencia entre un gas seco y un húmedo es arbitraria y generalmente un sistema de hidrocarburos que produzca con relaciones gas aceite mayores de $20,000 \text{ m}^3/\text{m}^3$, se considera gas seco. En la figura 2, se muestra el diagrama de fases característico de estos yacimientos.

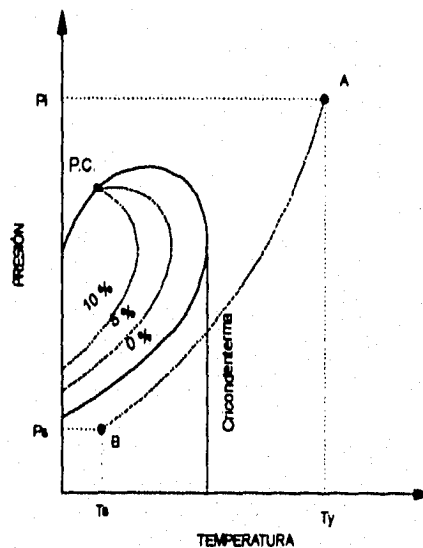


Figura II.2 Diagrama de fases de un yacimiento de gas seco.

II.1.1.2 YACIMIENTOS DE GAS HÚMEDO

Este tipo de yacimientos puede producir junto con el gas cantidades apreciables de condensado. El líquido se condensa en la tubería de producción y en la superficie como un resultado de la disminución de la temperatura, pero en el yacimiento el fluido se mantiene siempre en fase gaseosa debido a que la temperatura del yacimiento es mayor que la cricondenterma (máxima temperatura a la que pueden coexistir dos fases) de la mezcla. Los valores de la relación gas-aceite se encuentran generalmente en el rango de 10,000 a 20,000 m³/m³. El líquido recuperable tiende a densidades menores de 0.75 gr/cm³. En la figura 3, se observa el diagrama de fases típico de este tipo de yacimientos.

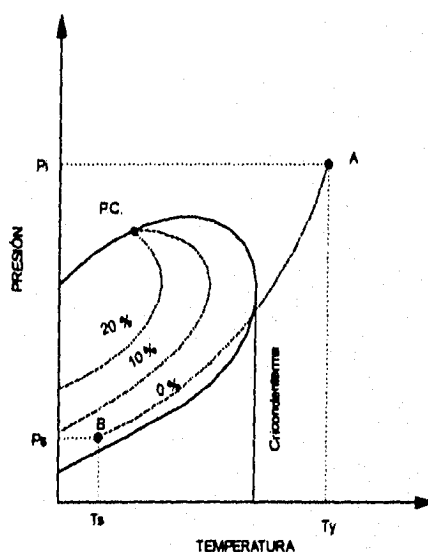


Figura. III.3 Diagrama de fases de un yacimiento de gas húmedo.

II.1.1.3 YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADO

Este tipo de yacimientos se presenta cuando su temperatura se encuentra entre la temperatura crítica y la cricondenterma de la mezcla de hidrocarburos. En

la figura 4, se observa el diagrama de fases típico de un yacimiento de gas y condensado.

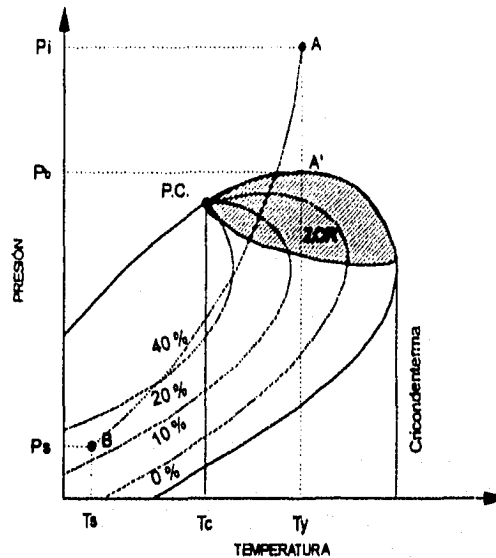


Figura II.4 Diagrama de fases de un yacimiento de gas y condensado.

El punto crítico está a la izquierda de la cricondenaria y las líneas de humedad se cargan predominantemente hacia la línea de puntos de burbuja. Si la presión del yacimiento es superior a la presión de rocío de la mezcla, los fluidos se encuentran inicialmente en estado gaseoso. Los fluidos que penetran al pozo, en su camino hasta el tanque de almacenamiento, sufren una fuerte reducción, tanto en temperatura, como en presión y penetran rápidamente en la región de dos fases para llegar a la superficie con relaciones gas-aceite que varían, aproximadamente entre los 1000 y 10,000 m^3/m^3 , variando el contenido de licuables en el gas según las condiciones y el número de etapas de separación, pero siendo generalmente entre 50 y 70 Bls/10⁶ pie³. El líquido recuperable cuenta con densidades que varían entre 0.75 y 0.8 gr/cm³.

Cuando en el yacimiento se produce una reducción isotérmica de la presión y se cruza la presión de rocío, se entra a la región de dos fases, en la zona denominada de condensación retrógrada, donde ocurre una condensación del gas a medida que se reduce la presión, las fracciones pesadas e intermedias, se depositan como líquido en los poros de la roca. Los hidrocarburos ya depositados no logran fluir hacia los pozos, ya que raramente se alcanza la saturación crítica del líquido. El efecto nocivo de permitir la condensación retrógrada, dentro del yacimiento, encuentra su razón en que lo que se deposita son las fracciones más pesadas de la mezcla y por lo tanto, no sólo se pierde la parte de mayor valor atrapada en el subsuelo, si no que el fluido que se continúa extrayendo se empobrece en cuanto a su contenido de tales fracciones.

Los yacimientos de aceite se pueden subdividir en:

II.1.1.4 YACIMIENTOS DE ACEITE Y GAS DISUELTO DE BAJO ENCOGIMIENTO (ACEITE NEGRO)

Es el tipo de yacimientos que se encuentra con mayor frecuencia. Se les denomina como aceite negro o de bajo encogimiento porque la reducción en el volumen del aceite, al pasar de la presión de yacimiento a la presión de tanque (y perder una cantidad apreciable de gas originalmente disuelto), es relativamente pequeña, siendo normalmente la reducción menor al 30%. En la figura 5, se muestra el diagrama de fases representativo de un yacimiento de aceite y gas disuelto de bajo encogimiento.

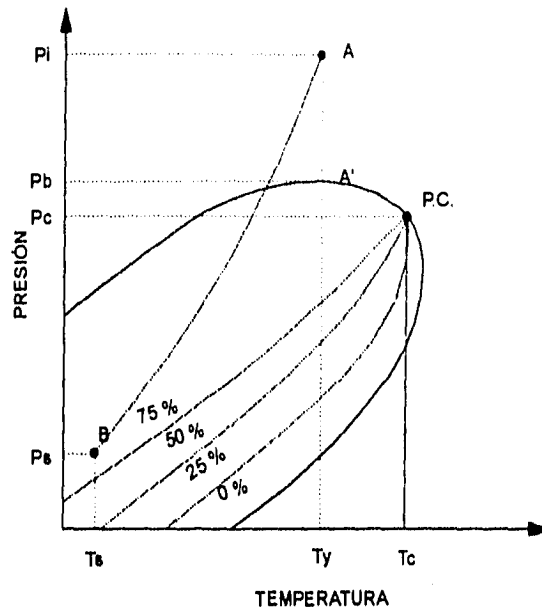


Figura II.5 Diagrama de fases de un yacimiento de aceite negro.

Si la presión en el yacimiento es mayor que la presión de burbujeo de sus fluidos, a la temperatura de yacimiento, se dice que se trata de un aceite bajosaturado (el aceite es capaz de disolver más gas en solución, a las condiciones de presión y temperatura en que se encuentra). Por otra parte si la presión en el yacimiento es igual o menor que la presión de burbujeo de sus fluidos, se dice que el aceite está saturado (no admite más gas en solución a la presión y temperatura en que se encuentra), permaneciendo en este caso, el aceite en equilibrio con la fase gaseosa de la mezcla.

II.1.1.5 YACIMIENTOS DE ACEITE Y GAS DISUELTO DE ALTO ENCOGIMIENTO (ACEITE VOLÁTIL)

Estos tipos de yacimientos contienen fluidos que como su nombre lo indica tienden a volatilizarse o evaporarse significativamente con reducciones en la

presión una vez alcanzado el punto de burbujeo. Como en el tipo anterior puede tratarse de yacimientos bajosaturados o saturados, dependiendo de si la presión es mayor o menor que la presión de burbujeo de sus fluidos. En la figura 6, se observa el diagrama de fases típico de un yacimiento de alto encogimiento.

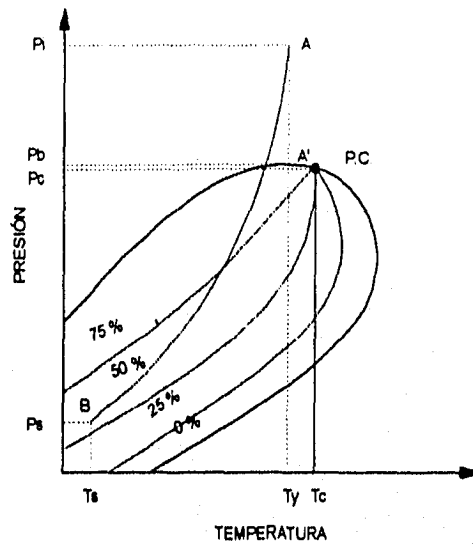


Figura II.6 Diagrama de fases de un yacimiento de aceite negro.

Su característica particular es que la temperatura del yacimiento es menor pero cercana a la temperatura crítica de la mezcla de hidrocarburos que contiene, lo que hace que el equilibrio de fases sea poco estable y que ocurran cambios drásticos en volúmenes de líquido y gas, con pequeñas variaciones de presión y/o temperatura.

II.1.2. CLASIFICACIÓN DE ACUERDO A LA RGA PRODUCIDA

Clasificar los yacimientos de acuerdo a la relación gas-aceite producida, es otra forma menos exacta pero útil de clasificarlos. En la figura 2, se presenta la

variación de la RGA desde aceite negro o pesado, hasta gas seco con los aceites volátiles y gases condensados sobrepuestos, ocupando una región de transición que no queda definida en forma precisa.

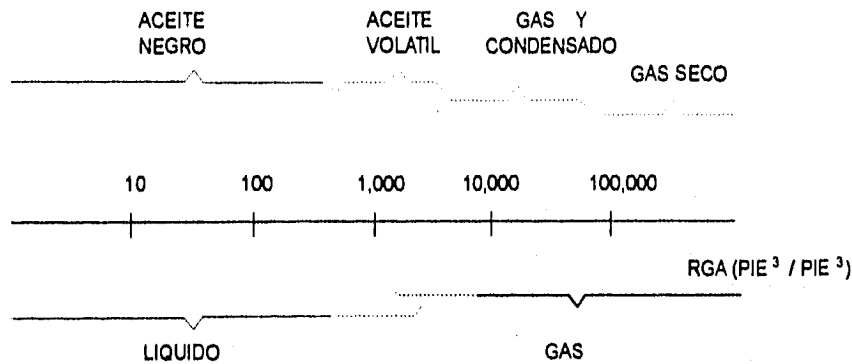


Figura II.7 Variación de la Relación gas-aceite producido para diferentes tipos de fluidos.

II.1.3 CLASIFICACIÓN DE ACUERDO A LA DENSIDAD DEL FLUIDO PRODUCIDO⁽²⁾

La densidad de los fluidos producidos depende fundamentalmente de su composición; ocasionalmente se mide la densidad del líquido producido directamente en el campo, utilizando densímetros o termodensímetros. Generalmente se colectan muestras de líquido y gas producidos y se envían al laboratorio para obtener esta propiedad.

El color del líquido producido en el tanque depende del tipo de fluidos de que se trate y generalmente es una apreciación visual la que los clasifica; comúnmente son más oscuros a medida que aumenta su contenido de componentes pesados. En la tabla II.1 se muestra la clasificación que se hace de los fluidos producidos, en base a su densidad.

	COLORES Y ESTADO PRODUCIDO	DENSIDAD RELATIVA (γ_r)
Aceite negro	Negro (verde negruzco)	$\gamma_r > 0.85$
Aceite volátil	Café oscuro	$0.75 < \gamma_r < 0.85$
Gas y condensado	Ligeramente café pajizo	$0.75 < \gamma_r \leq 0.80$
Gas húmedo	Transparente	$\gamma_r < 0.75$
Gas seco	Ligero y transparente (si lo hay)	$\gamma_r < 0.75$

Tabla II.1 Clasificación de acuerdo a la densidad del fluido producido.

II.2 PLANEACIÓN DE LA EXPLOTACIÓN

La exploración, localización, perforación de pozos y consecuentemente, la explotación de hidrocarburos en tierra firme y en el mar se ha intensificado en el mundo, por ser un recurso no renovable y además vital para la actividad cotidiana del mundo industrializado, sin olvidar su utilidad como materia prima en la petroquímica que los transforma para elaborar productos de consumo muy diversos, aplicados al bienestar del hombre.

Actualmente, en la explotación de hidrocarburos se tiende a optimizar los campos productores en tierra, y costa afuera, con metodologías de desarrollo de campos convencionales, las cuales mejoran los sistemas de proceso y el equipo existente. No obstante, cuando la explotación de estos campos se realiza en aguas profundas, las técnicas y tecnologías son tan innovativas que incrementan

los riesgos de inversión, por lo cual a nivel mundial se utilizan dos conceptos importantes para la estrategia de desarrollo de campos:

- La explotación temprana.
- La explotación permanente.

La explotación temprana se puede definir como la forma de obtener beneficios económicos, por la incorporación de reservas petroleras cuando se utilizan los primeros pozos exploratorios como productores y éstos, paralelamente arrojan datos que permitan conocer la delimitación geológica tridimensional y la caracterización del yacimiento. Una vez obtenidos estos datos, es factible determinar el potencial del yacimiento, el tamaño y la cantidad de hidrocarburos a recuperar, tratando de minimizar los riesgos de inversión; ésto es básico para tomar una decisión adecuada y continuar con el desarrollo pleno del campo, es decir la explotación permanente.

II.2.1 REPRESENTACIÓN ESQUEMÁTICA DE LA PLANEACIÓN DE LA EXPLOTACIÓN

La planeación de la explotación es muy importante para lograr un objetivo en la actividad petrolera, en nuestro caso la optimización de la producción de pozos (de gas y condensado).

En la figura II.8 se explica de manera general, el estudio y actividades que se siguen para conseguir, lo planeado.

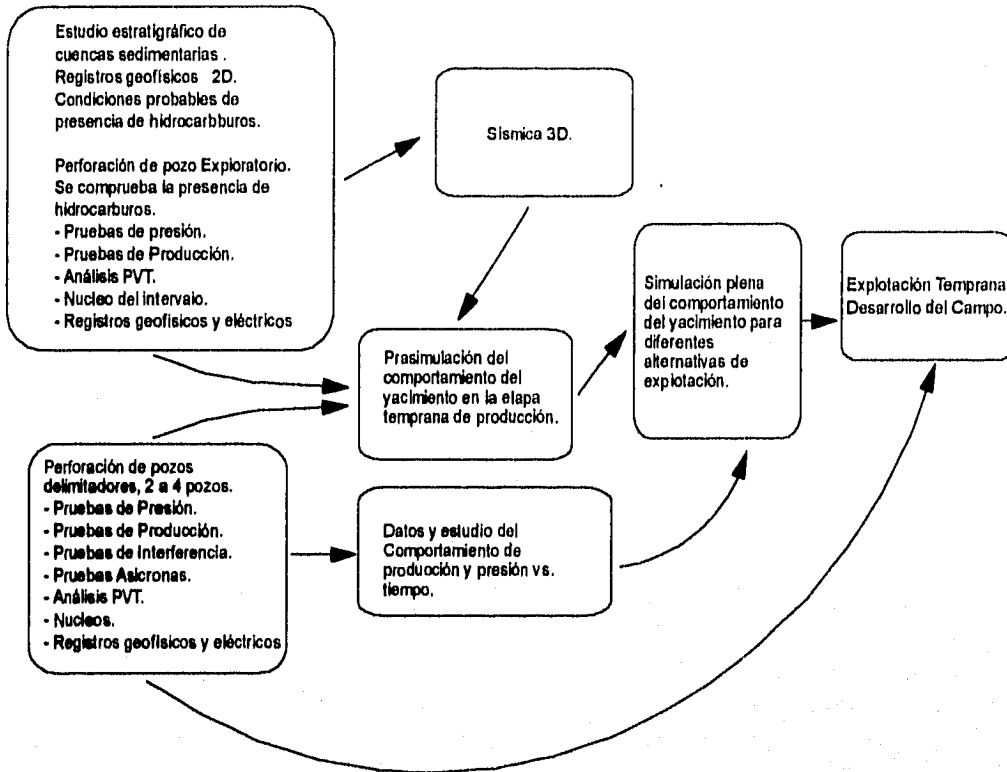


Figura II.8 Representación esquemática de la planeación de la explotación.

En la planeación de la explotación primero necesitamos realizar trabajos de geología de campo por lo tanto conoceremos ciertos parámetros básicos, algunos de estos son:

- Reconocimiento de cuencas sedimentarias.
- Características de los sedimentos.
- Sistemas de depósito.
- Rocas generadoras.
- Rocas almacenadoras.
- Rocas sello.
- Trampas.
- Características del yacimiento.

El siguiente paso después de aplicar la geología de exploración es administrar la geología de explotación, en la que se realizará:

Perforación de pozos exploratorios.

Secciones sísmicas (estratigrafía, estructura, límites, geometría, etc.).

Análisis de núcleos (porosidad, saturación, permeabilidad, composición, etc.).

Análisis de registros (litología porosidad, saturación, etc.).

Pruebas de presión (decremento e incremento).

Pruebas de formación (determinaciones petrofísicas, distribución de los fluidos).

Presentación del yacimiento.

Una vez obtenida la presentación del yacimiento se continúa con el estudio de pozos delimitadores, en los que se llevarán a cabo análisis PVT, pruebas de producción, pruebas de presión (incremento, decremento, asincronas, límite de yacimiento), comportamiento de presión y producción. Con los estudios anteriores estaremos en posibilidad y sobre todo contaremos con herramientas para producir una presimulación del yacimiento en la etapa temprana de producción.

Conseguida la caracterización del yacimiento, se continúa con la simulación del mismo auxiliándose de programas de cómputo para realizar estudios con métodos rápidos y suficientemente precisos (simulación plena del comportamiento del yacimiento), en los que se necesita conocer entre otros datos: geometría, límites, heterogeneidad, descripción de acuíferos, características de las rocas, volumen original de hidrocarburos, etc.

Posteriormente a la simulación se hace un análisis de rentabilidad en el que se determinara si es conveniente la explotación y los beneficios económicos que se tendrán. En base a los resultados se seleccionará la alternativa de desarrollo de mayor factibilidad técnica y económica de acuerdo a los requerimientos para su mejor explotación.

II.2.2 ELEMENTOS PRINCIPALES CONSIDERADOS PARA EL DESARROLLO DE UN CAMPO PETROLERO

Exploración: Es la primera fase del desarrollo del proyecto, en la cual se localiza la posible acumulación de hidrocarburos en el subsuelo, su ubicación geológica bidimensional, con lo que se inicia la comprobación de su existencia y la caracterización del posible yacimiento, lo que permitirá conocer sus propiedades y probable potencial económico.

Así mismo, obtener un plan estratégico que contempla los siguientes elementos fundamentales:

- Localización geográfica.
- Estructura geológica tridimensional y petrofísica.
- Reservas probables características del yacimiento.
- Planes de desarrollo del campo y perforación de pozos.
- Número de pozos.
- Terminación de pozos.
- Precio y demanda de los hidrocarburos por tipo.
- Logística de los servicios de apoyo.

- Estimado de costos y tiempo.
- Seguridad y protección ambiental.
- Análisis de riesgos.
- Perfil de la inversión (escenario económico).
- Parámetros económicos (análisis de sensibilidad).
- Condiciones meteorológicas.

Estos elementos determinan el plan de desarrollo y los costos de inversión requeridos en otras dos fases principales :

Desarrollo del Campo: En esta fase se define la cantidad de pozos productores del yacimiento, su comportamiento durante la etapa de explotación y la infraestructura seleccionada que es necesario instalar en la alternativa que resulte más rentable para el desarrollo del campo, en esta etapa se conocen los costos de producción.

Optimización de la producción: La extracción de hidrocarburos origina que la energía de la estructura productiva, determine la capacidad cuantitativa y cualitativa de cada pozo productor y del campo.

Debido a que los flujos se reducen con el tiempo de explotación, como resultado natural de la extracción de los hidrocarburos, y que en el lenguaje petrolero conocemos como declinación del yacimiento, con objeto de prolongar la vida productiva de los pozos, se requiere invertir en la optimización de la extracción de dichos hidrocarburos, aplicando racional y oportunamente la recuperación secundaria y/o los sistemas artificiales de producción; para compensar la declinación de la presión del yacimiento antes mencionada. El mejor sistema es el que técnica y económicamente permita la obtención de la mayor cantidad de

hidrocarburos al menor costo y sin afectar el entorno ambiental. En resumen, la explotación de los yacimientos de hidrocarburos es un ciclo de inversión económica que termina con su abandono.

II.3 CONDICIONES ÓPTIMAS DE UN YACIMIENTO DE GAS Y CONDENSADO⁽⁹⁾

Para la mayoría de los sistemas de hidrocarburos en fase gaseosa, existen ciertas condiciones de presión-temperatura en la que los fenómenos "retrógrados" pueden influir en el estado físico de algunos componentes. Normalmente, en los sistemas de un solo componente, esperamos que al aumentar la presión a un vapor de hidrocarburo, manteniendo la misma temperatura a bajo de la temperatura crítica, se produzca la condensación, mientras que la reducción de presión ordinariamente favorece la vaporización del estado líquido. Pero extrañamente en sistemas multicomponentes, hay un cierto grado de presión-temperatura que varía para diferentes mezclas de hidrocarburos, en el que estas tendencias normalmente se invierten. Esto se llama condensación retrógrada.

La figura II.9 presenta un diagrama de fases de un fluido que consiste de una mezcla de 60% de metano y 40% de propano. La "curva de burbujeo" AC se une a la "curva de punto de rocío" BC en el "punto crítico de la mezcla" C. El diagrama tiene la presión máxima en el punto P y la temperatura máxima en el punto E. Toda la región arriba de la curva del punto de burbujeo corresponde a aquella en la que la mezcla existe sólo como líquido mientras que en toda la región a la derecha del punto de rocío, la mezcla puede existir sólo como vapor. Entre las dos curvas hay una región de dos fases en la que la mezcla puede

existir en estado líquido o de vapor o en ambos. Dentro de la región CEFC, aumentando la presión a una temperatura constante arriba de la curva del punto de rocío se producirá primero algo de condensación de la mezcla, seguida (al aumentar más la presión) por una revaporización hasta que, al cruzar la curva del punto de rocío, el propano está otra vez completamente en estado de vapor. Esta es la región de "condensación retrógrada isotérmica". Dentro de la región GPCG, el aumento de temperatura a presión constante abajo de la curva de burbujeo producirá primero la vaporización de algo de la mezcla, seguida por recondensación al cruzar la isobara la curva de punto de burbujeo. Esta es la región de "vaporización retrógrada isobárica".

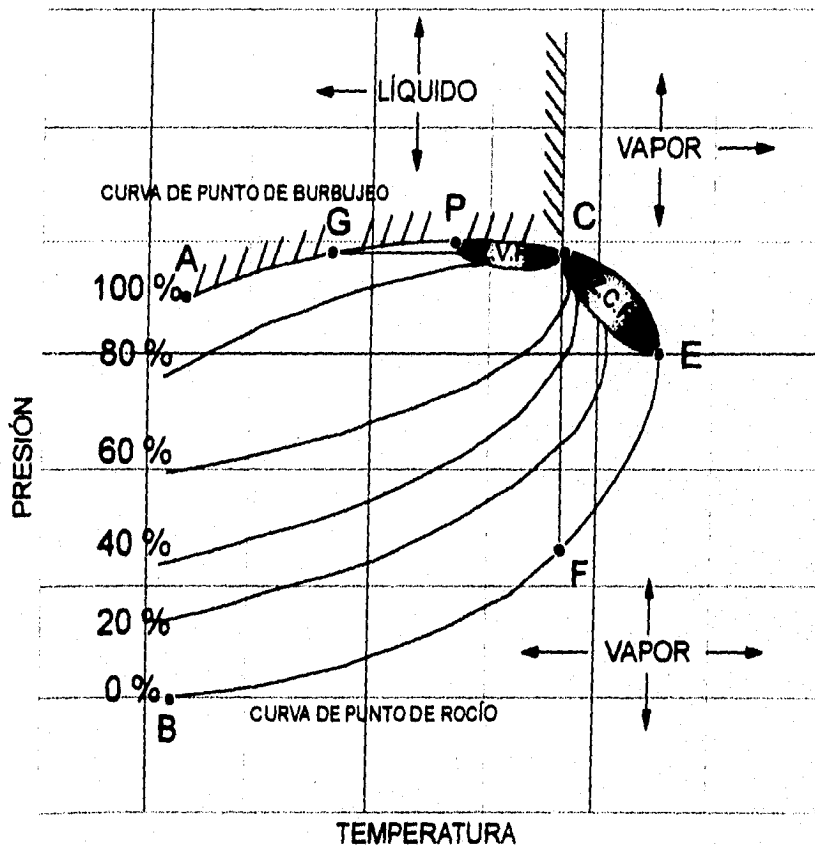


Figura II.9 Diagrama de fases de un yacimiento de gas y condensado.

II.3.1 CONSIDERACIONES PARA LA OPTIMIZACIÓN DE LA EXPLOTACIÓN DE UN YACIMIENTO DE GAS Y CONDENSADO^(3,4,5)

Este tipo de yacimientos a sus condiciones iniciales de presión y temperatura, los hidrocarburos se encuentran en una sola fase, pero conforme declina su presión con el avance de la explotación, alcanzan su punto de rocío y entran a la región de dos fases, presentándose una saturación de líquido retrógrado, a partir de entonces se manifiesta una serie de fenómenos en el yacimiento y en el flujo de los fluidos del medio poroso hacia el pozo, relacionados con los cambios en la composición de los fluidos, con respecto a la longitud radial de influencia de cada pozo en el yacimiento.

Estos fenómenos son:

1. **Variación composicional contra, longitud radial**
2. **Alteración de la permeabilidad del yacimiento y en particular en una pequeña área cercana al pozo.**
3. **Variación de la saturación del gas como del líquido en el yacimiento, conforme avanzan los fluidos del radio de influencia al pozo.**
4. **Caída de presión extra en el yacimiento producida por el flujo ahora de dos fases.**
5. **Variación composicional tanto del líquido como del gas en el yacimiento, conforme disminuye la presión.**
6. **Variación de la saturación del gas como del líquido en el yacimiento, por la declinación de la presión.**
7. **Del líquido condensado en el yacimiento sólo una pequeña fracción vuelve a revaporizarse al reducirse más la presión, debido a que las fuerzas superficiales tienden a mantenerlo en la fase líquida.**

8. Poca recuperación de los condensados (en un yacimiento de gas seco es común recuperar más del 85% del volumen original⁽⁵⁾. En los yacimientos de gas y condensado, si bien puede recuperarse hasta un 85% de gas seco por abatimiento de presión, es común perder de un 50% a 60% de los hidrocarburos licuables debido a la condensación retrógrada).

Adicionalmente a lo anterior, es importante considerar que la mayoría de los yacimientos de gas y condensado son explotados con pozos que producen a altos ritmos de producción, lo cual ocasiona que se presenten efectos inerciales en el yacimiento y mayores pérdidas de presión.

Se ha demostrado que el flujo en pozos de gas y condensado que producen con altos gastos se alejan del comportamiento previsto por la ley de Darcy (proporcionalidad del gasto con respecto al gradiente de presión), presentándose flujo a alta velocidad.

La ley de Darcy es aplicable a la gran mayoría de yacimientos de aceite y gas. La proporcionalidad entre la velocidad y la caída de presión es una interrelación simple, sin embargo a altas velocidades de flujo la ley de Darcy deja de tener validez. Diversas observaciones han demostrado que a altas velocidades de flujo, deja de ser válida la proporcionalidad de la velocidad del flujo con la caída de presión establecida por Darcy, incrementándose esta más rápidamente. Lo cual implica que para el caso de flujo a alta velocidad, se alcance la región de dos fases en un tiempo menor.

Por lo descrito anteriormente es recomendable para la óptima explotación de un yacimiento de gas y condensado, evitar al máximo que durante la

declinación de su presión, éste entre en la región de dos fases, ya que se agregará el efecto de la variación de la composición, característico del tipo de fluidos que contiene, siendo este un problema que no ha sido muy estudiado por su complejidad.

En vista de las condiciones adversas que se tendrán en el yacimiento por causa de la condensación retrógrada, una alternativa adecuada para la explotación de este tipo de yacimientos es:

- Que en una etapa inicial " t_1 " de su explotación (figura 10(a)), la presión del yacimiento se mantuviera constante (esto se lograría mediante la inyección de gas seco al yacimiento).
- Esto permitiría que en primera instancia se evitara entrar a la región de dos fases, y en segundo lugar ir modificando la composición del gas del yacimiento (convirtiendo este gas en uno más seco como se puede apreciar en la figura 10(b)). Como consecuencia se modificaría su diagrama de fases.
- Y en una etapa que llamaremos final " t_f " (figura 10(c)), una vez que se tiene en el yacimiento un gas con la composición adecuada "gas seco" se estaría en posibilidad de continuar explotándolo sin importar que disminuyera su presión, debido a que su composición habría variado lo suficiente y en consecuencia su diagrama de fases, evitando el riesgo de caer en la región de dos fases (zona de condensación retrógrada).

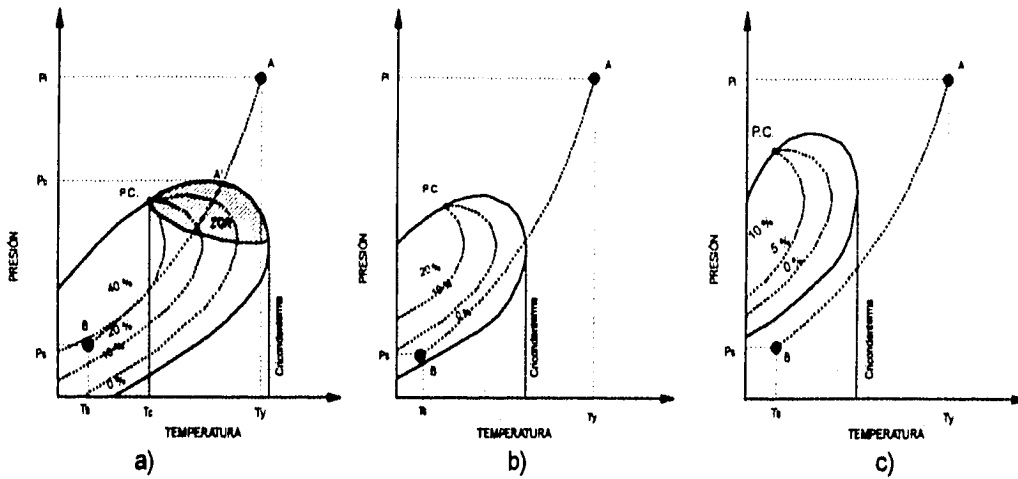


Figura II.10 Envolventes de fases para tiempos diferentes; a) etapa inicial t_1 , b) etapa intermedia t_2 , c) etapa final t_f .

Al iniciar el estudio a partir del yacimiento será necesario determinar el comportamiento de afluencia hacia el pozo (IPR), esto se realizará con la ecuación de Fetkovich (para pozos de gas), debido a que las condiciones de presión y temperatura lo permiten. El procedimiento definido por Fetkovich es el siguiente:

A partir de por lo menos 4 pruebas de presión y producción, graficar gasto contra la diferencia de presiones cuadradas en escala log-log como se muestra en la figura II.11 ajustando una recta por los puntos graficados, donde "C" es la abscisa al origen y "n" es el recíproco de la pendiente de la recta.

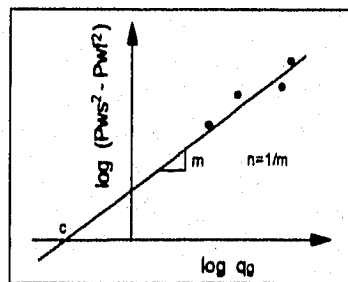


Figura II.11 Gráfica log-log para obtener las constantes C y n de la ecuación de Fetkovich.

