

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETROLEO

ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO



**“ESTUDIO DE PRODUCTIVIDAD E INYECTIVIDAD EN LOS”
POZOS DEL BLOQUE 88 - PROYECTO CAMISEA”**

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO DE PETROLEO

PRESENTADO POR:

MAGNO DARIO GAMEZ CABELLO

PROMOCIÓN 1996-0

LIMA - PERÚ

2003

A :

Mis padres Dominga C., Aureliano G. a
mis hermanos, sobrinos y al grupo
G&G de Camisea.

INDICE GENERAL

I. RESUMEN	5
II. OBJETIVOS	7
III. INTRODUCCION:.....	7
DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO CAMISEA.....	9
DESCRIPCIÓN DE LOS COMPONENTES DEL PROYECTO.	11
IV. MARCO GEOLÓGICO.....	18
ESTRATIGRAFÍA	18
ESTRUCTURA.....	21
V. DESCRIPCION DE LOS RESERVORIOS.....	21
RESERVORIO DE LA FORMACIÓN NOI	21
RESERVORIOS DE LA FORMACIÓN NIA	21
RESERVORIO DE LA FORMACIÓN CHONTA.....	22
RESERVORIO DE LA FORMACIÓN VIVIAN	22
VI. FUNDAMENTO TEORICO	25
ANÁLISIS NODAL	25
EFICIENCIA DEL RESERVORIO DE GAS.....	28
CAPACIDAD O ENTREGA DEL POZO	35
<i>Métodos para calcular el IPR (Productividad).....</i>	<i>37</i>
<i>IPR's de Pozos con Reservorios Multicapas o "Multi reservorios".....</i>	<i>42</i>
<i>Factores que afectan la Productividad.....</i>	<i>44</i>
<i>Efectos de la Completación del Pozo.....</i>	<i>45</i>
FLUJO EN TUBERÍA.....	52
<i>Conceptos y Ecuaciones Básicas de Flujo en Tuberías</i>	<i>52</i>
<i>Ecuación General de la Energía</i>	<i>52</i>
<i>Flujo Laminar de Una sola Fase.....</i>	<i>57</i>
<i>Flujo de Dos Fases (Multifasico).....</i>	<i>61</i>
<i>Modificación de la ecuación de Gradiente de Presión para flujo de Dos Fases.....</i>	<i>63</i>
<i>Gravedad vs. Fricción</i>	<i>65</i>
<i>Regímenes de Flujo.....</i>	<i>66</i>
<i>El Desarrollo Histórico</i>	<i>70</i>
CORRELACIONES DE FLUJO MULTIFASICO "VLP"	74
<i>Hagedborn Brown.....</i>	<i>74</i>
<i>Factor de fricción para flujos desarrollados completamente en tuberías circulares.....</i>	<i>80</i>
<i>Duns & Ros.....</i>	<i>80</i>
CORRELACIONES DE TUBERÍA DE PRODUCCIÓN	90
<i>Dukler</i>	<i>90</i>
<i>Dukler Flanigan</i>	<i>92</i>
ANÁLISIS NODAL PARA POZOS INYECTORES	93
VII. PROCEDIMIENTO DE TRABAJO.....	95
PASOS REALIZADOS.....	95
1.- <i>Selección de los pozos a analizar y Recolección de información.</i>	<i>95</i>
2.- <i>Determinación de la productividad "IPR"</i>	<i>95</i>
3.- <i>Selección de la correlación de flujo multifasico "VLP"</i>	<i>97</i>
4.- <i>Selección de la tubería de producción.....</i>	<i>98</i>
5.- <i>Pronósticos de Producción e inyección.....</i>	<i>98</i>
CÁLCULOS REALIZADOS	99
CASO: <i>San Martín IX.....</i>	<i>99</i>
<i>Ajuste entre los datos de la prueba y los calculados con el programa de análisis nodal</i>	<i>99</i>

<i>Pronóstico de Producción Total del Pozo San Martín IX</i>	111
<i>Pronóstico de Inyección Total del Pozo San Martín I (pozo inyector)</i>	120
<i>Resumen de los pronósticos de Producción e inyección</i>	127
VIII. EVALUACION ECONOMICA	128
IX. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	133
X. BIBLIOGRAFIA	134

I. RESUMEN

El estudio de Productividad e Inyectividad realizada en los pozos del Bloque 88 (Proyecto Camisea), está basado en 11 pruebas de formación (DST) realizados en cuatro pozos, dos en el yacimiento San Martín (San Martín 1 y San Martín 3) y dos en el yacimiento Cashiriari (Cashiriari 1 y Cashiriari 3).

Los caudales de gas, de condensado, las presiones fluyentes de fondo y de cabeza. Fueron calculadas con el programa de análisis Nodal ("prosper"), y se obtuvo un buen ajuste con los datos de producción medidos de los DST.

El daño mecánico fue determinado usando correlaciones empíricas, el daño por efecto de turbulencia usado fue un valor promedio de 1.5 MMscfd^{-1} (los 11 DST realizados). De esta forma se obtuvo un mayor o menor daño dependiendo de la correlación usada, teniéndose entonces valores de productividad conservadora y optimista. A pesar de tener valores calculados de daño altos se esperaba que durante la perforación de los nuevos pozos estos valores sean menores.

Para calcular el IPR (Productividad) se usaron dos métodos: Jon's y Fetkovich. Debido a que se ajustaron mejor a los datos de la prueba de DST.

La correlación de flujo vertical usado fue el Duns & Ros y "Petroleum Expert".

Se realizó una sensibilidad para diferentes cañones con diferentes diámetros, distintas densidad de disparo y penetración y se determino que los cañones más eficientes son los 5 SPF (5 tiros por pie, con una penetración de 54.1 plgs API). Estos análisis fueron realizados con el programa "Span".

La sensibilidad realizada en los pozos indican que el diámetro de "tubería de producción" optimo a usar es el 7".

Los pronósticos de producción e inyección fueron calculados usando las propiedades petrofísicas y mecánicas obtenidas de los pozos existentes.

De acuerdo a los cálculos se estima una producción en el yacimiento San Martín por pozo de 100 MMscfd de gas y 3800 bpd de condensado, a una presión de cabeza de

1500 psi y una capacidad de inyección de 120 MMscfd a 3500 psi de presión en cabeza.

Por otro lado, en Cashiriari se espera una producción por pozo de 130 MMscfd de gas y 4000 bpd de condensado a 1500 psi de presión en cabeza y una inyección de 140 MMscfd a 3500 psi en la cabeza del pozo.

II. OBJETIVOS

El siguiente estudio tiene por objeto determinar los potenciales óptimos de producción de gas y condensado por pozo y el potencial de inyección de gas seco por pozo. Otros objetivos complementarios fueron:

- Selección del diámetro de tubería de producción óptimo.
- Caudal de producción de gas y condensado.
- Caudal de inyección de gas seco.
- Análisis de la producción en conjunto.
- Selección los cañones óptimos.
- Disminución del daño por efecto de turbulencia.

III. INTRODUCCION:

El proyecto Camisea (Lote 88), se encuentra ubicado en el este de Perú; a 500 km de la ciudad de Lima en una región inhóspita de la selva sur oriental del Perú y solo se puede acceder vía fluvial o aérea (ver fig. N°1). El clima es lluvioso y cálido. El área es altamente sensible desde el punto de vista social y ambiental. Se estima tener una producción dentro de 5 años de 800MMscfd de gas 40000 BPD de líquidos, semejante a la producción de gas del norte de Argentina.

En el Bloque existen dos campos de gas descubiertos en la década de los 80 del siglo pasado las cuales son dos estructuras anticlinales: Cashiriari y San Martín. La estructura Cashiriari esta al sur del bloque tiene orientación oeste-este con una longitud de 35 Km de largo por 5 Km de ancho. La estructura San Martín, se extiende de Noroeste-Sureste, y tiene una longitud de 25 Km de largo por 7 Km de ancho. En términos generales ambas estructuras contienen gas con un contenido de líquidos retrógrados de 2%. La presión del reservorio varia en el rango de 3000 a 3500 psi y la temperatura del reservorio de 165 a 185°F, dependiendo de la profundidad del reservorio. El gas tiene un bajo contenido de CO₂ y N₂ (menos del 1% molar) y no presentan H₂S. La cantidad de condensados inicialmente es de 30 Bls/MMscfd para Cashiriari y 40 Bls/MMscfd para San Martín. Los reservorios se encuentran a una profundidad promedio de 2300 m.

El gas original in-place (OGIP) en ambas estructuras es de 8.7 TCF (10¹² scf) y un contenido de líquidos de 590 MMBls. Se estima una recuperación del 80% de gas y 70% de líquidos.

Existen diferentes formaciones en ambas estructuras. La variación en porosidad y permeabilidad esta en el rango de 6 al 23% y 1 a 1000 md, respectivamente.

El espesor total de reservorio en el yacimiento Cashiriari es alrededor de 360 m y en San Martín es de 190 m. El contacto de gas-agua ha sido determinado por gradientes de presión (utilizando la herramienta RFT) y no se encontró una columna de petróleo libre.

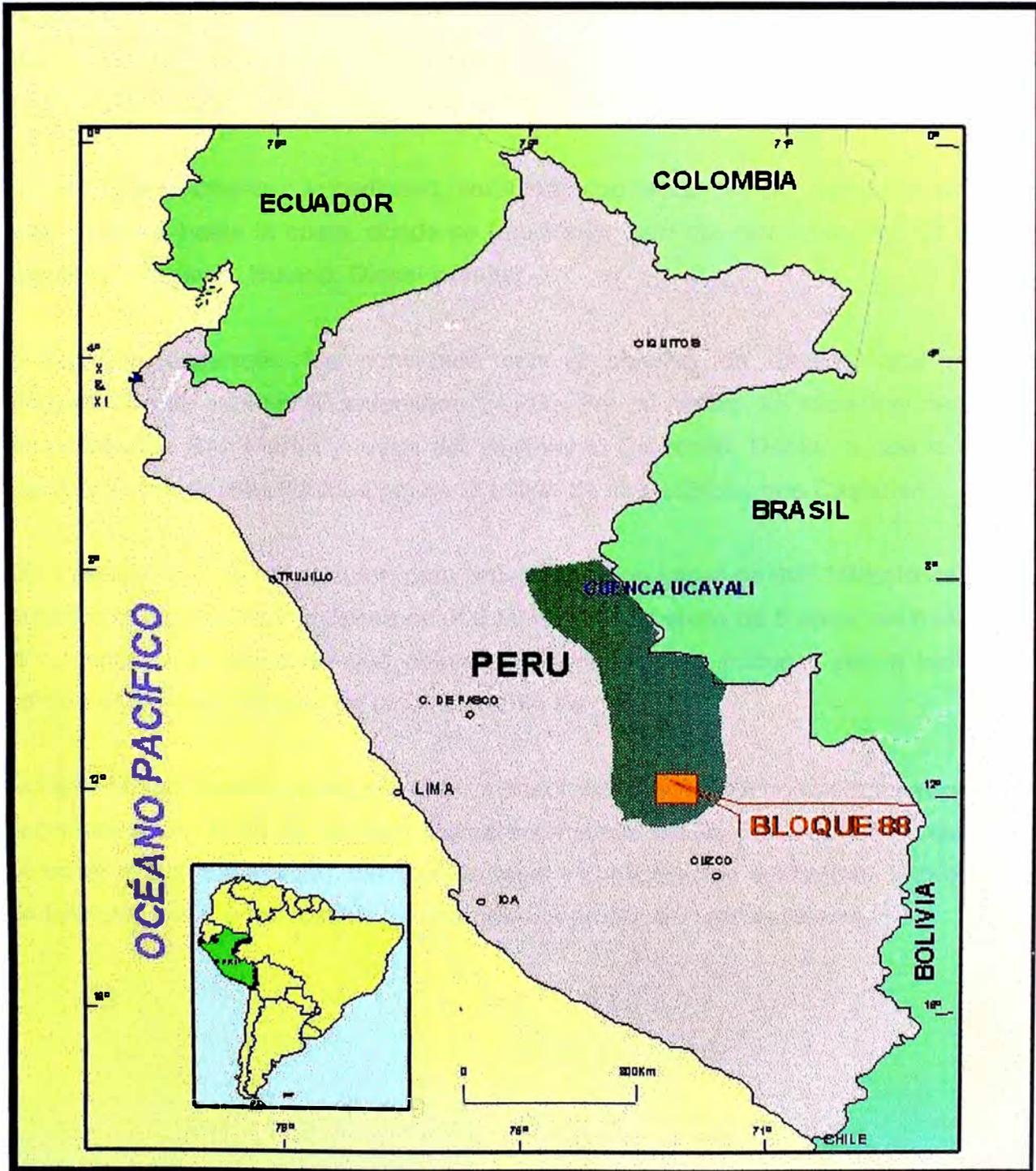


Fig. N°1. Mapa de ubicación del Proyecto Camisea – Bloque 88

Descripción del Proyecto Camisea

El proyecto de explotación comercial de estos yacimientos consiste en captar y conducir los gases provenientes de los campos Cashiriari y San Martín hacia una planta de tratamiento, en donde se separa el gas de los líquidos contenidos en este. Ver fig. N°2.

Parte del gas obtenido en la Planta de tratamiento, será transportado por un gasoducto hasta los centros de consumo para abastecer la demanda interna, el excedente de gas seco (sin contenido de propano y superiores) será reinyectado a los reservorios.

Los líquidos (propano y superiores), serán transportados por un oleoducto desde el área Camisea hasta la costa, donde se fraccionan para obtener productos de calidad comercial (Propano, Butano, Diesel y Nafta).

El plan de desarrollo fue concebido con el objetivo de obtener una máxima recuperación de líquidos (Condensado y LPG). Por tal motivo, se iniciara el desarrollo del yacimiento San Martín y luego del yacimiento Cashiriari. Debido a que el campo San Martín posee más líquidos por cada millón de pies cúbicos que Cashiriari.

Las instalaciones se proyectaron para una producción inicial de 407 MMscfd de gas, y llegara a una producción máxima de 800 MMscfd en el plazo de 5 años, asumiendo un incremento en la demanda que obliga a perforar nuevos pozos y por lo tanto a la adición de nuevos módulos de procesamiento de gas.

Durante la explotación se efectuará un monitoreo continuo del comportamiento de los yacimientos con el fin de verificar las características de las formaciones productivas, su uniformidad, continuidad, distribución areal y configuración estructural, la propiedad de los fluidos, etc. a los efectos de obtener una producción más eficiente.

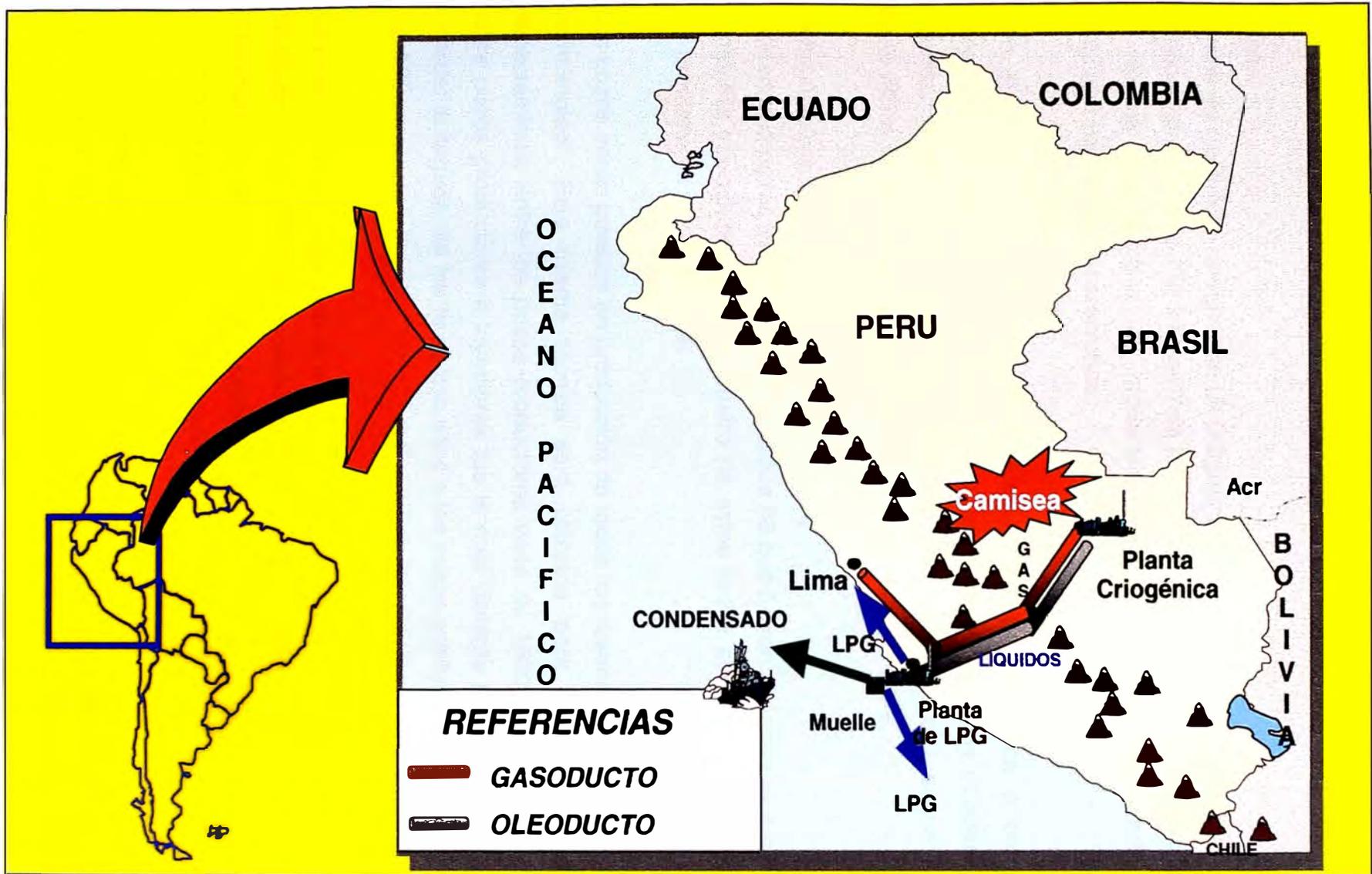


Fig. N°2: Descripción General del Proyecto Camisea.

Descripción de los componentes del Proyecto.

A continuación se presenta una descripción breve de cada componente del proyecto de Camisea. Fig. N°3.

Pozos

El plan de desarrollo comprende un programa de perforación de 14 pozos nuevos y 4 Reacondicionamiento (“Workover”) de pozos existentes. Dicho plan, principalmente el de nuevas perforaciones, es producto de distintas corridas de predicciones del simulador numérico de reservorios.

Con el objetivo de minimizar el impacto ambiental, los pozos a perforar serán direccionales (“Slanted”) desde una misma locación en superficie (“Cluster”). De esta manera, se obtendrán hasta cinco bocas de pozo por locación, concentrando gran parte de las facilidades de producción en un área muy reducida.

Reacondicionamiento de Pozos (“Workovers”)

Existen seis pozos perforados en el Bloque 88 que fueron abandonados por la antigua compañía operadora del área. Cuatro de estos pozos serán reacondicionados, para ser productores y/o inyectores.

Los pozos serán puestos en producción de todos los reservorios simultáneamente “in-commingled”. Esta misma técnica será utilizada para los pozos inyectores. El espaciamiento entre los pozos productores varía de 1500 a 2000 m, y la distancia entre pozos productores e inyectores fue la más distante posible, con el objetivo de retardar la llegada del frente de gas seco a los pozos productores de gas húmedo. Ver fig. N°6.

La producción se iniciará en el año 2004 con 5 pozos productores y 3 inyectores en el yacimiento San Martín. Posteriormente, se irán incorporando pozos productores de Cashiriari (10 en total) hasta completarse un total de 18 pozos para el año 2022 (tomado del caso base para este estudio).

Facilidades de campo

La captación de la producción de los pozos se realizará por medio de colectores (“manifolds”) a los cuales llegará la producción de los pozos. Estos colectores estarán unidas a la Planta de tratamiento a través de tubería de producción. Por otro lado, el

gas seco que será inyectado en los reservorios será transportado por otra tubería paralela al anterior y llegará a un sistema de captación ("manifold") que la distribuirá hacia cada pozo inyector.

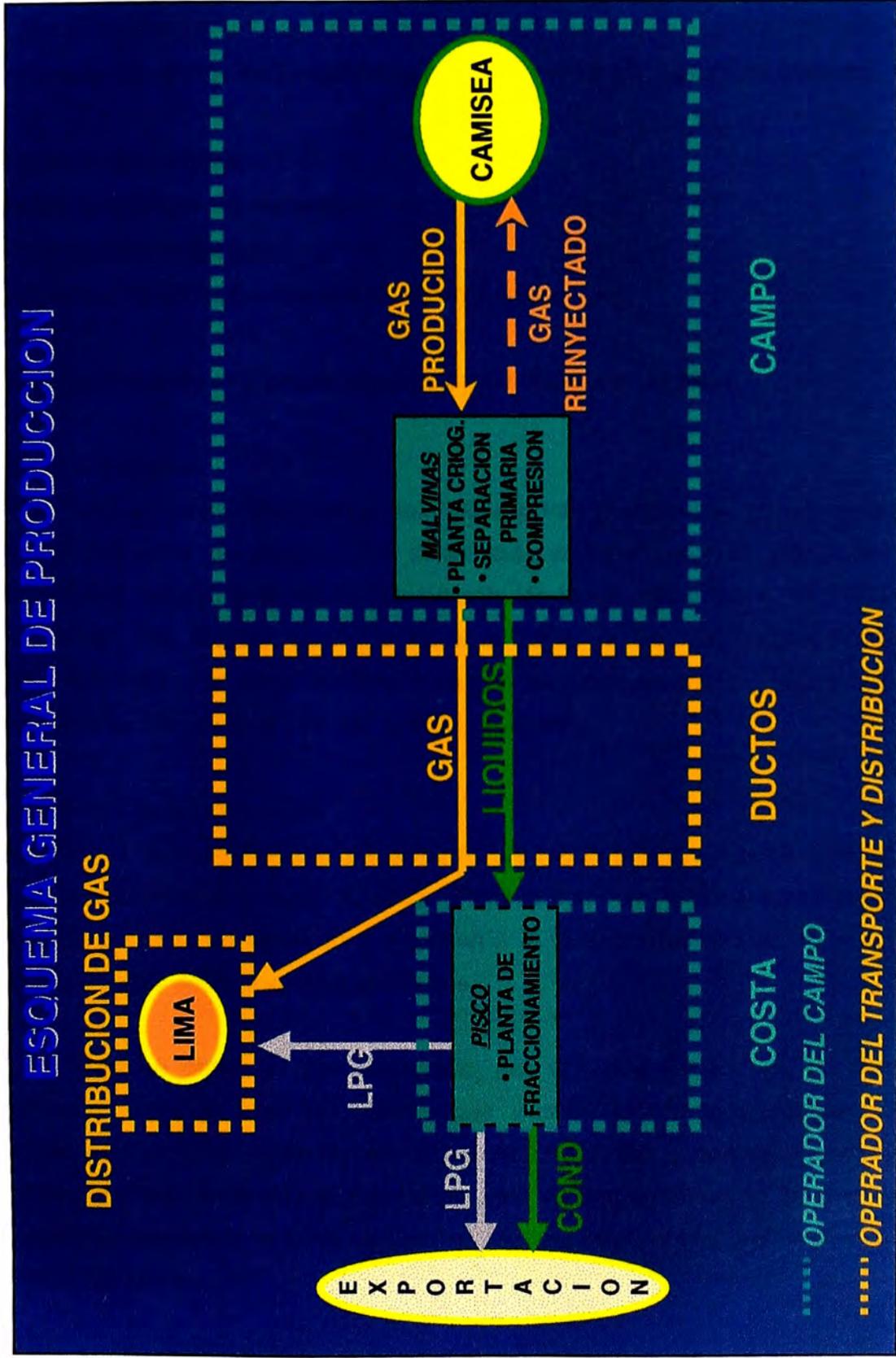


Fig. N°3. Esquema general de producción.

Planta de Tratamiento

Esta Planta se instalará en Malvinas, localidad ubicada sobre la costa del río Urubamba a 25 Km de los yacimientos productores.

El proceso en la planta de Tratamiento puede dividirse en 4 grandes bloques:

- Separación Primaria.
- Estabilización de condensados.
- Deshidratación del gas.
- Enfriamiento por turbo expansión (sector criogénico).

A continuación se da una breve descripción de cada uno de ellos.

Separación Primaria

La separación primaria tiene como objetivo separar los líquidos (condensado y agua) del gas proveniente del campo. Esta separación se realiza con un separador primario trifásico ("slug catcher"). El fluido proveniente de los pozos entra al separador donde se obtendrán tres fluidos: gas que ira a la zona de Deshidratación, hidrocarburos líquidos que irán a la zona de Estabilización de condensados, y agua que pudiera presentarse se tratara antes de ser enviado a drenaje.

Estabilización de condensados

El objetivo de la estabilización es eliminar los hidrocarburos ligeros que hayan sido arrastrados durante el proceso anterior. Para lo cual los líquidos (condensado) de la separación primaria se flashean e ingresan a la torre estabilizadora. Esta torre opera como despojador de hidrocarburos livianos.

De esta torre se obtienen dos productos, por el fondo se obtiene un condensado estabilizado y por el tope se obtiene gas liviano. El condensado estabilizado se mezclará con el LPG obtenido en el sector criogénico y ambos se inyectaran al oleoducto que los transportará a la Costa para su fraccionamiento. El gas liviano por otra parte, se enviara a la zona de Deshidratación, junto con el gas proveniente de la separación primaria.

Deshidratación

El objetivo de la deshidratación es reducir el contenido de agua existente en el gas para evitar la formación de hidratos. Esto se consigue utilizando glicol y luego tamices moleculares.

Enfriamiento por turbo expansión

El objetivo de este proceso es la recuperación máxima de propano e hidrocarburos más pesados. Esto se logra mediante una combinación de enfriamiento y expansión que reduce la temperatura del gas a un valor lo suficientemente bajo como para separar estos hidrocarburos, en este proceso se obtendrá las siguientes recuperaciones:

	Recuperación %
C3 (propano)	99.5
C4 (butanos)	100
C5+ (gasolina)	100

El gas ingresa al turbo expansor, donde se enfriará a muy baja temperatura, generando la condensación de propano y superiores. La corriente bifásica resultante ingresa a la torre Deetanizadora, en donde se separan el gas y el líquido. Debido a que el gas que sale de esta torre tiene un contenido propano y superiores muy bajo, se encuentra perfectamente acondicionado para su transporte y se denomina “gas residual”. La torre deetanizadora produce, un líquido compuesto principalmente por propano y butano (LPG), libre de etano, metano e inertes. Del gas residual producido, una parte se enviará a Lima y la parte restante será reinyectado. El proceso de reinyección demandara la instalación de la compresión y el tendido de las cañerías.

El diseño de la planta tiene características modulares, y tiene la ventaja de adicionar mas módulos de acuerdo al incremento del gas a procesar. Cada modulo tiene una capacidad de procesamiento de 203 MMscfd, y se comenzara con dos módulos. En la medida que aumente la demanda de gas o el campo pueda producirlo se aumentara el número de los mismos.

Planta de Compresión

Para centralizar las operaciones, se instalará esta planta compresora en Malvinas, por lo cual es necesario llevar el gas en muy alta presión hasta el yacimiento San Martín, donde será inyectado a la formación. Estaciones de medición y control

Para realizar un seguimiento del comportamiento de la producción de los pozos, se realizará un control cualitativo y cuantitativo de la producción individual. La medición se hará en campo y se medirán:

Caudales de gas, condensados.

Temperatura.

Presión.

Análisis cromatográfico, y

Contenidos de compuestos contaminantes e inertes, etc.

Se medirán, además el gas que se utilizará como combustible de la planta, el agua de separación, la gasolina estabilizada y el LPG de la salida de la deetanizadora, así como el gas que será reinyectado al reservorio.

Para la producción fiscal se medirá el gas que ingresa a la cabecera del gasoducto. Y los líquidos, mezcla de condensado estabilizado y "LPG", se medirán en la cabecera del oleoducto.

Planta de Fraccionamiento

Los líquidos separados en la planta de Tratamiento de Malvinas se inyectarán en la cabecera del oleoducto (500 Km de longitud) que los conducirá hasta la planta de fraccionamiento que se encuentra ubicado en la ciudad de Pisco, a 200 Km al sur de Lima, sobre la costa peruana.

La función de esta planta de fraccionamiento es obtener propano, butano, diesel y nafta. Los líquidos ingresan a la torre depropanizadora donde se obtendrá por el tope propano y por el fondo una mezcla de butanos y superiores. El producto de fondo de la depropanizadora se envía, previa reducción de presión, a la torre debutanizadora.

Por el tope de la columna debutanizadora se obtiene el butano comercial y por el fondo la gasolina.

Sistema de almacenamiento y despacho de líquidos

En función del tipo de embarcaciones de carga del LPG, los recipientes contenedores se diseñarán para almacenaje refrigerado de LPG.

Se preverán, además, las instalaciones necesarias para la carga de camiones o de buques por medio de brazos de carga articulados, tanto en la isla de carga para camiones como en las instalaciones portuarias para buques.

IV. MARCO GEOLÓGICO

Estratigrafía

La columna estratigráfica del área fue estudiada en los pozos perforados y además en los afloramientos cercanos, comprenden terrenos que abarcan en edad desde el Devónico hasta el Terciario.

A continuación se hace una breve descripción litológica de las diferentes unidades rocosas, como se las encuentra en el afloramiento del Pongo de Mainique, lugar ubicado al Sur del Lote 88.

Paleozoico Inferior (Siluro devonico)

Formación Cabanillas

Constituida principalmente por limolitas y areniscas muy finas de coloración gris blanquecino, muy consolidada.

Paleozoico Superior (Carbonifero)

Formación Ambo

Esta constituida por areniscas y conglomerados en sus tramos basales hacia arriba predominan las arcillas negras. Presenta por tramos el desarrollo de niveles carbonosos. Es la roca donde se han originado la mayor parte de los hidrocarburos encontrados.

Formación Tarma

Areniscas muy finas a finas con buena selección. La coloración es gris verdoso a gris medio. Estas areniscas presentan intercalaciones de pelitas gris medio a gris claro principalmente en sus tramos medios.

Formación Copacabana

Con unos 1300 m de espesor en el pozo San Martín-1X, esta unidad es esencialmente carbonática y es un excelente nivel de correlación.

Mesozoico

Formaciones Ene + Noi Patsite (Noi)

Sobreyace a la Formación Copacabana y esta en discordancia sobre esta. Tiene variaciones de espesor de entre 135 y 84 mts. Litológicamente es de predominio pelítico con delgados niveles pelíticos. Las areniscas son de grano fino a medio, con buena selección, en las que se observa cemento calcáreo.

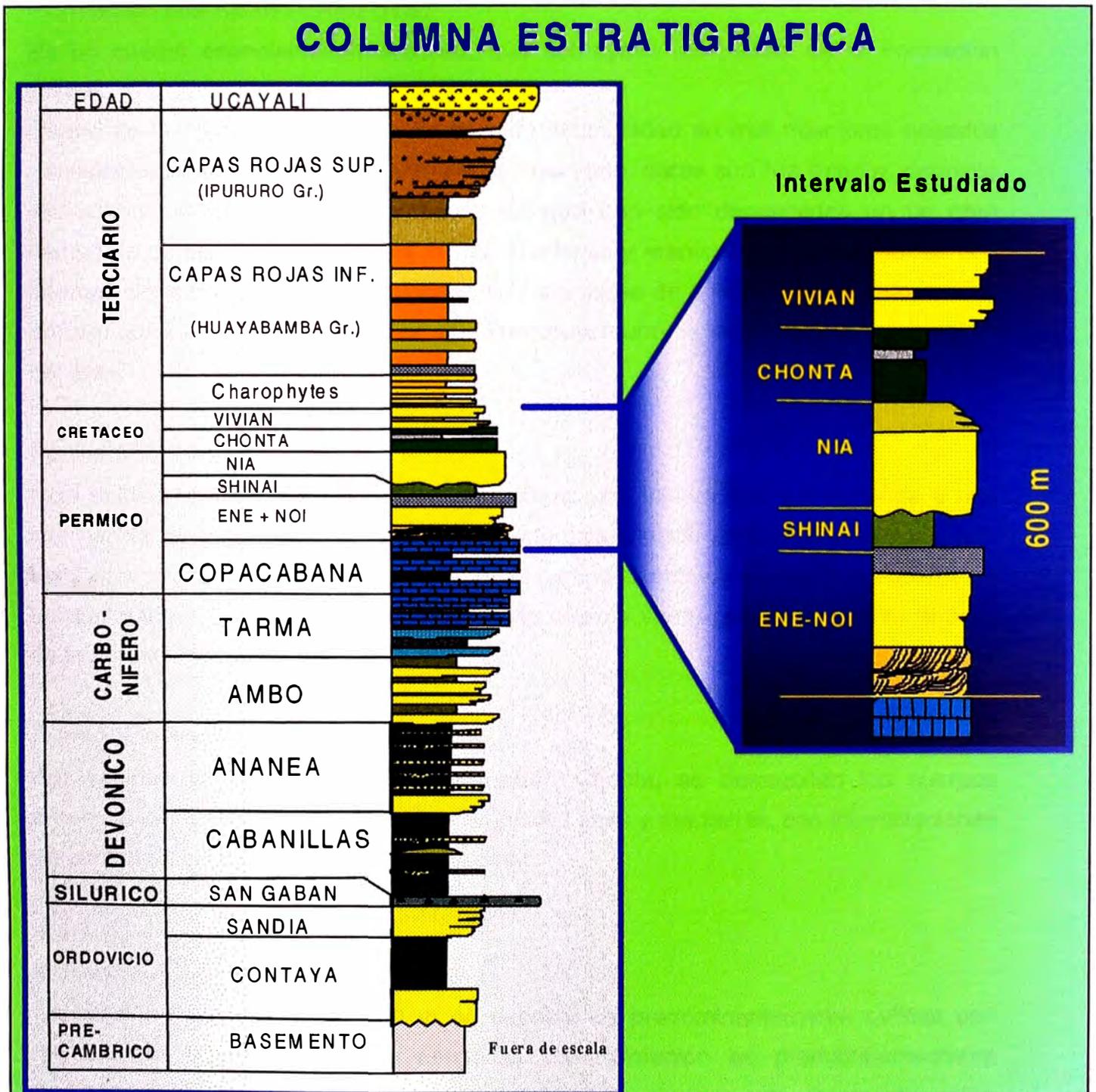


Fig. N° 4. Columna estratigrafica del Bloque 88.

Formación Shinai

Sobreyace a la Formación Noi Patsite se encuentra un nivel de gran continuidad areal y cuyo espesor varía entre 70 y 80 mts.

Litológicamente corresponde a pelitas gris medio a oscuro en su tramo inferior y de coloración castaño grisáceo en su sección superior. En sus tramos medios presenta eventuales y delgados niveles de dolomitas y nódulos silíceos. Es un sello importante

Formación Nia Kaatsirinkari (Nia)

Es un cuerpo esencialmente arenoso, que sobreyace las pelitas de la Formación Shinai.

Dentro de la zona de estudio se ha dividido esta unidad en tres miembros basados principalmente a su comportamiento como reservorio. Estas son Nia Inferior, depósito exclusivamente arenoso finas homogéneas que han sido depositadas en un gran campo de dunas. Nia medio o Nia fluvial, areniscas y areniscas conglomeradas con intercalaciones de pelitas. Nia Superior, son areniscas de colores castaños rojizos de aproximadamente 50 m de espesor, que constituyen uno de los principales reservorios del área.

Formación Chonta

Esta unidad se halla dividida en dos miembros: uno inferior que corresponde a una alternancia de delgados niveles arenosos intercalados con pelitas de coloración gris verdoso a castaño, y solo es productiva en el campo Cashiriari. El miembro superior es predominantemente pelítico y carbonático de colores verde grisáceos que es el sello de la acumulación de Nia.

Formación Vivian

Por encima de las pelitas de la Formación Chonta, se desarrollan los cuerpos arenosos de la Formación Vivian. Son areniscas finas y medianas, con intercalaciones de pelitas en el tramo medio de esta unidad.

Terciario

El terciario se separa en dos secciones.

La sección inferior de unos 800 m de espesor es predominantemente pelítica con esporádicas intercalaciones de areniscas. La coloración es predominantemente castaño rojiza con algunos niveles en los que se observa una coloración verde

grisáceo. Las intercalaciones de areniscas son de granulometría fina a muy fina. La sección basal pelítica es el sello regional del sistema.

El miembro superior de unos 1000 m de espesor está constituido predominantemente por areniscas en las que intercalan niveles de arcilitas. Las areniscas son de coloración castaño rojizas, de granulometría media a fina con delgados niveles conglomerádicos, los granos son subredondeados a subangulosos.

Estructura

Las trampas son anticlinales alargados en sentido noroeste-suroeste de algunas decenas de kilómetros de extensión por algunos kilómetros de ancho. Estos pliegues se encuentran cerrados en todas sus direcciones. Algunas fallas menores de hasta 100 m de rechazo segmentan la estructura anticlinal. Fig. N°6.

Estas estructuras fueron originadas durante la orogenia andina por el arqueamiento de grandes fallas de corrimientos que tiene mas de 10 Km de desplazamiento horizontal. La misma corta y transporta sedimentos desde el Devónico hasta el Cretáceo. Enfrentándolos con sedimentos terciarios en su bloque bajo. La estructura Cashiriari es un complejo anticlinal formado por varias fallas de corrimiento. Mientras que la estructura San Martín es más simple y fue formada por una sola falla. Primero se formo Cashiriari y luego la Estructura San Martín.

V. DESCRIPCION DE LOS RESERVORIOS

Los reservorios productivos se encuentran en las formaciones Nia y Noi en San Martín, mientras que en Cashiriari son: Vivian, Chonta Inferior, Nia y Noi.

Reservorio de la formación Noi

Tiene un espesor aproximado de entre 70 y 130 metros. Sus características petrofísicas indican que son reservorios con regulares a buenas condiciones, con porosidades de 9% a 17% y permeabilidades entre 1 y 600 mD.

Reservorios de la Formación Nia

Dividimos a este reservorio en dos partes

Nia Inferior

Constituido por areniscas finas y medianas, de moderada a buena selección. Su espesor es variable con un promedio de 50 metros y sus características petrofísicas son: porosidad entre 12 y 18% y permeabilidades entre 50 y 200 mD.