Posteriormente aplicando la ecuación de Fetkovich $q = C(Pws^2 - Pwf^2)^n$ de donde se despeja la Pwf quedando $Pwf = \sqrt{Pws^2 - \left(\frac{q_g}{C}\right)^{\frac{1}{n}}}$, se obtendrá la Pwf para diferentes gastos, este comportamiento se muestra en forma cualitativa en la figura II.12 la cual nos indica el comportamiento de afluencia del pozo.

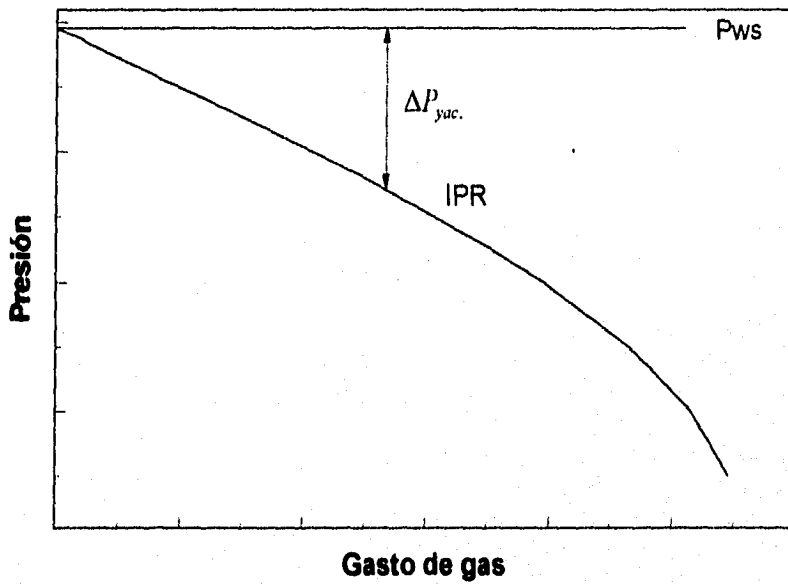


Figura II. 12 Comportamiento de afluencia al pozo (Pwf disponible).

III. COMPORTAMIENTO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO A TRAVÉS DE LA TUBERÍA VERTICAL

Para alcanzar el grado óptimo en algún estudio considerado, debe buscarse que el sistema en cuestión opere con la máxima eficiencia, el mayor tiempo posible y con los mínimos costos de inversión, operación y mantenimiento. Para alcanzar la máxima eficiencia en la operación de un ducto (en nuestro caso: tubería vertical) es necesario predecir los rangos de presión en los puntos de descarga de la tubería. Estas presiones pueden ser determinadas por medio de cálculos hidráulicos.

La predicción de los gradientes de presión, colgamiento del líquido y los patrones de flujo que se presentan durante el flujo simultáneo de gas y líquido en las tuberías es necesaria en la industria petrolera. Los ingenieros petroleros encuentran frecuentemente flujo bifásico en las tuberías de los pozos y en las líneas de producción. El flujo puede ser vertical, horizontal o inclinado y los métodos para la predicción de pérdidas de presión en tuberías con algún ángulo de inclinación deben de estar disponibles. Los sistemas de producción costa afuera tienen la necesidad de transportar ambas fases (gas y líquido), grandes distancias antes del proceso de separación. Además por el tamaño de estas líneas desde el punto de vista de pérdidas de presión, el ingeniero debe ser capaz de calcular el contenido de líquido en las tuberías en varias condiciones de flujo para diseñar las instalaciones de separación.

III.1 COMPORTAMIENTO DEL FLUJO MONOFÁSICO Y MULTIFÁSICO EN LA TUBERÍA⁽⁵⁾

Al pasar los fluidos del yacimiento a través de la tubería de producción, se consume la mayor parte de presión disponible para llevarlos del yacimiento a las

baterías de separación, por lo que es de suma importancia realizar una evaluación precisa de la distribución de la presión a lo largo de dichas tuberías. Al hacerlo conjuntamente con un análisis integral del sistema de producción, es posible:

- Diseñar las tuberías de producción y líneas de descarga.
- Proyectar aparejos de producción artificial (neumático, mecánico, y eléctrico).
- Obtener la presión de fondo fluyendo, sin intervenir los pozos.
- Calcular el efecto de los estranguladores sobre el gasto.
- Determinar la vida fluuyente de los pozos.
- Corroborar los datos obtenidos con las correlaciones para su ajuste.

III.1.1 COMPORTAMIENTO DEL FLUJO MONOFÁSICO EN LA TUBERÍA⁽¹⁾

Para comprender el comportamiento del flujo monofásico en la tubería es necesario mencionar los siguientes fundamentos de flujo a través de tuberías.

Ecuación general de Energía. La ecuación general que gobierna el flujo de fluidos a través de una tubería, se obtiene a partir de un balance macroscópico de la energía asociada a la unidad de masa de un fluido, que pasa a través de un elemento aislado del sistema figura III.3.

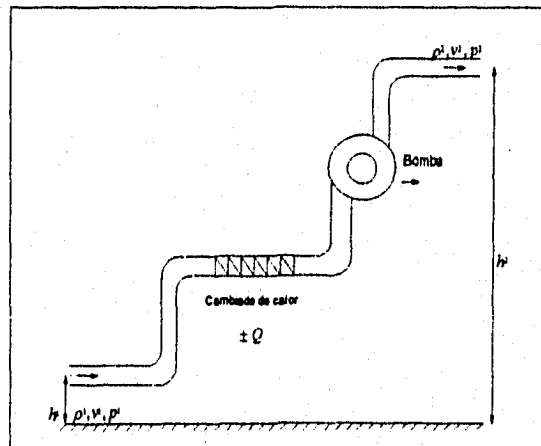


Figura III.3 Diagrama de flujo en un conducto aislado.

De acuerdo con la ley de la conservación de la energía:

$$E_1 + \Delta W_f + \Delta W_s = E_2 \quad 3.1$$

donde:

ΔW_f = pérdidas de energía por fricción. Estas pérdidas corresponden a la fricción interna del fluido (viscosidad) y a la fricción del fluido con las paredes rugosas de la tubería.

ΔW_s = pérdidas de energía por trabajo externo .

E_1 = energía por unidad de masa, en la posición uno (lb_f - pie / lb_m).

E_2 = energía por unidad de masa, en la posición dos (lb_f - pie / lb_m).

Energía de expansión (E_s). La energía de expansión esta dada por:

$$E_s = pV \quad 3.2$$

donde:

E_s = energía de expansión (lb_f - pie / lb_m).

p = presión ($\text{lb}_f / \text{pie}^2$).

V = volumen específico ($\text{pie}^3 / \text{lb}_m$).

Energía potencial (E_p). La energía potencial esta dada por la expresión siguiente:

$$E_p = \frac{g}{g_c} h \quad 3.3$$

donde:

E_p = energía potencial (lb_f - pie / lb_m).

g = gravedad ($\text{pie} / \text{seg}^2$).

h = altura o elevación (pie).

g_c = factor de conversión en la segunda ley de Newton ($\text{lb}_m \cdot \text{pie} / \text{lb}_f \cdot \text{seg}^2$).

Energía cinética (E_c). La energía cinética se expresa como sigue:

$$E_c = \frac{v^2}{2g_c} \quad 3.4$$

donde:

E_c = energía cinética ($\text{lb}_f \cdot \text{pie} / \text{lb}_m$).

v = velocidad (pie / seg).

g_c = factor de conversión en la segunda ley de Newton ($\text{lb}_m \cdot \text{pie} / \text{lb}_f \cdot \text{seg}^2$).

Al sustituir las energías correspondientes a las posiciones uno y dos en la ecuación 3.1 se obtiene:

$$p_1 V_1 + \frac{g}{g_c} h_1 + \frac{v_1^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = p_2 V_2 + \frac{g}{g_c} h_2 + \frac{v_2^2}{2g_c} \quad 3.5$$

$$V \Delta p + \frac{g}{g_c} \Delta h + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = 0 \quad 3.6$$

donde:

V = volumen específico medio del fluido.

$$\left(V = \frac{1}{\rho} \right)$$

multiplicando la ecuación 3.6 por $\rho / \Delta L$ y considerando despreciables las pérdidas de energía por trabajo externo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} + \rho \frac{g\Delta h}{g_c \Delta L} + \rho \frac{g\Delta v^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L} = 0 \quad 3.7$$

Considerando positiva la caída de presión en la dirección del flujo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \rho \frac{g\Delta h}{g_c \Delta L} + \rho \frac{g\Delta v^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L} \quad 3.8$$

A esta ecuación se le acostumbra escribir en la forma siguiente:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{ac} + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f \quad 3.9$$

donde:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \text{gradiente de presión total.}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e = \text{gradiente de presión debido a la elevación.}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{ac} = \text{gradiente de presión debido a la aceleración.}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f = \text{gradiente de presión debido a la fricción.}$$

Pérdidas de presión por fricción. Las pérdidas de presión por fricción en conductos circulares de diámetro constante, han sido determinadas experimentalmente por varios investigadores. Los resultados de esta experimentación utilizando tuberías de diversos materiales, constituyen la base de las fórmulas que actualmente se usan.

Ecuación de Darcy.

Darcy, Weisbach y otros, en 1857, dedujeron experimentalmente la siguiente ecuación, expresada en unidades consistentes:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f = \frac{f\rho v^2}{2g_c d} \quad 3.10$$

Factor de fricción.

El valor del factor de fricción (f) es una función de la rugosidad de la tubería (ϵ) y del número de Reynolds (N_{Re}), esto es:

$$f = f(\epsilon, N_{Re})$$

El número de Reynolds (adimensional) se define como:

$$N_{Re} = \frac{dvp}{\mu} \qquad 3.11$$

Rugosidad.

La rugosidad (ϵ) de una tubería, es una característica de su superficie, la cual está constituida por pliegues o crestas unidas, formando una superficie homogéneamente distribuida y depende del tipo de material que se emplee en su construcción.

En laboratorio, la determinación de la rugosidad se lleva a cabo a partir de la relación del área con respecto a la longitud de superficie de contacto con el fluido.

Actualmente, se admite que la rugosidad (ϵ) puede expresarse por la altura media de dichos pliegues, al considerar las características del flujo.

Los valores más comúnmente empleados en la industria son:

<i>Tipo de tubería</i>	ϵ (μ g)
<i>Tuberías de producción o perforación</i>	0.0006
<i>Tuberías de escurrimiento</i>	0.0007

Para calcular el valor de f , es necesario determinar el régimen de flujo. En conductos, los fluidos se mueven de acuerdo a cualquiera de los regímenes de flujo: laminar o turbulento. El flujo laminar ocurre cuando las partículas del fluido se mueven en líneas rectas paralelas al eje del conducto. A velocidades mayores, las partículas se mueven de una manera caótica, formando vórtices y remolinos; en este caso el flujo es turbulento. Osborne Reynolds estableció experimentalmente un parámetro para determinar el régimen de flujo en tuberías. A este parámetro (ecuación 3.11) se le conoce como número de Reynolds. El flujo laminar se presenta cuando $N_{Re} < 2300$ y el flujo turbulento cuando $N_{Re} > 3100$.

Para flujo laminar de una sola fase, el factor de fricción depende exclusivamente del número de Reynolds y está dado por:

$$f = \frac{64}{N_{Re}} \quad 3.12$$

Para flujo turbulento ($N_{Re} > 3100$), el factor de fricción está dado por la ecuación de Colebrook y White:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\varepsilon}{3.715 d} + \frac{2.514}{\sqrt{f} N_{Re}} \right) \right]^{-2} \quad 3.13$$

Se observa que para calcular f , en este caso se requiere de un proceso iterativo.

Basándose en la ecuación 3.13 Moody preparó un diagrama para determinar el factor de fricción en tuberías de rugosidad comercial.

- a) Para $N_{Re} < 2300$ (flujo laminar) f depende exclusivamente del número de Reynolds.
- b) A partir $N_{Re} = 3100$, se inicia la zona de transición. En este caso el valor de f depende tanto de N_{Re} como de ε/d (rugosidad relativa).
- c) La zona francamente turbulenta se inicia a diferentes valores de N_{Re} , dependiendo del valor de ε/d . En esta zona f es independiente del N_{Re} y

varía únicamente con la rugosidad relativa. El valor de f puede obtenerse, para flujo turbulento, con:

$$f = (-2 \log(\varepsilon / 3.715d))^{-2} \quad 3.14$$

d) Cuando el flujo es crítico ($2300 < N_{Re} < 3100$) el factor de fricción se puede aproximar con la siguiente expresión:

$$f = \frac{N_{Re} - 2300}{2300} \times \left[\frac{1.3521}{\left(2.3026 \log \left(\frac{\varepsilon}{3.715d} + \frac{2.514}{3100\sqrt{f}} \right) \right)^2} \right] + 0.032 \quad 3.15$$

Los valores de f , expresados en estas últimas cuatro ecuaciones (3.12 a 3.15), se utilizarán, junto con la ecuación de Darcy (3.10) en el cálculo de las pérdidas de presión por fricción.

Como se indicó, el valor de f , para flujo turbulento, es función también de la rugosidad ε .

La siguiente ecuación permite obtener un valor de f bastante aproximado, cuando el régimen de flujo es turbulento ($N_{Re} > 3100$).

$$f = \left[1.14 - 2 \log \left(\frac{\varepsilon}{d} + \frac{21.25}{N_{Re}^{0.9}} \right) \right] \quad 3.16$$

Ecuación para determinar las pérdidas de presión por fricción en

gasoductos. De la ecuación $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{ac} + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f$, las pérdidas de

presión por fricción se expresan según Darcy como:

$$\Delta'p_f = f \frac{\rho_s L' v^2}{2g_c d'} \quad 3.17$$

donde:

varía únicamente con la rugosidad relativa. El valor de f puede obtenerse, para flujo turbulento, con:

$$f = (-2 \log(\varepsilon / 3.715d))^{-2} \quad 3.14$$

d) Cuando el flujo es crítico ($2300 < N_{Re} < 3100$) el factor de fricción se puede aproximar con la siguiente expresión:

$$f = \frac{N_{Re} - 2300}{2300} \times \left[\frac{1.3521}{\left(2.3026 \log \left(\frac{\varepsilon}{3.715d} + \frac{2.514}{3100\sqrt{f}} \right) \right)^2} \right] + 0.032 \quad 3.15$$

Los valores de f , expresados en estas últimas cuatro ecuaciones (3.12 a 3.15), se utilizarán, junto con la ecuación de Darcy (3.10) en el cálculo de las pérdidas de presión por fricción.

Como se indicó, el valor de f , para flujo turbulento, es función también de la rugosidad ε .

La siguiente ecuación permite obtener un valor de f bastante aproximado, cuando el régimen de flujo es turbulento ($N_{Re} > 3100$).

$$f = \left[1.14 - 2 \log \left(\frac{\varepsilon}{d} + \frac{21.25}{N_{Re}^{0.9}} \right) \right] \quad 3.16$$

Ecuación para determinar las pérdidas de presión por fricción en

gasoductos. De la ecuación $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_{ac} + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f$, las pérdidas de

presión por fricción se expresan según Darcy como:

$$\Delta'p_f = f \frac{\rho_g L' v^2}{2g_c d'} \quad 3.17$$

donde:

$$\rho_g = 0.0764 \frac{\gamma_g}{B_g} \quad 3.18$$

$$\bar{B}_g = \left(\frac{p_0}{T_0 + 460} \right) \frac{\bar{Z}(\bar{T} + 460)}{\bar{p}} \quad 3.19$$

$$\bar{v} = \frac{q'}{A} = \frac{4q'\bar{B}_g}{\pi d'^2} \quad 3.20$$

$$\bar{v}^2 = 1.6211 \frac{q'^2 \bar{B}_g^2}{d'^4} \quad 3.21$$

sustituyendo las ecuaciones 3.18 y 3.21 en 3.17:

$$\Delta' p_f = f \frac{(0.0764 \gamma_g) (1.6211 q'^2 \bar{B}_g^2) L'}{2g_c \bar{B}_g d'^5} \quad 3.22$$

simplificando:

$$\Delta' p_f = \left(\frac{f}{519.98} \right) \frac{\gamma_g q'^2 \bar{B}_g L'}{d'^5} \quad 3.23$$

sustituyendo la ecuación 3.19 en 3.23

$$\Delta' p_f = \left(\frac{f}{519.98} \right) \left(\frac{p_0}{(T_0 + 460)} \right) \left(\frac{q'^2 \gamma_g \bar{Z}(\bar{T} + 460) L'}{d'^5 \bar{p}} \right) \quad 3.24$$

Hasta aquí, los términos de la ecuación 3.24 excepto \bar{p} , están en unidades consistentes, o sea:

$\Delta \bar{p}_f (lb / pie^2)$	$q (pies^3 / seg)$
$\bar{p} (lb / pg^2 abs)$	$L (pies)$
$\bar{T} (^{\circ} F)$	$d (pies)$

y las sustituciones por unidades prácticas, se hacen en la forma siguiente:

$$\Delta p \left(\frac{lb}{pie^2} \right) = \Delta p \left(\frac{lb}{pie^2} \right) 144 \left(\frac{pg^2}{pie^2} \right) \quad 3.25$$

$$q^2 \left(\frac{pies^3}{seg} \right)^2 = q^2 \left(\frac{pies^3}{dia} \right)^2 \frac{1}{86400^2} \left(\frac{dia}{seg} \right)^2 \quad 3.26$$

$$L(pies) = L(millas) 5277 \left(\frac{pies}{milla} \right) \quad 3.27$$

$$d(dia) = d(pg) \frac{1}{12^5} \left(\frac{pies}{pg} \right)^5 \quad 3.28$$

y además: $\bar{p} = (p_1 + p_2) / 2$, y $\Delta p = p_1 - p_2$, por tanto, haciendo las sustituciones anteriores en la ecuación 3.24, se obtiene:

$$(p_1^2 - p_2^2) = \left(\frac{f}{461.346^2} \right) \left(\frac{p_0}{T_0 + 460} \right) \left(\frac{q^2 \gamma_g (\bar{T} + 460) L}{d^5} \right) \quad 3.29$$

que es la ecuación que permite evaluar las pérdidas de presión por fricción en gasoductos.

De la ecuación 3.3, las pérdidas de presión debido al cambio de elevación se expresan de la siguiente forma:

$$\Delta p_e = \bar{p} h \quad 3.30$$

de las ecuaciones 3.2 y 3.3, y usando unidades prácticas, se tiene que:

$$\Delta p_e = \left(\frac{2.7044}{144} \right) \frac{\bar{p} \gamma_s}{\bar{Z}(\bar{T} + 460)} \quad 3.31$$

y como $\Delta p_e = p_1 - p_2$, la ecuación 3.31 queda:

$$p_1 - p_2 = 0.01878 \frac{\bar{p} \gamma_s h}{\bar{Z}(\bar{T} + 460)} \quad 3.32$$

multiplicando ambos miembros por: $(p_1 + p_2) / 2$, se obtiene finalmente:

$$(p_1^2 - p_2^2) = 0.03756 \frac{\bar{p}^2 \gamma_s h}{\bar{Z}(\bar{T} + 460)} \quad 3.33$$

que es la ecuación que permite cuantificar exclusivamente las pérdidas de presión por elevación.

Sumando las ecuaciones 3.29 y 3.33 se obtiene la ecuación 3.34 para calcular p_1 o p_2

en unidades prácticas y bajo las siguientes suposiciones:

- Flujo en régimen permanente.
- Flujo de una sola fase, y
- Energía cinética despreciable.

$$p_1^2 - p_2^2 = \left(\frac{f}{461.346^2} \right) \left(\frac{p_0}{T_0 + 460} \right) \left(\frac{q_s^2 \gamma_s \bar{Z}(\bar{T} + 460)L}{d^5} \right) + 0.03756 \left(\frac{\bar{p}^2 \gamma_s h}{\bar{Z}(\bar{T} + 460)} \right) \quad 3.34$$

no obstante que la ecuación 3.34 se deriva de un análisis de energía y por ende su aplicación es general, numerosos autores han presentado diversas ecuaciones para calcular el flujo de gas a través de tuberías. Todas ellas se basan en la ecuación 3.34, sin embargo en su desarrollo final se han tomado en cuenta suposiciones que establecen sus diferencias y que permiten clasificarlas por la forma en que se evalúa:

- a) El factor de compresibilidad y
- b) El factor de fricción.

El factor de compresibilidad Z , en la mayoría de las ecuaciones debe calcularse a las condiciones medias de flujo.

El factor de fricción, tomándolo como base pueden distinguirse tres tipos de ecuaciones:

- Se basan en un valor de f constante. Su aplicación es en sistemas de transporte de gas a baja presión, actualmente casi no se emplean.
- Se basan en que el valor de f es función del número de Reynolds, esto sucede cuando el flujo no es completamente turbulento.
- Se basan en que el valor de f es sólo función del diámetro. Esto se presenta cuando existen condiciones de flujo francamente turbulentas.

$$f = (-2 \log(\epsilon / 3.715d))^{-2}$$

Todas las ecuaciones establecen una relación entre el flujo y los siguientes datos:

- ◆ diámetro interno de la tubería (d)
- ◆ presión de entrada (p_1)
- ◆ presión de salida (p_2)
- ◆ diferencia de elevación (h)

La ecuación del número de Reynolds para flujo de gas, en la que sus factores están en unidades prácticas es:

$$N_{Re} = 0.0201056 \frac{q_s \gamma_g}{d \mu_g} \quad 3.35$$

Nivel base. Al emplear la ecuación 3.34 se debe tener cuidado en la determinación del signo de h . Esto significa que la diferencia de alturas entre la descarga y la entrada de una tubería se debe referir a un *nivel base* y se considera el sentido positivo hacia arriba. Así por ejemplo, para un pozo inyector en el que la entrada está en la superficie y la descarga en el fondo, a una profundidad D , la altura de la entrada respecto al *nivel base*, fijado en la superficie, es cero y la de la descarga referida al mismo nivel es $-D$, de tal manera $h = h_D - h_{nb} = -D - 0 = -D$. Lo mismo se obtiene si el nivel base es la profundidad D . En este caso $h_D = 0$ y $h_{nb} = D$, o sea $h = h_D - h_{nb} = 0 - D = -D$. Esto se puede ver en la tabla III.1.

POZO	p_1 (PRESIÓN CONOCIDA)	SIGNO D	SIGNO h	p_2 (PRESIÓN CALCULADA)
Productor (flujo ascendente)	p_{th}	+	+	p_w
	p_w	-	-	p_{th}
Inyector (flujo descendente)	p_{th}	-	+	p_w
	p_w	+	-	p_{th}

Tabla III.1

La aplicación de la ecuación 3.34 puede hacerse en pozos verticales o direccionales o en gasoductos, en cuyo caso, si el flujo es ascendente, p_{th} será la presión de descarga (p_2) y p_w la presión de entrada (p_1), y en forma inversa, si el flujo es descendente.

Eficiencia de flujo (E). En el flujo de gas por tuberías, la eficiencia es un factor de ajuste para compensar los efectos de corrosión, erosión, rugosidad e

incrustaciones, que no se consideran en la deducción de las ecuaciones de flujo, de tal forma que los resultados que se obtengan deben ser corregidos para obtener el gasto real. Los valores más comunes de E para flujo de gas, según Ikoku son mostrados en la tabla III.2.

LÍNEA	CONTENIDO DE LÍQUIDOS (gal/10 ⁶ pies ³)	E
Gas seco	0.1	0.92
Gas húmedo	7.2	0.77
Gas y condensado	800	0.60

Tabla III.2. Eficiencias de flujo

Presencia de condensados. En las ecuaciones de flujo presentadas, se ha considerado flujo de una sola fase, esto significa que será necesario efectuar una corrección a la densidad del gas, por la presencia de condensados del gas en la corriente de flujo, y poder así, efectuar una evaluación más precisa de las caídas de presión. Por regla general la evaluación de tal efecto se obtiene a través de alguna correlación de flujo multifásico; sin embargo, aplicando las correcciones mencionadas a la densidad del gas pueden obtenerse resultados aceptables.

Autores⁽⁵⁾ como Peffer y Miller, Razaza y Katz, y Vitter presentaron una serie de ecuaciones que permiten corregir la densidad del gas a la apropiada densidad de la mezcla. Sin embargo como se mencionó anteriormente estas ecuaciones sólo proporcionan resultados aproximados. La solución rigurosa implicaría el uso de ecuaciones de estado para determinar la cantidad de condensados en la corriente de gas, a diferentes presiones y temperaturas. Además se tendría que usar un método de flujo multifásico en el cálculo de las caídas de presión.

III.1.2 COMPORTAMIENTO DEL FLUJO MULTIFÁSICO EN LA TUBERÍA^(5,6)

Para determinar el comportamiento de la presión y la temperatura en la tubería vertical, fue necesario desarrollar un programa de cómputo FGC-POZO el cual calcula el gradiente de presión con flujo multifásico (gas, condensado y agua) en la tubería vertical para lo cual se consideraron los patrones de flujo y los conceptos teórico prácticos que a continuación se presentan.

Es evidente que al fluir dos fases simultáneamente, lo pueden hacer en formas diversas. Cada una de estas formas presenta una distribución relativa de una fase con respecto a la otra, constituyendo un patrón o tipo de flujo.

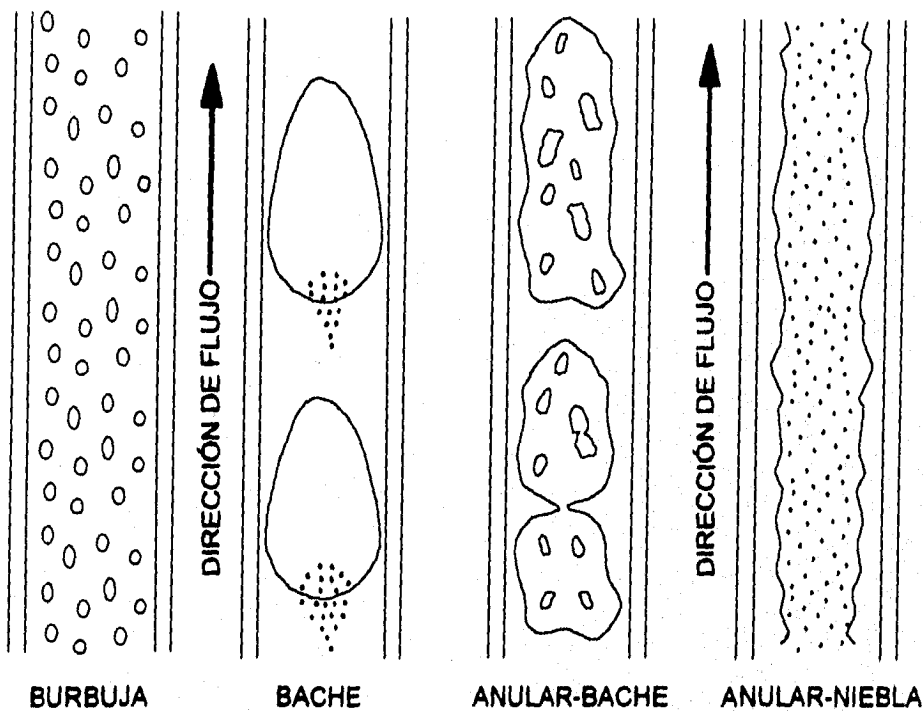


Figura III.4 Configuraciones geométricas en flujo vertical.

Regímenes de flujo. Patrones o regímenes de flujo frecuentemente encontradas en flujo vertical de dos fases son mostrados en la figura III.4. Varios investigadores que consideran regímenes de flujo definen cuatro regímenes que

pueden ocurrir en una tubería vertical. Aunque diferentes nombres son dados a estos regímenes, varios de los métodos dan esencialmente la misma descripción para estos cuatro regímenes de flujo. Una breve descripción de la manera en que los fluidos están distribuidos en la tubería para cada régimen de flujo es dada a continuación utilizando los nombres y descripciones propuestos por Orkiszewski⁽⁶⁾.

Flujo burbuja. La tubería esta casi completamente llena con líquido y la fase de gas libre esta presente en pequeñas burbujas. Las burbujas se mueven a diferentes velocidades y con excepción de su densidad, tienen poco efecto en el gradiente de presión. La pared de la tubería esta siempre en contacto con la fase líquida.

Flujo en transición. Este flujo ocurre en el cambio de una fase líquida continua a una fase gaseosa continua. Los baches de gas pueden unirse y el líquido puede viajar en los baches. Aunque los efectos del líquido son significantes, los efectos de la fase gaseosa son predominantes.

Flujo bache. La fase gaseosa esta más pronunciada. Aunque la fase líquida es aún continua, las burbujas de gas coalescen y forman tapones o baches que casi llenan la sección transversal de la tubería. La velocidad de los baches de gas es mayor que la del líquido. Alrededor del bache el líquido forma una película que puede moverse hacia abajo a velocidades bajas. Ambos el gas y el líquido tienen efectos significantes en el gradiente de presión.

Flujo niebla. La fase gaseosa es continua y el volumen del líquido es transportado como gotitas en la fase gaseosa. La pared de la tubería esta revestida con una película de líquido, pero la fase gaseosa influye predominantemente en el gradiente de presión.

Fronteras para los regímenes de flujo pueden ser definidas de forma diferente por varios investigadores. Un típico mapa de regímenes flujo en dos fases en tuberías verticales se muestra en la figura III.5.

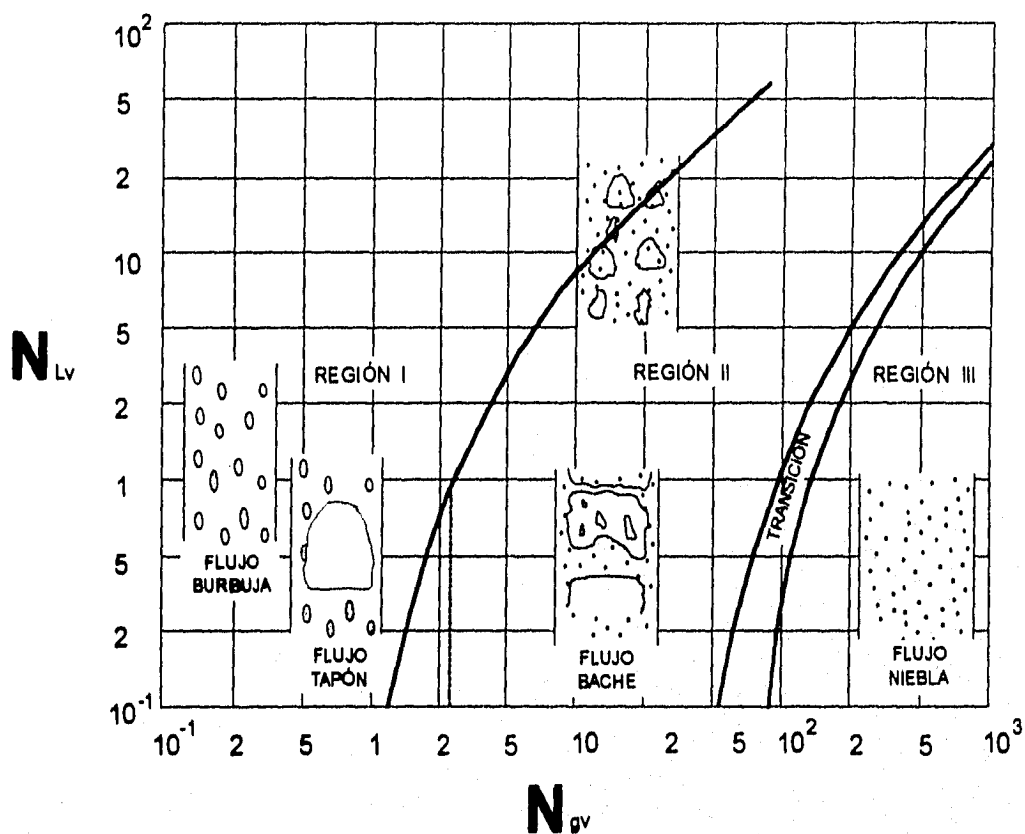


Figura III.5 Mapa típico de Regímenes de flujo vertical.

Colgamiento (y_L). Se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo, y el volumen de dicha sección. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluyen simultáneamente en la tubería. Generalmente, la velocidad con que fluye el gas es diferente de la velocidad con que fluye el líquido, propiciado un **resbamiento** entre las fases.