Nia Superior

Presenta un espesor promedio de unos 50 metros, las porosidades oscilan entre 16 y 23%, con valores de permeabilidad que se distribuyen con gran variación desde más de 50 md hasta 2 Darcys

Reservorio de la formación Chonta

Chonta Inferior

Esta formación de areniscas y pelitas, tiene un espesor de 110 m pero solo la mitad de este, puede almacenar y producir hidrocarburos su porosidad promedio es del 14% y su permeabilidad esta en el orden de las decenas de md.

Reservorio de la formación Vivian

Por sus características petrofísicas esta formación tiene los reservorios de mejor calidad, tiene entre 40 y 70 metros de espesor útil, con porosidad promedio de 15 % y una permeabilidad de alrededor de 1000 md de promedio. Se destaca la parte basal de la unidad, un cuerpo masivo de arenas de 30 metros, con porosidades de alrededor de 20 % y permeabilidad que rondan el darcy. Esta formación sólo tiene hidrocarburos en la estructura de Cashiriari.

Sellos

El sello para la Formación Noi son los espesos intervalos pelíticos pertenecientes a Formación Shinai. Por su parte, para los reservorios de Nia los sellos son los niveles pelíticos de la Formación Chonta. En la estructura de Cashiriari el sello de la Formación Vivian son los depósitos basales del terciario.

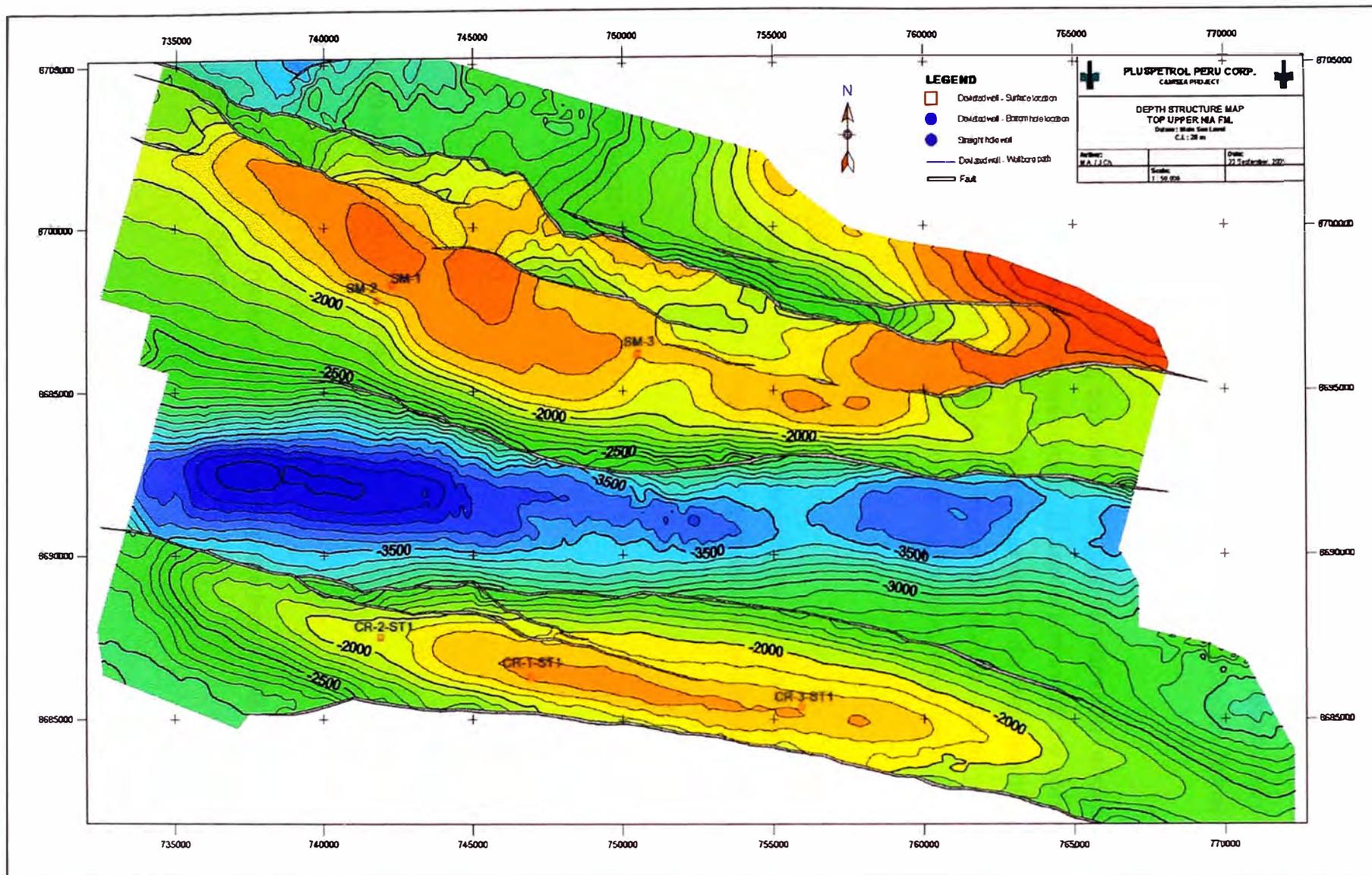


Fig. 5 Mapa Estructural en el tope del reservorio Nia Superior.

Roca Generadora

Son las lutitas negras y grises de la Formación Ambo. Los análisis realizados sobre esta unidad en las muestras del pozo San Martín-1 dan valores altos de carbono orgánico. Y la señalan como generadora principalmente de gas y secundaria de petróleo (Kerogeno tipo III). Existen en el área otras rocas generadoras como pelitas de la Formación Cabanillas, y de la Formación Shinai que podrían haber contribuido en la generación.

Todos los reservorios del bloque 88, contienen un gas condensado retrogrado, con su punto de rocío cerca a la presión de reservorio. El contenido inicial de condensados es de 40 Bls/MMscfd y 30 Bls/MMscfd para los reservorios de San Martín y Cashiriari respectivamente, por otro lado el contenido inicial de condensados y LPG son del mismo orden. Y el contenido del líquido condensado retrogrado esta en el orden del 2% para ambas estructuras.

Contactos de Gas - Agua

De acuerdo a los gradientes de presión obtenidos de la herramienta RFT (“Repeat Formation Tester”) tomados en San Martín y Cashiriari se determinaron los siguientes contactos:

Contactos Gas-Agua: SAN MARTIN

Reservorio	TVD (m)
Nia	-1831
Noi	-1873

Contactos Gas-Agua: CASHIRIARI

Reservorio	TVD (m)
Vivian	gas hasta –1690 m, y se supone hasta –1925.
Chonta, Nia y Noi	-2055

VI. FUNDAMENTO TEORICO

Análisis Nodal

El sistema de análisis de aproximación, usualmente llamado "ANALISIS NODAL", ha sido aplicado por muchos años para analizar la eficiencia de los sistemas compuestos de componentes interactivos. Circuitos eléctricos, red de tuberías complejas y sistemas de bombeo centrífugo son todos analizados por este método. Esta aplicación para un pozo en producción de petróleo fue propuesta por primera vez por Gilbert en 1954 y discutido por Nind en 1964 y Brown en 1978.

El procedimiento consiste en seleccionar un punto de división o nodo en el pozo y dividir el sistema a este punto. Las ubicaciones de los nodos mas usados comúnmente es mostrado en la Fig. N° 6.

Todas las componentes aguas arriba del nodo comprenden la sección de ingreso del flujo del reservorio ("INFLOW"), mientras que la sección de la salida del flujo ("OUTFLOW") consiste de todos lo elementos aguas abajo del nodo. La relación entre el caudal y la caída de presión deberá estar disponible para cada componente en el sistema. El caudal que pasa a través del sistema puede ser determinado una vez que los siguientes requerimientos sean satisfechos:

- 1.- Flujo a la entrada del nodo igual al flujo de salida del nodo.
- 2.- Sola una presión puede existir en el nodo.

Para un tiempo en particular en la vida del pozo, existen siempre dos presiones que permanecen estables y no son función del caudal. Una de ellas es la presión del reservorio en ese tiempo y la otra es la presión del sistema de salida. La presión de salida es usualmente la presión del separador pero si el pozo es controlado por un estrangulador (reductor o choke) de superficie la presión estable de salida puede ser la presión de cabeza del pozo.

Una vez que el nodo ha sido seleccionado, la presión en el nodo es calculada en ambas direcciones empezando con la presión estable.

A la entrada del nodo:

$$P_r + \Delta p \text{ (componentes aguas arriba)} = P_{\text{nodo}}$$

A la salida del nodo:

$$P_{\text{sep}} + \Delta p \text{ (componentes aguas abajo)} = P_{\text{nodo}}.$$

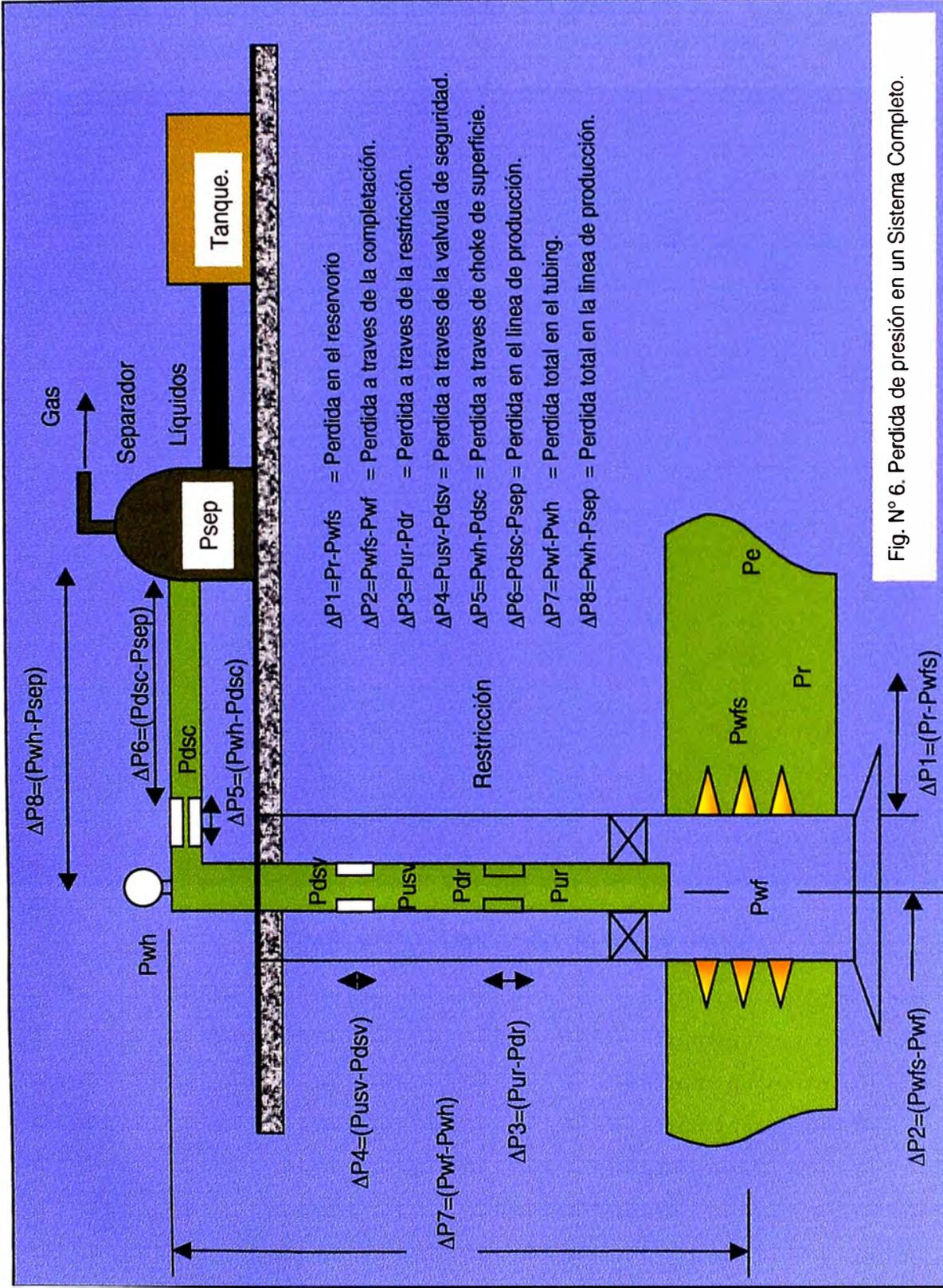
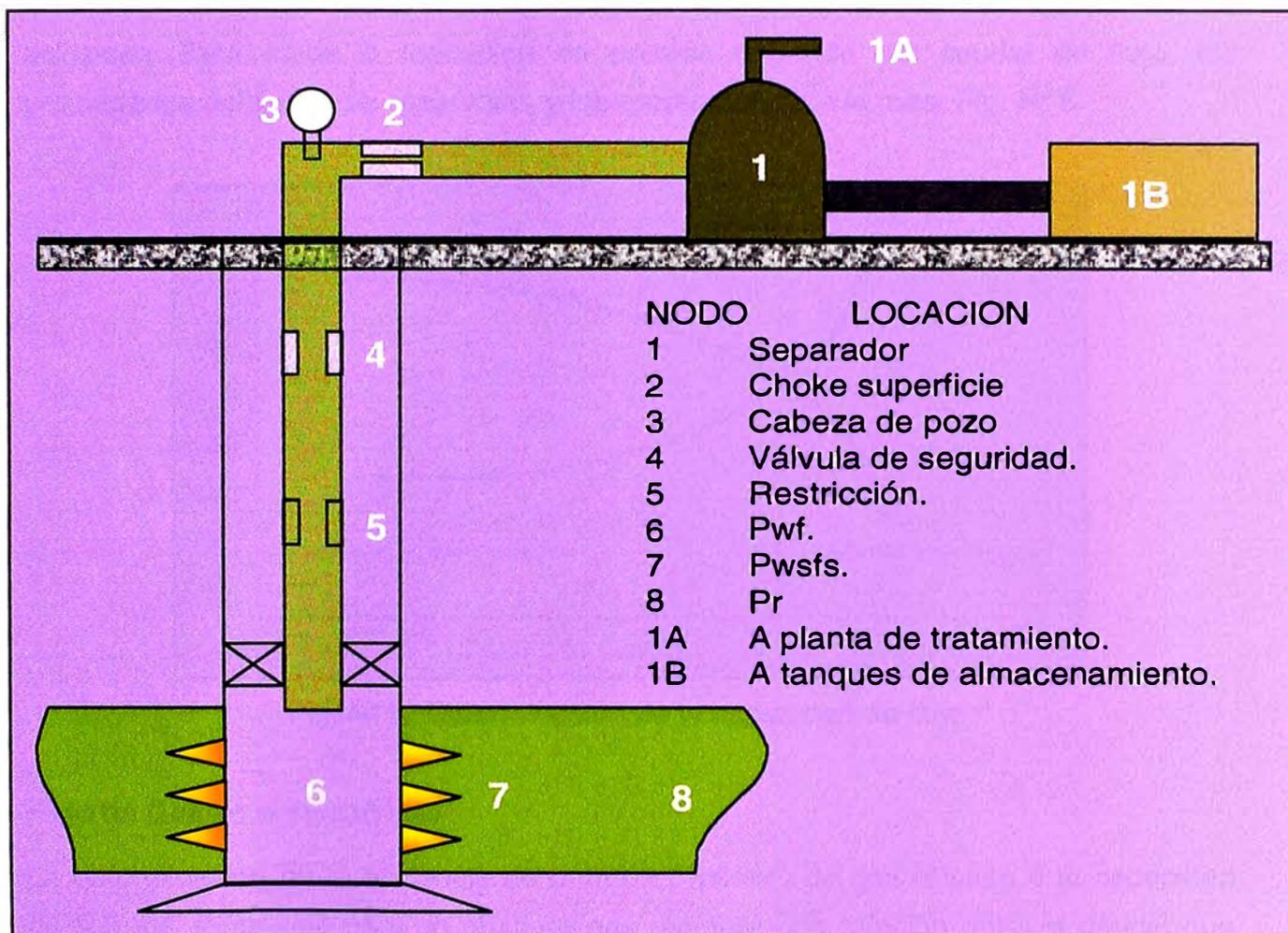


Fig. N° 6. Perdida de presión en un Sistema Completo.

La caída de presión, Δp , en cualquier componente varía con el caudal, q . por lo tanto un gráfico de la presión y el caudal del nodo tendrá dos curvas, la intersección de las cuales darán las condiciones que satisfagan los requerimientos 1 y 2, dados previamente. El procedimiento es ilustrado e la gráfica N° 7.



Gráfica N° 7. Ubicación de varios nodos.

Eficiencia del Reservorio de Gas.

En su trayectoria desde su ubicación original en el reservorio hasta el punto de consumo, el gas deberá primero fluir a través de la roca reservorio. Una cierta cantidad de energía se requiere para vencer la resistencia de flujo a través de la roca, la cual se manifiesta en una reducción de la presión en la dirección del flujo, alrededor del pozo. Esta caída o reducción de presión depende del caudal de flujo, las propiedades del fluido del reservorio, y las propiedades de la roca. Fig. N° 8.

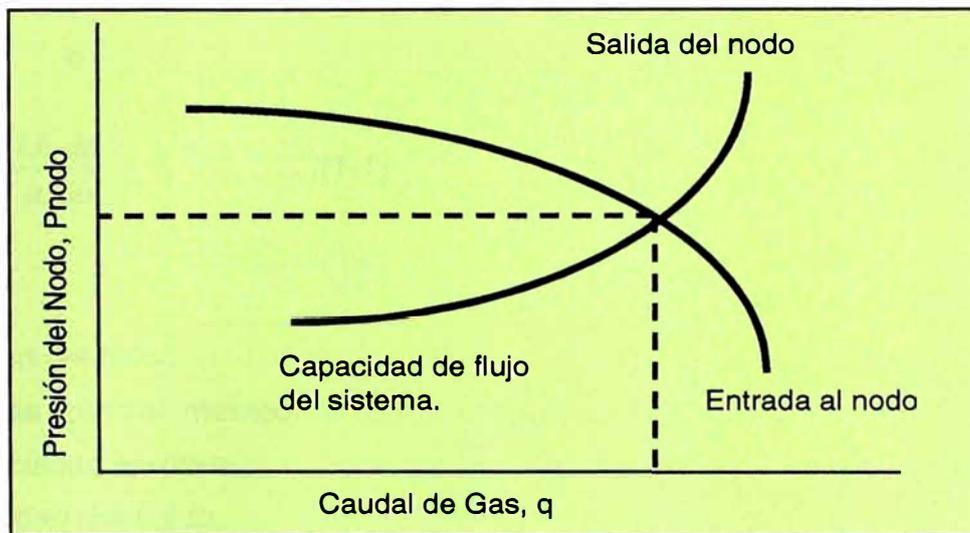


Fig. N° 8. Determinación de la capacidad de flujo.

Flujo de Gas en el Reservorio

La determinación de la eficiencia de entrada ("Inflow") de gas al pozo o la capacidad de flujo del reservorio para un pozo de gas requiere una relación entre el caudal que llega al pozo y la presión en la cara de la arena o presión fluyente de fondo. Esta relación puede ser establecida por una solución adecuada de la ley de Darcy, la cual es una expresión aceptada, relativa a la caída de presión y la velocidad del fluido en una porosidad media, asumiendo un flujo laminar. La solución de la ley de Darcy depende de las condiciones de flujo existentes en el reservorio o el régimen de flujo. El tipo o régimen de flujo puede ser independiente del tiempo o estado-estable, o si las condiciones a una ubicación en particular cambia con el tiempo, el régimen de flujo es transiente o estado-inestable. Bajo ciertas condiciones de flujo, la presión declina en forma lineal en todas las ubicaciones del reservorio. Esta condición es llamada estado pseudo-estable (semi estacionario).

Ecuaciones de flujo

De la descripción previa de los varios regímenes de flujo es obvio que un pozo en particular operara en cada uno de estos regímenes en algún momento de la vida del pozo. Las ecuaciones aplicables para cada régimen de flujo serán derivadas a continuación.

Flujo de estado estable

La ley de Darcy para un flujo en una porosidad media es:

$$v = -\frac{k}{\mu} \frac{dp}{dx} \quad \text{o}$$
$$q = vA = -\frac{kA}{\mu} \frac{dp}{dx} \quad \dots(1-1)$$

Donde:

v= velocidad del fluido.

q= caudal de flujo volumétrico.

k= permeabilidad efectiva.

μ = viscosidad del fluido.

A= área de la sección transversal

p= presión

x= longitud del tramo en estudio.

Para un régimen de flujo radial en el cual la distancia es definida como un movimiento positivo lejos del pozo, la ecuación llega a ser

$$q = \frac{k(2\pi rh)}{\mu} \frac{dp}{dr} \quad \dots(1-2)$$

Donde:

r= distancia radial.

h= espesor de reservorio.

La ley de Darcy describe que la pérdida de presión debido a la viscosidad de corte que ocurre en el flujo de fluidos. Si la formación no es horizontal, la hidrostática o el término de energía potencial deberá ser incluido. Esto es usualmente despreciado en

reservorios de gas. La ecuación 1-2 es una ecuación diferencial y deberá ser integrada para su aplicación. Antes de integrar la ecuación de flujo se deberá de combinar con una ecuación de estado y la ecuación de continuidad. La ecuación continuidad es:

$$\rho_1 q_1 = \rho_2 q_2 = \text{constante} \quad \dots(1-3)$$

De la ecuación de estado para un gas real:

$$\rho = \frac{pM}{ZRT} \quad \dots(1-4)$$

Donde:

Z= factor de compresibilidad del gas

M= peso molecular

R= constante universal de los gases

T= temperatura

El caudal de flujo para un gas es usualmente referido a alguna condición standard de presión y temperatura, P_{sc} y T_{sc} . Usando estas condiciones en la ecuación 1-3 y combinando las ecuaciones 1-3 y 1-4.

$$\rho q = \rho_{sc} q_{sc},$$

o

$$q \frac{pM}{ZRT} = q_{sc} \frac{p_{sc} M}{Z_{sc} RT_{sc}}$$

Resolviendo para q_{sc} y expresando q con la ecuación 1-2 da.

$$q_{sc} = \frac{p T_{sc}}{p_{sc} Z T} \frac{2\pi r h k}{\mu} \frac{dp}{dr}$$

Las variables en esta ecuación son p y r. Separando las variables e integrando:

$$\int_{p_w}^{p_e} p dp = \frac{q_{sc} p_{sc} T \mu Z}{T_{sc} 2\pi k h} \int_{r_w}^{r_e} \frac{dr}{r}$$

$$\frac{p_e^2 - p_w^2}{2} = \frac{q_{sc} p_{sc} T \mu Z}{T_{sc} 2 \pi k h} \ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right)$$

o

$$q_{sc} = \frac{\pi k h T_{sc} (p_e^2 - p_w^2)}{p_{sc} T \mu Z \ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right)} \quad \dots(1-5)$$

En esta derivación se asumió que la viscosidad y Z (factor de compresibilidad del gas) son independientes de la presión. Ellos pueden ser evaluados a temperatura de reservorio y a presión promedio en el área de drenaje.

$$p = \frac{p_e + p_w}{2}$$

La ecuación 1-5 es aplicable para cualquier set consistente de unidades. En unidades de campo viene a ser:

$$q_{sc} = \frac{703 \times 10^{-6} k h (p_e^2 - p_w^2)}{T \mu Z \ln \left(\frac{r_e}{r_w} \right)} \quad \dots(1-6)$$

Donde:

q_{sc} = Mscfd

k= permeabilidad en milidarcis.

h= espesor de la formación en pies.

r_e = radio exterior, pies.

p_e = presión a r_e , psia,

p_w = presión en las cercanías del pozo al r_w , psia, y

μ = viscosidad del gas, cp.

Esta ecuación incorpora los siguientes valores de presión y temperatura standard:

P_{sc} = 14.7 psia, T_{sc} = 60 °F=520°R.

Estas unidades son usadas en la presente tesis.

La ecuación anterior de flujo de estado-estable asume que no hay flujo turbulento en la formación y tampoco hay daño de formación o skin alrededor del pozo.

A pesar que el flujo de estado-estable en un reservorio de gas es raramente alcanzada, las condiciones alrededor del pozo pueden aproximarse al estado-estable. La ecuación de estado-estable incluyendo la turbulencia es:

$$p_e^2 - p_w^2 = \frac{1422\mu ZTq_{sc} \ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right)}{kh} + \frac{3.161 \times 10^{-12} \beta \mu_g ZTq_{sc}^2 T}{h^2} \left(\frac{1}{r_w} - \frac{1}{r_e}\right) \dots(1-7)$$

o

$$p_e^2 - p_w^2 = Aq_{sc} + Bq_{sc}^2 \quad \dots(1-7a)$$

Donde:

$$A = \frac{1422T\mu Z \ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right)}{kh}$$

$$B = \frac{3.161 \times 10^{-12} \beta \gamma_g ZT}{r_w h^2}$$

En la definición del término B se asumió que $1/r_e$ es despreciable comparado con $1/r_w$.

El primer término del lado derecho "A" es la caída de presión del flujo laminar o flujo Darcy, mientras que el segundo término "B" da la caída adicional de presión debido a la turbulencia. Si las propiedades de los fluidos son conocidas y la permeabilidad es conocida de alguna fuente tales como la prueba de caída de presión, el efecto de turbulencia puede ser calculado usando los datos de la prueba. Este será usado posteriormente para distinguir entre el daño de formación actual y el daño por turbulencia. Valores de velocidad del coeficiente β para varias permeabilidades y porosidades, pueden ser calculados de la siguiente relación:

$$\beta = \frac{2.33 \times 10^{10}}{k^{1.2}}$$

Donde:

k esta en milidarcis.

Flujo de Estado Pseudo-Estable

Una ecuación para el flujo de estado pseudo estable puede ser derivada mostrando que:

$$q_{sc} = \frac{703 \times 10^{-6} kh (p_e^2 - p_w^2)}{T\mu Z \ln\left(0.472 \frac{r_e}{r_w}\right)} \dots(1-9)$$

Aunque el tiempo no aparezca explícitamente en la ecuación 1-9, se deberá recordar que para tanto la presión de reservorio (p_r) y la presión alrededor del pozo (p_w) estará declinando a la misma proporción para un q constante una vez que la presión de perturbación a alcanzado la presión límite del reservorio.

Los efectos de daño y turbulencia son algunas veces incluidos en la ecuación 1-9 como sigue:

$$q_{sc} = \frac{703 \times 10^{-6} kh (p_r^2 - p_w^2)}{T\mu Z \left[\ln\left(\frac{0.472 r_e}{r_w}\right) + S + Dq_{sc} \right]} \dots(1-10)$$

Donde:

S= factor skin adimensional, y

D= Coeficiente de turbulencia o factor de turbulencia.

$$p_e^2 - p_w^2 = \frac{1422\mu Z T \left[\ln\left(\frac{0.472 r_e}{r_w}\right) + S \right] q_{sc}}{kh} + \frac{1422T\mu Z D q_{sc}^2}{kh} \dots(1-11)$$

O

$$p_r^2 - p_w^2 = Aq_{sc} + Bq_{sc}^2 \dots(1-12)$$

Donde:

$$A = \frac{1422T\mu Z \left[\ln\left(\frac{0.472 r_e}{r_w}\right) + S \right]}{kh}$$

$$B = \frac{1422T\mu Z D}{kh}$$

Propiedades de la Roca

Todas las ecuaciones para reservorios de gas contienen propiedades de roca y fluido que deberán ser conocidos para poder ser aplicados. Las propiedades de los fluidos en este estudio fueron tomadas de estudios de PVT que se mostraran mas adelante. La propiedad de la roca involucrada en las ecuaciones es la permeabilidad. En muchos casos se utilizaran ecuaciones de flujo para determinar la permeabilidad por medición de las presiones y caudales de flujo.

Se dará una breve revisión del comportamiento de la permeabilidad efectiva o relativa en el caso de que más de un fluido este presente en la roca.

La permeabilidad absoluta de la roca es definida como la habilidad que tiene la roca de transmitir un fluido cuando esta completamente saturada con el fluido fluyente. La permeabilidad efectiva para un fluido en particular es una medida de la habilidad de que tiene la roca de transmitir este fluido en presencia de otros fluidos. La permeabilidad efectiva al gas deberá ser usada en todas las ecuaciones de flujo.

En la mayoría de los reservorios de gas seco solo gas fluirá siempre que agua connata este presente. En este caso la permeabilidad al gas permanece totalmente constante durante la vida del reservorio. Si ocurre condensación del líquido en el reservorio la permeabilidad a gas disminuirá. La condensación de vapor de agua puede ocurrir cerca a las cercanías del pozo en algunos casos, el cual además reducirá la permeabilidad al gas en esta zona.

Los datos de permeabilidad son frecuentemente presentados como permeabilidad relativa. Esta es la relación de la permeabilidad efectiva entre la absoluta y por lo tanto varia de cero a uno.

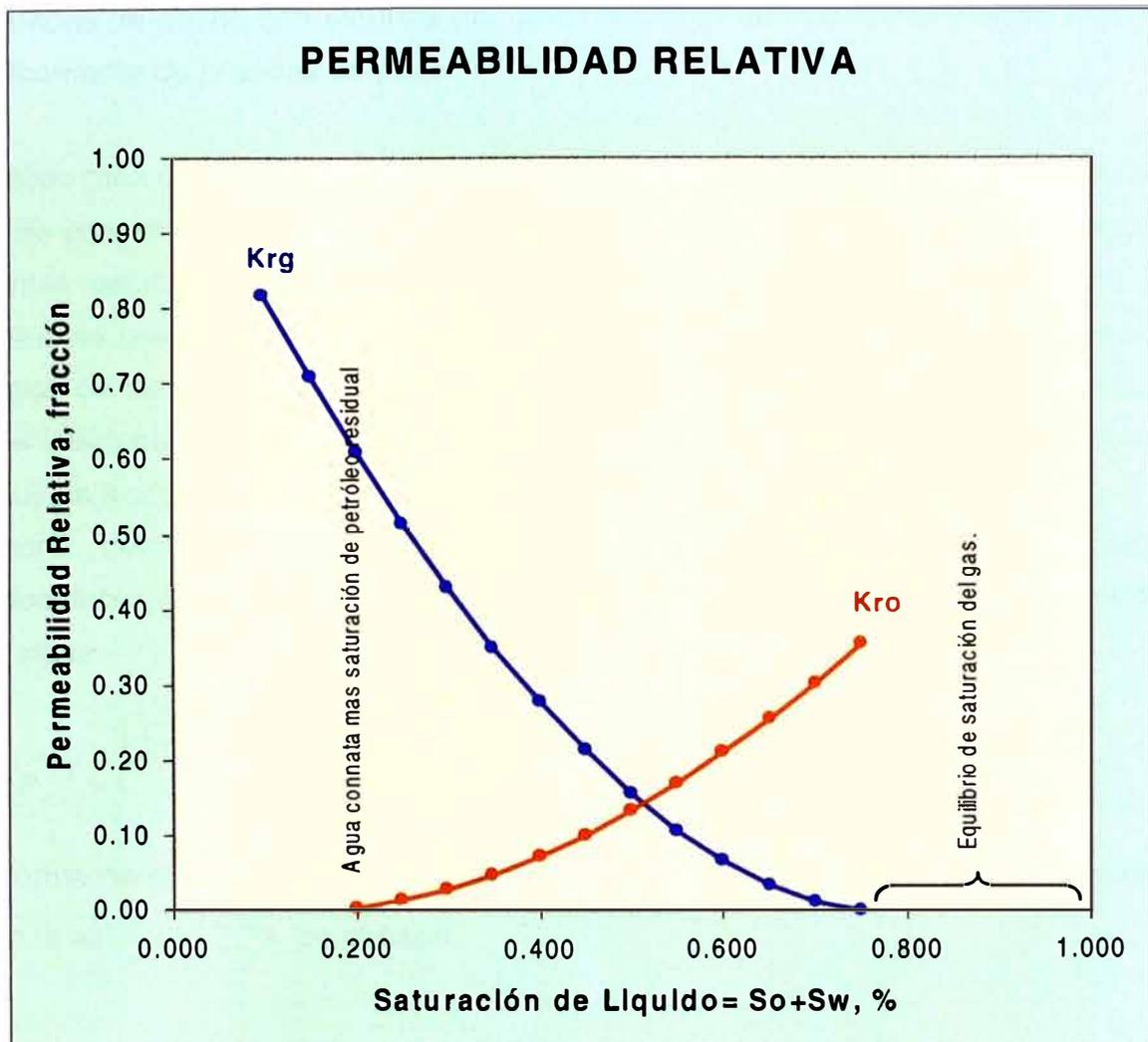


Fig. N° 9. Permeabilidad relativa gas y al petróleo.

La figura N° 9 presenta una permeabilidad relativa como función de la saturación del líquido. Esta gráfica ilustra que la habilidad del gas para fluir no se ve seriamente afectada hasta que la saturación del líquido alcanza el punto al cual el líquido empieza a fluir, alrededor de 20% en este caso. También se puede apreciar que existe una saturación de gas debajo de la cual el gas no puede fluir. Este es el equilibrio o saturación de gas crítica y no puede ser producida.

Capacidad o Entrega del Pozo

La capacidad de un flujo estabilizado o entrega de un pozo de gas se requiere para planificar la operación de cualquier campo de gas. La capacidad de flujo deberá ser determinada para diferentes contra-presiones o presiones de fondo del pozo, y se debe considerar el cambio de la capacidad de producción cuando cambie la presión promedio del reservorio. Las ecuaciones desarrolladas anteriormente son usadas en

las pruebas de pozos con algunos de los parámetros desconocidos siendo evaluados empíricamente de pruebas de pozo.

El método más comúnmente usado para determinar la capacidad de producción de un pozo de gas es el de Fetkovich o multi-caudal, en la cual un pozo es producido a diferentes caudales (usualmente cuatro) y de los caudales y presiones del pozo medidas, se puede obtener una curva de "IPR" o productividad. Existen básicamente dos tipos de pruebas que pueden ser realizados: La Prueba de Flujo-Tras-Flujo y la prueba Isocronal. La prueba isocronal ha sido modificada para reservorios apretados (de muy baja permeabilidad).

La teoría detrás de la prueba esta basada en ecuaciones de flujo estado-pseudoestable, la ecuación 1-7 puede ser escrita para flujo estado-pseudoestable como sigue:

$$P_r^2 - P_{wf}^2 = \frac{1422\mu_g ZT \left[\ln \frac{0.472 \times r_e}{r_w} + S \right]}{k h} q_{sc} + \frac{1422\mu_g ZT}{r_w h^2} D q_{sc}^2 \quad \dots(1-13)$$

Esta forma de la ecuación asume que $r_e \gg r_w$. Igualando los términos multiplicando por q_{sc}^2 en la ecuación 1-7a, se obtiene.

$$B = \frac{1442 \times \mu_g \times Z \times T}{k_g \times h} D$$

$$B = \frac{3.161 \times 10^{-12} \times \beta \times \gamma_g \times Z \times T}{h^2 \times r_w}$$

Despejando D:

$$D = \frac{5.18 \times 10^{-5} \times \gamma_g}{\mu \times h \times r_w \times k^{0.2}} \quad \dots(1-14)$$

Donde:

D= factor de turbulencia.

B= coeficiente de turbulencia.

Métodos para calcular el IPR (Productividad)

Método de Fetkovich

Fetkovich propuso un método para calcular la eficiencia de un pozo productor de gas. El procedimiento fue verificado analizando pruebas Isocronal y Flujo tras Flujo. La ecuación para calcular el IPR es:

$$q_{sc} = C(p_r^2 - p_{wf}^2)^n \quad \dots(1-15)$$

Donde:

q_{sc} : caudal de producción

p_r : Presión del reservorio.

p_{wf} : presión fluyente de fondo.

C: coeficiente de flujo.

n: exponente de turbulencia.

De la ecuación anterior se aprecia que se necesita solo dos caudales para determinar C y n cuando la p_r es conocido. Sin embargo, debido a la posibilidad de errores en la medición de los valores del caudal y la presión fluyente de fondo, se usan cuatro puntos.

Para pozos en los cuales la turbulencia es importante el valor de n se aproxima a 0.5, mientras que para pozos en el cual la turbulencia es despreciable, n se aproxima a 1.0. En la mayoría de los casos los valores de n obtenidos de pruebas de pozos están en el rango de 0.5 y 1.0.

Si los valores para los coeficientes de C y el exponente n pueden ser determinados, el caudal de flujo correspondiente a cualquier valor de p_{wf} puede ser calculada y una curva de eficiencia de producción podrá ser construida (IPR). Un parámetro comúnmente usado para comparar pozos de gas es el caudal de flujo que podría ocurrir si la presión fluyente alcanzara un valor de cero (presión atmosférica, 14.7 psi). A este valor se le denomina AOF o Potencial Absoluto de Flujo.

Examinando la ecuación 1-13 muestra que un gráfico de delta del cuadrado de presión versus el caudal en una escala log-log debería ser una línea recta teniendo como pendiente $1/n$. A un valor de delta del cuadrado de presión igual a uno, la constante $C=q_{sc}$.