El término **resbalamiento** se usa para describir el fenómeno natural del flujo a mayor velocidad de una de las dos fases. Las causas de este fenómeno son diversas. La resistencia al flujo por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida. La diferencia de compresibilidades entre el gas y el líquido, hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido. Cuando el flujo es ascendente o descendente, actúa la segregación gravitacional ocasionando que el líquido viaje a menor velocidad que el gas, para el flujo ascendente y a mayor velocidad para el flujo descendente

Para calcular las pérdidas de presión por elevación, es necesario predecir con precisión el colgamiento considerando el resbalamiento entre las fases.

Las expresiones establecidas por Mukherjee y Brill son:

$$y_L = \exp \left[\left(C_1 + C_2 \sin \theta + C_3 \sin^2 \theta + C_4 N_{L\mu}^2 \right) \frac{N_{gv}^{C_5}}{N_{Lv}^{C_6}} \right] \quad 3.36$$

donde:

$$N_{L\mu}^2 = 0.15726 \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} \quad 3.37$$

$$N_{Lv} = 1.938 v_{sl} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad 3.38$$

$$N_{gv} = 1.938 v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad 3.39$$

En la tabla III.4 aparecen los coeficientes de la ecuación 3.36 para diferentes patrones de flujo.

Dirección del flujo	Tipo de flujos	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆
Ascendente u horizontal	Todos	-0.38011	0.12988	-0.11979	2.34323	0.47569	0.28866
Descendente	estratificado	-1.33028	4.80814	4.17158	56.2622	0.07995	0.50489
	otros	-0.51664	0.78981	0.55163	15.5192	0.37177	0.39395

Tabla III.4 Coeficientes para diferentes patrones de flujo.

Velocidades superficiales. Es la velocidad que tendría cualquiera de las fases si ocupara toda la tubería. Se define por las expresiones:

$$v_{sl} = \frac{q_L}{A_p} = \frac{0.01191(q_o B_o + q_w B_w)}{d^2} \quad 3.40$$

$$v_{sg} = \frac{q_g}{A_p} = \frac{0.002122 q_o (R - R_s) B_g}{d^2} \quad 3.41$$

Velocidad superficial de la mezcla (gas-líquido)

$$v_m = \frac{q_L + q_g}{A_p} = v_{sl} + v_{sg} \quad 3.42$$

donde A_p es el área de la sección transversal de la tubería.

Velocidad real. Aplicando el concepto de colgamiento, se puede obtener la velocidad real correspondiente a cada fase:

$$v_L = \frac{q_L}{A_L} = \frac{q_L}{A_p y_L} = \frac{v_{sl}}{y_L} \quad 3.43$$

$$v_g = \frac{q_g}{A_g} = \frac{q_g}{A_p(1-y_L)} = \frac{v_{sg}}{(1-y_L)} \quad 3.44$$

Densidad de la mezcla de los fluidos. La densidad de la mezcla de los fluidos se obtiene a partir del colgamiento con:

$$\rho_m = \rho_L y_L + \rho_g (1-y_L) \quad 3.45$$

Viscosidad de la mezcla⁽⁵⁾. La viscosidad de la mezcla se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$\mu_m = \mu_L^{y_L} \mu_g^{(1-y_L)} \quad 3.46$$

donde:

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w \quad 3.47$$

$$f_o = \frac{q_o B_o}{q_w B_w + q_o B_o} \quad 3.48$$

$$f_o = \frac{B_o}{B_o + WOR B_w} \quad 3.49$$

$$f_w = 1 - f_o \quad 3.50$$

Existen varias correlaciones para obtener el colgamiento del líquido y la mayoría de los autores dentro de su procedimiento propuesto, indican la forma de calcularlo. Una correlación general es la de Mukherjee y Brill.

Sabemos que el gradiente de presión total en la tubería esta es:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{ac} + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$$

la caída de presión causada por el cambio de elevación dependerá de la mezcla de dos fases y es usualmente calculada usando el colgamiento del líquido. Excepto para condiciones de alta velocidad, la mayor parte de la caída de presión en flujo vertical es causada por este componente. La caída de presión causada por la aceleración de los fluidos es algunas veces considerada insignificante y es usualmente calculada sólo para casos de flujos a altas velocidades. La caída de presión causada por la fricción requiere la evaluación de un factor de fricción de dos fases.

Por lo tanto la ecuación anterior queda de la siguiente manera:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$$

Para determinar el gradiente de presión por la tubería vertical, dentro del programa de cómputo FGC-POZO se consideró la correlación de Orkiszewski, quien para establecer y evaluar su modelo, analizó 13 métodos publicados y los aplicó para predecir caídas de presión en pozos con condiciones muy diferentes a las supuestas en el desarrollo de los mismos, y concluyó que ninguna fue suficientemente segura (exacta) para todos los regímenes de flujo, observando que los mejores resultados, bajo ciertas condiciones de flujo, se obtenían con los métodos de Griffith y Wallis, y Duns y Ros. Él decidió entonces hacer más exactas las correlaciones para el flujo burbuja y el flujo niebla y propuso una nueva

correlación para el flujo bache. La correlación para el flujo bache fue desarrollada usando los datos de Hagedorn y Brown. Orkiszewski seleccionó el método de Griffith y Wallis para el flujo burbuja y el método de Duns y Ros para el flujo niebla. En la tabla III.4 aparecen las correlaciones utilizadas para los diferentes patrones de flujo considerados por Orkiszewski.

CORRELACIÓN	PATRÓN DE FLUJO
GRIFFITH Y WALLIS	BURBUJA
GRIFFITH Y WALLIS	BACHE (TERMINO DE DENSIDAD)
ORKISZEWSKI	BACHE (TERMINO DE FRICCIÓN)
DUNS Y ROS	TRANSICIÓN BACHE-NIEBLA
DUNS Y ROS	NIEBLA ANULAR

Tabla III.4 Correlaciones utilizadas para los diferentes patrones de flujo considerados por Orkiszewski.

Orkiszewski establece que la diferencia en velocidad y la geometría de las dos fases tienen una influencia considerable en las caídas de presión. En este método, la densidad de la mezcla se determina mediante el colgamiento, considerando en ella el resbalamiento entre las fases. El factor de fricción se correlaciona con las propiedades del fluido en la fase continua.

Se seleccionó la correlación de Orkiszewski, debido a que es la que contempla la determinación del gradiente en función de la geometría del flujo, la distribución del líquido y el gas en la tubería además de definir con mucha precisión los patrones de flujo: niebla, transición (bache-niebla) y bache, que

comúnmente se presentan en el transporte de gas y condensado retrógrado por la tubería de producción.

A continuación se indica como se definen los regímenes de flujo y como se calculan los gradientes de presión correspondientes a cada uno de ellos.

Régimen de burbuja.

Se presenta cuando:

$$\frac{v_{sg}}{v_m} < L_B$$

$$L_B = 1.071 - \left(2.6616 \frac{v_m^2}{d} \right) \quad 3.51$$

$$L_B \geq 0.13$$

El gradiente por elevación se obtiene de la siguiente manera:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e = \frac{1}{144} (\rho_L y_L + \rho_g (1 - y_L)) \quad 3.52$$

$$y_L = 1 - (C_1 - C_2) / 2 \quad 3.53$$

$$C_2 = \left(C_1^2 - \frac{4}{0.8} v_{sg} \right)^{0.5} \quad 3.54$$

$$C_1 = 1 + \frac{v_m}{0.8} \quad 3.55$$

El gradiente por fricción se obtiene con la ecuación de Darcy Weisbach, utilizando un proceso iterativo para hallar el factor de fricción aplicando la ecuación que corresponda según el valor del N_{Re} .

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{1}{144} \left(\frac{12 f \rho_L v_L^2}{64.4 d}\right) \quad 3.56$$

Régimen de bache.

Se presenta si:

$$\frac{v_{sg}}{v_m} > L_B \text{ y } N_{gv} < L_s$$

donde:

$$L_s = 50 + 36 N_{Lv} \quad 3.57$$

El gradiente por elevación se obtiene de acuerdo al procedimiento delineado por Griffith y Wallis:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{C_3}{v_m + v_b} + \rho_L \delta\right) \quad 3.58$$

$$C_3 = \rho_L (v_{sl} + v_b) + \rho_g v_{sg} \quad 3.59$$

El término δ se conoce como el coeficiente de distribución del líquido, el cual considera los siguientes fenómenos físicos:

El líquido está distribuido en tres espacios: el bache, la película alrededor de la burbuja de gas y dentro de la misma como gotas atrapadas. Un cambio en su distribución cambiará las pérdidas netas por fricción. Las pérdidas por fricción están constituidas esencialmente por dos componentes, una corresponde al bache líquido y la otra a la película del mismo.

La velocidad de elevación de la burbuja se aproxima a cero conforme el flujo tiende al tipo burbuja.

El coeficiente de distribución de líquido (δ) se calcula como se indica en la tabla III.5.

FASE CONTINUA	v_m	APLICAR LA ECUACIÓN
AGUA	< 10	3.60
$f_w > 0.75$	> 10	3.61
ACEITE	< 10	3.62
$f_o > 0.25$	> 10	3.63

Tabla III.5 Relación de ecuaciones a aplicar, con la velocidad de la mezcla y la fase continua.

$$\delta = -0.681 + 0.013 \left(\frac{d}{12} \right)^{-1.380} \log \mu_L + 0.232 \log v_m - 0.428 \left(\frac{d}{12} \right) \quad 3.60$$

$$\delta = -0.709 + 0.0451 \left(\frac{d}{12} \right)^{-0.799} \log \mu_L - 0.162 \log v_m - 0.888 \left(\frac{d}{12} \right) \quad 3.61$$

$$\delta = -0.284 + 0.0127 \left(\frac{d}{12} \right)^{-1.415} \log (\mu_L + 1) + 0.167 \log v_m + 0.113 \left(\frac{d}{12} \right) \quad 3.62$$

$$\delta = 0.161 + 0.0274 \left(\frac{d}{12}\right)^{-1.317} \log(\mu_L + 1) - \left[0.397 + 0.01 \left(\frac{d}{12}\right)^{-1.571} \log(\mu_L + 1) + 0.631 \log\left(\frac{d}{12}\right) \right] \log v_m + 0.569 \log\left(\frac{d}{12}\right)$$

3.63

El valor de δ debe estar dentro de los límites siguientes:

para $v_m < 10$

$$\delta \geq -0.065 v_m$$

para $v_m > 10$

$$\delta \geq -\frac{v_b}{v_m + v_b} \left(1 - \frac{\rho_m}{\rho_L}\right)$$

El valor de v_b se determina por ensaye y error, con las ecuaciones siguientes:

$$N_{ReL} = \frac{d v_m \rho_L}{8.0645 * 10^{-3} \mu_L} \quad 3.64$$

$$N_{Reb} = \frac{d v_{b2} \rho_L}{8.0645 * 10^{-3} \mu_L} \quad 3.65$$

si $N_{Reb} > 6000$:

• $N_{Reb} \leq 3000$

$$v_{bc} = (8.74 * 10^{-6} N_{ReL} + 0.546) \left(\frac{32.174}{12} d\right)^{0.5} \quad 3.66$$

- $3000 \leq N_{Reb} \leq 8000$

$$v_{bc} = 0.5 \left((\alpha^2 + k_v)^{0.5} + \alpha \right) \quad 3.67$$

$$\alpha = (8.74 \times 10^{-6} N_{ReL} + 0.251) \left(\frac{32.174}{12} d \right)^{0.5} \quad 3.68$$

$$k_v = 13.59 \frac{\mu_L}{\rho_L (d/12)^{0.5}} \quad 3.69$$

- $N_{Reb} \geq 8000$

$$v_{bc} = (8.74 \times 10^{-6} N_{ReL} + 0.350) \left(\frac{32.174}{12} d \right)^{0.5} \quad 3.70$$

si $N_{ReL} \leq 6000$ y $N_{Reb} \leq 32.5$:

$$v_{bc} = C_1 C_2 \left(\frac{32.174}{12} d \right)^{0.5} \quad 3.71$$

$$C_2 = 1.36 + C_3 + C_6 C_3 + C_7 C_3^2 \quad 3.72$$

$$C_7 = -0.001161 + 0.000046 C_4 + 0.002954 C_4^2 + 0.00055 C_4^3 - 0.000667 C_4^4 \quad 3.73$$

$$C_6 = 0.0413 - 0.01122 C_4 + 0.012 C_4^2 - 0.0011 C_4^3 - 0.001118 C_4^4 \quad 3.74$$

$$C_3 = -0.220623 - 0.03408 C_4 + 9.549999 \times 10^{-3} C_4^2 - 8.283001 \times 10^{-3} C_4^3 + 0.002645 C_4^4 \quad 3.75$$

$$C_4 = (N_{Reb} - 5500) / 1000 \quad 3.76$$

$$C_3 = (N_{ReL} - 3000) / 1000 \quad 3.77$$

$$C_1 = 0.013805 + 0.4246 C_8 - 0.1753 C_8^2 + 0.02363 C_8^3 \quad 3.78$$

$$C_g = N_{Reb} / 10 \quad 3.79$$

si $N_{ReL} \leq 6000$ y $N_{ReL} > 32.5$:

$$C_l = 0.351$$

y se continúa a partir de la ecuación 3.77.

Donde v_{br} puede suponerse igual a 1.75.

El gradiente de fricción se obtiene por Orkiszewski con la ecuación:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{f v_m^2 \rho_L}{772.8 d} \left(\delta + \frac{v_{sl} + v_b}{v_m + v_b} \right) \quad 3.80$$

en la que f se puede calcular mediante un proceso iterativo, para un número de Reynolds de:

$$N_{Re} = \frac{124 \rho_L d v_m}{\mu_L} \quad 3.81$$

Régimen de niebla.

Para calcular el gradiente de presión correspondiente a esta región se aplica el método de Duns y Ros.

La región de niebla queda definida para:

$$N_{gv} > L_m$$

El gradiente o término por elevación, dado que el líquido va en suspensión dentro de la corriente de gas y no existe diferencia de velocidades entre las fases, se calcula:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{\rho_L v_{sl} + \rho_g v_{sg}}{v_m} \right) \quad 3.82$$

En el término por fricción, se considera que la mayor parte de las caídas de presión por fricción se deben al flujo de gas por la tubería.

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{f v_{sg}^2 \rho_g}{772.8 d} \quad 3.83$$

El valor de f se obtiene mediante un proceso iterativo, para un número de Reynolds de:

$$N_{Re} = \frac{124 v_{sg} d \rho_g}{\mu_g} \quad 3.84$$

En este caso la rugosidad relativa se determina a través de una función del número de Weber según los lineamientos establecidos por Duns y Ros, quienes señalan que sólo será significativo cuando su valor esté comprendido entre 1×10^{-3} y 0.5. Entre estos límites se calcula con las siguientes ecuaciones:

$$N_{L\mu} N_w = 0.093 \frac{\rho_g}{\rho_L} \left(\frac{v_{sg} \mu_L}{\sigma_L}\right)^2 \quad 3.85$$

$$N_{L\mu} N_w < 0.005$$

$$\varepsilon = 0.8988 \frac{\sigma_L}{\rho_g v_{sg}^2 d} \quad 3.86$$

si:

$$N_{L\mu} N_w \geq 0.005$$

$$\varepsilon = 4.4556 \frac{\sigma_L (N_{L\mu} N_w)^{0.302}}{\rho_g v_{sg}^2 d} \quad 3.87$$

El término donde se incluyen las caídas de presión por aceleración es:

$$E_k = \frac{v_m \rho_m v_{sg}}{4637 \bar{p}} = \frac{W_m v_{sg}}{4637 \bar{p} A_i} \quad 3.88$$

Finalmente:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f}{1 - E_k} \quad 3.89$$

Régimen de transición bache-niebla.

Para este caso, Orkiszewski adoptó el método de interpolación propuesto por Dun Y Ros que consiste en calcular $(\Delta p / \Delta L)_e$ y $(\Delta p / \Delta L)_f$ en las fronteras para el flujo bache y flujo niebla, para luego ponderar linealmente cada término respecto al valor del número de la velocidad del gas (N_{gv}).

La zona de transición está definida por:

$$L_m > N_{gv} > L_s$$

donde:

$$L_m = 84 N_{Lv}^{0.75} + 75 \quad 3.90$$

El valor del término por elevación, está dado por:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = a \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{e, \text{BACHE}} + b \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{e, \text{NIEBLA}} \quad 3.91$$

y el término por fricción, por:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = a \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{f \text{ BACHE}} + b \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{f \text{ NIEBLA}} \quad 3.92$$

donde a y b se refieren a la ponderación lineal, la cual está dada por:

$$a = \frac{L_m - N_{gv}}{L_m - L_s} \quad 3.93$$

$$b = \frac{N_{gv} - L_s}{L_m - L_s} \quad 3.94$$

de acuerdo a las recomendaciones de los autores, se obtiene un valor más adecuado del término por fricción en la región de niebla, si el gasto de gas se obtiene con la siguiente ecuación:

$$q_g = AL_m \left(\frac{\rho_L}{g\sigma_L}\right)^{-0.25} \quad 3.95$$

En la determinación de las caídas de presión se debe tomar en cuenta el cambio en la temperatura por efecto de la expansión del gas, al disminuir la presión a lo largo de la tubería. Este fenómeno se conoce como el efecto de *Joule-Thomson*⁽⁵⁾.

La expresión que se emplea para calcular esta temperatura es⁽⁵⁾:

$$T_x = [T_a + (\eta/a)(dP/dx)] + [T_1 - (T_a + (\eta/a)(dP/dx))] \exp(-ax) \quad 3.96$$

El intercambio de calor debido a la diferencia de temperaturas (gas y medio ambiente) y el enfriamiento por expansión del gas suceden simultáneamente.

El coeficiente de *Joule-Thomson* representa la variación de la temperatura con la presión a entalpía constante, y puede ser definido matemáticamente como:

$$\eta = \left(\frac{dT}{dP} \right)_H$$

Para nuestros cálculos se utilizó la expresión desarrollada por Goldzberg⁽⁷⁾ para evaluar el coeficiente de *Joule-Thomson*

$$\eta = 0.0048823 T_{pc} \left(18 / T_{pc}^2 - 1 \right) / P_{pc} C_{fr} \gamma_g \quad 3.97$$

Es importante aclarar que la expresión 3.97 fue desarrollada para aplicarse en gasoductos, por lo tanto se tuvo la necesidad de desarrollar por analogía una expresión para utilizarse en pozos de gas y condensado. Para su desarrollo consideramos la temperatura del medio ambiente que rodea la tubería (gradiente geotérmico, temperatura superficial de la tierra), el coeficiente de *Joule-Thomson* y la transferencia de calor del fluido hacia el material que lo circunda llegando a la siguiente expresión⁽⁸⁾:

$$T = \left[g_G D + T_{ss} + (\eta / a)(dP / dL) \right] + \left[T_1 - g_G D + T_{ss} + (\eta / a)(dP / dL) \right] \exp(-adL) \quad 3.98$$

El procedimiento de cálculo utilizando el programa FGC-POZO es:

1. Suponer una $\Delta T_s = T_1 - 5$.
2. Calcular $T_{2s} = T_1 - \Delta T$, $\bar{T}_s = T_1 - \Delta T / 2$.
3. A partir de una p y L dadas, fijar una Δp , y obtener: $p_2 = p_1 + \Delta p$ y $\bar{p} = p_1 + \frac{\Delta p}{2}$, $\Delta P = P_2 - P_1$

4. Determinar las propiedades de los fluidos a las condiciones medias de escurrimiento (\bar{p} y \bar{T} anteriores).
5. Calcular para \bar{p} y \bar{T} : ρ_L , ρ_g , v_{sl} , v_{sg} , v_m , μ_L , μ_g , N_{gv} , N_{Lv} .
6. Calcular L_B , L_s , L_m .
7. Determinar el régimen de flujo (burbuja, bache, niebla, transición).
8. Calcular los gradientes por elevación y por fricción, de acuerdo al régimen de flujo determinado para el intervalo.
9. Determinar T_2 en función de las propiedades de los fluidos P_2 y de la transferencia de calor entre el fluido producido y el sistema roca fluidos fuera de la T.R.
10. Obtener T_2 , ΔT y \bar{T}_c , si $|\bar{T}_s - \bar{T}_c| \leq 0.1 \Rightarrow \Delta P_c$ es correcto, en caso contrario $\bar{T}_s = \bar{T}_c$ volver al paso 3.
11. Determinar ΔL .
12. Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad total del pozo.

Vale la pena mencionar que el método de Orkiszewski fue desarrollado para flujo multifásico en pozos que manejan fluidos que provienen de yacimientos de aceite y gas, presentándose en el pozo el fenómeno de vaporización de una parte del aceite, por lo que si existieran, se utilizarían correlaciones de propiedades de los fluidos específicas para flujo de gas y condensado (los cuales no existen), debido a que el gas que se produce del yacimiento de gas y condensado, al alcanzar la *presión de rocío* se condensa, siendo este un fenómeno inverso al de la vaporización del líquido.

Con la ayuda del programa FGC-POZO y conociendo la presión de fondo fluyendo (P_{wf}) podemos determinar la presión en la cabeza del pozo (P_{wh}) o

viceversa. En la figura III.6 se muestra un diagrama en el que se esquematizan las presiones (nodos) en un pozo productor.

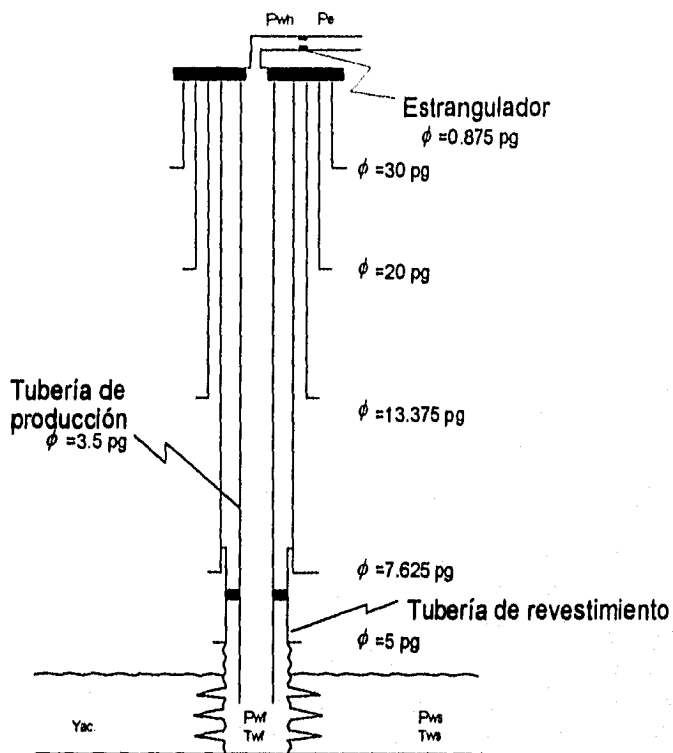


Figura III.6 Diagrama de un pozo productor.

El código del programa de cómputo FGC - POZO elaborado en el lenguaje QuikBasic 4.5 se presenta en el apéndice A.

Con él es posible determinar con buen grado de aproximación el comportamiento de la presión con respecto al gasto en la tubería de producción, obteniendo la presión en el fondo del pozo requerida ($P_{wf_{req}}$) o capacidad de transporte de la tubería de producción para un gasto dado y una presión en la cabeza del pozo (P_{wh}). Así mismo, es posible obtener la presión en la cabeza del pozo disponible ($P_{wh_{disp}}$) a partir de la presión de fondo fluyendo disponible ($P_{wf_{disp}}$ cuyo comportamiento puede ser obtenido a partir de la P_{ws} y la ΔP_{yac} que se obtendrán en el Capítulo V).

En la figura III.7 se pueden apreciar (en forma cualitativa) ambos comportamientos típicos para un pozo de gas y condensado mismos que pueden ser obtenidos con el programa FGC-POZO.

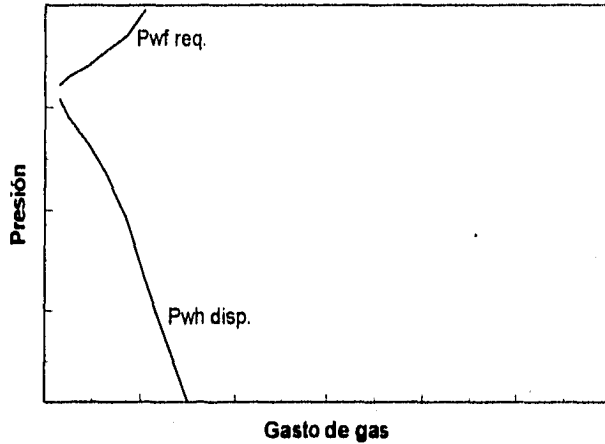


Figura III.7 Comportamiento de la $P_{wh\ disp.}$ y la $P_{wf\ req.}$

En la figura III.8 se aprecian (en forma cualitativa) los comportamientos mostrados en la figura III.7 relacionándose con el comportamiento de la $P_{wf\ disp.}$ y la P_{ws} cuyos comportamientos se obtendrán en el Capítulo V.

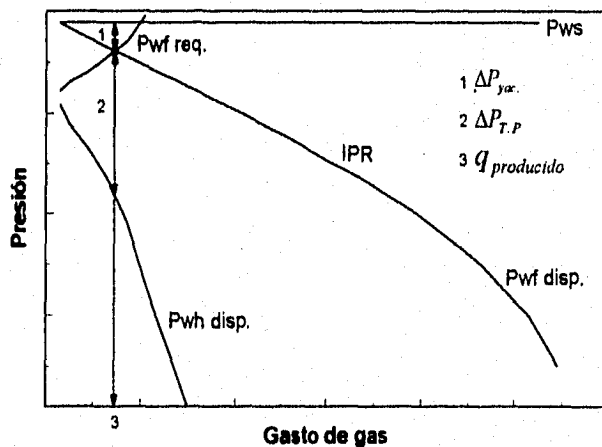


Figura III.8 Comportamiento de la $P_{wh\ disp.}$, la $P_{wf\ req.}$ y la $P_{wf\ disp.}$

III.2 COMPORTAMIENTO FÍSICOQUÍMICO Y TERMODINÁMICO DEL FLUJO DEL GAS Y CONDENSADO⁽¹⁾

En general, la conversión de un gas en líquido se considera como un proceso que implica un cambio brusco en la densidad, transcurriendo el proceso de licuefacción a través de una región de dos fases, donde la densidad del gas es menor que la del líquido.

Así pues, hay una continuidad entre los estados gaseoso y líquido. En reconocimiento de esta continuidad, se usa el término fluido para referirse tanto a líquido como a gas. Lo que generalmente se denomina líquido puede considerarse como un gas muy denso. Sólo cuando ambas fases están presentes en el sistema, hay una clara distinción entre los estados líquido y gaseoso. Sin embargo, para un fluido de una sola fase se acostumbra definir como líquido a aquel cuya temperatura está por debajo de la temperatura de ebullición y cuyo volumen molar es menor que el volumen crítico (tal que su densidad es mayor que la densidad crítica); si estas dos condiciones no se cumplen el fluido se denomina gas⁽¹⁾.

III.2.1 SIMULACIÓN COMPOSICIONAL (CMGPROP)⁽²⁾

Para el estudio y análisis composicional de una mezcla de hidrocarburos en la tubería es necesario, auxiliarnos de ecuaciones de estado, por lo tanto en el estudio para realizar estos cálculos se utilizará el modelo composicional de comportamiento de fases CMGPROP⁽²⁾. Dicho modelo alimentado con datos adecuados y confiables nos proporcionará resultados que nos permitan predecir el comportamiento de los fluidos (gas y condensado) en la tubería.

A continuación se describe brevemente y de manera general este modelo y las ecuaciones que son utilizadas para determinar el comportamiento de fases.

Capacidades del programa CMGPROP.

El CMGPROP es un programa para simular el comportamiento de fases en general, usando la ecuación de Peng - Robinson (PR) o la de Soave - Redlich - Kwong (SRK) como ecuaciones de estado.

Características principales.

Eficiencia en la técnica del cálculo flash.

El método desarrollado por la Computer Modeling Group permite el cálculo del equilibrio de fases muy rápidamente y la detección de la región de una sola fase.

Cálculo flash de dos fases.

Ambas fases son construidas usando la ecuación de estado SRK o PR.

Cálculos flash para tres fases Aceite - Agua - Gas.

La solubilidad de gases en la fase acuosa es modelada usando la ley de Henry para mejorar la exactitud.

Cálculo del punto crítico.

Permite calcular la presión y temperatura crítica de un sistema de 2 fases para una composición dada sin ser suministrado un buen valor inicial supuesto.

Cálculos de Presión y Temperatura de saturación.

Es posible calcular la presión y temperatura para el punto de burbujeo y de rocío para un sistema de dos fases y tres fases (L1, L2, V) mediante los cálculos de equilibrio vapor-líquido que permiten las ecuaciones de estado de PR y SRK.

Cálculos del fluido del yacimiento.

Una serie de cálculos de fluidos comunes en el yacimiento están disponibles. Estos incluyen liberación diferencial, cálculo de separador, disminución de la presión a volumen constante, cálculo del factor de volumen, y construcción del diagrama ternario (presión, temperatura y composición).

Construcción de diagrama de fases.

El modelo permite la construcción eficiente de diagramas de fases: diagrama presión - temperatura, diagramas presión - composición, diagramas temperatura - composición y diagramas pseudo - ternarios. Durante la construcción del diagrama de fases, varios puntos, si estos existen son también estimados. Estos incluyen el punto crítico, la crincondenbara y la cricondenterma.

Caracterización de los fluidos del yacimiento.

Métodos eficientes están disponibles para caracterizar la fracción pesada mediante su extensión en un gran número de componentes y su reagrupación en componentes hipotéticos basándose en las propiedades de dicha fracción que son fáciles de conocer en laboratorio y en las propiedades del fluido como es la densidad relativa, el peso molecular, la relación gas-aceite (RGA), la temperatura de ebullición, etc.

Simulación de Flujo de proceso.

Esta opción permite al usuario del modelo CMGPROP llevar a cabo una simulación del proceso de flujo, donde existan unidades de separación, de transferencia de masa ó de variación de presión y/o temperatura.

Lista de opciones disponibles.

Las mencionadas en la lista, son algunas de las opciones de los cálculos que permite el modelo CMGPROP.

Cálculos básicos en 2 fases.

- ✓ Flash de dos fases a presión y temperatura constante.
- ✓ Presión de saturación de dos fases.
- Temperatura de saturación de dos fases.
- Diagrama de dos fases (P-T, P-Composición, T-Composición, Ternario).
- ✓ Cricondenbarra de dos fases
- ✓ Cricondenbara de dos fases.
- ✓ Punto crítico vapor - líquido.

Cálculos básicos en 3 fases.

- Flash de 3 fases L₁-L₂-V.
- Flash de 3 fases agua - líquido - gas (Ley de Henry y ecuaciones de estado).

Cálculos especiales.

- Cálculo de las propiedades PVT de la composición de alimentación.
- Caracterización de la fracción pesada.
- ✓ Recombinación gas-líquido del separador.
- ✓ Simulación de flujo de proceso.

Cálculos comunes de los fluidos del yacimiento.

- Separación diferencial.
- ✓ Cálculos de separador.
- Agotamiento a volumen constante.

Para el análisis del comportamiento de los fluidos con respecto a la presión y temperatura, se utilizarán las opciones con la marca (✓).

Utilizando el simulador CMGPROP⁽²⁾ podremos construir la envolvente de fases de los fluidos del yacimiento necesaria para el análisis del yacimiento y del pozo. En la figura III. 1 se muestra en forma cualitativa la envolvente de fases.

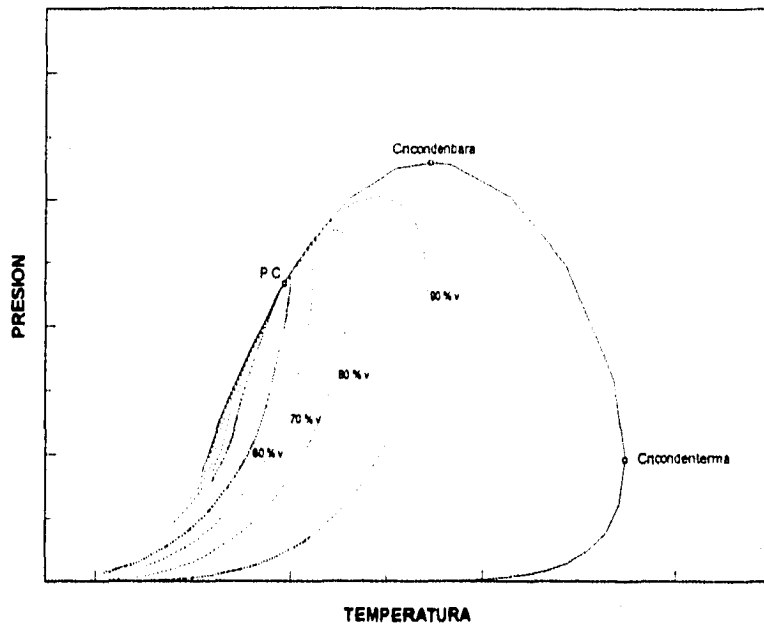


Figura III.1 Envolvente de fases de los fluidos del yacimiento.