Una vez que el valor de n ha sido determina de la Fig. N° 10, el valor de C se puede obtener usando la data de una de las pruebas que cae en la línea. Esto es,

$$C = \frac{q_{sc}}{(p_r^2 - p_{wf}^2)^n}$$

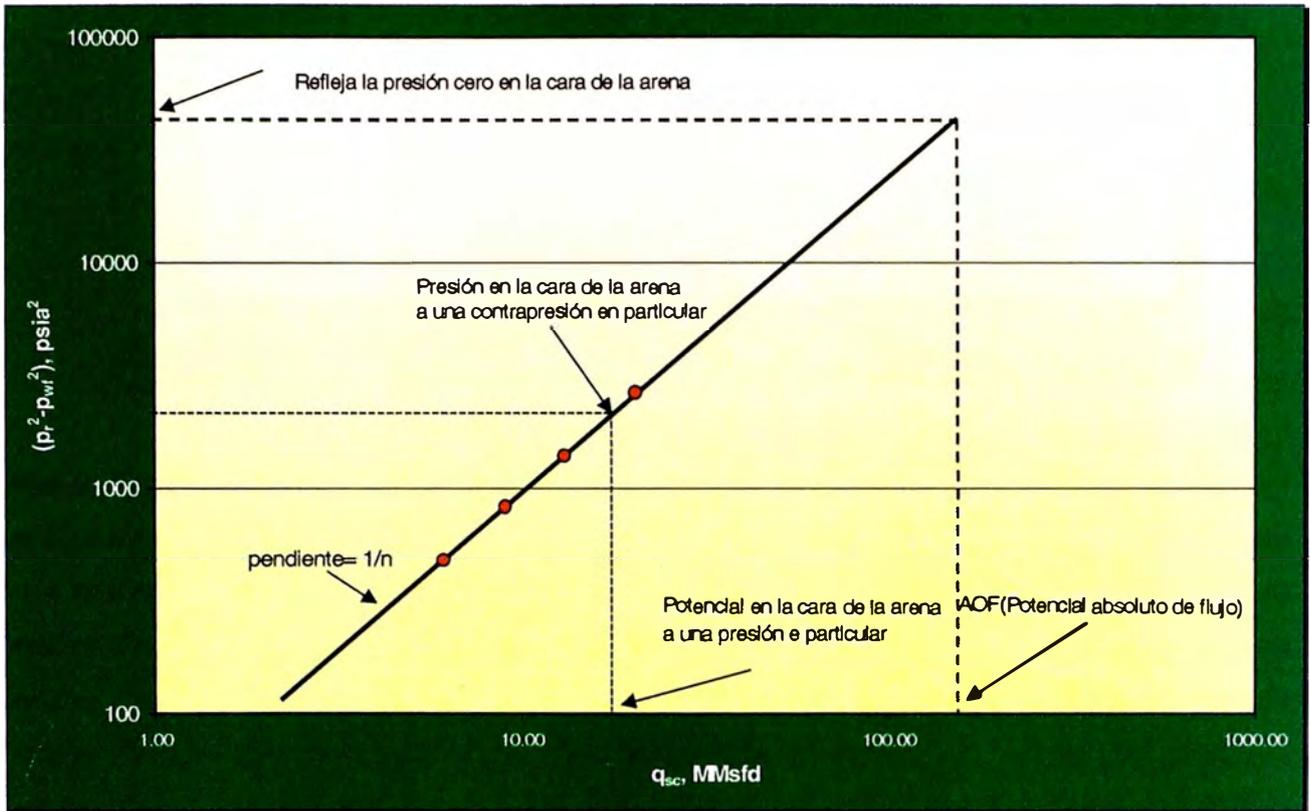


Fig. N° 10. Ploteo de una prueba Flujo-Tras-Flujo.

Una vez obtenido los valores de C y n, se puede graficar la curva de IPR del pozo, es decir los caudales del pozo a diferentes presiones fluyentes. A continuación se muestra un IPR típico de un pozo de gas.

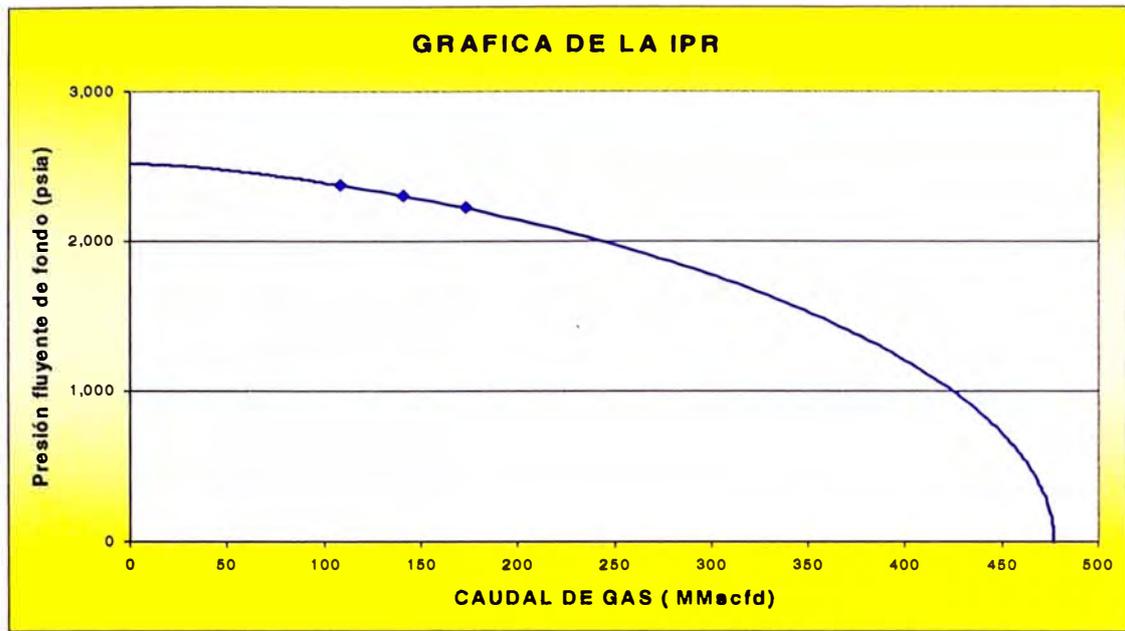


Fig. N° 11. Gráfico típico de IPR para un pozo de gas.

Prueba Flujo-Tras-Flujo

La prueba de Flujo-Tras-Flujo empieza con una condición de cierre. El pozo es abierto a un estrangulador (orificio, reductor o choke) y no se cambia hasta que el caudal y la presión fluyente se estabilicen. Esto puede requerir una considerable cantidad de tiempo, dependiendo de la permeabilidad del reservorio. Un pozo es usualmente considerado estable si la presión no cambia durante un tiempo de 15 minutos. Una vez que se obtiene estabilización, se mide el caudal y la presión fluyente, luego se cambia de orificio (cambio de caudal), y el procedimiento se repite a varios caudales, usualmente cuatro. El comportamiento del caudal y la presión con el tiempo se muestra en la fig. N° 12 para un caudal que incrementa. La prueba podría ser corrida en orden inverso.

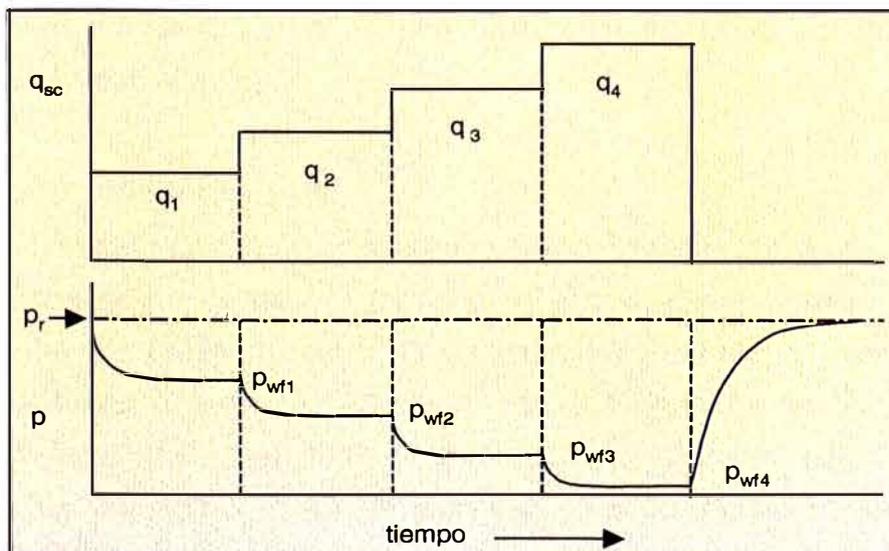


Fig. N° 12. Prueba convencional Flujo-Tras-Flujo, Diagramas de caudal y presión.

Prueba Isocronal

La prueba Isocronal, o tiempos iguales, esta basada en la teoría de que a tiempos iguales de flujo el mismo volumen de reservorio es afectado indiferentes del caudal de flujo. La prueba de Isocronal fue introducida por Cullender en 1955, y ha sido modificada porque requiere tiempos de prueba más cortos.

La prueba isocronal fue propuesta como una manera de determinar el potencial del pozo en reservorios apretados (baja porosidad) que requieren un largo periodo de tiempo para su estabilización. Al menos un punto estabilizado se necesita para evaluar el coeficiente C. ver Fig. N° 13.

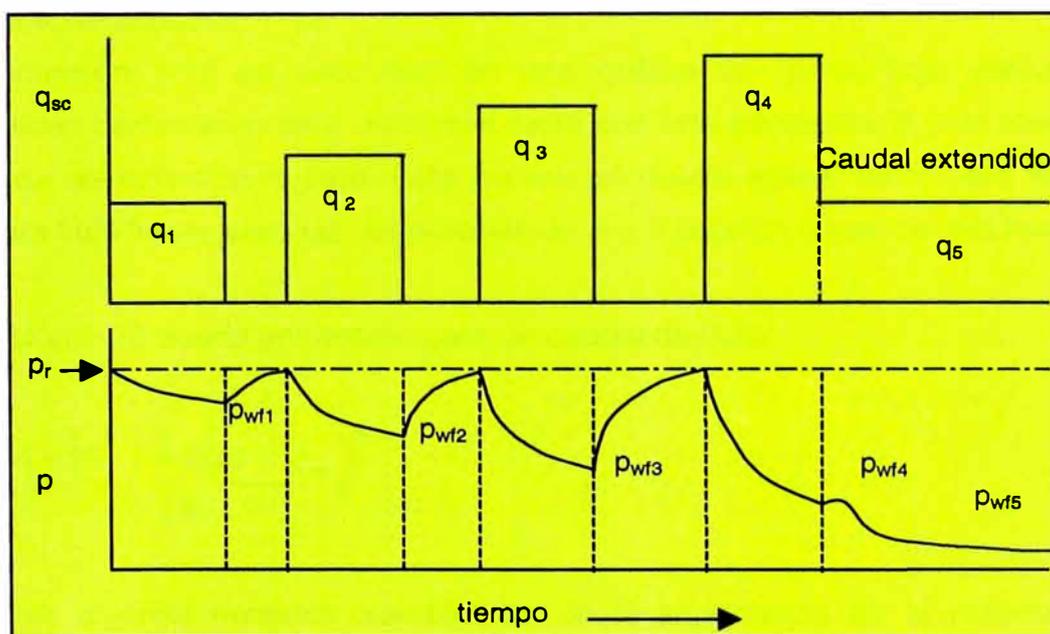


Fig. N° 13. Prueba Isocronal.

En el gráfico anterior se muestra en una prueba isocronal, el comportamiento del caudal y la presión con el tiempo.

Método de Jones, Blount y Glaze.

El método de graficar los datos de la prueba fue propuesto por Jones, y puede ser aplicado a prueba de pozos de gas para determinar la relación de la capacidad de producción en tiempo presente o real. El procedimiento permite la determinación del factor de turbulencia o efecto no Darcy en la eficiencia de la completación sin considerar el efecto skin y el flujo laminar. El procedimiento además, evalúa el coeficiente de flujo laminar A, y si el producto kh es conocido, se puede realizar una estimación del efecto skin. La información necesaria es dos o más caudales de flujo estabilizados de una prueba o dos o más pruebas de flujo isocronal. Al menos un

caudal estabilizado se requiere para obtener un valor de estabilizado del coeficiente laminar A. Ninguna prueba transiente es requerida para evaluar la eficiencia de la completación si este método es aplicado. Jones, además sugieren métodos para estimar la mejora en la productividad el cual podría resultar de rebalear un pozo y presenta guías para determinar si el efecto de turbulencia es excesivo.

La ecuación 1-12 puede ser dividido por el caudal estándar y escrita como:

$$\frac{p_r^2 - p_{wf}^2}{q_{sc}} = A + Bq_{sc}, \quad \dots(1-16)$$

Donde A y B son los coeficientes laminar y de turbulencia respectivamente y están definidas en la ecuación 1-12.

De la ecuación 1-12 es claro que en una gráfica de $(p_r^2 - p_{wf}^2)/q_{sc}$ versus q_{sc} en coordenadas cartesianas será una línea recta con una pendiente B y un intercepto A cuando q_{sc} se aproxime a cero. Esta gráfica se puede aplicar tanto para flujo radial como para flujo lineal, pero las definiciones de A y B podrían depender del tipo de flujo.

La ecuación 1-12 puede ser escrita para un caudal de flujo:

$$q_{sc} = \frac{-A + [A^2 + 4B(p_r^2 - p_{wf}^2)]^{0.5}}{2B} \quad \dots(1-17)$$

Para tener algunas medidas cuantitativas de la importancia de la contribución de turbulencia a la caída de presión total, Jones, sugiere comparar el valor de A calculado del AOF del pozo (A'), al valor estabilizado de A. El valor de A' puede ser calculado de:

$$A' = A + B(AOF)$$

Donde:

$$AOF = \frac{-A + [A^2 + 4Bp_r^2]^{0.5}}{2B} \quad \dots(1-17a)$$

Jones, sugiere que si la relación de A'/A es mayor que 2 o 3, entonces es probable que existe alguna restricción en la completación. Además sugieren que el espesor de formación h usado en la definición de B podría ser reemplazado por la longitud de la zona completada h_p , la mayor caída de presión por turbulencia ocurre cerca a las

cercanías del pozo. El efecto de cambio de la longitud de completación en B y por ende en la eficiencia de la productividad puede ser estimado de:

$$B_2 = B_1 \left(\frac{h_{p1}}{h_{p2}} \right)^2$$

Donde:

B₂= Multiplicador de turbulencia después de la completación.

B₁= Multiplicador de turbulencia antes de la completación.

h_{p2}= Nueva longitud de completación.

h_{p1}= Antigua longitud de completación.

IPR's de Pozos con Reservorios Multicapas o "Multi reservorios"

Todas las discusiones anteriores para determinar el IPR de un pozo de gas fueron enfocadas en pozos que producen de una sola formación. Pero, algunos pozos son baleados en dos o más reservorios, y la producción de todas las zonas llega en conjunto al pozo. Esto puede causar que tanto el GOR como el corte de agua cambien con la caída de presión si los reservorios en producción tienen diferentes características.

Analizando la eficiencia de producción en conjunto de un pozo, se puede ilustrar considerando el caso donde dos zonas tienen diferentes pr, q_{max}, IPR, etc. que están produciendo en un mismo pozo. Ver fig. N° 14.

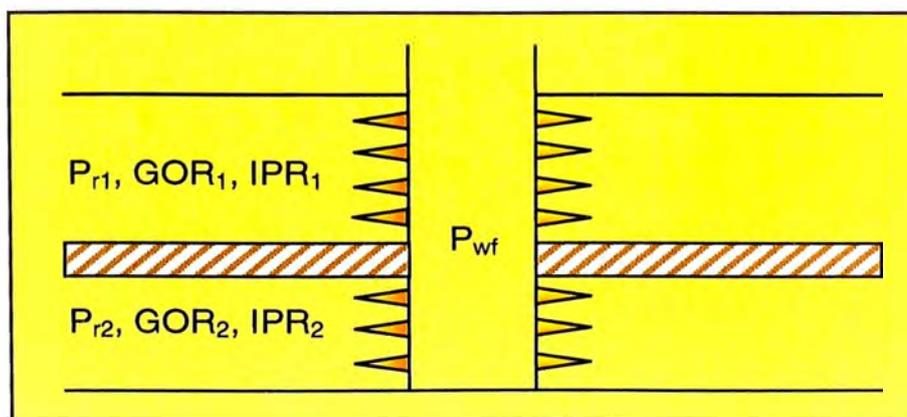


Fig. N° 14. Pozo con dos reservorios.

Considerando el caso donde la p_{r2} es mayor que p_{r1} . Si la p_{wf} es mayor que p_{r1} , el gas fluirá del reservorio 2 al reservorio 1. Por lo tanto no habrá producción hasta que la presión fluyente del pozo sea lo suficientemente baja para que el flujo del reservorio 2 (de mayor presión) sea mayor al flujo que ingresa al reservorio 1 (baja presión). Este valor de la presión fluyente (p_{wf}^*) de fondo al cual se inicia la producción neta debe ser determinada para construir un IPR compuesto o total. Esto puede ser calculado igualando los caudales y asumiendo que la productividad es lineal a pequeños caída de presión.

Cuando la presión fluyente es menor que la p_{wf}^* , existirá producción neta. La p_{wf}^* corresponde a la condición cero del IPR total. La construcción del IPR total o compuesto requiere cálculos de caudal de cada zona a varios valores presiones fluyentes. La producción de cada zona (reservorio) es adicionada al caudal total correspondiente a cada presión fluyente (p_{wf}). También las presiones de reservorio, son potenciales de presión, referidas a la profundidad del primer nodo. Las características de cada reservorio podrían ser conocidas de núcleos, registros eléctricos o de registros de producción. Los IPR's total e individual son ilustrados en la siguiente figura.

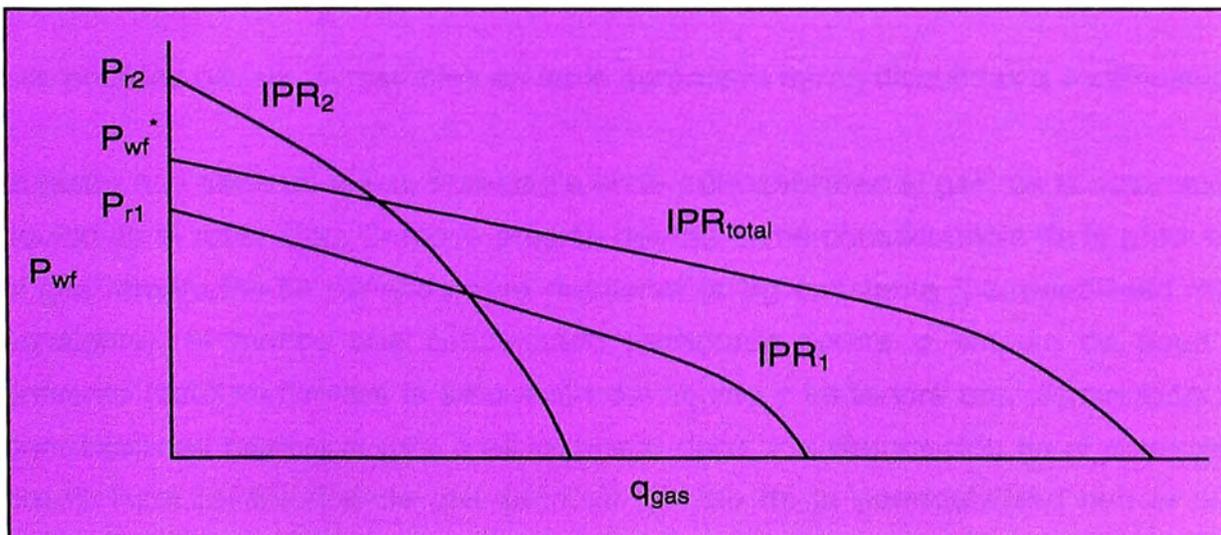


Fig. N° 15. IPR compuesto, dos reservorios produciendo en conjunto

El valor del GOR aplicado a cualquier valor de p_{wf} puede ser calculado de:

$$GOR = \frac{\sum_{i=1}^N q_i GOR_i}{q_T}$$

Factores que afectan la Productividad

Una vez que el pozo ha sido probado y se ha establecido la ecuación de eficiencia de producción (IPR), algunas veces es conveniente poder predecir los cambios en ciertos parámetros que afectan la eficiencia de producción. Estos cambios pueden ser el resultado de la caída de presión del reservorio, o pueden ser los resultados de los reacondicionamientos.

El efecto de cambios puede ser estimado de las ecuaciones 1-10 y 1-15. Esto es,

$$q_{sc} = C(p_r^2 - p_{wf}^2)^n$$

Comparando esta ecuación con la 1-10, se puede ver que los efectos de turbulencia, Dq_{sc} están incluidos en el exponente n , y el coeficiente C contiene muchos parámetros sujetos a cambios.

$$C = \frac{703 \times 10^{-6} kh}{T\mu Z \left[\ln \left(\frac{0.472 r_e}{r_w} \right) + S \right]}$$

Las posibles causas de cambios en cada parámetro serán discutidas a continuación.