III.2.2 FORMACIÓN Y PREVENCIÓN DE HIDRATOS

Uno de los mayores problemas en el diseño y operación del aceite no estabilizado costa afuera y el transporte del condensado en las tuberías es la formación de hidratos. La acumulación de estos sólidos cristalinos semejantes a hielo en las secciones verticales, horizontales, depresiones y alrededor de los fittings, como también en codos, medidores de flujo, etc., podrán llevar a desastrosos bloqueos en la tubería. El problema alcanza enormes proporciones cuando la tubería considerada es de varios cientos de kilómetros de longitud

III.2.2.1 CONDICIONES PARA LA FORMACIÓN DE HIDRATOS DEL GAS^(3,4)

El agua es un componente sobresaliente del gas natural en todas sus etapas, manejándolo desde sus condiciones iniciales de producción hasta su

última composición. La presencia de agua en el gas comprimido es especialmente molesta porque la solubilidad del agua en el gas es disminuida por el incremento de la presión y disminución de la temperatura. La presión favorece la combinación del agua con el gas para formar hidratos sólidos del gas, aunque la temperatura este por arriba del punto de congelación del agua. La formación de hidratos del gas debe ser evitada ya que esta bloquea a las tuberías y válvulas, interrumpiendo el flujo estacionario del gas.

La información de interés para el ingeniero incluye el contenido de agua en equilibrio con el gas para varias presiones y temperaturas y también las condiciones a las que los hidratos se forman cuando el agua líquida esta presente⁽³⁾. El contenido de agua en el gas natural determina la cantidad de agua que debe ser removida cuando el gas es deshidratado.

Un entendimiento de la relación fisicoquímica que gobierna el comportamiento de los sistemas hidrocarburos-agua auxilia al ingeniero en el manejo de los problemas involucrados en el control del contenido de humedad del gas e hidrocarburos líquidos ligeros. Datos cuantitativos del contenido de agua en gases y líquidos están disponibles para la mayor parte de los problemas que aparezcan. Información de la naturaleza de los hidratos de gas y las condiciones de equilibrio en que estos se forman cuando el agua esta presente, permitirá al ingeniero seleccionar las temperaturas y presiones de gases húmedos para evitar su formación.

El flujo de un fluido experimentando la formación de hidratos a lo largo de la tubería puede ser simulado en un laboratorio en un recirculador de volumen constante. Durante la formación de hidratos en la tubería el condensado progresivamente se vuelve más pobre (en componentes pesados) y la cantidad de agua libre también decrece a lo largo de la longitud de la tubería hasta que finalmente el equilibrio termodinámico es alcanzado en algún punto.

Los hidratos de gas tienen algunas de las propiedades que son atribuidas a los compuestos químicos, pero respecto a otros ellos se comportan como soluciones de gas en sólidos cristalinos. Como resultado de mediciones experimentales y análisis termodinámicos, varias fórmulas han sido asignadas a los hidratos. La inestabilidad de los hidratos en bajas presiones contribuyeron a la incertidumbre de las mediciones experimentales.

La determinación experimental de la formación de hidratos es normalmente conducida en un equipo de vasos ópticos. La figura III.2 muestra el diagrama de una celda óptica usada para determinar la formación de hidratos en el sistema agua-metano-propano. En este caso, cuatro puntos fueron determinados para bajar la temperatura en una mezcla de gas, hidrocarburo líquido y agua, hasta que se formaron los hidratos. A menudo los hidratos son difíciles de formar, ya que se requiere un apreciable grado de subenfriamiento. Los hidratos no se forman a menos que el agua este presente.

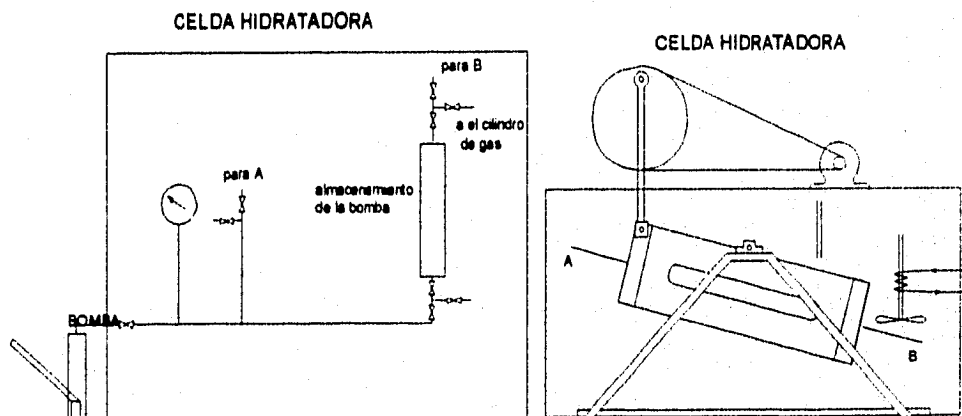


Figura III.2 Aparatos para la formación de hidratos.

Los cristales de hidratos parecen hielo o nieve húmeda. Cuando se reduce la presión en los hidratos causa su descomposición. Los cristales que han sido liberados de la presión dan un bajo sonido de agrietamiento, indicando la ruptura del cristal.

Los cristales de hidratos de gas, flotan en el agua y tienen una densidad de 0.88 a 0.90 gr/cm³.

Las investigaciones fundamentales de rayos X de los cristales de hidratos previamente citados, indican que dos tipos de arreglos son evidentes: el tipo diamante dodecaedro pentagonal y el tipo cuerpo centrado dodecaedro pentagonal.

III.2.2.2 PREVENCIÓN DE LA FORMACIÓN DE HIDRATOS^(3,4)

La solución convencional para evitar la presencia de hidratos en la tubería es operar esta fuera de las condiciones de la formación de hidratos. Esto se logra a través de:

- a) La remoción del agua de la corriente de gas antes de la transportación (deshidratación del gas).
- b) Por el uso de inhibidores que prevengan la formación de hidratos.

Los hidratos se forman sólo cuando el agua líquida esta presente en el gas. La adición de una sustancia al agua puede cambiar su punto de congelamiento, para lo cual el metanol es una sustancia comúnmente usada en la industria. Las sustancias solubles en agua inhiben o suspenden la formación de hidratos, el hidrógeno (dipolo) puede atacar la estructura del agua o disminuir su actividad. El amonio inhibe la formación de hidratos por el primer mecanismo, mientras que sales tales como el cloruro de sodio reducen la actividad del agua. El di y el Trietilenglicol son usados para inhibir la formación de hidratos, así como para la deshidratación del gas. Los alcoholes son los más efectivos en la prevención de la formación de hidratos, estos en orden de sus volatilidades son: el mentanol, etanol y el isopropanol.

- c) Manteniendo el contenido de la tubería caliente hasta que esta alcance una estación de recalentamiento o una instalación de proceso.

Sin embargo estos métodos son también muy caros o inadecuados, ellos involucran enormes instalaciones de deshidratación o un continuo suministro de inhibidores.

Otra tecnología más económica es la transportación de los hidratos en forma de una lechada sin su acumulación y depositación. Esta alternativa está recibiendo la atención de la comunidad internacional encargada de la explotación del aceite y gas. El desarrollo de esta tecnología requiere de la integración de la termodinámica y de la cinética de formación/descomposición de los hidratos con las propiedades del flujo de la lechada de hidratos, dentro de una base de conocimiento común que podrá ser usada para la simulación y diseño del transporte en tuberías bajo condiciones de formación de hidratos. Sin embargo, mientras que la investigación en los aspectos cinéticos y termodinámicos de los hidratos está muy avanzada, datos de las propiedades del flujo de una lechada de hidratos aún no están disponibles en la literatura⁽³⁾.

IV. COMPORTAMIENTO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO A TRAVÉS DEL ESTRANGULADOR

El flujo de un fluido a través de una restricción en la tubería que los transporta, se presenta continuamente en la industria petrolera. Dicha restricción puede ser de tipo mecánico como ocurre en algunos dispositivos de control y de medición de flujo; o bien, puede deberse a taponamientos parciales de la tubería causados por la depositación de materia sólida.

Dentro de los dispositivos de control mencionados, los llamados "estranguladores", ocupan un lugar importante puesto que permiten regular el gasto de un pozo manteniéndolo a un ritmo de producción tal, que el flujo a través del estrangulador se efectúe a la velocidad del sonido, conocido como flujo crítico; es decir, que la velocidad del fluido corresponde a la velocidad de propagación del sonido a través del fluido en cuestión. Esta característica del flujo crítico, también llamado flujo sónico implica que el gasto que pasa a través del estrangulador es constante e independiente de la presión corriente abajo del orificio.

Si recordamos que esta presión corriente abajo corresponde a la requerida para hacer llegar los fluidos a la presión de separación en la batería o estación de recolección, será fácil determinar la importancia que tiene el que esta contrapresión no afecte a la producción del pozo, ya que esto significa una protección al yacimiento productor.

Basándose en el concepto de flujo crítico se han desarrollado diversas correlaciones empíricas tendientes a determinar la caída de presión y el diámetro

de estrangulador instalado en pozos de aceite, en pozos de gas (seco), e incluso en pozos que manejan flujo multifásico. Los resultados obtenidos con estas correlaciones son satisfactorios dentro de los rangos probados en cada una de ellas; sin embargo, ninguna puede ser considerada como una solución general. Como se mencionó anteriormente sólo existen correlaciones particularizadas para el tipo de fluido que produce el yacimiento, sin embargo para el caso de estranguladores situados en pozos de gas y condensado, solo se ha registrado un estudio que considera flujo de gas y condensado a través de restricciones el cual se basa en el modelo propuesto por Gilbert⁽⁹⁾. Por tal motivo se ha hecho presente la necesidad de contar con una correlación para poder analizar el comportamiento del flujo (gas y condensado) para estas condiciones.

IV.1 DEFINICIÓN Y CLASIFICACIÓN DE ESTRANGULADORES⁽¹⁾

Básicamente, un estrangulador está constituido por un tramo corto de tubería (niple) cuyo diámetro interior es menor que el correspondiente al de la tubería o conexión donde se instala; lo que puede ser en el cabezal del pozo, en un múltiple de distribución o en el fondo de la tubería de producción.

Los estranguladores presentan ciertas características de acuerdo con el diseño de cada fabricante, la descripción de estos queda fuera del propósito de este trabajo.

Podemos hacer una clasificación general de estos dispositivos, tal como se presenta a continuación:

a) Estranguladores superficiales

1. Estrangulador positivo: Están diseñados de tal forma que los orificios van alojados en un receptáculo fijo, del que deben ser extraídos para cambiar su tamaño.

2. Estrangulador ajustable: En estos se puede modificar el tamaño del orificio sin retirarlo del receptáculo que lo contiene, mediante un mecanismo tipo revolver.

Una variante de este tipo de estranguladores, es la llamada "válvula de orificio múltiple", con un principio de operación bastante sencillo, puesto que el simple desplazamiento de los orificios del elemento principal equivale a un nuevo diámetro de orificio, y este desplazamiento se logra con el giro de un mecanismo operado manual o automáticamente y de fácil ajuste o graduación.

Dependiendo del tipo de estrangulador, se disponen con extremos roscados o con extremos con bridas, y con presiones de trabajo entre 1500 y 15000 psi.

b) Estranguladores de fondo.

1. Existen estranguladores que se alojan en un dispositivo denominado niple de asiento, que va conectado en el fondo de la tubería de producción. Estos estranguladores pueden ser introducidos o recuperados junto con la tubería, o bien manejados con línea de acero operada desde la superficie.

2. Existen estranguladores que aseguran la tubería por medio de un mecanismo de anclaje que actúa en un cople de la tubería, y que es accionado con la línea de acero.

c) Válvula de tormenta.

Con el desarrollo de las instalaciones marinas se incrementó la necesidad de proteger a los pozos productores de un posible descontrol. Un accidente de este tipo siempre es costoso y peligroso, y cuando sucede en el mar, reviste características definitivamente dramáticas, tanto por la dificultad que encierra el control del pozo, como la contaminación del mar. Uno de los dispositivos de control más utilizados es la válvula subsuperficial de seguridad (válvula de tormenta), que es, básicamente, un mecanismo subsuperficial instalados en la tubería de producción, y que accionan respondiendo a una alta presión, cerrando totalmente el paso de flujo hacia la superficie.

IV.2 FUNCIONES DEL ESTRANGULADOR⁽⁶⁾

La función del estrangulador es restringir el paso de un fluido bajo presión, con el objeto de controlar el gasto del pozo en las cantidades deseadas y con esto: a) conservar la energía del yacimiento asegurando una declinación más lenta de su presión, b) ejercer la contrapresión suficiente para evitar la entrada de arena en el pozo o la conificación de agua, c) proteger el equipo superficial y subsuperficial.

Los estranguladores que se instalan a boca de pozo para controlar la producción, están basados en el principio de flujo crítico. En la región de punto crítico el gasto másico se hace independiente de la caída de presión a través del estrangulador, se pretende con esto que la presión después de la restricción no afecte a la presión en la cabeza del pozo y como consecuencia su

comportamiento. Por lo tanto los estranguladores son también usados para aislar al yacimiento de los disturbios de presión que puedan generarse en las instalaciones superficiales de producción.

IV.3 FENÓMENO DE ESTRANGULAMIENTO⁽⁴⁾

La función principal del estrangulador es disipar grandes cantidades de energía (pérdidas de presión) en una distancia muy corta. El diseño de un estrangulador presenta una ventaja del régimen de flujo continuo resultando de un disturbio súbito a través de un conducto circular. La figura IV.1 muestra un esquema de flujo de un fluido de carácter normal pasando a través de un estrangulador. Este describe una combinación del efecto del flujo súbito en la restricción, un pequeño agujero en el tubo, y abrupto ensanchamiento. A medida que el fluido se acerca al orificio, éste se aleja de la pared de la tubería y se contrae para formar una alta velocidad a chorro. El chorro que converge a un mínimo llamado "condición de garganta" o vena contracta, después este se expande hacia la pared del estrangulador. Posteriormente de salir del estrangulador, la corriente del fluido se expande y regresa a la forma geométrica similar a la que tenía antes de entrar al estrangulador. Una área de turbulencia justo más allá de la salida del estrangulador también contribuye a la pérdida de presión. Las pérdidas totales e irreversibles son suministradas de la siguiente manera:

- a) La fricción a través del estrangulador y áreas cercanas a él.
- b) La turbulencia cercana a la entrada y salida del estrangulador.

- c) Los lentos movimientos de pequeños torbellinos entre la contracción del chorro y la pared de la tubería.
- d) La abrupta expansión en la salida del estrangulador.

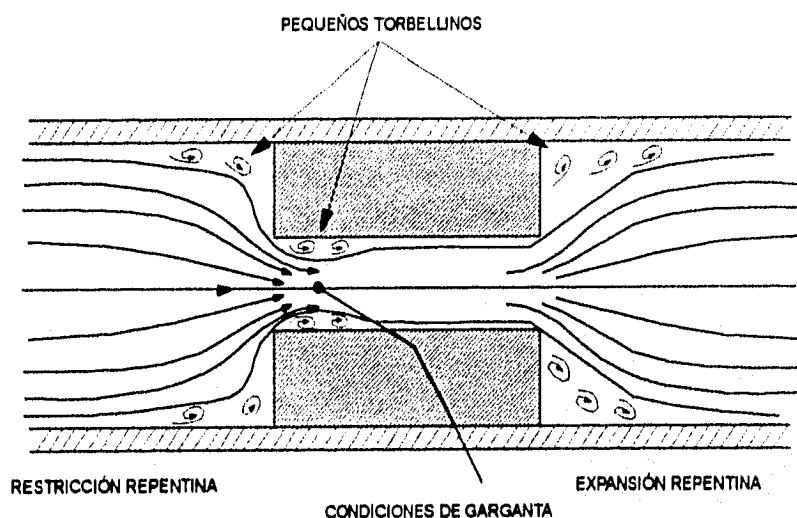


Figura IV.1 Arreglo del flujo a través del estrangulador.

Una importante observación con respecto a la naturaleza general de la compresibilidad del flujo a través del estrangulador es que existe un flujo de gasto máximo, el cual puede fluir a través del orificio para dar las condiciones corriente arriba.

El comportamiento del perfil de velocidades como el que se muestra en la figura IV.2 se efectuara cuando el flujo a través de una restricción (estrangulador) opera bajo condiciones críticas. En general una regla de dedo es que la presión corriente arriba puede ser el doble de la presión corriente abajo cuando existen condiciones de flujo crítico.

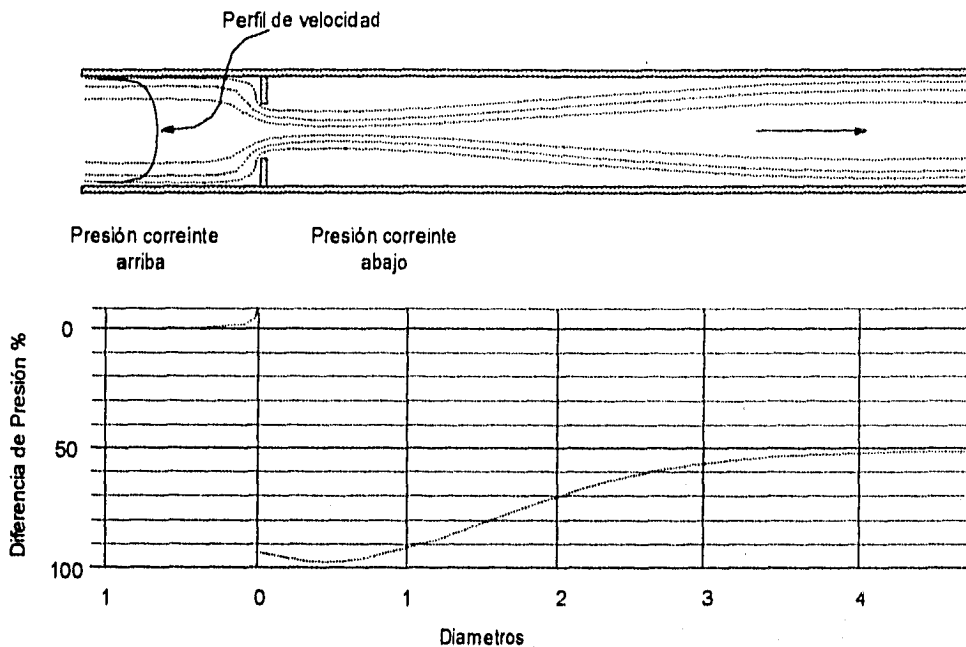


Figura VI.2 Perfil de velocidad y cambios de presión para flujo a través de una restricción.

IV.4 CONDICIONES DE FLUJO CRÍTICO EN EL ESTRANGULADOR

Para poder analizar el comportamiento del flujo de gas y condensado a través del estrangulador y estar en facultad de determinar las condiciones de flujo óptimo (crítico en el estrangulador) es necesario para emprender nuestro estudio comprender el concepto de velocidad crítica.

Velocidad crítica⁽¹⁾. En el planteamiento de problemas de flujo en tuberías y como caso particular en estranguladores, se hacen varias suposiciones que son fundamentales, esto es:

- a) Se considera un fluido compresible, o sea que existe una variación de la densidad con respecto a la presión.

- b) En el caso de una tubería se considera flujo adiabático y en una sola dirección.
- c) En tramos cortos de tubería, un estrangulador por ejemplo se desprecia el efecto de la fricción y se considera un proceso adiabático y prácticamente reversible (proceso isoentrópico).
- d) La existencia de flujo crítico en la garganta del estrangulador.

Cuando se maneja un fluido en fase líquida la variación de la densidad debida a los cambios de presión, es tan pequeña que el fluido puede considerarse como incompresible, o sea que una onda de presión generada en un punto cualquiera en el seno de un líquido contenido en un recipiente, se propagará en forma instantánea a través de todo el fluido, esto es que la velocidad de propagación de la onda en el líquido teóricamente es infinita.

Por el contrario cuando se maneja un gas, los cambios de la densidad debidos a la variación de presión son significativos y dan lugar al concepto de fluido compresible.

En un fluido compresible, la onda de presión causada por el desplazamiento de un pistón dentro de una tubería, se propaga con una velocidad finita; es decir que sus efectos se sienten inicialmente en el plano adyacente al pistón, después al plano contiguo y así consecutivamente hasta donde lo permite la magnitud de la onda. En el instante en que esta se genera, se crea un incremento en la presión, en la densidad y en la velocidad del fluido en el plano

adyacente al pistón; pero a cierta distancia de éste, las condiciones originales del fluido no han cambiado ni cambiarán hasta que no las modifique la onda.

Debido a lo anterior es importante consultar una expresión que defina la velocidad de propagación de la onda acústica; esta velocidad recibe el nombre de *velocidad sónica* (crítica).

Analizando el concepto de fluido compresible, se concluye que existen dos fenómenos de flujo diferentes: la velocidad de flujo en sí, y la velocidad de propagación de la onda a través del fluido. La relación entre estas dos magnitudes está caracterizada por el llamado "número Mach" $M = V_f / V_s$, donde V_f es la velocidad del fluido y V_s es la velocidad del sonido a través del fluido manejado. Se pueden presentar tres casos:

- a) $M < 1$, velocidad subsónica.
- b) $M = 1$, velocidad sónica.
- c) $M > 1$, velocidad supersónica.

El segundo caso, cuando $M = 1$, es el que define el flujo crítico (flujo sónico).

Una conclusión importante de los comentarios anteriores, es que a mayor compresibilidad del fluido menor velocidad del sonido en él se tendrá.

Para obtener la presión corriente abajo del estrangulador $P_{e_{cr}}$, como se desarrollara en el Capítulo V, a partir de la presión de separación (necesaria por los requerimientos de compresión) utilizando el programa de cómputo GASCOND⁽¹⁰⁾.

Las caídas de presión a lo largo de la línea de escurrimiento se analizarán utilizando el modelo GASCOND el cual considera un perfil topográfico abrupto asemejando las condiciones reales de los pozos así como sus condiciones actuales de operación. Este modelo utiliza correlaciones de flujo multifásico como son las de Backer Nielsen & Gabb, Backer Jardin, Mukherjee & Brill, Flanigan, y de propiedades de los fluidos para aceite volátil.

En la figura IV.3 se puede observar en forma cualitativa el comportamiento de la presión corriente abajo del estrangulador $P_{e_{req}}$.

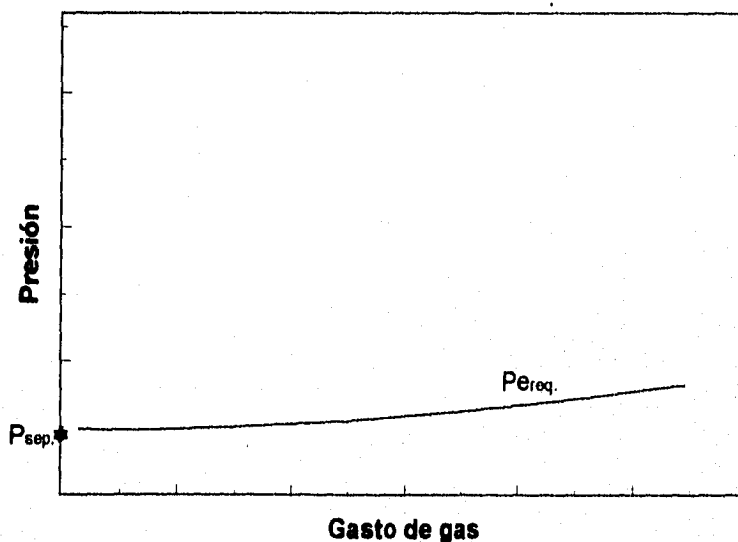


Figura IV.3 Comportamiento de la presión requerida corriente abajo del estrangulador.

Para obtener la presión requerida corriente arriba del estrangulador que garantice el flujo crítico, se utilizarán dos expresiones: a) utilizando la relación de calores específicos para flujo monofásico y b) la relación de presiones propuesta por Ashford⁽⁶⁾ para flujo multifásico.

Estos dos métodos se describen a continuación:

La presión requerida en la cabeza del pozo con la relación de calores específicos se obtiene considerando las siguientes ecuaciones:

$$Y = 0.01T - 1.5$$

$$x = 10\gamma_g - 7.1$$

$$b_0 = 1.245874 - 0.027331Y - 0.017771Y^2 + 0.00305Y^3 + 0.013167Y^4$$

$$b_1 = -0.027336 + 0.001484Y - 0.015829Y^2 - 0.0033Y^3 + 0.015654Y^4$$

$$b_2 = 0.002485 - 0.008877Y + 0.020643Y^2 + 0.009488Y^3 - 0.021162Y^4$$

$$b_3 = 0.002334 - 0.007175Y + 0.025258Y^2 + 0.009191Y^3 - 0.024669Y^4$$

$$b_4 = 0.000717 + 0.006973Y - 0.017431Y^2 - 0.007491Y^3 + 0.017444Y^4$$

$$b_5 = 0.002823 - 0.004985Y^2 - 0.004656Y^3 + 0.06673Y^4$$

$$b_6 = -0.001784 * Y + 0.003282Y^2 + 0.002643Y^3 - 0.004141Y^4$$

$$b_7 = 0.000029 - 0.000056Y - 0.000191Y^2 + 0.000223Y^3$$

$$b_8 = 0.000041 + 0.00008Y + 0.000275Y^2 - 0.000321Y^3$$

$$b_9 = 0.000028 + 0.000056Y$$

$$k = b_0 + b_1x + b_2x^2 + b_3x^3 + b_4x^4 + b_5x^5 + b_6x^6 + b_7x^8 + b_8x^9$$

$$Pwh_{req} = \frac{Pe_{req}}{\left(\frac{2}{k+1}\right)^{k/(k-1)}} \quad \text{IV.1}$$

La presión requerida en la cabeza del pozo con la relación de presiones propuesta por Ashford que garantiza flujo crítico en el estrangulador se obtiene considerando la siguiente relación de presiones:

$$\frac{Pe_{req}}{Pwh_{req}} = 544 \quad \text{IV.2}$$

$$Pwh_{req} = \frac{Pe_{req}}{544} \quad \text{IV.3}$$

En la figura IV.4 se aprecia el comportamiento de la presión requerida corriente abajo con el comportamiento de la presión requerida corriente arriba del estrangulador.

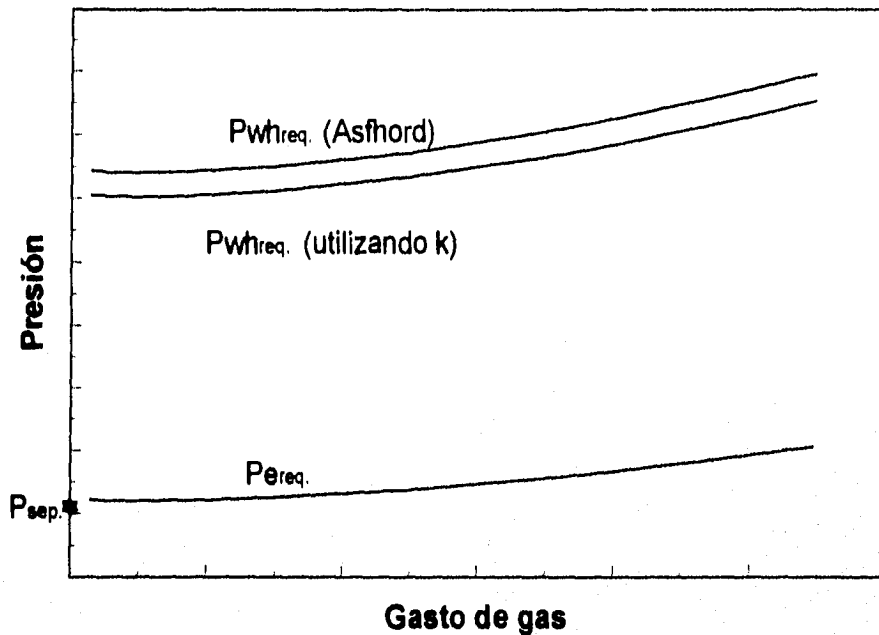


Figura IV.4 Comportamiento de la presión requerida corriente arriba del estrangulador.

IV.5 VELOCIDAD DE EROSIÓN⁽²⁾

Cuando los fluidos fluyen a través de tuberías a altas velocidades se ha encontrado que la erosión de la tubería puede ocurrir. Esto es especialmente verdadero para altas capacidades de flujo de gas en la cual la velocidad puede exceder los 60 a 70 pies/seg. La erosión no es mucha en pozos de aceite, aunque algunas relaciones altas de gas líquido pueden dar lugar a la erosión.

La velocidad a la que comienza a ocurrir la erosión no puede ser determinada exactamente, y si algunas partículas sólidas tales como arenas, están en el fluido, la erosión puede ocurrir a velocidades relativamente bajas.

La velocidad a la que puede ocurrir la erosión ha sido relacionada con la densidad del fluido por medio de la siguiente ecuación

$$V_e = \frac{c}{\rho^{0.5}} \quad \text{IV.4}$$

donde :

V_e : Velocidad de erosión (pies/seg)

ρ : Densidad del fluido ($\text{lb}_m / \text{pie}^3$)

c : Constante cuyo valor esta entre el rango de 75 y 150

(adim)

IV.6 VELOCIDAD TERMINAL ⁽³⁾

Los hidrocarburos producidos en fase gaseosa de los yacimientos, en muchas instancias, tienen fase líquida asociada con ellos, la presencia de esta puede afectar la característica del flujo del pozo. El líquido puede provenir de la condensación de los hidrocarburos gaseosos o de agua intersticial en la matriz del yacimiento. En cualquiera de los dos casos, la fase líquida de densidad mayor siendo esencialmente discontinua, debe de ser transportada hacia la superficie por el gas. En el evento la fase gaseosa no provee suficiente energía para transportar los líquidos fuera del pozo, los líquidos se acumularan en el pozo. La acumulación del líquido impondrá una contrapresión adicional en la formación que puede afectar significativamente la capacidad de producción del pozo. En pozos de baja presión el líquido puede completamente matar el pozo, y

en pozos de alta presión puede ocurrir un variable grado de taponamiento, que puede afectar los cálculos usados en la rutina de pruebas de pozos. Específicamente, las presiones calculadas del fondo del pozo usadas en relaciones de pruebas de presión serán erróneas si el pozo no esta removiendo los líquidos y las relaciones gas-líquido observadas durante tales pruebas pueden ser incorrectas.

Diversos autores han sugerido métodos para determinar si el gasto de flujo de un pozo es suficiente para remover material de la fase líquida. Vitter y Duggan propusieron que las velocidades en la cabeza observadas en el campo deberán ser adecuadas para conservar la descarga de los pozos. Jones y Dukler presentaron resultados de tratamientos analíticos en ecuaciones para calcular de propiedades físicas, el gasto de flujo mínimo necesario. Un análisis de estos estudios indica la existencia de dos modelos físicos propuestos para el desplazamiento del líquido de pozos de gas:

El movimiento de una película de líquido a lo largo de las paredes de la tubería.

La acumulación de la fase líquida en la paredes de un conducto durante el flujo de dos fases gas/líquido es inevitable debido al choque de las gotas de líquido con la tubería y la condensación de vapores. El movimiento del líquido en las paredes es por lo tanto de interés en el análisis del líquido desplazado de pozos de gas. Si la película de líquido anular debe ser movida en orden hacia arriba a lo largo de las paredes para conservar un pozo de gas de descarga, entonces el gasto de flujo de gas mínimo necesario para completar esto es de interés primario. La técnica de análisis usada sigue a Dukler y Hewitt e involucra el perfil de la velocidad de la película de líquido moviéndose hacia arriba en la parte interna de una tubería. El gasto mínimo del flujo de gas requerido para mover la película hacia arriba es entonces calculado.

El transporte de gotas de líquido en el seno del gas a alta velocidad.

La existencia de gotas de líquido en la corriente de gas presenta un problema diferente en mecánica de fluidos, es decir la determinación del gasto mínimo del flujo de gas que llevará las gotas fuera del pozo. Puesto que la gota es un movimiento relativo de la partícula en un fluido en el campo gravitacional, la mecánica de la partícula puede ser empleada para determinar el gasto de flujo de gas mínimo.

Una partícula cayendo libremente en un fluido alcanzará una velocidad terminal, la cual es la máxima velocidad que esta puede alcanzar bajo la influencia de la gravedad, cuando las fuerzas de arrastre son iguales a la fuerza de aceleración (gravedad). Esta velocidad terminal es por lo tanto una función del diámetro, forma y densidad de la partícula y de la densidad y viscosidad del fluido.

Por una transformación de coordenadas, una gota de líquido siendo transportada por el movimiento de la corriente de gas llegara a ser una partícula en caída libre y se aplica la misma ecuación general. Si el gas estuvo moviéndose a la velocidad suficiente para mantener una gota en suspensión, entonces la velocidad del gas (la velocidad relativa entre el gas y la gota) será igual a la velocidad terminal de caída libre de la gota. Puesto que algún incremento adicional en la velocidad del gas llevará el movimiento de la gota hacia arriba, el límite de la velocidad del flujo de gas para el movimiento hacia arriba de la gota es la velocidad terminal de asentamiento libre de la gota.

$$v_t = \sqrt{\frac{2gm_p(\rho_p - \rho)}{\rho_p \alpha A_p C_d}} \quad \text{IV.5}$$

La ecuación general (IV.5) de la velocidad de asentamiento libre muestra la dependencia de las densidad de las fases y de la masa y el área proyectada de la

partícula. Puesto que la tensión superficial de la fase líquida actúa para emparejar la gota a una forma esferoidal, la ecuación VI.5 puede ser reescrita en términos del "diámetro" de la gota (ecuación IV.6)

$$v_t = 6.55 \sqrt{\frac{d(\rho_L - \rho_g)}{\rho_g C_d}} \quad \text{IV.6}$$

La ecuación IV.6 muestra que en las gotas más grandes, la velocidad terminal es superior, por lo tanto a gotas más grandes, el gasto de gas necesario para removerlas es mayor. El problema por lo tanto, requiere determinar el diámetro de las gotas más grandes que puedan existir en un flujo dado, y después calcular la velocidad terminal de estas gotas más grandes. Esto asegurará el movimiento hacia arriba de todas las gotas en la corriente de gas.

Hinze mostró que las gotas de líquido moviéndose en el gas están sujetas a fuerzas que pueden romper la gota, mientras la tensión superficial actúa en el líquido para mantener la gota unida. El determinó que este es el antagonismo de las dos presiones, la presión de la velocidad, $v^2 \rho_g / g_c$, y la presión de la tensión superficial, σ/d , que determinan el máximo diámetro de gota que puede alcanzar. La relación de estas dos presiones es el número de Weber $N_{we} = v^2 \rho_g d / \sigma g_c$. Hinze mostró que si el número de Weber excedía el valor crítico una gota de líquido se rompería. Para gotas en caída libre, el valor crítico del número de Weber se encontró entre 20 y 30. Si el mayor de los valores observados es usado, una relación entre el máximo diámetro de gota y la velocidad de una gota de líquido se obtenía.

$$d_m = \frac{30 \sigma g_c}{\rho_g v_t^2} \quad \text{IV.7}$$

Sustituyendo la expresión del máximo diámetro dentro de la ecuación IV.6 la ecuación de la velocidad terminal llegará a ser:

$$v_t = \frac{1.3\sigma^{1/4}(\rho_L - \rho_g)^{1/4}}{C_d^{1/4}\rho^{1/2}} \quad \text{IV.8}$$

La solución de la ecuación IV.8 requiere un conocimiento de la tensión superficial y del coeficiente de arrastre. La tensión interfacial puede ser obtenida con suficiente precisión de manuales, puesto que esta aparece a la raíz cuarta. El coeficiente de arrastre está influenciado por la forma de las gotas y el número de Reynolds de la gota, $N_{Re} = d\rho_g v/\mu_g$. Una correlación C_d Vs. N_{Re} para esferas muestran que para un rango del N_{Re} de 1000 a 200000 el coeficiente de arrastre es aproximadamente constante (región de la ley de Newton). Para condiciones típicas de campo, el rango del número de Reynolds de la partícula es de 10^4 a 10^5 , basados en la predicción del diámetro de la gota de la ecuación IV.4. Este es el rango donde el coeficiente de arrastre es relativamente constante en un valor de 0.44. Si este valor es usado, y el coeficiente es corregido para permitir el uso de los valores de la tensión superficial en dinas/cm, la ecuación IV.8 se reduce a

$$v_t = 17.6 \frac{\sigma^{1/4}(\rho_L - \rho_g)^{1/4}}{\rho_g^{1/2}} \quad \text{IV.9}$$

la ecuación IV.9 puede ser usada para calcular la velocidad del flujo de gas mínima necesaria para remover las gotas de líquido.

V. ANÁLISIS DE POZOS PRODUCTORES DE GAS Y CONDENSADO

Para el análisis de pozos productores de gas y condensado, es necesario seguir una metodología que proporcione los elementos suficientes para el estudio de estos. Como en la literatura revisada no se encontró una metodología para este tipo de análisis, y basados en los conceptos teóricos descritos en los capítulos anteriores se propone la que a continuación se describe.

Este análisis deberá contemplar por una parte (del fondo a la cabeza del pozo) la determinación de la energía disponible del sistema, y por el otro (del separador a la cabeza del pozo) la energía requerida en el mismo, como se mostrará a continuación.

En primer lugar se debe contar con información general del sistema yacimiento-pozo, la cual se describe a continuación:

a) Yacimiento.

- La presión estática del yacimiento.
- Temperatura del yacimiento.
- Permeabilidad.
- Por lo menos de cuatro pruebas de presión a gasto variable (presión en el fondo del pozo, presión en la cabeza del pozo y gasto de gas).

b) Pozo.

- Estado mecánico del pozo (diámetro de la tubería de producción, diámetro de la tubería de revestimiento, espesores de las tuberías y profundidades de interés)
- Diámetro de estrangulador.

- Condiciones de operación del pozo.
- El gradiente geotérmico.

c) Línea de descarga.

- Diámetro.
- Longitud.
- Topografía del terreno.
- Presión y temperatura de separación.
- Espesor de la tubería.
- Espesor del recubrimiento.
- Temperatura ambiente del terreno.

d) Propiedades de los fluidos.

- Densidad de los fluidos.
- Viscosidad de los fluidos.
- Tensión superficial de los fluidos.
- Factor de volumen del aceite.
- Factor de compresibilidad del gas.

V.1 METODOLOGÍA PROPUESTA EN EL ANÁLISIS NODAL DE POZOS DE GAS Y CONDENSADO

Para el análisis es imprescindible contar con la composición de los fluidos del yacimiento, para determinar de que yacimiento se trata por medio de la elaboración de la envolvente de fases (figura V.1) como se describió en el Capítulo III.

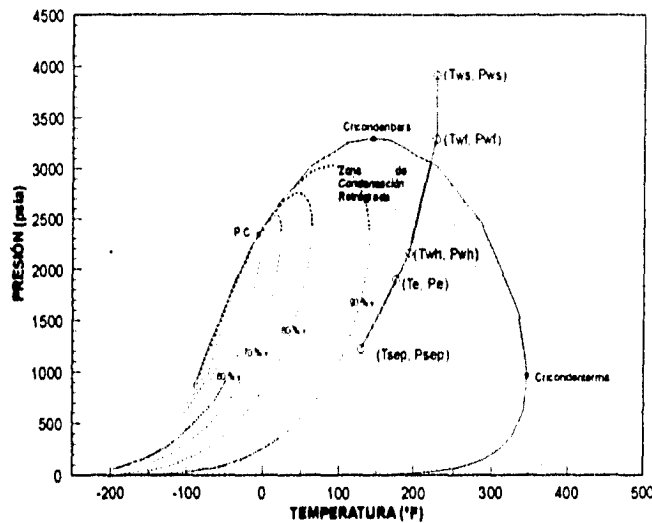


Figura V.1 Envolvente de fases de los fluidos del yacimiento.

El siguiente paso es determinar el comportamiento de la P_{wf} disponible como se mencionó en el Capítulo II. Esto se hace con el fin de definir las pérdidas de presión en el yacimiento ΔP_{yac} o comportamiento de afluencia al pozo (IPR) y por consiguiente, limitar el estudio a la energía que podemos disponer del mismo. Una vez que se determina el comportamiento de afluencia al pozo (IPR) podemos determinar la pérdida de presión en el yacimiento para cualquier gasto de producción como se muestra en la figura V.2

Cabe aclarar que para determinar el comportamiento de afluencia hacia el pozo (IPR), se determina con la ecuación de Fetkovich (para pozos de gas) ya que las condiciones de yacimiento lo permiten debido a que los fluidos se encuentran en una sola fase (gaseosa). La ecuación es la siguiente:

$$q = C(P_{ws}^2 - P_{wf}^2)^n$$

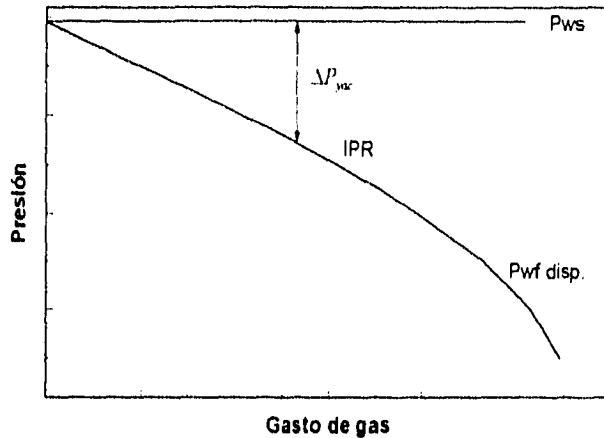


Figura V.2 Comportamiento de afluencia al pozo.

La siguiente etapa del análisis, es calcular por medio del programa de cómputo FGC-POZO la Pwh disponible a partir de la Pwf disponible para cada gasto correspondiente como se describió en el Capítulo III. El comportamiento que se obtendrá será similar al que se observa en la figura V.3. A demás es posible observar en la misma gráfica la caída de presión en el yacimiento y en la tubería de producción (T. P.), para un gasto dado (en este caso para el gasto actual; si el pozo está produciendo).

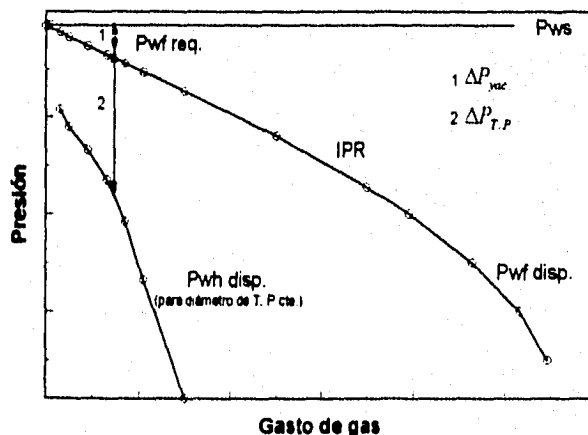


Figura V.3 Representación del comportamiento de la presión disponible en el fondo y cabeza de un pozo de gas y condensado.

Por otro lado se debe determinar la presión requerida corriente abajo del estrangulador ($P_{e req.}$) a partir de la presión de separación (P_{sep}) requerida en el sistema, esto se obtiene como se mencionó en el Capítulo IV con la ayuda del

programa de cómputo GASCOND⁽¹⁾, generándose una curva como la que se muestra en la figura V.4, donde se puede observar las caídas de presión a través de la línea de descarga (L.D.).

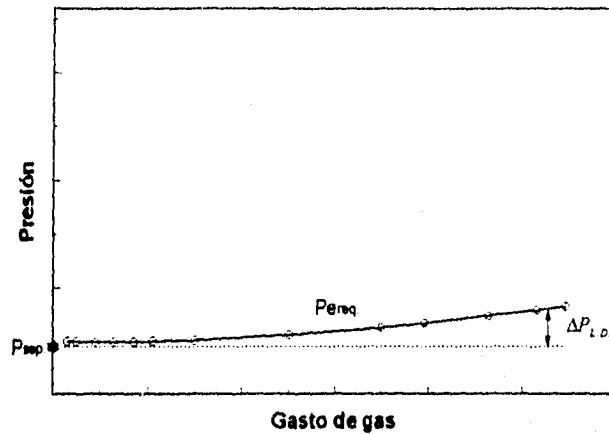


Figura V.4 Comportamiento de la presión en la L.D.

Continuando con el análisis es necesario determinar la presión requerida corriente arriba ($P_{wh\ req.}$), para lo cual fue necesario hacer uso de la relación de presiones propuesta por Ashford que garantiza flujo crítico a través del estrangulador con flujo multifásico como se vio en el Capítulo IV, donde $\frac{P_{e\ req.}}{P_{wh\ req.}} \leq 0.544$. En la figura V.5 se muestra el comportamiento de la caída de presión a través del estrangulador.

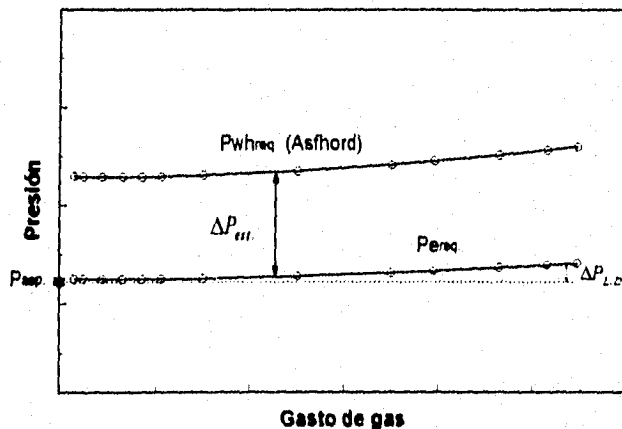


Figura V.5 Comportamiento de la presión corriente abajo y arriba del estrangulador.

Es importante comentar que es válido utilizar la relación de presiones propuesta por Ashford (para flujo multifásico) debido a que el comportamiento de la mezcla (gas y condensado) será normal cuando haya atravesado la zona de condensación retrógrada como se observa en la figura V.1.

Para poder dar un diagnóstico de la situación actual de producción del pozo, a partir de la P_{wh} actual, se determina el comportamiento de la P_{wf} requerida para cada P_{wh} igual a una constante, utilizando el programa de cómputo FGC-POZO como se mencionó en el Capítulo III para obtener la presión requerida de fondo fluyendo (P_{wf} req.). Graficando este comportamiento se obtendrá una curva como la que se observa en la figura V.6.

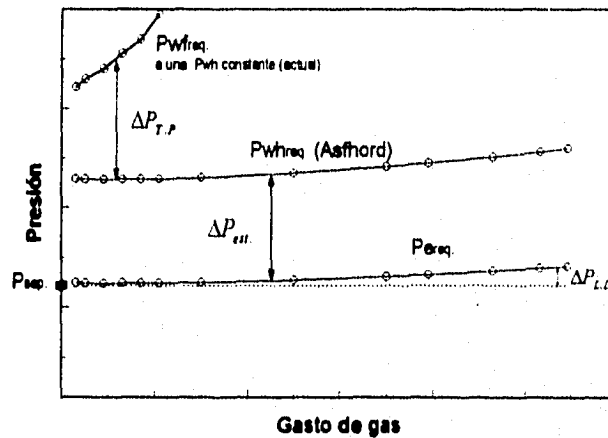


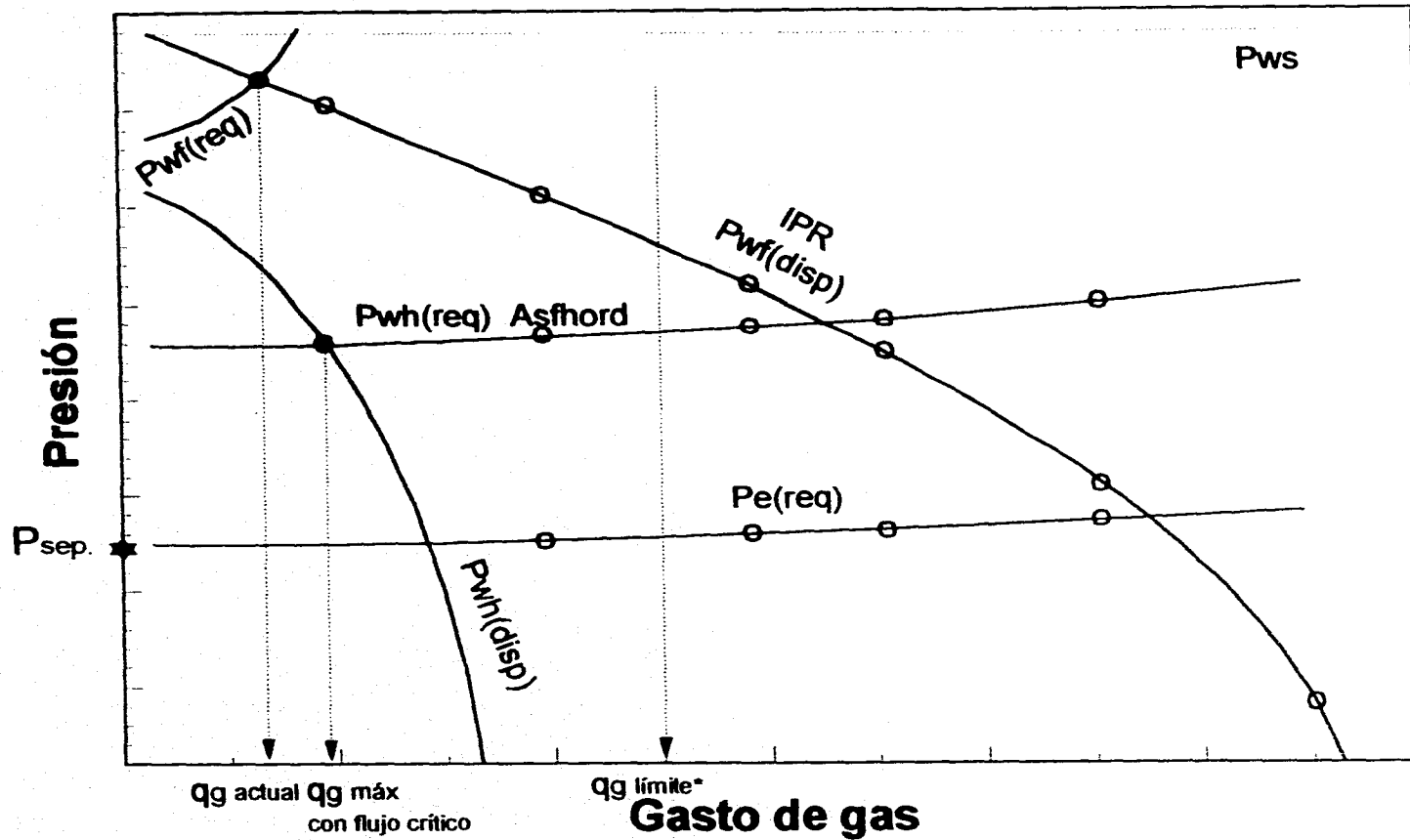
Figura V.6 Comportamiento de los requerimientos de presión en el sistema.

Finalmente reuniendo todos los comportamientos anteriores y presentándolos en una gráfica como se muestra en la figura V.7 se podrá hacer un diagnóstico más completo del sistema de producción y con ello efectuar un mejor análisis para obtener el gasto óptimo de producción, el cual tendrá que ver con la variación de algunos de los elementos del sistema, como son el diámetro de la tubería de producción o de la línea de descarga. Estos comportamientos se muestran en la figura V.8. En esta misma figura se ejemplifica el gasto límite de producción el cual es determinado por la simulación numérica de yacimientos, de tal manera que se evite un ritmo de producción que pueda provocar la

conificación del agua o la migración de finos que provoquen daño a la formación o en caso extremo el arenamiento del pozo.

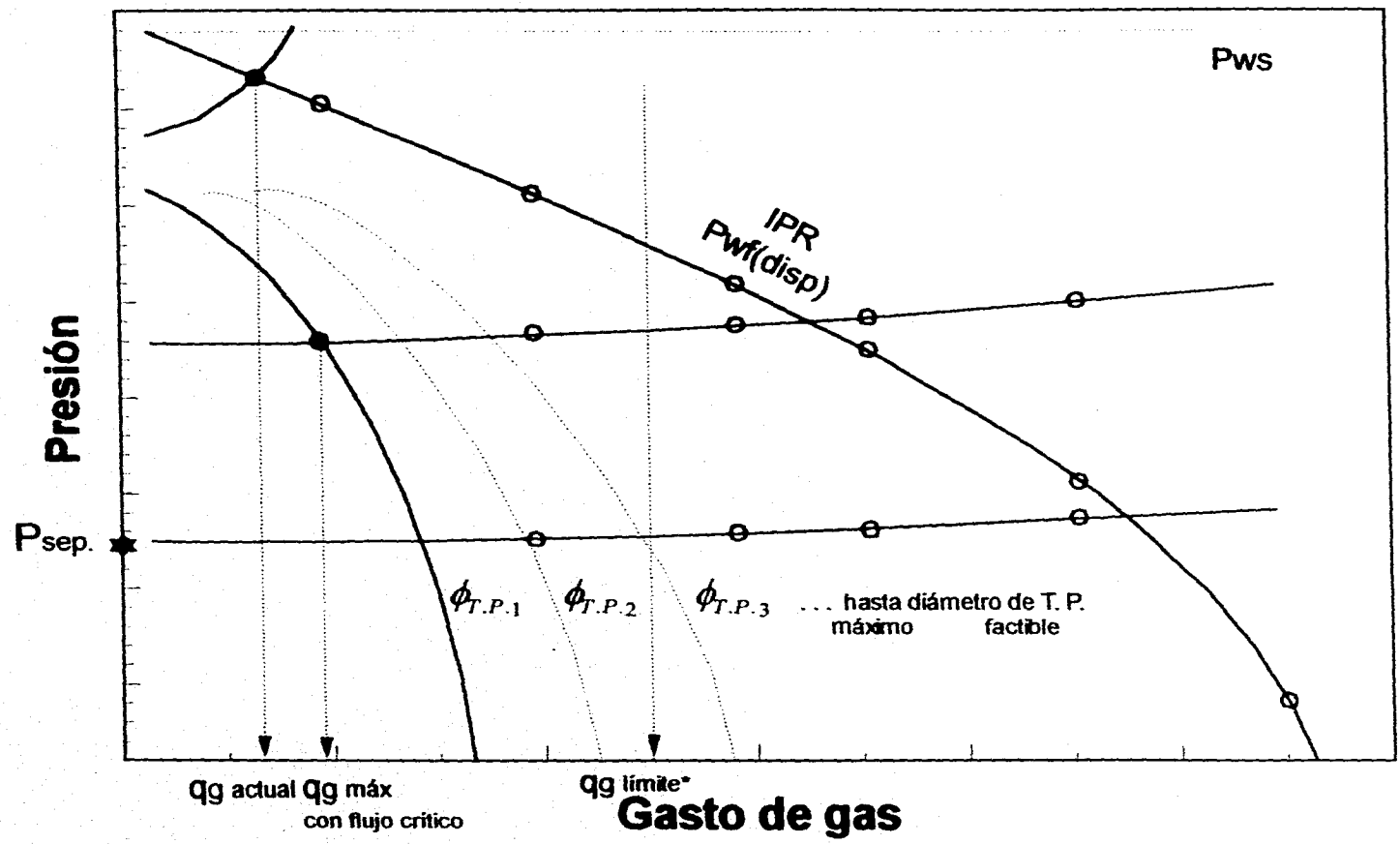
Para un completo análisis del comportamiento del pozo, se requiere de datos de la variación de la presión de fondo estática del yacimiento (P_{ws}) con respecto al tiempo, misma que se debe obtener de la simulación numérica del mismo, cuyo comportamiento se muestra en la figura V.9

Con los datos de presión de fondo estática contra el tiempo, será posible programar la correcta explotación del pozo analizado, obteniendo el comportamiento futuro de la afluencia de la producción al pozo y determinar los requerimientos de tuberías e intervenciones futuras al pozo. En la figura V.10 se muestra esquemáticamente el posible comportamiento de la presión disponible futura en la cabeza de un pozo productor de gas y condensado, considerando un sólo diámetro de tubería de producción.



* Dato establecido por simulación numérica del yacimiento

Figura V.7 Comportamiento de las presiones en los nodos del sistema reunidas para su análisis.



* Dato establecido por simulación numérica del yacimiento

Figura V.8 Comportamiento de las presiones en el sistema variando el diámetro de la T. P.

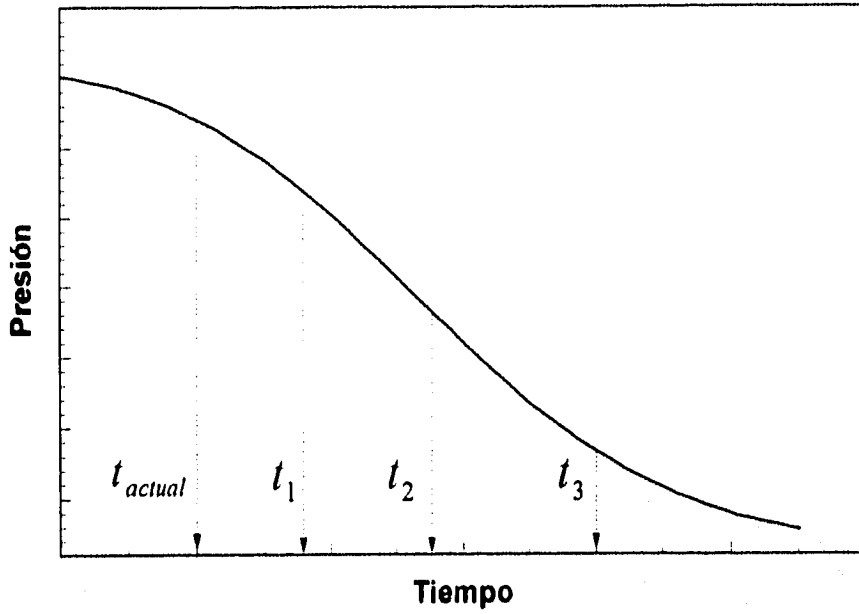


Figura V.9 Comportamiento de la P_{ws} con respecto al tiempo.

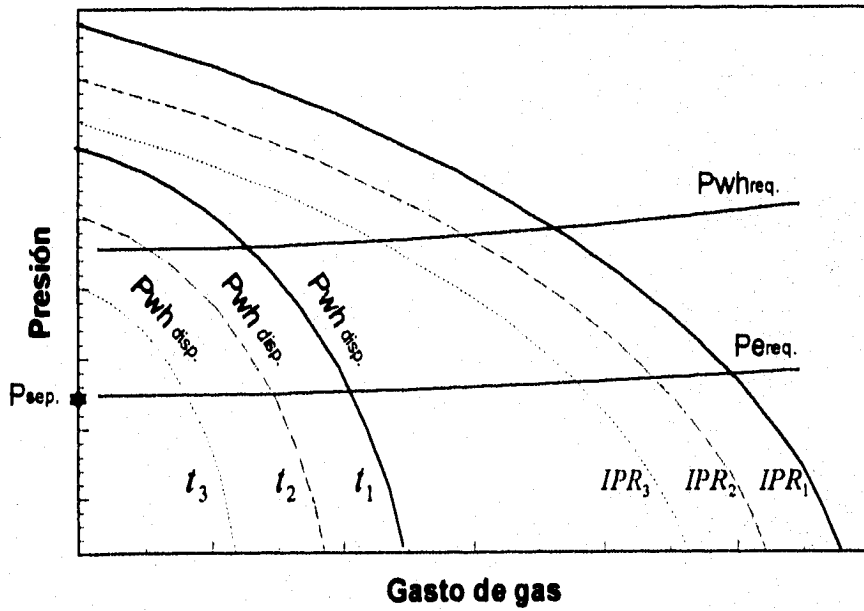


Figura V.10 Comportamiento futuro de la $P_{wh\ disp}$ (para t_2 y t_3 se requeriría cambio de aparejo de producción).

V.2 CASO EJEMPLO DEL ANÁLISIS

Se analizó el comportamiento de un pozo hipotético, basándose en datos reales de un campo de la Región Sur de Pemex Exploración y Producción, que por razones de confidencialidad, no se mencionan sus datos generales precisos.

En este estudio se dispuso de la composición del líquido y del gas del separador de alta presión así como sus condiciones de operación. Por lo que se efectuó en primer lugar la recombinación de las dos corrientes (líquido y gas) y posteriormente se construyó la envolvente de fases.

Con la ayuda del modelo CMGPROP⁽³⁾ se efectuó una recombinación de las dos corrientes (líquido y gas) obtenidas del separador, de las cuales se contó con sus respectivos gastos de flujo, para obtener la mezcla de alimentación al separador proveniente del pozo, (y dado que no hay transferencia de masa desde el fondo del pozo hasta el separador) esta puede ser representativa de los fluidos del yacimiento producidos por este pozo. La recombinación se realizó de la siguiente manera:

Conociendo las condiciones de operación del separador (129.88 °F y 1181 psia), el gasto de gas producido (16.421 MMPCD), el gasto de aceite producido (974.9 BPD) y la densidad del aceite (53.5 °API) se determinó el factor de volumen del aceite (1.411 pie³@ c.e./ pie³@ c.e) por medio del modelo CMGPROP este valor se puede observar en la tabla V.1, posteriormente se obtuvo la relación gas aceite producida (RGA)

$$RGA = \frac{q_g}{q_o @ c. e.} = \frac{16.421 \text{ MMPCD}}{974.9 \frac{\text{bl}}{\text{día}} (1.411)} = 11,937.476 \left(\frac{\text{pies}^3}{\text{bl}} \right), \text{ finalmente con la ayuda del}$$

modelo CMGPROP se efectuó la recombinación de las dos corrientes obteniéndose la mezcla de alimentación al separador. Los resultados se muestran en la tabla V.2

 *
 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *
 *

 SIMULACION DE LA CORRIENTE DEL POZO EJEMPLO

Summary of Separator Tests , initial feed is 2.205E-01 lb-mole reservoir fluid

component	feed, %
N2	1.98
CO2	3.852
H2S	2.114
CH4	73.466
C2H6	8.023
C3H8	3.477
iC4	.672
nC4	1.313
iC5	.494
nC5	.564
nC6	1.015
nC7	.713
nC8	.501
nC9	.537
C10	1.28

pressure, psia	temp, degF	flashed gas,mole	oil, litre	GOR (1)	GOR (2)	vol factor (3)	deviation factor Z	flashed gas,SG
3071.30	220.0							
1227.60	146.0	92.4881	0.9356	13148.99	18551.31	1.411	0.831	0.7484
110.00	95.0	3.1154	0.7068	586.29	624.89	1.066	0.965	0.8921
14.70	60.0	0.4506	0.6632	90.38	90.38	1.000	0.987	1.3246

Total 19266.57

Formation Vol Factor = vol of saturated oil at 3071.30 psia and 220.0 degF per vol of stock tank oil at STC(4)
 = 18.288

- V-11a
- API gravity of stock tank oil at STC(4) = 58.61
 - (1) std. cu. ft. of gas / bbl of oil at indicated P & T
 - (2) std. cu. ft. of gas / bbl of stock tank oil
 - (3) Separator Volume Factor is vol of oil at indicated P & T / vol of stock tank oil at STC
 - (4) STC = 14.70 psia and 60.0 degF

Tabla V.1

ANALISIS DE POZOS PRODUCTORES DE GAS Y CONDENSADO

 *
 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *
 *

SIMULACION DE LA CORRIENTE DEL POZO EJEMPLO

Recombination of Reservoir Fluid from Separator Oil and Gas

Separator Pressure = 1181.00 psia
 Separator Temperature = 129.88degF

	Separator Oil	Separator Gas	Recombined Fluid	ln(fv/fl)
N2	0.3612	2.1315	1.9802	-4.7552E-02
CO2	2.7410	3.9557	3.8519	-2.6233E-02
H2S	2.7577	2.0539	2.1141	-1.6989E-03
CH4	27.6689	77.7438	73.4655	-2.5227E-02
C2H6	8.0995	8.0160	8.0231	-9.0497E-03
C3H8	6.7928	3.1670	3.4767	-1.8453E-03
iC4	1.9816	0.5494	0.6717	-4.1706E-04
nC4	4.5420	1.0109	1.3125	5.1373E-03
iC5	2.4271	0.3135	0.4940	7.3740E-03
nC5	3.0389	0.3325	0.5638	1.0049E-02
nC6	7.4455	0.4143	1.0151	1.2140E-02
nC7	6.3965	0.1816	0.7126	1.6679E-02
nC8	5.0450	0.0763	0.5008	1.7519E-02
nC9	5.7981	0.0460	0.5374	2.0650E-02
C10+	14.9042	0.0076	1.2804	-8.5050E-01
Z Factor	0.3564	0.8230		
Molecular Weight	74.9579	21.3904	25.9671	
Molar Volume, l/gmol	0.1192	0.2753	0.2619	
Density, Kg/m3	628.8963	77.7112	99.1412	
Volume percent	3.8880	96.1120		
Mole percent	8.5439	91.4561		
GOR, vol/vol at separator p and t		24.72		
GOR, SCF/sep.bbl		11946.00		

Tabla V.2

V-11b

ANÁLISIS DE POZOS PRODUCTORES DE GAS Y CONDENSADO

Lo anterior se esquematiza en la figura V.8

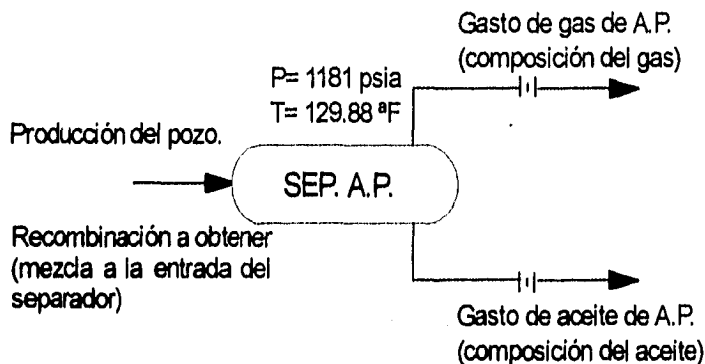


Figura V.8 Esquema de la recombinação de corrientes.