El factor que tiene un efecto apreciable en la permeabilidad al gas, es la saturación de líquido en el reservorio. Como la presión declina como consecuencia de la producción, el gas remanente se expande para mantener la S_g constante (permeabilidad relativa constante), al menos que condensado retrogrado ocurra o empuje de agua este presente (esto aumentara la saturación del líquido y se tendrá una disminución en la permeabilidad relativa al gas, o es lo mismo decir una disminución en el potencial del pozo). Para reservorios de gas seco, el cambio de la permeabilidad con el tiempo puede ser considerado despreciable.

En la mayoría de los casos el valor de espesor de reservorio, h puede ser considerado constante. Una posible excepción es si el intervalo de baleo es cambiado con el aumento del intervalo baleado. Es probable que el pozo podría ser vuelto a probar a este tiempo.

La temperatura del reservorio, T permanecerá constante, excepto para posibles cambios pequeños alrededor del pozo.

La Viscosidad del gas y el Factor de Compresibilidad, son parámetros que están sujetos a grandes cambios cuando la presión de reservorio (p_r) cambia.

Una aproximación del efecto de cambios en la p_r en C puede ser modificando como sigue:

$$\frac{C_1}{C_2} = \frac{(\mu Z)_2}{(\mu Z)_1} \quad \dots(1-18)$$

El radio de drenaje, r_e depende del espaciamiento del pozo y puede ser considerado constante una vez que se alcanza la estabilización del flujo.

El radio del pozo, r_w puede ser considerado que permanece constante. Es posible que el radio efectivo del pozo puede cambiar por estimulación, pero este puede ser considerado en el factor skin.

El factor skin, S puede variar por fracturamiento o acidificación del pozo. El pozo debería ser nuevamente probado a este tiempo para re evaluar los valores de C y n.

Efectos de la Completación del Pozo.

En muchos casos, la entrada de gas al pozo esta controlada mas por la eficiencia de la completación que por las características del reservorio actual. Esto fue discutido inicialmente cuando las ecuaciones de eficiencia de producción fueron modificadas para incluir un factor skin.

Existen básicamente tres tipos de completaciones que pueden ser realizadas en un pozo dependiendo del tipo de pozo, la profundidad del pozo y el tipo de reservorio o formación.

Completación a hueco abierto

Esto significa que la tubería de revestimiento es ubicada en el tope de la formación productiva y la formación no esta expuesta al cemento. Además no se necesitan realizar baleos. Este tipo de completaciones no es muy común. La mayoría de los pozos son ahora completados cementando la tubería de revestimiento a través de la formación productiva.

Completación a hueco entubado

El método de completación mas ampliamente usado es una en la cual la tubería es sentada a través de la formación, y el cemento es usado para llenar el anular entre la tubería de revestimiento y el hueco. Por supuesto requiere el baleo del pozo para establecer una comunicación con la formación productiva. Este tipo de completacion permite la selección de las zonas a ser abiertas. La eficiencia de la completación es

altamente dependiente del número de agujeros o baleos, la profundidad de los baleos en la formación, la fase entre tiros y el ambiente de disparo si hay una presión diferencial positiva a favor de la formación o viceversa durante las operaciones de baleo. La compactación de la formación inmediatamente alrededor de cada bala puede reducir la eficiencia considerablemente.

Completación en formaciones no consolidadas

En algunos reservorios, la calidad del material de cemento que une los granos que componen el reservorio permite la producción de arena.

Cuando se completan los pozos en los cuales la formación es no consolidada, frecuentemente se emplea la completación con Empaque de Arena. En este tipo de completaciones, una tubería ranurada o pre baleada es usada dentro de la tubería de revestimiento puesto en la formación productiva. El anular entre la tubería de revestimiento y la tubería ranurada se llena con arena, la cual es más gruesa que la arena de la formación. El tamaño de la arena de empaque depende de las características de la arena del reservorio y el tipo de Empaque de Arena. Las arenas del Empaque de Arena además llenan los túneles de los baleos y, en algunos casos, una zona es lavada detrás de la tubería, se llena con arena del empaque. Aunque la arena de empaque tiene una gran permeabilidad, el flujo no Darcy o turbulencia a través de la arena que llena los túneles de los baleos pueden causar una considerable caída de presión a través del Empaque de Arena. Esta caída de presión no solo decrece en flujo dentro del pozo si no que además crea altas velocidades que pueden destruir el Empaque de Arena si las velocidades son muy altas.

Para calcular la caída de presión extra causada por la completación, las ecuaciones de producción pueden ser modificados para incluir la eficiencia de la completación para cualquier tipo de completación. La ecuación para caudal de gas esta dado por:

$$q_{sc} = \frac{703 \times 10^{-6} kh(p_r^2 - p_w^2)}{T\mu Z \left[\ln\left(\frac{0.472r_e}{r_w}\right) + S + Dq_{sc} \right]} \quad \dots(1-10)$$

Donde:

$$S' = S + Dq_{sc}$$

El valor de S' puede ser obtenido de una prueba transiente simple, pero obteniendo valores exactos de S y de D se necesita que la prueba sea realizada en dos flujos diferentes.

La ecuación 1-10 puede ser escrita en una forma diferente, de la mostrada previamente.

$$p_r^2 - p_{wf}^2 = Aq_{sc} + Bq_{sc}^2 \quad \dots(1-12)$$

Donde A es el coeficiente laminar, y B es el multiplicador de turbulencia. Estos coeficientes pueden ser escritos como compuestos de varios términos que dependen de las características de la completación.

$$A = A_R + A_P + A_G$$

$$B = B_R + B_P + B_G$$

Donde:

A_R = Componente del reservorio laminar.

A_P = Componente de baleo laminar.

A_G = Componente del empaque de arena laminar.

B_R = Componente del reservorio Turbulento.

B_P = Componente de baleo Turbulento, y

B_G = Componente de empaque de arena Turbulento.

Estos componentes tienen diferentes definiciones para gas y para petróleo. Solo los valores de los coeficientes A y B pueden ser obtenidos de la prueba de pozos; por lo tanto las ecuaciones para estimar el valor de los componentes deberán estar disponibles si los efectos de cada uno están aislados.

Completaciones a Huevo Entubado.

La eficiencia de una completación baleada depende tanto del reservorio como de los componentes de baleo en la ecuación 1-11.

$$p_r^2 - p_{wf}^2 = (A_R + A_P)q_{sc} + (B_R + B_P)q_{sc}^2$$

El componente de baleo laminar incluye los efectos de número y tipo de baleos y el efecto de compactación alrededor de los baleos. Estos efectos fueron discutidos en detalle por Mcleod.

Método de McLeod

Este método estima las propiedades de la zona compactada, dependiendo si se ha baleado el pozo, en sobrebalance o en desbalance. Considera la geometría de baleo, la zona compactada y los efectos de completación parcial.

Considera:

- Sobrebalanceado – la permeabilidad de la zona compactada es 10% de la permeabilidad del reservorio.
- Desbalanceada - la permeabilidad de la zona compactada es 40% de la permeabilidad del reservorio.
- Los baleos penetran la zona invadida.

La ecuación es:

$$A_p = \frac{1442\mu ZT}{k_R} (S_p + S_{dp})$$

Donde:

S_p = Efecto de la convergencia de flujo en los baleos, y

S_{dp} = efecto del flujo a través de la zona compactada y dañada alrededor del baleo.

Si la información suficiente relativa a los baleos es conocida, los valores de S_p y S_{dp} pueden ser calculados. S_p es una función de la densidad de baleo, la longitud de baleo, el diámetro de la bala, la relación permeabilidad vertical a horizontal, y el radio de la zona dañada.

Valores de S_p pueden ser obtenidos de monogramas publicados por Locke. Una ecuación para estimar S_p fue dada por Saidikowski.

$$S_p = \left(\frac{h}{h_p} - 1 \right) \left[\ln \left(\frac{h}{r_w} \left(\frac{k_r}{k_v} \right)^{0.5} \right) - 2 \right] \quad \dots(1-19)$$

Donde:

H = espesor total de la formación.

H_p = longitud del intervalo baleado.

K_r = permeabilidad del reservorio en la sección horizontal.

K_v = Permeabilidad vertical.

r_w = radio del pozo.

La monografía presentada por Locke esta representada en la siguiente figura.

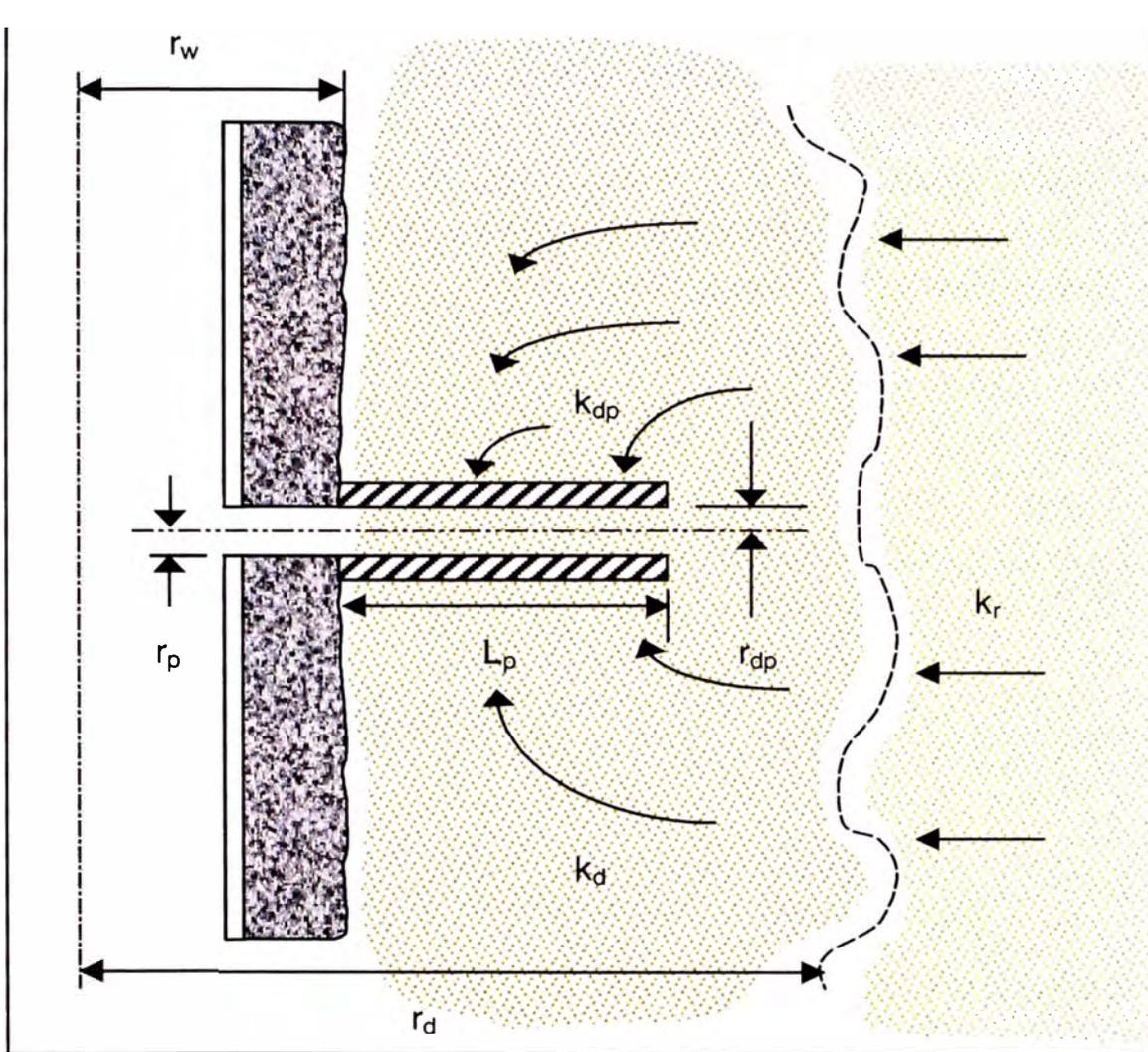


Fig. N° 16. Flujo en un baleo.

La mayor parte de caída de presión a través de un baleo es causado por la turbulencia o flujo no Darcy a través de la zona compactada. La ecuación para calcular este efecto es:

$$B_P = \frac{3.161 \times 10^{-12} \beta_p \gamma_g ZT}{r_p L_p^2 N^2} \quad \dots(1-20)$$

El valor del coeficiente de velocidad deberá ser calculado usando la permeabilidad de la zona compactada. La ecuación es:

$$\beta_{BP} = \frac{2.33 \times 10^{10}}{k_{dP}^{1.2}} \quad \dots(1-21)$$

Existen muchas variables en la ecuación para completaciones baleadas que son complicadas de determinar. Esta incluye la permeabilidad en la zona dañada, la permeabilidad en la zona compactada, el radio de la zona compactada, la longitud de baleo, y el radio de la zona dañada. Algunas de estos parámetros pueden ser estimadas de los datos de prueba API-RP-43 publicados por la compañía de baleo (Halliburton, Schlumberger, etc.). Las siguientes guías han sido recomendados por McLeod:

Para pozos perforados en lodo

$$\frac{k_{dP}}{k_R} = \frac{k_c}{k}$$

Para pozos perforados en agua salada

$$\frac{k_{dP}}{k_d} = \frac{k_c}{k}$$

Donde los valores de k_c/k son obtenidos de los datos de prueba API. Las guías para estimar k_c/k cuando no se tiene ninguna prueba son presentadas por McLeod. McLeod, además sugiere que el espesor de la zona compactada es usualmente alrededor de 0.5 pulgadas. Esto es, $r_p = r_w + 0.5$ si r_p esta en pulgadas. Si no esta disponible la información respecto del radio de la zona alterada, un valor de $r_d = r_w + 1$ puede ser usada, donde r_w esta dada en pies.

Método de Karakas & Tariq

La técnica de Karakas y Tariq, es mas general que los otros métodos para estimar el daño. Sin embargo, la técnica requiere de más datos de entrada. Los valores para algunos de los parámetros requeridos, normalmente no están disponibles, sin embargo, buenos resultados se obtienen usando los siguientes métodos prácticos:

- Zona dañada $k = \frac{1}{2}$ de la permeabilidad del reservorio.
- Zona compactada = 0.2 pulgadas de espesor.
- Permeabilidad de la zona compactada = $\frac{1}{4}$ de la permeabilidad del reservorio.

El valor absoluto del daño, pronosticado por cada uno de estos métodos, deberá ser tratado con precaución. Su valor principal, no está en pronosticar exactamente el daño del pozo, sino en la habilidad de determinar la importancia de los factores que contribuyen a la pérdida de total de presión debido a la completación del pozo.

El cálculo de las sensibilidades para la densidad y la longitud de baleo, permite diseñar el programa óptimo de baleo. Es decir, un programa que logra la mínima pérdida en presión, sin un gasto innecesario.

Términos de la Geometría del Daño

Este gráfico muestra los términos geométricos principales, usados para describir los elementos de completación para los modelos de daño utilizados.

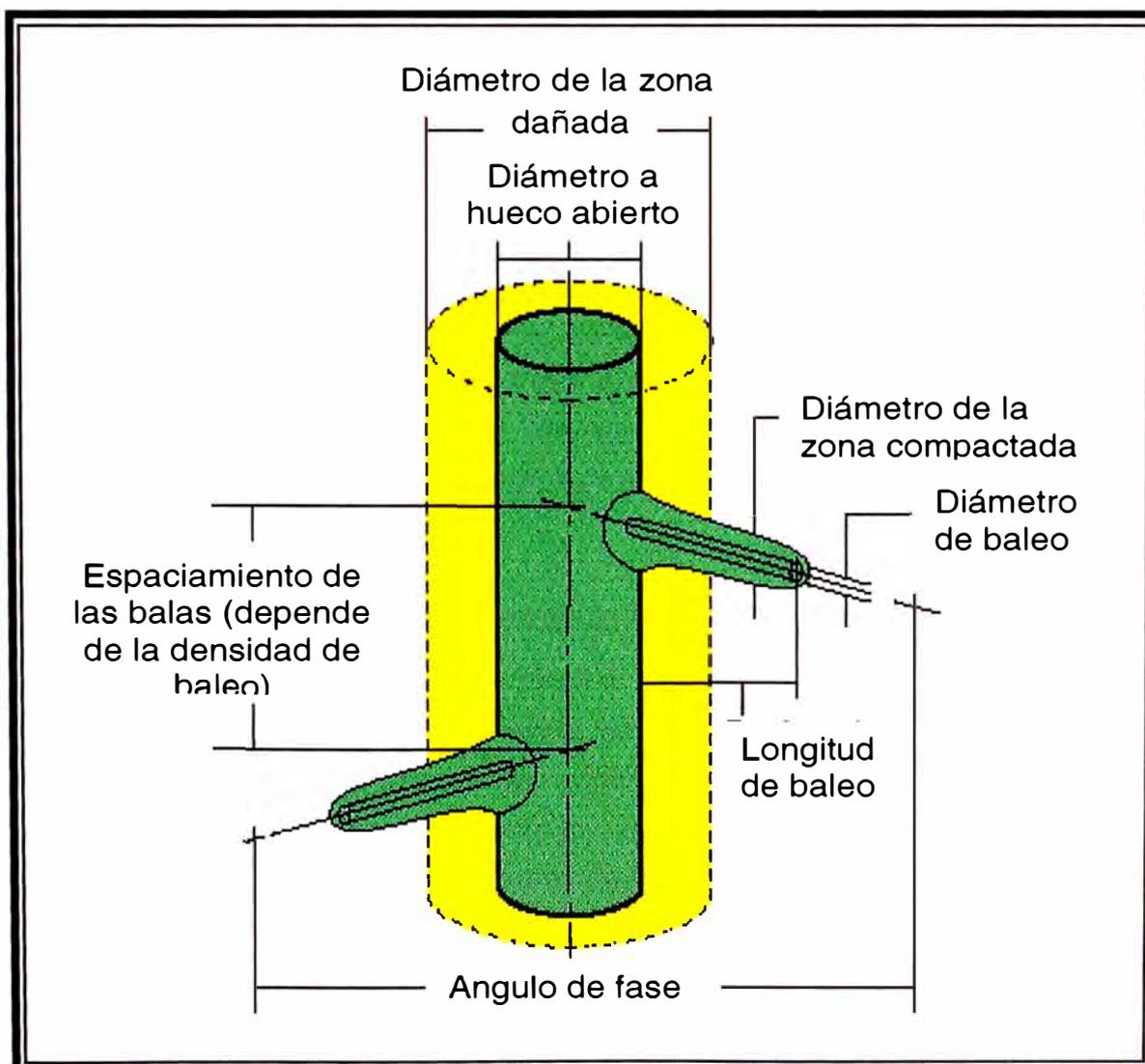


Fig. N° 17. Principales términos de daño.

Flujo en Tubería

En el capítulo anterior se demostró que la habilidad de un reservorio de gas para producir a un número de condiciones de reservorio dada depende directamente de la presión fluyente de fondo, p_{wf} . La fig. N° 6. ilustra que la p_{wf} depende de la presión del separador y de la configuración del sistema de la tubería; que es,

$$P_{wf} = P_{sep} + \Delta p_{fl} + \Delta p_{ch} + \Delta p_{tub} + \Delta p_{rts} \quad \dots(2-1)$$

Donde:

p_{sep} = Presión del separador,

Δp_{fl} = caída de presión en la línea de producción.