Una vez hecho lo anterior, el siguiente paso fue construir la envolvente de fases y sus líneas de calidad, para esto se alimentó al simulador (CMGPROP) con la composición de la mezcla obtenida de la recombinação.

En el diagrama de fases se presentan las condiciones de presión y temperatura del yacimiento, y fondo fluyendo del pozo, como se observa en la figura V.9.

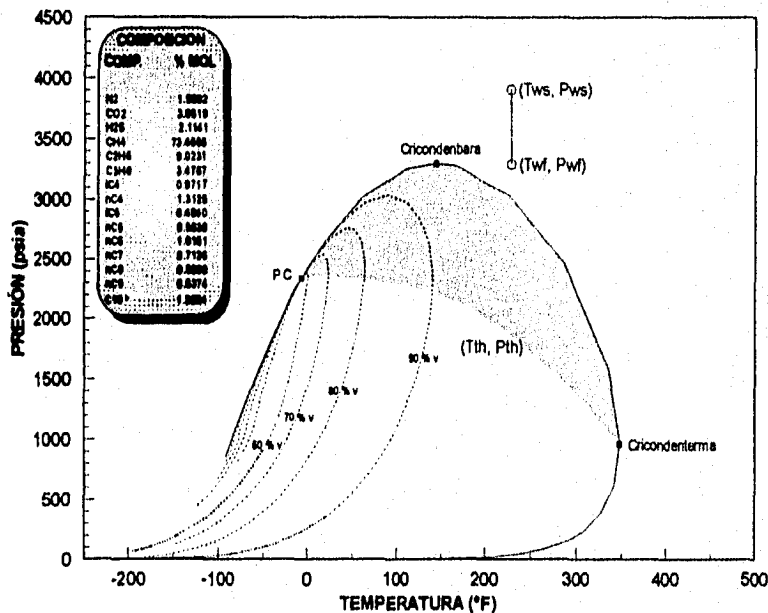


Figura V.9 Envolvente de fases del caso ejemplo.

De la figura V.9 podemos establecer lo siguiente:

Por la ubicación de la presión de fondo estática (P_{ws}) y la temperatura de yacimiento (T_{ws}) se trata de un yacimiento de gas y condensado, por características propias de estos yacimientos, ya mencionadas en el Capítulo II de este trabajo.

Para proseguir el estudio fue necesario determinar el comportamiento de afluencia hacia el pozo (IPR), lo cual se llevó a cabo con el modelo propuesto por Fetkovich (para pozos de gas) debido a las condiciones de presión y temperatura del yacimiento y de fondo fluyendo, este se encuentra en una sola fase (gaseosa). La ecuación es la siguiente:

$$q = C(P_{ws}^2 - P_{wf}^2)^n \quad \text{V.1}$$

Aunque no se dispone del número de pruebas de presión necesarias para efectuar correctamente el análisis, se cuenta con datos de dos aforos para un mismo tiempo, y con diferentes diámetros de estrangulador y en consecuencia diferentes gastos de gas producidos. Aún cuando los valores de C y n se deben obtener a partir de datos de cuando menos 4 pruebas de presión y producción, como se mencionó en el Capítulo II, se está en condiciones de obtener los valores de C y n de la ecuación de Fetkovich por medio de una solución de un sistema de ecuaciones considerando su respectivo error, llegando a las siguientes expresiones:

$$n = \frac{\log\left(\frac{q_1}{q_2}\right)}{\log\left(\frac{P_{ws}^2 - P_{wf_1}^2}{P_{ws}^2 - P_{wf_2}^2}\right)} \quad \text{V.2}$$

$$C = \frac{q_2}{(P_{ws}^2 - P_{wf_2}^2)^n} \quad \text{V.3}$$

Utilizando las ecuaciones V.2 y V.3 se obtuvieron los siguientes valores de n y C respectivamente, con los siguientes datos

$$\begin{aligned}
 P_{ws} &= 3980.1 \text{ lb/pg}^2 \\
 \phi_{est.} &= 7/8 \text{ " } \\
 P_{wf1} &= 3564.2 \text{ lb/pg}^2 \\
 q_g &= 16.650 \text{ MMPCD} \\
 \phi_{est.} &= 3/4 \text{ " } \\
 P_{wf2} &= 3478.6 \text{ lb/pg}^2 \\
 q_g &= 20.466 \text{ MMPCD}
 \end{aligned}$$

$$n = \frac{\log\left(\frac{16650000}{20466000}\right)}{\log\left(\frac{3980.1^2 - 3564.2^2}{3980.1^2 - 3478.6^2}\right)} = 1.172993895$$

$$C = \frac{20466000}{(3980.1^2 - 3478.6^2)^n} = 0.3989910589$$

Calculados los valores de C y n y despejando de la ecuación V.1 la P_{wf} se tiene que:

$$P_{wf} = \sqrt{P_{ws}^2 - \left(\frac{q_g}{C}\right)^{\frac{1}{n}}} \quad \text{V.4}$$

Para obtener el comportamiento IPR "Inflow Performance Relationship" se utilizó la ecuación V.4 para diferentes gastos de gas supuestos, obteniéndose los resultados mostrados en la tabla V.3, cuyo comportamiento se observa en la figura V.10.

qg (1000 pie ³ /día)	Pwf lb/pg ²
3	3887.6
5	3836.2
9	3739.61
13	3647.04
17	3556.4
21	3466.6
30	3264.77
50	2798.27
70	2273.4
79.0742372	2000
92.9501424	1500
103.055216	1000
109.190173	500

Tabla V.3

La presión de fondo fluyendo obtenida para cada gasto es de la que se dispone, ya que se obtiene a partir de la Pws: $P_{wf \text{ disp.}} = P_{ws} - \Delta P_{yuc.}$

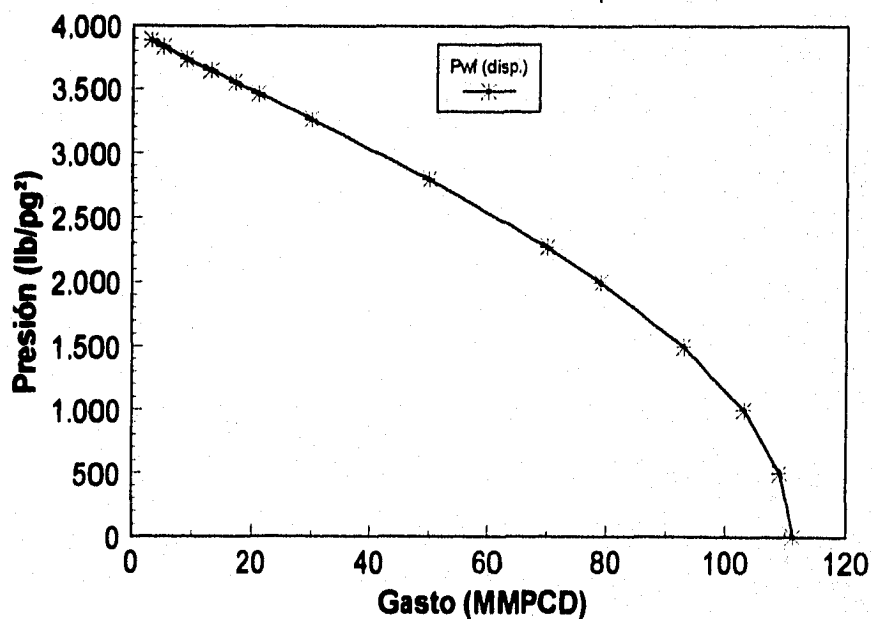


Figura V.11 Comportamiento de afluencia del pozo del caso ejemplo.

Al continuar con el análisis, fue necesario obtener la presión en la cabeza del pozo disponible (Pwh disponible) y como ya se mencionó en el Capítulo III se desarrolló un programa de cómputo para determinar ciertas propiedades de los fluidos y las pérdidas de presión.

Partiendo de las presiones de fondo fluyendo previamente determinadas para ciertos gastos supuestos y con la ayuda del programa FGC-POZO se obtuvieron las presiones en la cabeza del pozo disponibles, las cuales se muestran en la tabla V.4, cuyo comportamiento se puede observar en la figura V.12.

qg (MMpie ³ /día)	Pwh (disp.) lb/pg ²
3	3078.46
5	2898.16
9	2657.12
13	2353.81
17	1919.19
21	1325.69
30	108.01

Tabla V.4

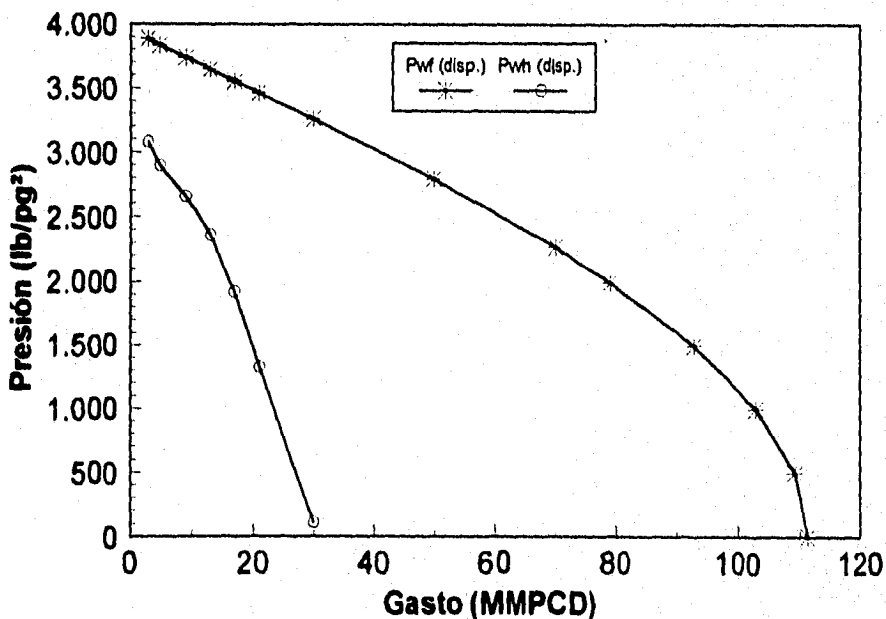


Figura V.13 Comportamiento de Pwh disp., a partir de Pwf disp.

Por otra parte, conociendo la presión requerida en el separador (P_{sep}) de 1223.178 lb/pg^2 y la distancia del pozo al separador de 4200 m, se obtuvieron las presiones requeridas corriente abajo del estrangulador ($P_{e req.}$) para cada gasto supuesto con la ayuda del programa de cómputo GASCOND⁽¹⁾, obteniendo los resultados mostrados en la tabla V.5. Gráficamente su comportamiento se puede apreciar en la figura V.14.

qg (MMpie ³ /día)	Pe req. (lb/pg ²)
3	1244.7
5	1242.8
9	1241.4
13	1241.8
17	1243.0
21	1245.0
30	1251.5
50	1276.0
70	1311.6
79,0742372	1331.46
92,9501424	1365.62
103,055216	1393.1
109,190173	1410.9

Tabla V.5

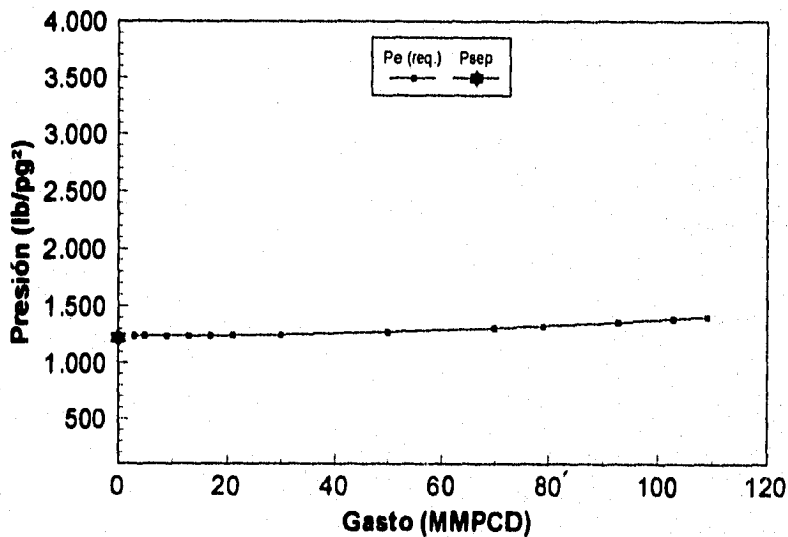


Figura V.15 Presión requerida corriente abajo del estrangulador.

Continuando con el análisis del caso ejemplo se obtiene la caída de presión a través del estrangulador, ésto se realizó de dos formas:

- a) Utilizando la relación de presiones para flujo multifásico propuesta por Ashford para obtener flujo crítico en el estrangulador.

La presión en la cabeza del pozo requerida $P_{wh\ req.}$. Utilizando la relación de presiones propuesta por Ashford, se obtuvo considerando la siguiente expresión:

$$\frac{P_{e\ req.}}{P_{wh\ req.}} = 0.544 \quad V.5$$

$$P_{wh\ req.} = \frac{P_{e\ req.}}{0.544} \quad V.6$$

Llegando a los resultados de la tabla V.6

qg (MMple ³ /día)	Pwh req. (lb/pg ²)
3	2288.05
5	2284.56
9	2281.99
13	2282.72
17	2284.93
21	2288.6
30	2300.55
50	2345.58
70	2411.02
79.0742372	2447.53
92.9501424	2510.33
103.055216	2560.84
109.190173	2593.56

Tabla V.6

- b) Utilizando la relación de calores específicos para flujo monofásico⁽²⁾ para obtener la presión en la cabeza del pozo requerida, a partir de la presión corriente abajo del estrangulador.

$$P_{wh, req} = \frac{P_{e, req}}{\left(\frac{2}{k+1}\right)^{k/(k-1)}} \quad V.7$$

Los resultados de este procedimiento se muestran en la tabla V.7.

qg (MMpie ³ /día)	Pwh req. (lb/pg ²)
3	2211.8
5	2208.4
9	2205.9
13	2206.6
17	2208.7
21	2212.3
30	2223.9
50	2267.4
70	2330.6
79.0742372	2365.9
92.9501424	2428.6
103.055216	2475.4
109.190173	2507.1

Tabla V.7

El comportamiento de la presión requerida en la cabeza (del pozo) obtenido por los dos procedimientos anteriores se muestra gráficamente en la figura V.16.

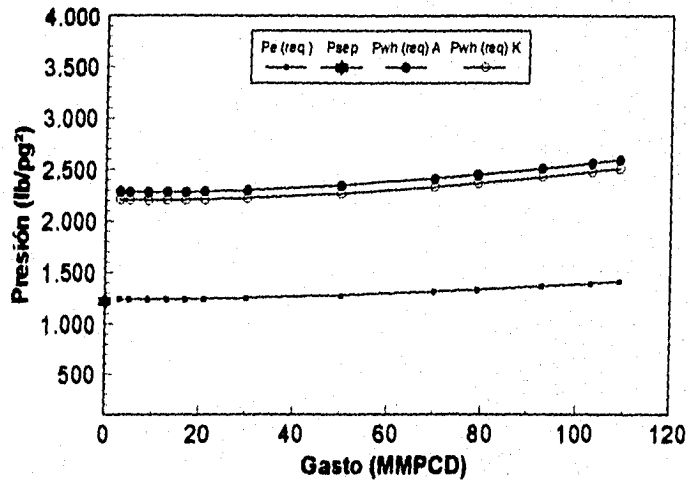


Figura V.16 Comportamiento de la presión en el estrangulador.

Una vez obtenida la presión requerida en la cabeza del pozo, se calculó la presión requerida en el fondo del pozo por medio del programa de cómputo "FGC-POZO", siendo posible determinar los valores correspondientes a los gastos mostrados en la tabla V.8

qg (MMpie ³ /día)	Pwf req. (lb/pg ²)
3	3220.7
5	3301.5
9	3406.3
13	3557.8
17	3701.1
21	3953.1

Tabla V.8

Graficando el comportamiento de la presión requerida en el fondo del pozo se obtiene la curva que se muestra en la figura V.17.

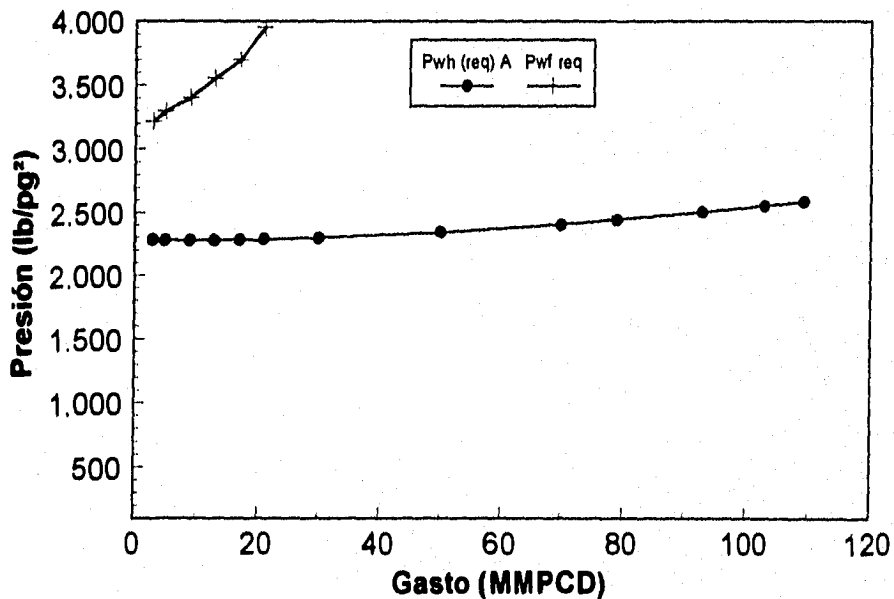


Figura V.17 Comportamiento de la presión requerida en el fondo del pozo.

Finalmente los valores de presión generados y reportados en las tablas V.3 a la V.8 se representan gráficamente en la figura V.18.

V.2.1 DIAGNÓSTICO DE LA SITUACIÓN ACTUAL DEL CASO EJEMPLO

Para realizar el diagnóstico es necesario efectuar el análisis mediante la envolvente de fases a las condiciones de operación del pozo en cada uno de sus nodos, así como los resultados arrojados por el programa de cómputo FGC-POZO, lo cual se presenta a continuación en la figura V.19.

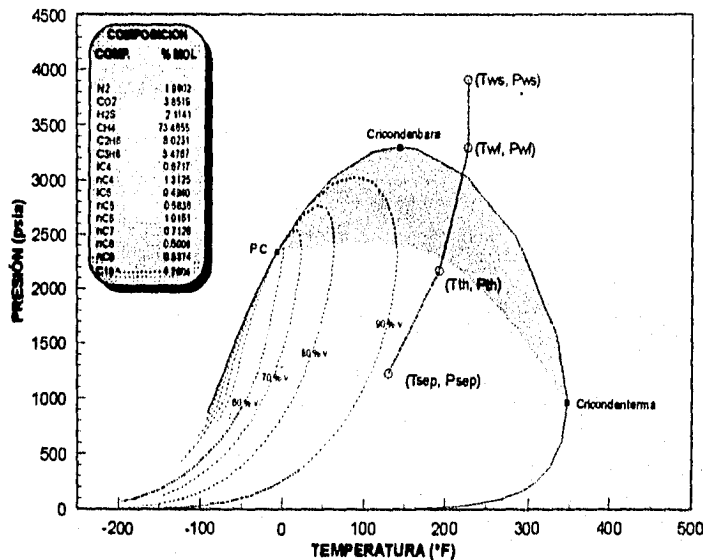


Figura V.19 Diagrama de fases a las condiciones de operación del pozo.

De la figura anterior podemos hacer las siguientes observaciones:

A las condiciones de presión y temperatura del yacimiento este se encuentra en una sola fase (gas).

En la trayectoria que sigue el flujo desde el yacimiento hacia el pozo para llegar a las condiciones de presión y temperatura de fondo fluyendo, éste se mantiene en una sola fase (gas).

Posteriormente en la trayectoria que siguen las condiciones de presión y temperatura para llegar a la cabeza del pozo, rápidamente se alcanza la presión y temperatura de rocío de los fluidos provenientes del yacimiento, entrando a la

zona de condensación retrógrada, pasando el flujo monofásico a flujo bifásico por la condensación del gas. Esto implica la presencia de una serie de problemas en el transporte de la producción (en la tubería vertical) hacia la superficie, ya que al producirse la condensación retrógrada del gas también se manifiesta el fenómeno del colgamiento de líquido con un excesivo resbalamiento, repercutiendo en caídas de presión adicionales en la tubería vertical.

Es importante mencionar que durante la ejecución el programa de computo FGC-POZO se detectaron cambios de régimen de flujo, presentándose primero flujo "niebla", posteriormente "bache-niebla", después "bache", continuando con "bache-niebla" y finalmente "niebla". Los cambios en el régimen de flujo se explican debido al fenómeno de la condensación retrógrada.

Del análisis nodal que se presenta gráficamente en la figura V.18 podemos establecer que la capacidad de transporte de la tubería de producción es bastante reducida, por lo tanto no es capaz de conducir la producción a altos gastos. Por lo que es necesario obtener por simulación de yacimientos las caídas de presión, que nos definan los límites de producción del sistema, para evitar problemas como lo es la conificación del agua y/o arenamiento a altos ritmos de producción.

De las observaciones anteriores se puede asumir que se debe al efecto de la condensación retrógrada el cambio tan abrupto de la curva de Pwh disponible. Además se observa que a pequeñas variaciones de gasto la caída de presión es muy significativa. A demás no es lo único que se puede advertir, porque si variamos el diámetro de la tubería de producción se podría aumentar la capacidad de transporte del sistema, puesto que el comportamiento de afluencia nos indica que el yacimiento es capaz de mantener altos ritmos de producción.

VI. CONCLUSIONES

En el desarrollo de este trabajo se encontró que no existen muchas herramientas para el análisis del comportamiento de pozos productores de gas y condensado. Para poder interpretar todas las inquietudes que surgieron al querer manejar de manera cuantitativa, los diversos fenómenos que se presentan debido a los efectos "nocivos" de la condensación retrógrada se requirió de un análisis extenso. Como resultado de este análisis, se propone una metodología para la "Optimización de la Producción de Pozos de Gas y Condensado" que lejos de ser la única, es pionera en cuanto al tipo de análisis que se maneja, de donde se llegó a las siguientes conclusiones:

Primeramente como se vio en el Capítulo II para lograr la óptima explotación de hidrocarburos (gas y condensado), se debe de utilizar una metodología de desarrollo de campos petroleros que mejoren los beneficios técnicos y económicos. Dicho de otra forma se debe de realizar una adecuada planeación de la explotación que contemple las diferentes etapas de producción del yacimiento y pozos. En el estudio para yacimientos de gas y condensado se recomienda evitar al máximo que durante su explotación, se presenten los fenómenos "nocivos" causados por la condensación retrógrada en el medio poroso; una forma de lograr esto sería eludiendo su depresionamiento mediante la inyección de gas seco y/o nitrógeno al yacimiento. Obviamente demostrando su conveniencia con un análisis económico.

Para comprender los fenómenos fisicoquímicos y termodinámicos que suceden en pozos de gas y condensado es necesario elaborar su diagrama de fases (Temperatura - Presión) en el cual sean representadas las condiciones de operación del pozo. Esto ayudará a identificar algunos efectos que no son comunes en este tipo de análisis, justificando lo que se obtiene en los modelos para flujo de gas y condensado en la tubería vertical.

En lo referente al comportamiento de las caídas de presión en el medio poroso si se presenta flujo de gas en una sola fase, existen suficientes conceptos teóricos para proporcionar el comportamiento de afluencia al pozo (IPR). En este caso se utilizó la ecuación propuesta por Fetkovich para determinar el comportamiento de la presión con respecto al gasto, obteniendo resultados satisfactorios de acuerdo a lo reportado en la literatura. Por otra parte, si se tuviera presencia de líquido en el medio poroso, el problema se complica enormemente dado que se presentan fuertes variaciones respecto a la distancia y en el tiempo en la composición de los fluidos en el medio poroso, la cual tiene una variación con respecto a intervalos relativamente cortos de tiempo. Hasta lo analizado en este trabajo, no se encontró una ecuación que considere el flujo de dos fases en el medio poroso para poder determinar el comportamiento de afluencia al pozo (IPR) para yacimientos de gas y condensado.

En cuanto a la transferencia de calor del fondo del pozo hacia la superficie, no se encontró una expresión de manera explícita que considere de manera adecuada la transferencia de calor en la tubería, por lo que fue necesario deducir una ecuación para determinar la distribución de la temperatura a través de la tubería, considerando el coeficiente de Joule Thomson y el gradiente geotérmico.

Dado que no existen correlaciones empíricas para determinar las propiedades de los fluidos (gas y condensado), no es posible determinarlas, por lo que es necesario que los modelos que sean utilizados en el análisis de este tipo de pozos sean composicionales utilizando ecuaciones de estado. Por lo cual uno de los pasos a seguir en una segunda etapa de este estudio es hacer el programa FGC-POZO de manera composicional.

En el análisis de flujo de gas y condensado a través del estrangulador es necesario efectuar un estudio similar al que se debe practicar en pozos

productores de aceite y gas, obteniendo en primer lugar el comportamiento de la presión requerida corriente abajo del estrangulador, para llegar a la batería de separación con la presión necesaria. Para obtener el comportamiento del gasto contra la presión requerida corriente arriba del estrangulador, se podría utilizar la ecuación que contempla la relación de calores específicos en flujo monofásico de gas, que aunque no da un buen valor puede ser un parámetro de comparación significativo en el análisis. Por otra parte al utilizar la relación de presiones para flujo crítico propuesta por Ashford, se considera que podría tener una mayor validez dado que considera flujo multifásico en el estrangulador, ya que al tomar en consideración que el líquido tiene una mejor conducción del sonido, implica que se tendrá con esta relación un comportamiento más apegado a la realidad.

En base a los resultados obtenidos en el presente trabajo y tomando en cuenta las conclusiones anteriores, se recomienda lo siguiente:

1. Realizar un análisis nodal a los pozos productores de gas y condensado, debido a que con esto se contará con los elementos suficientes que permitan dar un diagnóstico del estado en que se encuentran operando cuando se tiene flujo monofásico en el medio poroso, y con este análisis utilizar la metodología planteada en este trabajo.
2. Efectuar un análisis que relacione las pérdidas de presión en el estrangulador para flujo de gas y condensado, además de obtener la expresión que relacione las presiones corriente abajo y arriba de este para obtener flujo crítico en el mismo, lo cual puede llevar a numerosas pruebas en pozos productores de gas y condensado.
3. Para el actual análisis de gas y condensado se recomienda utilizar la relación de presiones propuesta por Ashford dado que es para flujo multifásico, y en estos casos se tiene la presencia de líquido.

4. Se recomienda realizar un trabajo experimental (para gas y condensado) para obtener una correlación mediante la cual sea posible obtener el diámetro del estrangulador para ciertas condiciones de presión, temperatura, flujo de líquido y flujo de gas en pozos de gas y condensado, correlacionando así mismo las pérdidas de presión.
5. Efectuar el análisis nodal del comportamiento futuro del pozo basándose en los resultados del comportamiento del yacimiento apoyándose en la simulación numérica de yacimientos.