Δp_{ch} = caída de presión en el estrangulador de superficie.

Δp_{tub} = caída de presión en la tubería de producción del pozo.

Δp_{rts} = caída de presión en otras restricciones, tales como la válvula de seguridad de subsuperficie (SSSVS), válvulas, etc.

Para determinar la capacidad de producción en un sistema (es decir en todos los nodos) total de un pozo, es necesario tener disponibles todos los cálculos de todas las caídas de presión mostradas en la ecuación 2-1. En este capítulo se desarrollaran ecuaciones para realizar estos cálculos y se demostrara su aplicación, además se mostraran las diferentes correlaciones que existen para determinar estas perdidas de presión en la tubería de producción del pozo y en tuberías de superficie. Solo el estado-estable, y una sola dimensión de flujo será considerada en este capítulo.

Conceptos y Ecuaciones Básicas de Flujo en Tuberías

La gradiente de presión que ocurre durante el flujo de dos fases en tuberías puede ser calculado si todos los cambios de energía que tienen lugar en los fluidos pueden ser estimados. En esta sección, la ecuación básica de gradiente de presión será derivada y será aplicable para flujos de cualquier sistema de tuberías. Esta ecuación se adaptará a varias condiciones de sistemas de tubería y condiciones de fluidos.

Ecuación General de la Energía

La teoría básica para la mayoría de las ecuaciones de flujo de fluidos es la ecuación general de la energía, que es una expresión para el balance o conservación de la energía entre dos puntos en un sistema. Primero se desarrolla la ecuación de la

energía y, luego usando principios termodinámicos, es modificada a la forma de la ecuación del gradiente de presión.

El balance de energía de estado estable es el estado en que la energía de un fluido entra a un control de volumen, más cualquier trabajo hecho sobre o por el fluido, más cualquier energía calórica adicionada o tomada del fluido; deberá ser igual a la energía que deja en el control de volumen. La Fig. N° 18 se puede usar para ilustrar el principio de control de volumen.

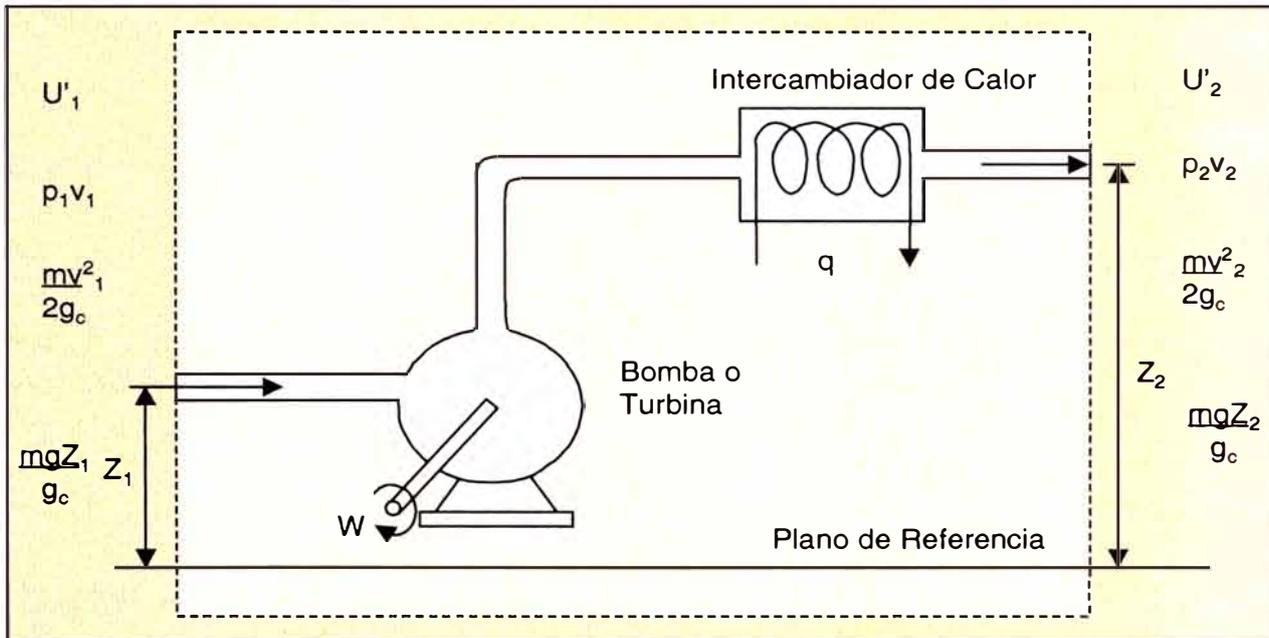


Fig. N° 18. Sistema de flujo de control de volumen.

Considerando un sistema de estado estable, el balance de energía puede ser escrita como:

$$U'_1 + p_1V_1 + \frac{mv_1^2}{2g_c} + \frac{mgh_1}{g_c} + q^1 + W_s^1 = U'_2 + p_2V_2 + \frac{mv_2^2}{2g_c} + \frac{mgh_2}{g_c} \quad \dots(2-2)$$

Donde:

U' = Energía interna

pV = Expansión o compresión de la energía.

$\frac{mv^2}{2g_c}$ = Energía cinética.

$\frac{mgh}{g_c}$ = Energía potencial.

Q' = energía de calor adicionada al fluido, y

$W's$ = Trabajo echo en el fluido por los alrededores.

Dividiendo la ecuación 1-2 por m (masa) para obtener el balance de energía por unidad de masa y escribiéndolo en forma diferencial se obtiene:

$$dU = d\left(\frac{p}{\rho}\right) + \frac{v dv}{g_c} + \frac{g}{g_c} dh + dq + dW_s = 0 \quad \dots(2-3)$$

Esta definición del balance de energía es difícil de aplicar porque los términos de energía interna, son usualmente convertidos a balance de energía mecánica usando relaciones termodinámicas bien conocidas. De termodinámica se conoce que:

$$dU = dh - d\left(\frac{p}{\rho}\right) \quad \dots(2-4)$$

y

$$dh = TdS + \frac{dp}{\rho}$$

o

$$dU = TdS + \frac{dp}{\rho} - d\left(\frac{p}{\rho}\right) \quad \dots(2-5)$$

Donde:

H = Entalpia.

S = Entropía.

T = Temperatura.

Sustituyendo la ecuación 2-5 en la ecuación 2-3 y simplificando resultados:

$$TdS + \frac{dp}{\rho} + \frac{v dv}{g_c} + \frac{g}{g_c} dh + dq + dW_s = 0 \quad \dots(2-6)$$

Para un proceso irreversible, el estado desigual de Clausius es:

$$dS \geq \frac{-dq}{T}$$

$$TdS = -dq + dL_w$$

Donde dL_w = es la pérdida debido a la irreversibilidad, tales como la fricción. Usando esta relación y asumiendo que no se ha hecho ningún trabajo sobre o por el fluido, la ecuación 2-6 llega a ser:

$$\frac{dp}{\rho} + \frac{v dv}{g_c} + \frac{g}{g_c} dh + dL_w = 0$$

Si consideramos una tubería inclinada con un ángulo θ con respecto a la horizontal, como se muestra en la fig. N° 19, desde que $dh = dL \text{sen} \theta$

$$\frac{dp}{\rho} + \frac{v dv}{g_c} + \frac{g}{g_c} dL \text{sen} \theta + dL_w = 0$$

multiplicando la ecuación por $\frac{\rho}{dL}$

$$\frac{dp}{dL} + \frac{\rho v dv}{g_c dL} + \frac{g}{g_c} \rho \text{sen} \theta + \rho \frac{dL_w}{dL} = 0 \quad \dots(2-8)$$

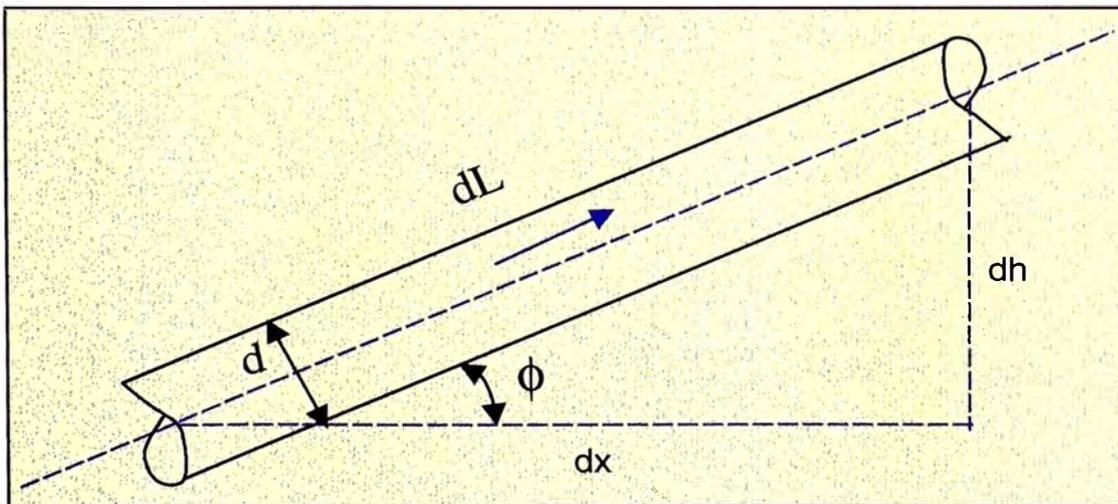


Fig. N° 19. Geometría de flujo.

La ecuación 2-8 puede ser resuelta para la gradiente de presión, y si consideramos una caída de presión positiva en la dirección del flujo

$$\frac{dp}{dL} = -\frac{g}{g_c} \rho \text{sen} \theta - \frac{\rho v dv}{g_c dL} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_f$$

Donde:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \rho \frac{dL_w}{dL}$$

Es la gradiente de presión debido al esfuerzo de corte de la viscosidad o pérdida de fricción.

En el flujo de tubería horizontal la pérdida de energía o pérdida de presión es causada por cambios en la energía cinética y en la pérdida por fricción. Ya que la mayoría de los esfuerzos de corte de viscosidad ocurren en la pared de la tubería, la relación del esfuerzo cortante de la pared (τ_w) a la energía cinética por unidad de volumen ($\rho v^2 / 2g_c$), refleja la importancia relativa del esfuerzo cortante de la pared de la pérdida total. Esta razón forma un grupo adimensional y define el factor de fricción.

$$f' = \frac{\tau_w}{\rho v^2 / 2g_c} = \frac{2\tau_w g_c}{\rho v^2} \quad \dots(2-10)$$

Para evaluar el esfuerzo de corte de la pared, un balance de fuerzas entre las fuerzas de presión y el esfuerzo de corte de la pared puede ser formada. Ver fig. N° 20,

$$\left[p_1 - \left(p_1 - \frac{dp}{dL} \right) \right] \frac{\pi d^2}{4} = \tau_w (\pi d) dL$$

$$\tau_w = \frac{d}{4} \left(\frac{dp}{dL} \right)_f \quad \dots(2-11)$$

Substituyendo la ecuación 2-11 en la ecuación 2-10 y resolviendo para la gradiente de presión debido a la fricción da:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{2f' \rho v^2}{g_c d},$$

La cual es bien conocida como ecuación de Fanning. En términos del factor de fricción de Moody, $f = 4f'$ y

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f \rho v^2}{2g_c d} \quad \dots(2-12)$$

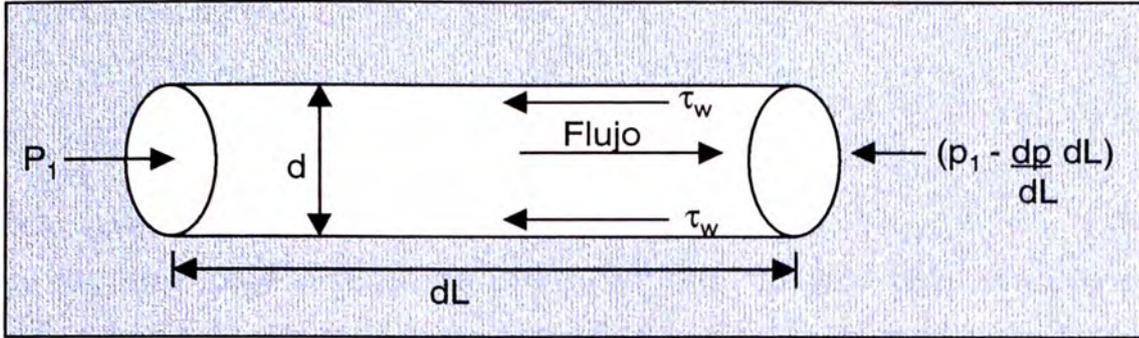


Fig. N° 20. Balance de fuerzas.

Flujo Laminar de Una sola Fase

El factor de fricción para el flujo laminar puede ser determinado analíticamente por la combinación de la ecuación 2-12 con la ecuación de Poiseuille para flujo laminar.

$$v = \frac{d^2 g_c}{32\mu} \left(\frac{dp}{dL} \right)_f$$

o

$$\left(\frac{dp}{dL} \right)_f = \frac{32\mu v}{g_c d^2}$$

Igualando las expresiones para la gradiente de presión friccional da:

$$\frac{32\mu v}{g_c d^2} = \frac{f \rho v^2}{2 g_c d}$$

o

$$f = \frac{64\mu}{\rho v d} = \frac{64}{N_{RE}}$$

El grupo adimensional, $N_{RE} = \rho v d / \mu$ es la relación del momento de fuerzas del fluido y los esfuerzos de corte de viscosidad y es conocido como el número de Reynolds. Este es usado como un parámetro para distinguir si el flujo de un fluido es laminar o turbulento. Para los cálculos de ingeniería, el punto de división entre el flujo laminar y el turbulento se asume que ocurre a un número de Reynolds de 2100 para un flujo en

una tubería circular. Usando unidades de lbm/ft³, ft/segundo, pie y centipoise, la ecuación del número de Reynolds es:

$$N_{RE} = \frac{1488\rho vd}{\mu}$$

Flujo Turbulento fase simple

La habilidad para predecir el comportamiento de flujo bajo condiciones de flujo turbulento es un resultado directo de estudios experimentales extensos de perfiles de velocidades y gradientes de presión. Estos estudios muestran que el perfil de velocidad y el gradiente de presión son muy sensibles a las características de la pared de la tubería. Una aproximación lógica para definir el factor de fricción, es el caso más simple, por ejemplo, una pared de rugosidad lisa, luego una pared de rugosidad media, y finalmente con una rugosidad completa.

Tubería de rugosidad lisa

Han sido desarrolladas varias ecuaciones, cada una valida para diferentes rangos de número de Reynolds. La ecuación mas usada comúnmente, la cual es explícita en el valor de f y además cubre un amplio rango del número de Reynolds ($3000 < N_{RE} < 3 \times 10^6$) fue presentada por Drew, Koo, y McAdams en 1932.

$$f = 0.0056 + 0.5N_{RE}^{-0.32} \quad \dots(2-13)$$

La ecuación propuesta por Blasius puede ser usada para el número de Reynolds hasta 100000 para tuberías lisas.

$$f = 0.31N_{RE}^{-0.25} \quad \dots(2-14)$$

Pared de tubería rugosa

La pared de una tubería no es normalmente lisa, y en flujo turbulento, la rugosidad puede tener un efecto importante en el factor de fricción, y por ende en la gradiente de presión. La rugosidad de la pared es una función del material de la tubería, el método de fabricación, y el ambiente a la cual ha sido expuesta.

Desde el punto de vista microscópico, la rugosidad de la pared no es uniforme. Tiene elevaciones, hendiduras, etc. que varían en altura, ancho, longitud, forma, y distribución. La rugosidad absoluta de una tubería, ϵ , es la altura media de las protuberancias distribuidas uniformemente y medidas, fuertemente empaquetadas

como granos de arena que podrían dar el mismo comportamiento del gradiente de presión como la tubería actual.

El análisis dimensional sugiere que los efectos de rugosidad no se deben a su dimensión absoluta, si no a su dimensión relativa del diámetro interior de la tubería, ϵ/d . en flujo turbulento, el efecto de la rugosidad es dependiente tanto de la rugosidad relativa y el número de Reynolds.

Una ecuación explícita del número de Reynolds fue propuesta por Jain. El autor demostró que para un rango relativo de rugosidad entre 10^{-6} y 10^{-2} y un rango del número de Reynolds entre 5×10^3 y 10^8 los errores están dentro de $\pm 1.0\%$ cuando se compara con la ecuación de Colebrook. La ecuación da un máximo error de 3% para el número de Reynolds tan bajo como 2000. La ecuación de Jain es entonces:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1.14 - 2 \log \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{21.25}{N_{RE}^{0.9}} \right) \quad \dots(2-15)$$

La ecuación 2-15 se recomienda para todos los cálculos que necesitan la determinación de un factor de fricción para flujo turbulento. Da buenos resultados ya que el valor de ϵ no es usualmente conocido, debido a que no es una propiedad que se pueda medir físicamente. Aunque se puede simular con granos de arena para obtener el mismo factor de fricción. La única forma de evaluar este efecto es comparando una tubería normal con una tubería simulada de arena. Moody hizo esto, y sus resultados continúan siendo aceptados. Estos valores no deberían ser considerados exactos y podrían cambiar significativamente por deposición de parafinas, erosión, o corrosión. Por lo tanto, si la gradiente de presión está disponible, el factor de fricción y el número de Reynolds pueden ser calculados, y un efectivo ϵ/d puede ser usado para futuras predicciones hasta una nueva actualización. Si no existe información disponible de la rugosidad, un valor de $\epsilon=0.0006$ pies se recomienda para tubería de producción y líneas de producción que han estado en servicio por un tiempo.