NOMENCLATURA

CAPÍTULO I

c_p	calor específico a presión constante
c_v	calor específico a volumen constante
$c_{p,i}$	calor específico a presión constante de un componente
$c_{v,i}$	calor específico a volumen constante de un componente
$c_{p,m}$	calor específico a presión constante de una mezcla
$c_{v,m}$	calor específico a volumen constante de una mezcla
H	entalpía
H_m	entalpía de una mezcla
h_m	entalpía molar específica de la mezcla
M	peso molecular o masa molar de un gas
m	masa
mf_i	fracción de masa de un componente
M_m	peso molecular o masa molar de una mezcla
M_i	peso molecular o masa molar de un componente
m_i	masa de un componente
m_m	masa total de una mezcla
N_i	número de moles de un componente
N_m	número total de moles de una mezcla
P	presión
P_c	presión crítica
P_i	presión de un componente
P_m	presión de la mezcla

CAPÍTULO I
(continuación)

P_r	presión reducida (adim)
R	constante particular de un gas
R_m	constante para la mezcla gaseosa
R_u	constante universal de los gases
T	temperatura
T_c	temperatura crítica
T_r	temperatura reducida
U	energía interna
u	energía interna molar específica
u_e	energía interna específica
u_i	energía interna de un componente
U_m	energía interna de una mezcla
V	volumen
v	volumen molar específico
v_e	volumen específico
v_{el}	velocidad
v_m	volumen molar de la mezcla
V_i	volumen de un componente
y_i	fracción molar de un componente
Z	factor de compresibilidad del gas
Z_m	factor de compresibilidad de la mezcla

CAPÍTULO I**SÍMBOLOS**

Δh_i	cambio de entalpía molar específica de un componente
ΔT	cambio de temperatura
Δu_i	cambio de energía interna molar específica de un componente
ΔU_m	cambio de energía interna de una mezcla
Δu_m	cambio de energía interna molar específica de una mezcla

CAPÍTULO II

n	exponente de la ecuación de Fetkovich
C	coeficiente de la ecuación de Fetkovich
P_c	presión crítica
PC	punto crítico
P_i	presión inicial
P_s	presión en superficie
T_c	temperatura crítica
T_s	temperatura en superficie
T_y	temperatura del yacimiento
ZVR	zona de vaporización retrógrada
ZCR	zona de condensación retrógrada

CAPÍTULO III

A_g	área ocupada por la fase gaseosa (pg^2)
A_L	área ocupada por la fase líquida (pg^2)

CAPÍTULO III
(continuación)

A_p	área de la sección transversal de la tubería (pg^2)
B_g	factor de volumen del gas ($pies_g^3$ a c.esc./ $pies_o^3$ a c.s.)
\bar{B}_g	factor de volumen medio del gas ($pies_g^3$ a c.esc./ $pies_o^3$ a c.s.)
B_o	factor de volumen del aceite (bl_o^3 a c.esc./ bl_o^3 a c.s.)
B_w	factor de volumen del agua (bl_w^3 a c.esc./ bl_w^3 a c.s.)
C_{fg}	calor específico del gas ($Btu/lb_m - ^\circ F$)
D	profundidad ($pies$)
d	diámetro (pg)
E	eficiencia de flujo en la tubería ($fraccion$)
f	factor de fricción
f_g	flujo fraccional del gas
f_o	flujo fraccional del aceite
f_w	flujo fraccional del agua
g	aceleración de la gravedad (pie/seg^2)
g_g	gradiente geotérmico local ($^\circ F/pie$)
h	altura ($pies$)
L	longitud de la tubería ($millas$)
L_c	corrección de la longitud de la tubería ($millas$)
N_{gv}	número de la velocidad del gas
N_{Lv}	número de la velocidad del líquido

CAPÍTULO III

(continuación)

$N_{L\mu}$	número de la viscosidad del líquido
N_{Re}	número de Reynolds
N_{Reb}	número de Reynolds de la burbuja
N_{ReG}	número de Reynolds del gas
N_{ReL}	número de Reynolds del líquido
N_w	número de Weber
P	presión (lb_f/pg^2)
\bar{P}	presión media (lb_f/pg^2)
P_0	presión inicial (lb_f/pg^2)
P_{pc}	presión pseudocrítica (lb_f/pg^2)
P_{wf}	presión de fondo fluyendo ($lb_f/pg^2 \text{ abs}$)
P_{wh}	presión en la cabeza del pozo ($lb_f/pg^2 \text{ abs}$)
P_{ws}	presión estática del yacimiento ($lb_f/pg^2 \text{ abs}$)
P_1	presión de entrada ($lb_f/pg^2 \text{ abs}$)
p_2	presión de salida ($lb_f/pg^2 \text{ abs}$)
q_g	gasto total de gas producido ($pies_g^3 \text{ a c.s./dia}$)
q_o	gasto de aceite ($bl_o \text{ a c.s./dia}$)
R	relación gas-aceite instantánea ($pies_g^3 \text{ a c.s./bl}_o \text{ a c.s.}$)
R_s	relación de solubilidad del gas ($pies_{gd}^3 \text{ a c.s./bl}_o \text{ a c.s.}$)
s	factor de corrección por el efecto de tubería inclinada

CAPÍTULO III
(continuación)

\bar{T}	temperatura media ($^{\circ}F$)
\bar{T}_c	temperatura media calculada ($^{\circ}F$)
T_{es}	temperatura superficial de la tierra ($^{\circ}F$)
T_0	temperatura inicial ($^{\circ}F$)
T_{pc}	temperatura pseudocrítica ($^{\circ}F$)
\bar{T}_s	temperatura media supuesta ($^{\circ}F$)
v	velocidad del flujo (<i>pies/seg</i>)
\bar{v}	velocidad media (<i>pies/seg</i>)
v_b	velocidad de la burbuja (<i>pies/seg</i>)
v_g	velocidad del gas (<i>pies/seg</i>)
v_L	velocidad real del líquido (<i>pies/seg</i>)
v_m	velocidad superficial de la mezcla (<i>pies/seg</i>)
v_{sg}	velocidad superficial del gas (<i>pies/seg</i>)
v_{sL}	velocidad superficial del líquido (<i>pies/seg</i>)
WOR	relación agua-aceite (bl_w a c.s./ bl_o a c.s.)
y_L	colgamiento del líquido (<i>fraccion</i>)
\bar{Z}	factor de compresibilidad medio del gas

CAPÍTULO III**SÍMBOLOS**

ΔP_a	caída de presión por aceleración ($lb_f/pg^2 abs$)
ΔP_c	caída de presión calculada ($lb_f/pg^2 abs$)
ΔP_e	caída de presión por elevación ($lb_f/pg^2 abs$)
ΔP_f	caída de presión por fricción ($lb_f/pg^2 abs$)
ΔP_s	caída de presión supuesta ($lb_f/pg^2 abs$)
δ	coeficiente de distribución del líquido
γ_g	densidad relativa del gas
η	coeficiente de Joule-Thomson ($^{\circ}F - pg^2/lb_f$)
μ	viscosidad del fluido (cp)
μ_g	viscosidad del gas (cp)
μ_l	viscosidad del líquido (cp)
μ_m	viscosidad de la mezcla (cp)
ρ	densidad del fluido (lb_m/pt^3)
$\bar{\rho}$	densidad media del fluido (lb_m/pt^3)
ρ_g	densidad del gas (lb_m/pt^3)
ρ_l	densidad del líquido (lb_m/pt^3)
ρ_m	densidad de la mezcla (lb_m/pt^3)
σ_L	tensión superficial de la mezcla de líquido ($dinas/cm$)

CAPÍTULO IV

A_p	área proyectada (pie^2)
C_d	coeficiente
d	diámetro del conducto (pie)
d_m	diámetro máximo de la gota de líquido (pie)
g	gravedad (pie/seg^2)
g_c	constante gravitacional ($32.17 lb_m/lb_f seg^2$)
M	número de Mach
m_p	masa de la partícula cayendo (lb_m)
N_{We}	número de Weber
v	velocidad (pie/seg)
v_e	velocidad de erosión (pie/seg)
v_t	velocidad terminal de caída libre de la partícula (pie/seg)

SÍMBOLOS

ρ	densidad del fluido (lb_m/pie^3)
ρ_g	densidad de la fase gaseosa (lb_m/pie^3)
ρ_L	densidad de la fase líquida (lb_m/pie^3)
ρ_p	densidad de la partícula (lb_m/pie^3)
σ	tensión interfacial ($dinas/cm$)

CAPÍTULO V

<i>C</i>	coeficiente de la ecuación de Fetkovich
<i>IPR</i>	comportamiento de afluencia al pozo
<i>k</i>	relación de calores específicos
<i>n</i>	exponente de la ecuación de Fetkovich
<i>P_e</i>	presión corriente abajo del estrangulador (lb_f/pg^2)
<i>P_{sep}</i>	presión de separación ($lb_f/pg^2 abs$)
<i>P_{wf}</i>	presión de fondo fluyendo (lb_f/pg^2)
<i>P_{wh}</i>	presión en la cabeza del pozo (lb_f/pg^2)
<i>P_{ws}</i>	presión estática del yacimiento (lb_f/pg^2)
<i>t</i>	tiempo

SÍMBOLOS

ΔP	pérdidas de presión ($lb_f/pg^2 abs$)
ϕ	diámetro (pg)

REFERENCIAS**CAPÍTULO I**

1. Wark, K. : "Termodinámica", Editorial McGraw Hill. Cuarta edición, 1984.
2. González, H. S., y De la Garza, C. N. : "Apuntes de Fisicoquímica y Termodinámica de los Hidrocarburos", Facultad de Ingeniería, UNAM, 1987
3. Larios, C. J. : "Apuntes de Termodinámica", Facultad de Ingeniería, UNAM, 1982.
4. Mc Cain, W. D. : "The Properties of Petroleum Fluids", Penn Well Books, Tulsa Oklahoma. Second Edition, 1990.
5. Hernández, R. J., y Cabello, M. L. : "Comparación de Métodos de Estabilización de Aceite crudo Mediante Simulación Composicional", Tesis, Facultad de Ingeniería, UNAM, 1985.

CAPÍTULO II

1. Méndez, I. T., y Teyssier, S. J. : " Caracterización de Fluidos de Yacimientos Petroleros ", Revista del Instituto Mexicano del Petróleo (Octubre de 1979).
2. William, D., and McCain, Jr. : "Chemical Compositional Determinates Behavior of Reservir Fluids". Holditch, S. A. and Associates, College Station Tex. Petroleum Engenieer International. October, 1993.
3. Hernández, G. H., Camacho V. R., y Samaniego V. F. : " Flujo a alta Velocidad en Yacimientos de Gas y Condensado".
4. Saleh A. M., Stewart, G., and Heriot-Watt, V. : "Interpretation of Gas Condensate Well Test with field Expamples", SPE 24719, 1992.
5. Rodríguez, N. R. : "Apuntes de Principios de Mecánica de Yacimientos", Facultad de Ingeniería UNAM, 1987.
6. Lester, Ch. U. : "Ingeniería de Producción del Petróleo, Explotación de los Campos Petroleros", Editorial Continental S. A. Edición en Español. Junio 1965.

CAPÍTULO III

1. Levine, Y. N. : "Fisicoquímica", Tercera edición, Mac Graw Hill 1991.
2. CMGPROP, Computer Modeling Group, Phase Property Package, CMGPROP, Version PC: 3.6.1, 1990.
3. Dholabhai, D. P. : "Evaluation of Gas Hidrate Formation and Deposition in Condensate Pipelines: Pilot Plant studies", SPE 22829,1991.
4. Katz, L. D. : "Handbook of Natural Gas Engineering", Editorial Mc Graw Hill,1959.
5. Garaicochea, P. F., Bernal, H. C., y López, O. O.: "Transporte de Hidrocarburos por Ductos", Colegio de Ingenieros Petroleros de México, A.C., 1991.
6. Brill, P. J., and Beggs, D. H. : "Two-Phase Flow in Pipes", Third Edition, December, 1978.
7. Goldzberg, V. and Mckee, F. : "Real Properties of Natural Gas Provide Base for Thermal Hydraulic Analysis of Gas Pipelines". Oil & Gas Journal. July, 1984.
8. Clavel, L. J. : Comunicación personal.

CAPÍTULO IV

1. González, C. C. F. : " Flujo Multifásico a Través de Estranguladores", Tesis UNAM Posgrado, 1976.
2. Beggs, H. D. : "Production Optimization Using Nodal Analysis", Oil and Gas Consults Publications, 1991.
3. Turner, R. G., Hubbard, M. G., And Dukler, E. A. : " Analysis and Prediction of Minimum Flow Rate for the Continus Removal of Liquids from Gas Wells"; SPE-AIME Noviembre, 1969.
4. Golan, M. and Wihitson, C. H. : "Well Performance", University of Torndheim, The Norwegian Institute of Technology NTH, 1991.
5. Brill, J. D., Beggs, D. H. : "Two-Phase Flow in Pipes", Third edition, December 1978.

CAPÍTULO IV

(continuación)

6. Garicochea, P. F., Bernal, H. C., y López, O. O. : " Transporte de los Hidrocarburos por Ductos", Colegio de Ingenieros Petroleros de México, A. C. 1991.
7. Streeter, L. V., and Wylie, B. E. : "Mecánica de los Fluidos", Octava edición, Mac Graw Hill, 1987.
8. Osman, M. E., and Dokla, M. E. : "Gas Condensate Flow Through Chokes", University of United Arab Emirates., SPE 20988. Abril, 1990.
9. Gilbert, W. E. : "Flowing and Gas Lift Well Performance". Drill and Production Practice - 1954.
10. Clavel, L. J. : "GASCOND", Modelo para Determinar Pérdidas de Presión y Temperatura con Flujo de Gas y Condensado, México, D. F., 1992.

CAPÍTULO V

1. Clavel, L. J. : "GASCOND". Modelo para Determinar Pérdidas de Presión y Temperatura con Flujo de gas y Condensado, México, D. F. 1992.
2. Reynolds, W. C. : "Ingeniería Termodinámica", Editorial McGraw Hill, 1980.
3. CMGPROP, Computer Modeling Group, Phase Property Package, CMGPROP, Version PC: 3.6.1, 1990.

APÉNDICE

El programa de cómputo para "Flujo de Gas y Condensado en Pozos" (FGC-POZO) codificado en lenguaje QuikBasic 4.5, se elaboró debido a la carencia de herramientas para determinar las caídas de presión en la tubería vertical de pozos productores de gas y condensado. Es importante mencionar que el programa está particularizado para el caso ejemplo analizado, ya que como se indica en las conclusiones el programa sería más general si fuera composicional utilizando ecuaciones de estado.

El programa determina:

- Algunas propiedades de los fluidos.
- La variación de la temperatura tomando en cuenta el gradiente geotérmico, el coeficiente de Joule Thomson, y el gradiente de presión.
- Las pérdidas de presión en la tubería de producción, utilizando el método de Orkiszewski y la ecuación para flujo monofásico (gas) deducida de la ecuación de balance de energía y de la ecuación de Darcy.
- El gasto de líquido y de gas con respecto a la presión, con el ajuste de una ecuación generada de datos obtenidos del modelo CMGPROP.
- La densidad del líquido con respecto a la presión, con el ajuste de una ecuación generada de datos obtenidos del modelo CMGPROP.
- La velocidad del gas, la velocidad terminal y la velocidad de erosión.

El procedimiento de cálculo del programa FGC-POZO se efectúa como se describe en el Capítulo III, y el listado de este se presenta a continuación:

DECLARE SUB Ecuacion ()
 DECLARE SUB EntradaDeDatos ()
 DECLARE SUB Propiedades ()
 DECLARE SUB Orkizsewski ()
 DECLARE SUB Temperatura ()
 DECLARE SUB Smith ()
 DECLARE SUB Saturado ()
 DECLARE SUB Bajosaturado ()
 DECLARE SUB Oistein ()
 DECLARE SUB EcDeEnergia ()
 DECLARE SUB Velocidades ()

DIM SHARED flujo\$, RE\$, gas\$, API, R, Bob, p, T, Pmed(500)
 DIM SHARED Nacl, dgp, YN2, YCO, YN2S, qo, qw, h, ops\$
 DIM SHARED Deltap, rugosidad, permiterne, pulsa, LT, incrementol
 DIM SHARED Prof, ang, T0, P0, Po, Puno, Raire, Rgas, Xt, Xc
 DIM SHARED Xan, Tes, gG, Tfs, dti, dce, dci, dte, d, SIGNO
 DIM SHARED PRESION\$, doil, MMo, T1(500), T2(500), P1(500)
 DIM SHARED L1(500), PELEV, PFRIC, a, I
 DIM SHARED CBo, Bo, Bw, Bg, Mo, Mw, Mg, Ml, Mm, ro, rw, rg
 DIM SHARED rl, rm, Rs, Wo, Ww, Wg, Wt, so, sw, sl, Vsg, vsl
 DIM SHARED Vm, Nlv, Ngv, Nlm, Yl, Vl, fo, fw, Mgc, Ppc, Tpc
 DIM SHARED Ppr, Tpr, Pb, dgc, dgf, dg, Z, Tmed(500)
 DIM SHARED regimen\$(500), Deltal(500), Grad(500)
 DIM SHARED Pe2, YCO2l, YH2S!, CPb, CRs, Pdos2(500), Puno1(500)
 DIM SHARED Vier(500), Vero(500), Vg(500), Vl(500), f, Verol(500)
 DIM SHARED Deltapp(500), deltall, Lint(500), L(500), LONGIT(500)
 DIM SHARED ql, qg, P2(500)
 DIM T2s(500), L2(500)

CLS

CALL EntradaDeDatos

Jump:

$T2s(I) = T2(I)$
 $P2(I) = P1(I) + Deltap * SIGNO$
 $Pmed(I) = P1(I) + Deltap * SIGNO / 2$

salto:

$Tmeds = (T1(I) + T2s(I)) / 2$
 $Tmed(I) = Tmeds$
 CALL Oistein
 CALL Propiedades
 IF Y = 100 THEN GOTO 100
 CALL Orkizsewski
 CALL Temperatura
 $compara = ABS(T2s(I) - T2(I))$
 IF compara < .5 THEN
 $T1(I + 1) = T2(I)$
 ELSE
 $T2s(I) = T2(I)$
 GOTO salto
 END IF
 CALL Velocidades

```

L2(I) = L1(I) + Deltal(I)
IF L = LT THEN PRINT "fin de Smith"
IF ABS(L2(I)) > LT THEN Deltap = Deltap / 2
diferencia = ABS(LT - ABS(L2(I)))
IF diferencia < .0001 THEN GOTO finish
IF ABS(L2(I)) > LT THEN
    L1(I + 1) = L1(I)
    P1(I + 1) = P1(I - 1)
ELSE
    L1(I + 1) = L2(I)
    P1(I + 1) = P2(I)
END IF
I = I + 1
N = I
GOTO Jump
finish:
FOR I = 1 TO N
    pulsa = pulsa + 1
    IF pulsa = permiteme * 20 GOTO Looking
    GOTO pantalla
Looking:
    INPUT "pulsa enter para continuar", go$
    permiteme = permiteme + 1
    CLS
    LOCATE 1, 1
    PRINT " LONGITUD PRESION GRADIENTE          PMEDIA"
    PRINT " (pie) (lb/pgy) (lb/pgy/pie) "
pantalla:
    IF UCASE$(PRESION$) = "F" THEN
        Lint = LT - L1(I)
        PRINT USING "#####.#####"; Lint;
    ELSE
        PRINT USING "#####.#####"; L1(I);
    END IF

    PRINT USING "#####.#####"; P2(I);
    PRINT USING "###.#####"; ABS(Grad(I));
    PRINT " ";
    PRINT USING "#####.###"; Tmed(I);
    PRINT USING "#####.###"; Pe2;
    PRINT " ";
    PRINT regimen$(I)
NEXT I
CLS
LOCATE 1, 1
PRINT " LONGITUD PRESION VI  Vg  Vter  Vero"
PRINT " (pie) (lb/pgy) (lb/pgy/pie) "
permiteme = 1
pulsa = 0
FOR I = 1 TO N
    pulsa = pulsa + 1
    IF pulsa = permiteme * 20 GOTO Lo
    GOTO pant
Lo:

```

```

INPUT "pulsar enter para continuar", go$
permiteme = permiteme + 1
CLS
LOCATE 1, 1
PRINT " LONGITUD PRESION V1 Vg Vter Verol Vero"
PRINT " (pie) (lb/pgý) (lb/pgý/pie) "
pant:
IF UCASE$(PRESION$) = "F" THEN
    Lint = LT - L1(I)
    PRINT USING "#####.#####"; Lint;
ELSE
    PRINT USING "#####.#####"; L1(I);
END IF
PRINT USING "#####.#####"; P2(I);
PRINT USING "#####.###"; V1(I);
PRINT USING "#####.###"; Vg(I);
PRINT USING "#####.###"; Vter(I);
PRINT USING "#####.###"; Verol(I);
PRINT USING "#####.###"; Vero(I)
NEXT I
PRINT "longitud", ABS(L2(I - 1))
P2(I) = P1(I - 1) + Grad(I - 1) * (LT - ABS(L2(I - 1)))
PRINT "P2(I-1)";
PRINT USING "#####.#####"; P2(I);
PRINT USING "#####.#####"; P2(I - 1);
PRINT "Tmed"; Tmed(I - 1)
*****
*****
100
Y = 100
I = 1
P0 = P1(I)
Puno1(I) = P0
L1(I) = 0
permiteme = 1
pulsar = 0
L11 = 100
T2(I) = T1(I) + SIGNO * (100 * gG)
L(I) = 0
deltall = 100
L = 100
Deltapp(I) = 10
JU:
T2s(I) = T2(I)
P2(I) = Puno1(I) + Deltapp(I) * SIGNO
Pmed(I) = Puno1(I) + Deltapp(I) * SIGNO / 2
SA:
Tmeds = (T1(I) + T2s(I)) / 2
Tmed(I) = Tmeds
CALL Oistein
CALL Propiedades
CALL Temperatura
CALL EcDeEnergia
compara = ABS(T2s(I) - T2(I))

```

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

```

IF compara < .5 THEN
  T1(I + 1) = T2(I)
ELSE
  T2s(I) = T2(I)
  GOTO SA
END IF
CALL Velocidades
IF UCASE$(PRESION$) = "F" THEN Lint(I) = LT - L
IF ABS(L - LT) < 100 THEN deltall = LT - L
L = L + deltall
L(I + 1) = L
IF L > LT THEN
  I = I + 1
  N = I
  GOTO FIN
ELSE
  IF L(I) = L(I + 1) THEN GOTO FIN
  I = I + 1
  N = I
  GOTO JU
END IF
GOTO JU

FIN:
FOR I = 1 TO N
  pulsa = pulsa + 1
  IF pulsa = permiteme * 20 GOTO Lookin
  GOTO pantall
Lookin:
  INPUT "pulsa enter para continuar", go$
  permiteme = permiteme + 1
  CLS
  LOCATE 1, 1
  PRINT " LONGITUD PRESION GRADIENTE          PMEDIA"
  PRINT " (pie) (lb/pgy) (lb/pgy/pie) "
pantall:
  IF UCASE$(PRESION$) = "F" THEN
    PRINT USING "#####.#####"; Lint(I);
  ELSE
    PRINT USING "#####.#####"; L(I);
  END IF
  PRINT USING "#####.#####"; Pdos2(I);
  PRINT USING "###.#####"; ABS(Deltapp(I));
  PRINT " ";
  PRINT USING "#####.###"; Tmed(I)
NEXT I
END

SUB Bajosaturado
  Bo = Bob
  Compresibilidad del aceite bajosaturado
  C1 = -1433; C2 = 17.2; C4 = -1180; C5 = 12.61; C6 = 100000
  Co = (C1 + C2 * Rs + C3 * Pmed(I) + C4 * dgp + C5 * API) / (C6 * Pmed(I))
  rob = (62.4 * doil + .01362 * Rs * dg) / Bo
  ro = rob * EXP(Co * (Pmed(I) - Pb))

```

```

' Viscosidad del aceite bajosaturado
Ze = 3.0324 - .02023 * API
Y = 10 ^ Ze
x = Y * Pmed(I) ^ -1.163
Mom = 10 ^ x - 1
B = 5.44 * (Rs + 150) ^ -.338
a = 10.715 * (Rs + 100) ^ -.515
Mob = a * Mom ^ B
C1 = 2.6; C2 = 1.187; C3 = -11.513; C4 = -.0000898
M = C1 * Pmed(I) ^ C2 * EXP(C3 + C4 * Pmed(I))
Mo = Mob * (Pmed(I) / Pb) ^ M
' Factor de volumen del aceite bajosaturado
Bo = Bob * EXP(-Co * (Pmed(I) - Pb))
' Propiedades del agua bajosaturada
'Solubilidad del gas en el agua
a = 3.69051; B = .08746; C = .01129; d = -.00647
Ppri = 1 - EXP(-Pmed(I) / 2276)
Tas = 5 / 9 * (Tmed(I) - 32)
Tpri = (Tas - 90) / 10
s = Ppri * (a + B * Tpri + C * Tpri ^ 2 + d * Tpri ^ 3)
Rsw = 5.6146 * s
'Valor de correccion por efecto de salinidad del agua
Ccs = 1 + (.0001736 * Tmed(I) - .07703) * NaCl
Rsw = Rsw * Ccs
fas = 1 + .0089 * Rsw
a = 3.8546 - .000134 * Pmed(I)
B = -.01052 + 4.77E-07 * Pmed(I)
C = 3.9267E-05 - 8.8E-10 * Pmed(I)
Cw = (a + B * Tmed(I) + C * Tmed(I) ^ 2) * .000001 * fas
' Densidad del agua bajosaturada
Bwb = 1 + 1.2 * 10 ^ -4 * (Tmed(I) - 60) + 1 * 10 ^ -6 * (Tmed(I) - 60) - 3.33 * 10 ^ -6 * Pmed(I)
rwb = 62.43 / Bwb
rw = rwb * EXP(Cw * (Pmed(I) - Pb))
' Factor de volumen del agua bajosaturada
Bw = Bwb * EXP(-Cw * (Pmed(I) - Pb))
END SUB

SUB EcDeEnergia
s = .0375 * dgp * h / (Z * (T + 460))
Lc = (deltall / 5280) * ((EXP(s) - 1) / s)
K4 = 461.346 * (5.9476) * (1 / (f * dgp * Z * (Tmed(I) + 460))) ^ .5 * .€
IF Pdos2(I) = 0 THEN Pdos2(I) = Pmed(I)
qg = .0229 * Pdos2(I) * Pdos2(I) - 147.75 * Pdos2(I) + 320714
Pdos2(I) = SQR((Punol(I) ^ 2 - (((qg) / (K4 * d ^ 2.5)) ^ 2) * Lc) / EXP(s))
Deltapp(I) = ABS(Pdos2(I) - Punol(I))
Pdos2(I) = Punol(I) + Deltapp(I) * SIGNO
Punol(I + 1) = Pdos2(I)
END SUB

SUB Ecuacion
'para q = 3
'qg = .0045 * P2(I) * P2(I) - 29.0470989# * P2(I) + 63043.4054229#
'para q = 5
'qg = .0075 * P2(I) * P2(I) - 48.4080982# * P2(I) + 105067.0360317#

```

'para q = 9
 'qg = .0135015 * P2(I) * P2(I) - 87.1244502# * P2(I) + 189110.2936831#
 'para q = 13
 'qg = .0195014 * P2(I) * P2(I) - 125.8424187# * P2(I) + 273154.195985#
 'para q = 17
 'qg = .0255027 * P2(I) * P2(I) - 164.5677249# * P2(I) + 357205.3022567#
 'para q = 21
 'qg = .0315036 * P2(I) * P2(I) - 203.2895205# * P2(I) + 441254.6330891#
 'para q = 30
 qg = .0450061 * P2(I) * P2(I) - 209.4187979# * P2(I) + 630370.3553028#
 'para q = 50
 'qg = .0782143 * P2(I) * P2(I) - 500.3764018# * P2(I) + 1070268.9664676#
 'para q = 70
 'qg = .105016 * P2(I) * P2(I) - 677.6516989# * P2(I) + 1470872.7203235#
 'para q = 79.074
 'qg = .11861 * P2(I) * P2(I) - 765.4050638# * P2(I) + 1661440.2798698#
 'para q = 92.950
 'qg = .1394543 * P2(I) * P2(I) - 839.8630777# * P2(I) + 1953153.3073413#
 'para q = 103.055
 'qg = .1546075 * P2(I) * P2(I) - 997.6560583# * P2(I) + 2165450.2421692#
 'para q = 109.190
 'qg = .1638009 * P2(I) * P2(I) - 1056.9980262# * P2(I) + 2294306.0827744#

$$qg = qg / 86400$$

'para q = 3
 'q1 = -9.50861E-05 * P2(I) * P2(I) + .327055 * P2(I) - 102.6740347#
 'para q = 5
 'q1 = -1.56621E-04 * P2(I) * P2(I) + .5359786 * P2(I) - 160.1017853#
 'para q = 9
 'q1 = -1.17154E-04 * P2(I) * P2(I) + .3715281 * P2(I) - 7.174984
 'para q = 13
 'q1 = -4.01685E-04 * P2(I) * P2(I) + 1.3678292# * P2(I) - 388.4292195#
 'para q = 17
 'q1 = -5.34694E-04 * P2(I) * P2(I) + 1.8345214# * P2(I) - 560.1129835#
 'para q = 21
 'q1 = -.0010013 * P2(I) * P2(I) + 4.0182534# * P2(I) - 2895.4638846#
 'para q = 30
 q1 = -9.43591E-04 * P2(I) * P2(I) + 3.2384548# * P2(I) - 990.661757#
 'para q = 50
 'q1 = -.0015706 * P2(I) * P2(I) + 5.3872622# * P2(I) - 1638.7082586#
 'para q = 70
 'q1 = -.00242004# * P2(I) * P2(I) + 7.5489234# * P2(I) - 2301.5907002#
 'para q = 79.074
 'q1 = -.0024855 * P2(I) * P2(I) + 8.5262914# * P2(I) - 2598.2265573#
 'para q = 92.950
 'q1 = -.0029204 * P2(I) * P2(I) + 10.0167469# * P2(I) - 3048.026854#
 'para q = 103.055
 'q1 = -.0032385 * P2(I) * P2(I) + 11.1092363# * P2(I) - 3383.9442942#
 'para q = 109.190
 'q1 = -.0034307 * P2(I) * P2(I) + 11.7678381# * P2(I) - 3582.4727027#

$$q1 = \text{ABS}(q1) * 5.615 / 86400$$

END SUB

SUB EntradaDeDatos

'PANTALLA PARA ENTRADA DE DATOS

INICIO:

CLS

SCREEN 9

'COLOCACION DE LETREROS

COLOR 10, 7

COLOR 10: LOCATE 3, 28: PRINT " ENTRADA DE DATOS "

COLOR 5: LOCATE 4, 23: PRINT "PARA BORRAR PULSA FLECHA < □ > "

COLOR 14, 7

LOCATE 6, 5: PRINT "Dato de presion y temperatura"

LOCATE 7, 5: PRINT "en el fondo o en la cabeza"

LOCATE 8, 5: PRINT "del pozo [F/C]"

LOCATE 8, 37: PRINT PRESIONS

COLOR 15, 7

LOCATE 11, 5: PRINT "Presion dato [lb/pgy]": LOCATE 11, 37: PRINT P1\$

LOCATE 14, 5: PRINT "Temperatura dato [oF]": LOCATE 14, 37: PRINT T1\$

LOCATE 16, 5: PRINT "El flujo es acendente "

LOCATE 17, 5: PRINT "o decendente [A/D]": LOCATE 17, 37: PRINT flujo\$

LOCATE 20, 5: PRINT "Diametro [pg]": LOCATE 20, 37: PRINT d\$

COLOR 5: LOCATE 22, 8: PRINT "PARA DESPLAZARTE UTILIZA FLECHA HACIA ARRIBA Y FLECHA HACIA ABAJO"

COLOR 10: LOCATE 23, 21: PRINT " PULSA << ESC >> PARA CONTINUAR"

'COLOCACION DE RECTANGULOS

LINE (280, 95)-(440, 115), 3, B

LINE (280, 135)-(440, 155), 3, B

LINE (280, 180)-(440, 200), 3, B

LINE (280, 220)-(440, 240), 3, B

LINE (280, 260)-(440, 280), 3, B

POSI = 1

'COLOR 14, 7

'PREPARANDO PARA LEER DEL TECLADO

N: a\$ = INKEY\$: IF a\$ = " " THEN GOTO N

IF a\$ = CHR\$(27) THEN GOTO C

IF a\$ = CHR\$(0) + CHR\$(75) OR a\$ = CHR\$(70) OR a\$ = CHR\$(102) OR a\$ = CHR\$(67) OR a\$ = CHR\$(99) THEN

IF POSI = 1 THEN

IF a\$ = CHR\$(70) OR a\$ = CHR\$(102) OR a\$ = CHR\$(67) OR a\$ = CHR\$(99) THEN A1 = A1

+ 1

IF A1 <= 1 THEN PRESIONS = PRESIONS + a\$: LOCATE 8, 37: PRINT PRESIONS: ELSE

BEEP

IF A1 > 1 THEN A1 = A1 - 1

IF a\$ = CHR\$(0) + CHR\$(75) AND PRESIONS = " " THEN GOTO N

IF a\$ = CHR\$(0) + CHR\$(75) THEN

W = LEN(PRESIONS)

```

IF W <= 2 THEN W = 4: PRESIONS$ = " "
PRESIONS$ = LEFT$(PRESIONS$, W - 3)
LOCATE 8, 37: PRINT "          ": LOCATE 8, 37: PRINT PRESIONS$
END IF
'M = VAL(PRESIONS$)
SUR = LEN(PRESIONS$)
IF SUR = 0 THEN A1 = 0
IF SUR >= 1 THEN
IF FIX(M) = M AND LEFT$(PRESIONS$, SUR) = LEFT$(PRESIONS$, SUR - 1) OR
PRESIONS$ = "0" THEN A1 = 0
END IF
END IF
END IF
IF a$ = CHR$(46) OR a$ = CHR$(45) OR a$ = CHR$(101) OR CHR$(48) <= a$ AND a$ <=
CHR$(57) OR a$ = CHR$(0) + CHR$(75) OR a$ = CHR$(69) THEN
IF POS1 = 2 THEN
IF a$ = CHR$(46) THEN A2 = A2 + 1
IF A2 <= 1 THEN P1$ = P1$ + a$: LOCATE 11, 37: PRINT P1$: ELSE BEEP
IF A2 > 1 THEN A2 = A2 - 1
IF a$ = CHR$(0) + CHR$(75) THEN
IF P1$ = "" THEN GOTO N
W = LEN(P1$)
IF W <= 2 THEN W = 4: P1$ = " "
P1$ = LEFT$(P1$, W - 3)
LOCATE 11, 37: PRINT "          ": LOCATE 11, 37: PRINT P1$
END IF
P1 = VAL(P1$)
SUR = LEN(P1$)
IF SUR = 0 THEN A2 = 0
IF SUR >= 1 THEN
IF FIX(P1) = P1 AND LEFT$(P1$, SUR) = LEFT$(P1$, SUR - 1) OR P1$ = "0" THEN A2 = 0
END IF
END IF
IF POS1 = 3 THEN
IF a$ = CHR$(46) THEN A3 = A3 + 1
IF A3 <= 1 THEN T1$ = T1$ + a$: LOCATE 14, 37: PRINT T1$: ELSE BEEP
IF A3 > 1 THEN A3 = A3 - 1
IF a$ = CHR$(0) + CHR$(75) THEN
IF T1$ = "" THEN GOTO N
W = LEN(T1$)
IF W <= 2 THEN W = 4: T1$ = " "
T1$ = LEFT$(T1$, W - 3)
LOCATE 14, 37: PRINT "          ": LOCATE 14, 37: PRINT T1$
END IF
T1 = VAL(T1$)
SUR = LEN(T1$)
IF SUR = 0 THEN A3 = 0
IF SUR >= 1 THEN
IF FIX(T1) = T1 AND LEFT$(T1$, SUR) = LEFT$(T1$, SUR - 1) OR T1$ = "0" THEN A3 = 0
END IF
END IF
IF POS1 = 5 THEN
IF a$ = CHR$(46) THEN A5 = A5 + 1
IF A5 <= 1 THEN d$ = d$ + a$: LOCATE 20, 37: PRINT d$: ELSE BEEP

```



```

IF A5 > 1 THEN A5 = A5 - 1
IF a$ = CHR$(0) + CHR$(75) THEN
IF d$ = "" THEN GOTO N
W = LEN(d$)
IF W <= 2 THEN W = 4: d$ = "  "
d$ = LEFT$(d$, W - 3)
LOCATE 20, 37: PRINT "      ": LOCATE 20, 37: PRINT d$
END IF
d = VAL(d$)
SUR = LEN(d$)
IF SUR = 0 THEN A5 = 0
IF SUR >= 1 THEN
IF FIX(d) = d AND LEFT$(d$, SUR) = LEFT$(d$, SUR - 1) OR d$ = "0" THEN A5 = 0
END IF
END IF
END IF
IF a$ = CHR$(0) + CHR$(75) OR a$ = CHR$(65) OR a$ = CHR$(97) OR a$ = CHR$(68) OR a$ =
CHR$(100) THEN
IF POSI = 4 THEN
IF a$ = CHR$(65) OR a$ = CHR$(97) OR a$ = CHR$(68) OR a$ = CHR$(100) THEN A4 = A4
+ 1
IF A4 <= 1 THEN flujo$ = flujo$ + a$: LOCATE 17, 37: PRINT flujo$: ELSE BEEP
IF A4 > 1 THEN A4 = A4 - 1
IF a$ = CHR$(0) + CHR$(75) THEN
IF flujo$ = "" THEN GOTO N
W = LEN(flujo$)
IF W <= 2 THEN W = 4: flujo$ = "  "
flujo$ = LEFT$(flujo$, W - 3)
LOCATE 17, 37: PRINT "      ": LOCATE 17, 37: PRINT flujo$
END IF
'd = VAL(flujo$)
SUR = LEN(flujo$)
IF SUR = 0 THEN A4 = 0
IF SUR >= 1 THEN
IF FIX(d) = d AND LEFT$(flujo$, SUR) = LEFT$(flujo$, SUR - 1) OR flujo$ = "0" THEN A4
= 0
END IF
END IF
END IF

```

```

*****
'MOVIMIENTO DEL CURSOR CON LA FLECHA HACIA ARRIBA Y HACIA ABAJO
*****

```

'FLECHA HACIA ABAJO

```

IF a$ = CHR$(0) + CHR$(80) THEN
IF POSI = 1 THEN
COLOR 15, 7
LOCATE 6, 5: PRINT "Dato de presion y temperatura"
LOCATE 7, 5: PRINT "en el fondo o en la cabeza"
LOCATE 8, 5: PRINT "del pozo [F/C]"
LOCATE 8, 37: PRINT PRESIONS
POSI = 2: COLOR 14, 7
LOCATE 11, 5: PRINT "Presion dato [lb/pgý]": LOCATE 11, 37: PRINT P1$
GOTO N

```

```

END IF
IF POSI = 2 THEN
  COLOR 15, 7
  LOCATE 11, 5: PRINT "Presion dato    [lb/pgý]": LOCATE 11, 37: PRINT P1$
  POSI = 3: COLOR 14, 7
  LOCATE 14, 5: PRINT "Temperatura dato    [oF]": LOCATE 14, 37: PRINT T1$
  GOTO N
END IF
IF POSI = 3 THEN
  COLOR 15, 7
  LOCATE 14, 5: PRINT "Temperatura dato    [oF]": LOCATE 14, 37: PRINT T1$
  POSI = 4: COLOR 14, 7
  LOCATE 16, 5: PRINT "El flujo es acendente "
  LOCATE 17, 5: PRINT "o decendente    [A/D]": : LOCATE 17, 37: PRINT flujo$
  GOTO N
END IF
IF POSI = 4 THEN
  COLOR 15, 7
  LOCATE 16, 5: PRINT "El flujo es acendente "
  LOCATE 17, 5: PRINT "o decendente    [A/D]": : LOCATE 17, 37: PRINT flujo$
  POSI = 5: COLOR 14, 7
  LOCATE 20, 5: PRINT "Diametro          [pg]": : LOCATE 20, 37: PRINT d$
  GOTO N
END IF
IF POSI = 5 THEN
  COLOR 15, 7
  LOCATE 20, 5: PRINT "Diametro          [pg]": : LOCATE 20, 37: PRINT d$
  POSI = 1: COLOR 14, 7
  LOCATE 6, 5: PRINT "Dato de presion y temperatura"
  LOCATE 7, 5: PRINT "en el fondo o en la cabeza"
  LOCATE 8, 5: PRINT "del pozo          [F/C]"
  LOCATE 8, 37: PRINT PRESION$

  GOTO N
END IF
END IF
'FLECHA HACIA ARRIBA
IF a$ = CHR$(0) + CHR$(72) THEN
  IF POSI = 1 THEN
    COLOR 15, 7
    LOCATE 6, 5: PRINT "Dato de presion y temperatura"
    LOCATE 7, 5: PRINT "en el fondo o en la cabeza"
    LOCATE 8, 5: PRINT "del pozo          [F/C]"
    LOCATE 8, 37: PRINT PRESION$

    POSI = 5: COLOR 14, 7
    LOCATE 20, 5: PRINT "Diametro          [pg]": : LOCATE 20, 37: PRINT d$
    GOTO N
  END IF
  IF POSI = 5 THEN
    COLOR 15, 7
    LOCATE 20, 5: PRINT "Diametro          [pg]": : LOCATE 20, 37: PRINT d$
    POSI = 4: COLOR 14, 7
    LOCATE 16, 5: PRINT "El flujo es acendente "
  
```

```

LOCATE 17, 5: PRINT "o decedente      [A/D]": LOCATE 17, 37: PRINT flujo$
GOTO N
END IF
IF POSI = 4 THEN
  COLOR 15, 7
  LOCATE 16, 5: PRINT "El flujo es acedente "
  LOCATE 17, 5: PRINT "o decedente      [A/D]": LOCATE 17, 37: PRINT flujo$
  POSI = 3: COLOR 14, 7
  LOCATE 14, 5: PRINT "Temperatura dato    [oF]": LOCATE 14, 37: PRINT T1$
  GOTO N
END IF
IF POSI = 3 THEN
  COLOR 15, 7
  LOCATE 14, 5: PRINT "Temperatura dato    [oF]": LOCATE 14, 37: PRINT T1$
  POSI = 2: COLOR 14, 7
  LOCATE 11, 5: PRINT "Presion dato      [lb/pgy]": LOCATE 11, 37: PRINT P1$
  GOTO N
END IF
IF POSI = 2 THEN
  COLOR 15, 7
  LOCATE 11, 5: PRINT "Presion dato      [lb/pgy]": LOCATE 11, 37: PRINT P1$
  POSI = 1: COLOR 14, 7
  LOCATE 6, 5: PRINT "Dato de presion y temperatura"
  LOCATE 7, 5: PRINT "en el fondo o en la cabeza"
  LOCATE 8, 5: PRINT "del pozo          [F/C]"
  LOCATE 8, 37: PRINT PRESIONS$

```

```

GOTO N
END IF
END IF
END IF
GOTO N
C:
CLS
COLOR 14, 7
PRINT PRESIONS$, P1, T1, flujo$, d

```

```

I = 1      'Contador
gas$ = "h"  "'tipo de gas (humedo o seco)pulsa H o S "; gas$
API = 53.467  "'Densidad del aceite (grados API) =", API
R = 15343.63  "'Relacion gas aceite instantanea (Piesu/blo) =", R
'Bob = 1.455  "'Factor de volumen del aceite en el punto de burbujeo (blo a c.b./blo a c.s.) =",
Bob
p = 4430    "'Presion de rocio (lb/pgy abs) =", P
T = 86     "'Temperatura rocio (oF) =", T
Nacl = .15  "'% de NaCl en el agua =", NaCl
dgp = .746  "'Densidad relativa del gas (adim)=", dgp
YN2 = 0     "'Fraccion molar de N2 =", YN2
YCO = 0     "'Fraccion molar de CO2 =", YCO2
YN2S = 0    "'Fraccion molar de H2S =", YH2S
qo = 994.1  "'Gasto de aceite (bl/dia)", qo

```

qw = 6 ' "Gasto de agua", qw
 h = 91.8 ' "Espesor de la formacion productora (pies)
 ops\$ = "n" ' "Se produce por espacio anular (Y/N)", ops\$
 Deltap = 10 ' "Incremento de Presion", Deltap

rugosidad = .0006 ' "Rugosidad", rugosidad
 'LT = 762.54
 LT = 8900.34 ' "Longitud total (pies)", LT
 incrementol = 100
 Prof = 0
 ang = 0
 T0 = 60
 Po = 14.7 'Presion base (Presion atmosferica)
 Raire = .06809
 Rgas = Raire / dgp
 Xt = .02604 'Espesor de TP (pies)
 Xc = .054 'Espesor de TR (pies)
 Xan = .1719 'Amplitud del espacio anular (pies)
 Tes = 70 'Temperatura de la roca en la superficie (oF)
 'T1(i) = 227.8 'Temperatura de fondo
 gG = .01633467# 'Gradiente de temperatura (oF/pies)
 Tfs = 60 'Temperatura del fluido en la superficie
 dii = .2656 * 12 'Diametro interior de TP (pies)
 dce = .6354 * 12 'Diameiro exterior de TR (pies)

```
IF UCASE$(PRESION$) = "F" THEN
    SIGNO = -1: DATOS = "EL FONDO DEL POZO"
    'INPUT "DATO DE TEMPERATURA EN EL FONDO DEL POZO (oF)"; T1(I)
ELSEIF UCASE$(PRESION$) = "C" THEN
    SIGNO = 1: DATOS = "LA CABEZA DEL POZO"
    'INPUT "DATO DE TEMPERATURA EN LA CABEZA DEL POZO (oF)"; T1(I)
ELSEIF UCASE$(PRESION$) <> "F" AND UCASE$(PRESION$) <> "C" THEN
    'GOTO DatoDePresion
```

```
END IF
IF UCASE$(flujo$) = "D" AND UCASE$(PRESION$) = "F" THEN PELEV = 1: PFRIC = -1
IF UCASE$(flujo$) = "D" AND UCASE$(PRESION$) = "C" THEN PELEV = -1: PFRIC = 1
IF UCASE$(flujo$) = "A" AND UCASE$(PRESION$) = "F" THEN PELEV = -1: PFRIC = -1
IF UCASE$(flujo$) = "A" AND UCASE$(PRESION$) = "C" THEN PELEV = 1: PFRIC = 1
```

EQUIVOCACION:

```
RES = "n"
IF UCASE$(RES) = "N" THEN a = .172 'para aceites negros
IF UCASE$(RES) = "V" THEN a = .13 'para aceites vol tiles
IF UCASE$(RES) <> "N" AND UCASE$(RES) <> "V" THEN GOTO EQUIVOCACION
RES = "n"
doil = 141.5 / (API + 131.5)
IF API > 15 OR API = 15 AND API < 40 THEN MMo = (63.506 - API) / .0996
IF API > 40 OR API = 40 AND API < 55 THEN MMo = (1048.33 - API) ^ 1.6736
P1(I) = P1
T1(I) = T1
P0 = P1(I)
Puno = P0
L1(I) = 0
permiteme = 1
pulsa = 0
```

```

L11 = 100
T2(I) = T1(I) + SIGNO * (L11 * gG)
CLS
COLOR 2, 7
PRINT " LONGITUD PRESION GRADIENTE"
PRINT " (pie) (lb/pgý) (lb/pgý/pic)"
END SUB

SUB Oistein STATIC
  STATIC a
  Oistein
  Pbas = (R / dgp) ^ .816 * ((Tmed(I) ^ .13) / (API ^ .989))
  Pb = 10 ^ (1.7669 + 1.7447 * (LOG(Pbas) / LOG(10)) - .30218 * (LOG(Pbas) / LOG(10)) ^ 2)
  peas = -2.57364 + 2.35772 * LOG(Pmed(I) / LOG(10)) - .703988 * (LOG(Pmed(I) / LOG(10)) ^ 2 +
.098479 * (LOG(Pmed(I) / LOG(10)) ^ 3)
  peas = 10 ^ (peas)
  'para aceites voi tiles
  a = .13
  'para aceites negros A = .172
  IF dgc = 0 THEN
    dgs = .75
  ELSE
    dgs = dgc
  END IF
50  Rs = dgs * ((peas * API ^ .989) / (Tmed(I) ^ a) ^ (1 / .816))
  'Calculo de la densidad relativa del gas
  dgc = .25 + .02 * API + Rs * 10 ^ -6 * (.6874 - 3.5864 * API)
  IF ABS(dgc - dgs) < .0001 THEN
    dg = dgc
  ELSE
    dgs = dgc
    GOTO 50
  END IF
  Boas = R * (dgp / doit) ^ .526 + .968 * Tmed(I)
  a = -6.58511 + 2.91329 * (LOG(Boas) / LOG(10)) - .27683 * (LOG(Boas) / LOG(10)) ^ 2
  Bo = 1 + 10 ^ a
  'Se asume que LRs = Rs, LBo = Bo, LPb = Pb
  'por lo tanto CPb = LPb / Pb; CRs = LRs / Rs; CBo = LBo / Bo
  CPb = 1; CRs = 1; CBo = 1
END SUB

SUB Orkizsewski
  UAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAA
  ' METODO DE ORKIZSEWSKI '
  AAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAAU
  'Correlacion de LB, LS, Lm
  LB = 1.071 - (2.6616 * (Vm ^ 2) / d)
  Ls = 50 + 36 * Nlv
  Lin = 84 * (Nlv ^ .75) + 75

  'calculo de un cosiente para determinar el regimen de flujo
  cosiente = Vsg / Vm

  'Regimen burbuja se presenta cuando:

```

```

IF cosiente < LB AND LB > .13 OR LB = .13 THEN regimen$(I) = "R. BURBUJA": GOSUB Burbuja
'Regimen Bache se presenta cuando:
  IF cosiente > LB AND Ngv < Ls THEN regimen$(I) = "Bache": GOSUB Bache
'Regimen de transicion bache-niebla
  IF Lm > Ngv AND Ngv > Ls THEN regimen$(I) = "bache-niebla": GOSUB BacheNiebla
'Regimen Niebla
  IF Ngv > Lm THEN regimen$(I) = "Niebla": GOSUB Niebla
  Deltal(I) = Deltap / ABS(Grad(I))
  IF L1(I) = 0 THEN L1(I) = Deltal(I)
  EXIT SUB
Burbuja:
  C1 = 1 + (Vm / .8)
  C2 = (C1 ^ 2 - (4 / .8) * Vsg) ^ .5
  Y1 = 1 - (C1 - C2) / 2
  Grade = 1 / 144 * (rl * Y1 + rg * (1 / Y1))
  NRe = 124 * rl * d * Vm / MI
  GOSUB FactorDeFriccion
  gradf = 1 / 144 * ((12 * f * rl * V1 ^ 2) / (64.4 * d))
  Grad(I) = Grade * PELEV + gradf * PFRIC
RETURN
Bache:
  Vbs = 1.75
  NRel = d * Vm * rl / (.0080645 * MI)
  NReb = d * Vbs * rl / (.0080645 * MI)
  IF NRel > 6000 THEN
    IF NReb < 3000 OR NReb = 3000 THEN Vbc = (8.74E-06 * NRel + .546) * (32.174 * d / 12) ^ .5
    IF NReb > 3000 OR NReb = 3000 AND NReb < 8000 OR NReb = 8000 THEN
      kv = 13.59 * MI / (rl * (d / 12) ^ .5)
      alfa = (8.74E-06 * NRel + .251) * (32.174 * d / 12) ^ .5
      Vbc = .5 * ((alfa ^ 2 + kv) ^ .5 + alfa)
    END IF
    IF NReb > 8000 OR NReb = 8000 THEN Vbc = (8.74E-06 * NRel + .35) * (32.174 * d / 12) ^ .5
    ELSEIF NRel < 6000 OR NRel = 6000 AND NReb < 32.5 OR NReb = 32.5 THEN
      C8 = NReb / 10
      C3 = (NRel - 3000) / 1000
      C4 = (NReb - 5500) / 1000
      C5 = -.220623 - .03408 * C4 + 9.549999E-03 * C4 ^ 2 - 8.283001E-03 * C4 ^ 3 + .002645 * C4
      ^ 4
      C6 = .0413 - .01122 * C4 + .012 * C4 ^ 2 - .0011 * C4 ^ 3 - .001118 * C4 ^ 4
      C7 = -.001161 + .000046 * C4 + .002954 * C4 ^ 2 - .00055 * C4 ^ 3 - .000667 * C4 ^ 4
      C2 = 1.36 + C5 + C6 * C3 + C7 * C3 ^ 2
      IF NRel < 6000 OR NRel = 6000 AND NReb > 32.5 THEN
        C1 = .351
      ELSE
        C1 = .013805 + .4246 * C8 - .1753 * C8 ^ 2 + .02363 * C8 ^ 3
      END IF
      Vbc = C1 * C2 * (32.174 * d / 12) ^ .5
    END IF
  Vb = Vbc
'Agua
  IF fw > .75 AND Vm < 10 THEN distr = -.68 + .013 * (d / 12) ^ -1.38 * (LOG(MI) / LOG(10)) + .232
  * (LOG(Vm) / LOG(10)) - .428 * (LOG(d / 12) / LOG(10))
  IF fw > .75 AND Vm > 10 THEN distr = -.709 + .0451 * (d / 12) ^ -.799 * (LOG(MI) / LOG(10)) -
  .162 * (LOG(Vm) / LOG(10)) - .888 * (LOG(d / 12) / LOG(10))

```

```

'Accite
IF fo > .75 AND Vm < 10 THEN distr = -.284 + .0127 * (d / 12) ^ -1.415 * (LOG(Ml + 1) / LOG(10))
+ .167 * (LOG(Vm) / LOG(10)) + .113 * (LOG(d / 12) / LOG(10))
IF fo > .75 AND Vm > 10 THEN distr = .161 + .0274 * (d / 12) ^ -1.317 * (LOG(Ml + 1) / LOG(10)) -
(.397 + .01 * (d / 12) ^ -1.571 * (LOG(Ml + 1) / LOG(10)) + .631 * (LOG(d / 12) / LOG(10))) * (LOG(Vm)
/ LOG(10)) + .569 * (LOG(d / 12) / LOG(10))
'Valores limites de distr cuando Vm<10 distr mayor o igual a distr2
IF Vm < 10 THEN distr2 = -.065 * Vm
'Valores limites de distr cuando Vm>10 distr mayor o igual a distr2
IF Vm > 10 THEN distr2 = -Vb / (Vm + Vb) * (1 - rm / rl)
C3 = rl * (vsl + Vb) + rg * Vsg
Grade = 1 / 144 * ((C3 / (Vm + Vb)) + rl * distr)
NRe = 124 * rl * d * Vm / Ml
GOSUB FactorDeFriccion1
'Calculo de f
gradf = f * Vm ^ 2 * rl / (772.8 * d) * (distr + ((vsl + Vb) / (Vm + Vb)))
Grad(I) = Grade * PELEV + gradf * PFRIC
RETURN
BacheNiebla:
a = (Lm - Ngv) / (Lm - Ls)
B = (Ngv - Ls) / (Lm - Ls)
GOSUB Bache
gradeba = Grade
gradfba = gradf
GOSUB Niebla
graden = Grade
gradfn = gradf
Grade = a * gradeba + B * graden
gradf = a * gradfba + B * gradfn
Grad(I) = Grade * PELEV + gradf * PFRIC
RETURN
Niebla:
Grade = 1 / 144 * ((rl * vsl + rg * Vsg) / Vm)
NRe = 124 * Vsg * d * rg / Mg
'rugosidad
NINw = .093 * (rg / rl) * (Vsg * Ml / sl) ^ 2
IF NINw < .005 THEN rugosidadr = .8988 * sl / (rg * Vsg ^ 2 * d)
IF NINw > .005 OR NINw = .005 THEN rugosidadr = 4.4556 * sl * (NINw ^ 2) / (rg * Vsg ^ 2 * d)
'Calculo de f
GOSUB FactorDeFriccion
gradf = f * rg * Vsg ^ 2 / (772.8 * d)
Ek = Vm * rm * Vsg / 4637 * Pined(1)
'Grad(I) = (Grade * PELEV + gradf * PFRIC) / (1 - Ek)
Grad(I) = (Grade * PELEV + gradf * PFRIC)
RETURN
FactorDeFriccion:
IF NRe < 2300 THEN f = 64 / NRe
IF NRe > 3100 THEN
fs = .06
Itera:
f = (-2 * ((LOG(((rugosidad / (3.715 * d)) + (2.514 / (SQR(fs) * NRe)))) / LOG(10)))) ^ -2
discrepancia = ABS(f - fs)
fs = f
IF discrepancia < .0001 OR discrepancia = .0001 THEN GOTO proseguir

```

```

        GOTO Itera
proseguir:
    END IF
    IF NRe > 2300 AND NRe < 3100 THEN
        fs = .06
    ITR:
        f = (NRe - 2300) / 2300 * (1.3521 / (2.3026 * ((LOG(((rugosidad / (3.715 * d)) + (2.514 /
(SQR(fs) * 3100)))) / LOG(10)))) ^ 2) + .032
        discrepancia = ABS(f - fs)
        fs = f
        IF discrepancia < .0001 OR discrepancia = .0001 THEN GOTO SLE
        GOTO ITR
    SLE:
        END IF
    RETURN
FactorDeFriccion1:
    IF NRe < 2300 THEN f = 64 / NRe
    IF NRe > 3100 THEN
        f = (1.14 - 2 * (LOG((rugosidad / d) + (21.25 / NRe ^ .9)) / LOG(10))) ^ -2
    END IF
    IF NRe > 2300 AND NRe < 3100 THEN
        fs = .06
    ITR2:
        f = (NRe - 2300) / 2300 * (1.3521 / (2.3026 * ((LOG(((rugosidad / (3.715 * d)) + (2.514 /
(SQR(fs) * 3100)))) / LOG(10)))) ^ 2) + .032
        discrepancia = ABS(f - fs)
        fs = f
        IF discrepancia < .0001 OR discrepancia = .0001 THEN GOTO SLE2
        GOTO ITR2
    SLE2:
        END IF
    RETURN
END SUB

SUB Propiedades
Continuar:
    IF Rs > R THEN
        R = Rs: ' "Yacimiento Bajosaturado":'
        CALL Bajosaturado
    ELSE
        ' "Yacimiento Saturado":'

        CALL Saturado

    END IF
'Densidad de la mezcla de liquidos
fo = qo * Bo / (qo * Bo + qw * Bw)
fw = 1 - fo
'r1 = ro * fo + rw * fw
r1 = 1 * 10 ^ -10 * P2(l) ^ 3 - 1 * 10 ^ -6 * P2(l) ^ 2 + 1 * 10 ^ -5 * P2(l) + 41.241
'Viscosidad del liquido
MI = Mo * fo + Mw * fw

'Tension superficial

```


$$sl = so * fo + sw * fw$$

CALL Ecuacion

'Area del interior de TP

$$Ap = (3.1416 * (d / 12) ^ 2) / 4$$

'Calculo de Velocidades superficiales

$$Vsg = qg / Ap$$

$$vsl = ql / Ap$$

'Velocidad de la masa

$$Vni = vsl + Vsg$$

'Numero de velocidad del liquido

$$Nlv = 1.938 * vsl * (rl / sl) ^ .25$$

'Numero de velocidad del gas

$$Ngv = 1.938 * Vsg * (rl / sl) ^ .25$$

'Numero de viscosidad del liquido

$$Nlm2 = .15726 * MI * (1 / (rl * sl ^ 3)) ^ .25$$

$$Nlm = SQR(Nlm2)$$

'Colgamiento del liquido

$$C1 = -.38011$$

$$C2 = .12988$$

$$C3 = -.11979$$

$$C4 = 2.34323$$

$$C5 = .47569$$

$$C6 = .28866$$

$$funcion = 3.141592654\# / 180$$

$$Yl = EXP((C1 + C2 * SIN(ang * funcion) + C3 * (SIN(ang * funcion)) ^ 2 + C4 * Nlm) * (Ngv ^ C5 /$$

$$Nlv ^ C6))$$

'Viscosidad de la mezcla

$$Mm = MI ^ Yl * Mg ^ (1 - Yl)$$

'Gastos masicos

$$Wo = 5.615 * ro * qo * Bo$$

$$Wo = 5.615 * ro * ql$$

$$Ww = 5.615 * rw * qw * Bw$$

$$Wg = rg * qo * (R - Rs) * Bg$$

$$Wg = rg * qg * Bg$$

$$Wt = Wo + Ww + Wg$$

'Densidad de la mezcla de los fluidos

$$rm = rl * Yl + rg * (1 - Yl)$$

'Velocidad real del liquido

$$Vl = vsl / Yl$$

END SUB

SUB Saturado STATIC

STATIC d

```

dgp = ((R * dgp) - (Rs * dgc)) / (R - Rs)
Tpc = 167 + 316.67 * dgp
Ppc = 702.5 - 50 * dgp
e3 = 120 * ((YCO2 + YH2S) ^ .9 - (YCO2 + YH2S) ^ 1.6) + 15 * (YH2S ^ .5 - YH2S ^ 4)
Tpc2 = Tpc - e3
Ppc2 = Ppc * Tpc2 / (Tpc + YH2S * (1 - YH2S) * e3)
Tpr = (Tmed(I) + 460) / Tpc2
Ppr = Pmed(I) / Ppc2
Z2 = .5
'valor de las constantes
A1 = .31506; A2 = -1.0467; A3 = -.5783
A4 = .5353; A5 = -.6123; A6 = -.10489
A7 = .68157; A8 = .68446
iteracion:
rr = .27 * Ppr / (Z2 * Tpr)
'El procedimiento consiste en suponer un valor de " Z "
'y obtener " rr " para ese valor supuesto
Z = 1 + (A1 + A2 / Tpr + A3 / Tpr ^ 3) * rr + (A4 + A5 / Tpr) * rr ^ 2 + A5 * A6 * rr ^ 5 / Tpr + (A7
* rr ^ 2 / Tpr ^ 3) * (1 + A8 * rr ^ 2) * EXP(-A8 * rr ^ 2)
IF ABS(Z2 - Z) < .0001 THEN GOTO continue
Z2 = Z
GOTO iteracion
continue:
Bg = .02825 * Z * (Tmed(I) + 460) / Pmed(I)
rg = .0764 * dgp / Bg
'Viscosidad del gas correlacion de lee
x = 3.5 + .2897 * dgp + 986 / (Tmed(I) + 460)
Y = 2.4 - .2 * x
k = ((9.4 + .5794 * dgp) * (Tmed(I) + 460) ^ 1.5) / (209 + 550.4 * dgp + (Tmed(I) + 460))
Mg = k * 10 ^ -4 * EXP(x * (rg / 62.428) ^ Y)
'Correcciones para factor de gas
'por presencia de gases contaminantes
dg = ABS(dg)
CN2 = YN2 * (8.48 * 10 ^ -3 * (LOG(dg) / LOG(10)) + 9.59 * 10 ^ -3)
CCO2 = YCO2 * (9.08 * 10 ^ -3 * (LOG(dg) / LOG(10)) + 6.24 * 10 ^ -3)
CH2S = YH2S * (8.49 * 10 ^ -3 * (LOG(dg) / LOG(10)) + 3.73 * 10 ^ -3)
Mgc = Mg + CN2 + CCO2 + CH2S
'Factor de volumen del aceite
Boas = Rs * (dgc / doil) ^ .526 + .968 * Tmed(I)
a = -6.58511 + 2.91329 * (LOG(Boas) / LOG(10)) - .27683 * (LOG(Boas) / LOG(10)) ^ 2
Bo = (1 + 10 ^ a) * CBo
'Densidad del aceite saturado
ro = (62.4 * doil + .01362 * Rs * dgc) / Bo
'viscosidad del aceite saturado
Ze = 3.0324 - .02023 * API
Y = 10 ^ Ze
x = Y * Tmed(I) ^ -1.163
Mom = 10 ^ x - 1
B = 5.44 * (Rs + 150) ^ -.338
a = 10.715 * (Rs + 100) ^ -.515
Mo = a * Mom ^ B
so = (42.4 - .047 * Tmed(I) - .267 * API) * EXP(-.0007 * Pmed(I))
'Factor de volumen del agua saturada
Bw = 1 + 1.2 * 10 ^ -4 * (Tmed(I) - 60) + 1 * 10 ^ -6 * (Tmed(I) - 60) - 3.33 * 10 ^ -6 * Pmed(I)

```

```

'Densidad del agua saturada
rw = 62.43 / Bw
'Viscosidad del agua saturada
AA = -.04518 + .009313 * Nacl - .000393 * Nacl ^ 2
B = 70.634 + .09576 * Nacl ^ 2
Mw = AA + B / Tmed(l)
'Tension superficial agua-gas
sw1 = 52.5 - .006 * Pmed(l)
sw2 = 76 * EXP(-.00025 * Pmed(l))
sw = ((280 - Tmed(l)) / 206) * (sw2 - sw1) + sw1
'Solubilidad del gas en el agua
a = 3.69051; B = .08746; C = .01129; d = -.00647
Ppri = 1 - EXP(-Pmed(l) / 2276)
Tas = 5 / 9 * (Tmed(l) - 32)
Tpri = (Tas - 90) / 10
s = Ppri * (a + B * Tpri + C * Tpri ^ 2 + d * Tpri ^ 3)
Rsw = 5.6146 * s
'Valor de correccion por efecto de salinidad del agua
Ccs = 1 + (.0001736 * Tmed(l) - .07703) * Nacl
Rsw = Rsw * Ccs
END SUB

SUB Temperatura STATIC
STATIC h
IF p < 2900 AND T < 250 THEN
    Cfg = .4248 + .0004038 * p + 4.91E-08 * p ^ 2 - 3.57E-11 * p ^ 3 + (.0010016 - 3.6787E-06 * p -
3E-10 * p ^ 2 + 3.4893E-13 * p ^ 3) * T + (-2.7674E-06 + 1.18E-08 * p + 2.5566E-12 * p ^ 2 - 1.6099E-15
* p ^ 3) * T ^ 2 + (4.5E-09 - 1.32522E-11 * p - 4.7895E-15 * p ^ 2 + 2.3605E-18 * p ^ 3) * T ^ 3
ELSE
    Cfgi = .52 '(BUT/lb-F)
    Cfg = Cfgi + (2.53 * Rgas * (p - 14.7) / (Ppc * Tpr ^ 3))
END IF
eta = .0048823 * Tpc * (18 / (Tpr ^ 2 - 1)) / Ppc * Cfg * dgp
Wf = .0764 * dgp * R * qo
NRe = 124 * rm * d * Vm / Mm
Khg = .42; Khw = 9.432; Kho = 1.896; Khs = 600; Khan = .42
Khf = Kho * Wo + Khw * Ww + Khg * Wg
Pr = 58.06 * ((Cfg * Mm) / Khf)
h = (.023 * NRe ^ .8 * Pr ^ .4 * Khf) / d
U = 1 / (1 / h + (Xi + Xc) / Khs + Xan / Khan)
a = .2618 * d * U / (Wf * Cfg)
IF UCASE$(flujo$) = "D" AND UCASE$(PRESIONS) = "C" THEN Grad(l) = ABS(Grad(l))
IF UCASE$(flujo$) = "D" AND UCASE$(PRESIONS) = "F" THEN Grad(l) = SIGNO * (Grad(l))
IF Y = 100 THEN L1(l) = L(l)
IF Y = 100 THEN Deltal(l) = deltall
Di = LT - L1(l)
T2(l) = ((SIGNO * gG * Di + Tes) + (eta / a) * (Grad(l))) + (((T1(l)) - ((SIGNO * gG * Di + Tes) +
(eta / a) * (Grad(l)))) * EXP(-a * Deltal(l)))
END SUB

SUB Velocidades
'velocidades (sl, rl, rg, Z, T, P, dgp, Vter(), Vero(), Vsg, Yl, Vg(), l, Vl, Vl())
Vl(l) = Vl
Vg(l) = Vsg / (1 - Yl)

```

'Velocidad Terminal

$$V_{ter}(l) = (20.4 * (s_l * (r_l - r_g)) ^ .25) / r_g ^ .5$$

'Velocidad de erocion

$$V_{ero}(l) = 60.81 * (((Z * (T_{med}(l) + 460)) / P_{med}(l) * d_{gp}) ^ .5)$$

$$V_{ero}(l) = 2152.7778# * B_g * (P_{med}(l) / (Z * (T_{med}(l) + 460) * d_{gp})) ^ .5$$

END SUB