Combinando las ecuaciones 2-9 y 2-12, la ecuación del gradiente de presión, el cual es aplicable a cualquier fluido y a cualquier ángulo de inclinación de la tubería, es:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{g}{g_c} \rho \sin\theta + \frac{f\rho v^2}{2g_c d} + \frac{\rho v dv}{g_c dL} \quad \dots(2-16)$$

Donde el factor de fricción, f , es una función del número de Reynolds y de la rugosidad de la tubería. Esta relación es mostrada en el diagrama de Moody (fig. N° 21). La gradiente de presión total para una sola fase puede esta compuesta de tres componentes; los cuales son:

$$\frac{dp}{dL} = \left(\frac{dp}{dL}\right)_{Gravedad} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{Fricción} + \left(\frac{dp}{dL}\right)_{Aceleración} \quad \dots(2-17)$$

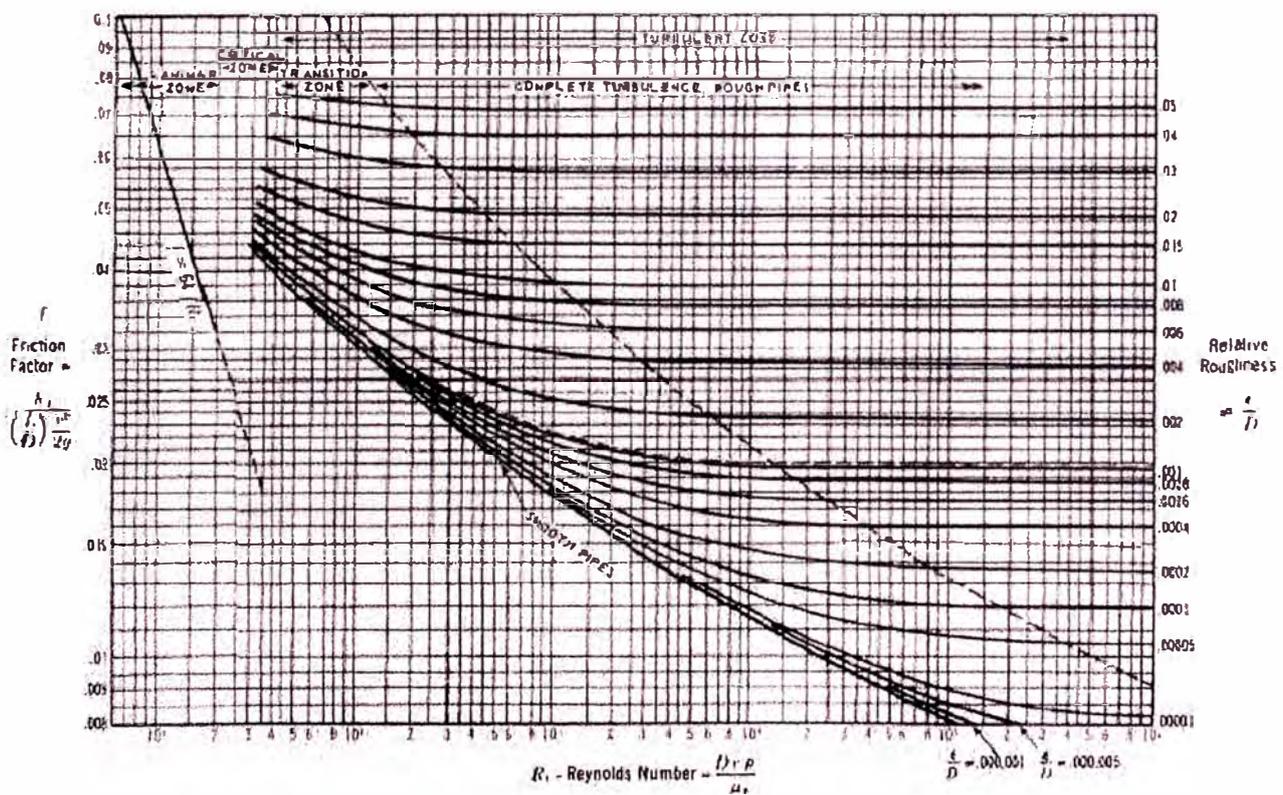


Fig. N° 21. Factor de fricción para flujo en tubería. También conocido como diagrama de Moody.

Descripción de los Componentes del Gradiente de Presión Total

Gravedad:

El término gravedad refleja la densidad del fluido y el ángulo de desviación de la horizontal. La evaluación de la densidad del fluido es fácil en aplicaciones de una sola fase. Para el flujo multifásico (mas de un tipo de fluido), se requiere la densidad de la

mezcla. Esto requiere conocer la densidad de cada fase y la proporción de la tubería ocupada por cada uno ("holdup").

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{Gravedad} = g\rho\text{sen}\theta / g_c$$

Fricción

La gradiente de presión por fricción es proporcional al factor de fricción f y el cuadrado de la velocidad del flujo. El gradiente de presión por fricción tiene una mayor proporción en la caída de presión total cuando la velocidad de flujo incrementa.

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{Fricción} = f\rho v^2 / 2g_c d$$

Aceleración

La magnitud del componente de aceleración del gradiente total de presión es insignificante excepto cuando el fluido producido este rápidamente cambiando su velocidad, por ejemplo en un pozo de gas, que opera a una baja presión de cabeza de pozo. Para cualquier condición de flujo en el cual ocurre un cambio en la velocidad, tales como un fluido compresible, la pérdida de presión ocurrirá en la dirección del incremento de velocidad.

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{Aceleración} = \rho v dv / g_c dL$$

Flujo de Dos Fases (Multifásico)

Considerando una segunda fase en el sistema de flujo complica el análisis de la ecuación de gradiente de presión. La gradiente de presión se incrementa para el mismo caudal de flujo (debido a la fase líquida). Los fluidos pueden separarse debido a la diferencia de densidades y también debido a diferentes velocidades de flujo en la tubería. Puede existir una fuerte interferencia entre las fases de gas y líquido. Las propiedades como la densidad, velocidad, y viscosidad, los cuales son relativamente simples para fluidos individuales, llegan a ser muy complejas de determinar.

La diferencia de densidad entre el gas y el agua o el gas y el petróleo es mucho mayor que la diferencia en densidad entre el petróleo y agua. Las llamadas correlaciones de flujo multifásicos mezclan el petróleo y el agua como líquido, y los cálculos están basados en las interacciones de líquido / gas. Estas correlaciones de flujo están descritas mas exactamente como métodos de dos fases.

Los errores de calculo que resultan de mezclar el agua y el petróleo juntos, han sido insignificantes para la mayoría de los cálculos de presión de pozos de petróleo. Los errores fueron observados para tubería de diámetro grande en pozos desviados.

El Holdup

El "holdup" es la proporción de la sección transversal de la tubería, ocupada por líquido, como se muestra en el siguiente esquema.

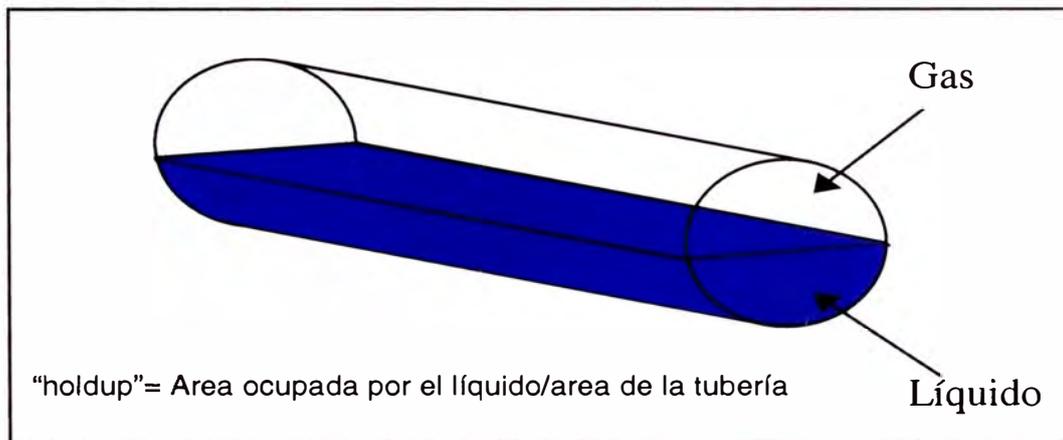


Fig. N° 22. "holdup" en tuberías.

Ya que la suma del área ocupada por líquido mas el área ocupada por gas debe igualar al total de la sección transversal de la tubería, se deberá cumplir la siguiente relación:

$$h_l = 1 - h_g$$

La densidad de la mezcla es calculada de la densidad de las fases y el líquido "holdup":

$$h_m = \rho_l h_l + \rho_g (1 - h_l) \quad \dots(2-18)$$

La densidad del líquido es la mezcla del agua y del petróleo.

La estimación del líquido “holdup” (y por lo tanto, la densidad de la mezcla) para un amplio rango de condiciones de flujo, es el objetivo principal de las correlaciones de flujo.

La Velocidad Superficial

La velocidad superficial es la velocidad de cada fase, si estuviera fluyendo en la tubería, de forma independiente. Para la temperatura y presión predominantes, las velocidades superficiales son calculadas mediante el caudal de flujo volumétrico y el área de la sección transversal de la tubería, como sigue:

$$V_{sup l} = q_l / A_p$$

$$V_{sup g} = q_g / A_p$$

Definiendo la velocidad de la mezcla, como la suma de las velocidades superficiales de las fases ($V_m = V_{sup l} + V_{sup g}$), se podrá calcular el “holdup” “antideslizante”:

$$h_{antideslizante} = \frac{V_{sup l}}{V_{sup l} + V_{sup g}}$$

Deslizamiento/Escurrimiento

La diferencia de densidad entre el gas y el líquido, resulta en una fuerza de flotación entre ellos. En flujo inclinado, el gas se eleva a través del líquido. Esto incrementa la velocidad del flujo de gas relativo al líquido. Debido a que el gas está viajando más rápido que el petróleo, se requerirá un área más pequeña de la tubería para producir el mismo flujo de masa de gas. El efecto de escurrimiento por consiguiente, incrementará el líquido “holdup”, y por lo tanto, la densidad de mezcla.

La cantidad de escurrimiento entre el líquido y el gas depende de los factores, tales como la diferencia en densidad, las proporciones relativas de petróleo y gas, las velocidades de flujo y el diámetro de la tubería. El factor principal es el régimen de flujo.

Modificación de la ecuación de Gradiente de Presión para flujo de Dos Fases

De la ecuación (2-17)

$$\frac{dp}{dL} = \left(\frac{dp}{dL} \right)_{Gravedad} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{Fricción} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{Aceleración}$$

Cambio en el componente de Gravedad

Para un flujo de dos fases el cambio en el componente de gravedad es:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{Gravedad} = \frac{g}{g_c} \rho_m \text{sen}\theta$$

Donde: ρ_m es la densidad de la mezcla del gas y líquido en el elemento de la tubería. Considerando un elemento de tubería que contiene líquido y gas, la densidad de la mezcla puede ser calculada de la ecuación (2-18).

Cambio en el Componente fricción

La ecuación para el componente de fricción llega a ser:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{Fricción} = \frac{(f\rho v^2)_f}{2g_c d}$$

Donde f, ρ , y v son definidos de distinta manera por diferentes investigadores. El componente de fricción no es analíticamente predecible excepto para los casos de flujo laminar, y flujo de fase simple. Por lo tanto, deberá ser determinada en forma experimental o por analogías con la fase simple.

En general, los métodos para determinar el factor de fricción de dos fases difieren solo en la forma que el factor de fricción es determinado y en la extensión del patrón de flujo.

Cambio en el Componente Aceleración

El componente de aceleración para el flujo de dos fases viene dada por:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_{Aceleración} = \frac{(\rho v dv)_k}{g_c dL}$$

El componente de aceleración es completamente ignorado por algunos investigadores y considerados en algunos patrones de flujo por otros. Cuando se considera esto, se hacen varias hipótesis respecto de las magnitudes relativas de los parámetros involucrados para llegar a un procedimiento simplificado para determinar la caída de presión debido al cambio de velocidad.

Gravedad vs. Fricción

A bajos caudales de flujo, el aumento en la densidad de la mezcla debido al escurrimiento entre el gas y el líquido, puede ser significativo. Cuando se incrementan los caudales, la velocidad de flujo aumenta y el líquido "logra alcanzar" el gas. A muy altos caudales de flujo, el escurrimiento es insignificante, ya que ambas fases están viajando virtualmente casi a la misma velocidad.

Por otro lado, la pérdida por fricción incrementa rápidamente con la velocidad de flujo. El siguiente esquema muestra el gradiente fluyente, para la gravedad y la fricción, como una función del caudal de flujo. ver fig. N° 23.

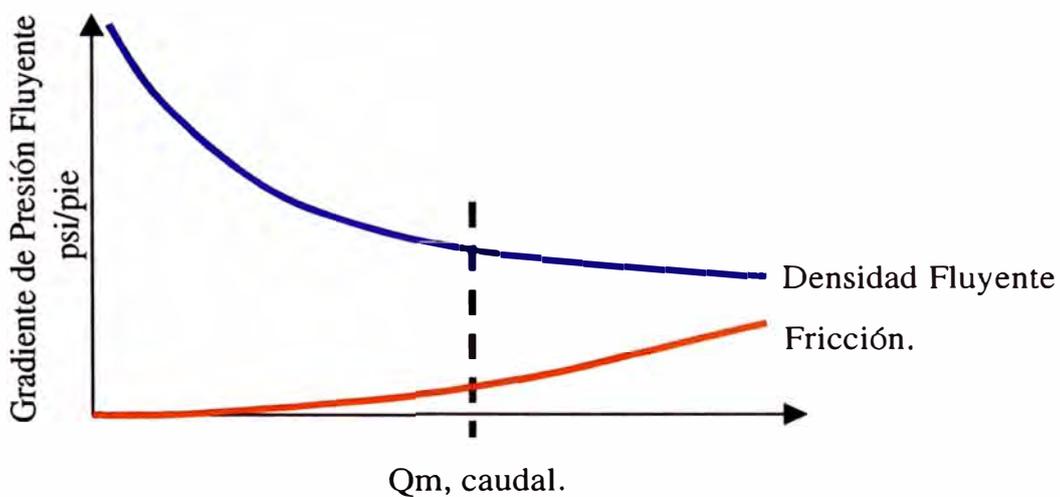


Fig. N° 23. Variación del gradiente de presión con el caudal.

La presión fluyente de fondo muestra un mínimo cuando la proporción del cambio de gradiente de gravedad iguala a la proporción del cambio en el gradiente de fricción. Un gráfico de dos términos combinados es mostrado a continuación. ver fig. N° 24.

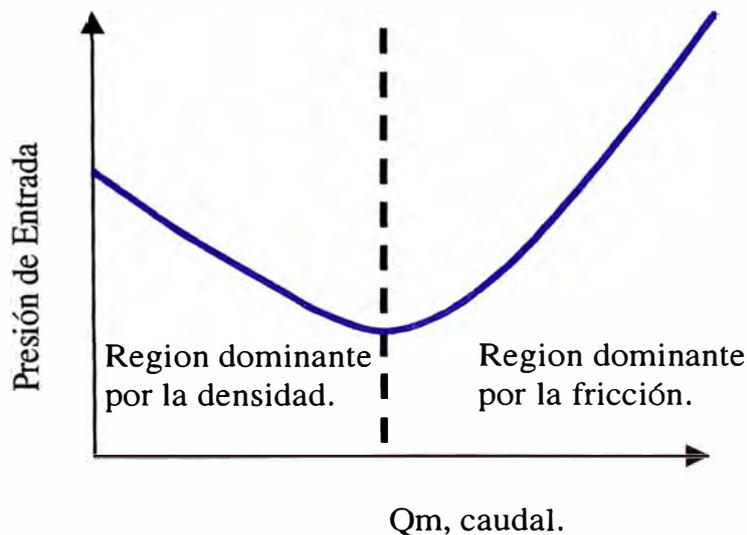


Fig. N° 24. Comportamiento del pozo con el caudal.

El caudal correspondiente a la mínima presión fluyente de fondo del pozo es definida como el mínimo caudal estable. Los caudales menores a este son definidas como “dominadas por la carga”. A mayores caudales son definidas como “dominadas por fricción”. Los pozos no pueden mantener un flujo de estado estable para caudales menores que el caudal estable. La producción inestable es definida como “cabeceo”, donde se producen tapones alternos de petróleo y gas. Mientras que algunos pozos podrán continuar la producción inestable para caudales menores al mínimo caudal estable, no se podrán usar las correlaciones VLP, ya que esos solo se aplican para condiciones flujo estable.

Regímenes de Flujo

Observaciones experimentales de flujo en tuberías identificaron patrones característicos que ocurren bajo la variación de las condiciones del flujo multifásico. Se pueden encontrar diferentes patrones de flujo, dependiendo de varios factores, incluyendo la proporción de las fases presentes, la velocidad de flujo, las viscosidades y la tensión interfacial. La mayoría de métodos usan “Mapas de Flujo” para identificar los regímenes de flujo. Un mapa de flujo es una representación del régimen de flujo como función de los parámetros adimensionales de la velocidad del gas y del líquido. Los parámetros de correlación varían entre los autores. El diagrama mostrado a continuación ilustra el mapa de flujo de Gould et al.

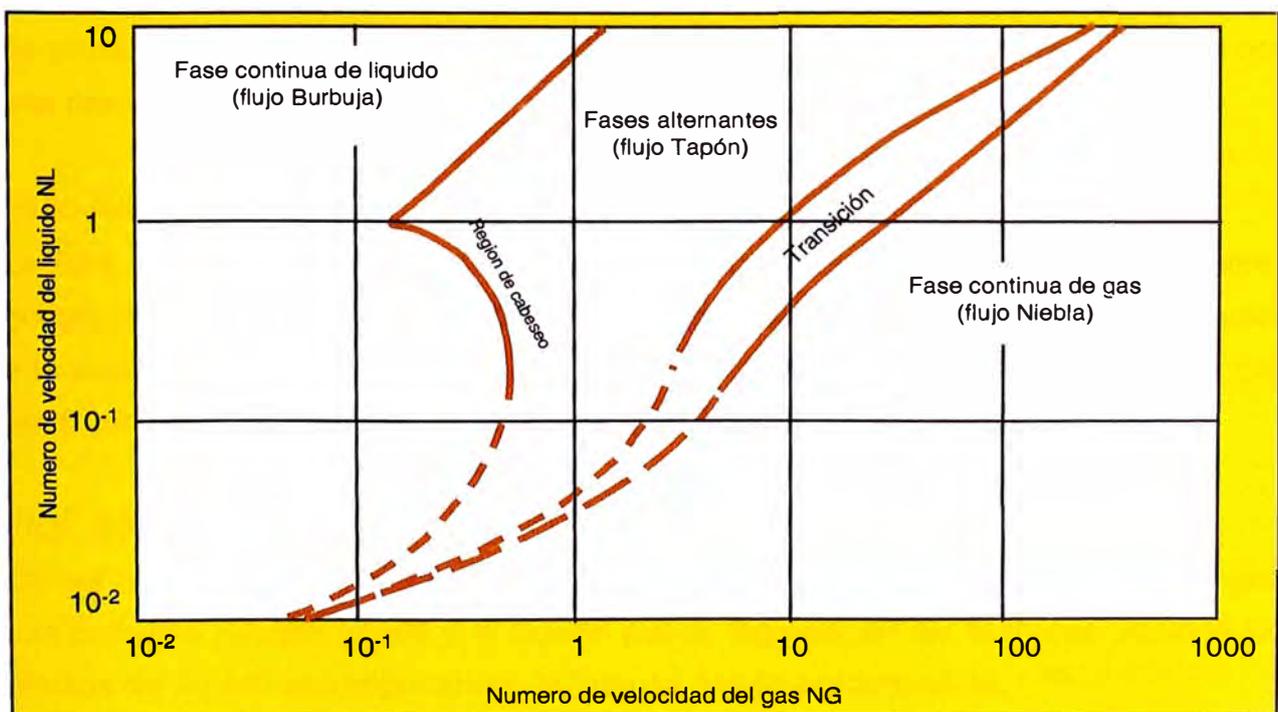


Fig. N° 25. Mapa de Flujo de Gould et al

Las pérdidas por fricción y el líquido “holdup” pueden variar ampliamente entre los regímenes de flujo. La mayoría de correlaciones de pérdida de presión requieren una predicción exacta del régimen de flujo para poder aplicar los métodos de cálculo adecuados.

Los principales regímenes de flujo encontrados en los pozos productores, son tratados a continuación:

Flujo Burbuja

La tubería está casi llena con líquido, y la fase de gas libre está presente uniformemente en pequeñas burbujas dentro del líquido. Las burbujas se mueven a diferentes velocidades y, excepto por su densidad tienen un pequeño efecto en el gradiente de presión. La pared de la tubería está siempre en contacto con la fase líquida. Este régimen de flujo bien ordenado podrá ser modelado con un buen grado de precisión.

El Flujo Tapón

La fase de gas es más pronunciada. Las burbujas de gas se unen y forman tapones que llenan la sección transversal de la tubería. La velocidad de la burbuja de gas es mayor que la del líquido. La producción es alternada por tapones de líquidos y de gas. La película de líquido alrededor de la burbuja puede moverse así abajo a bajas velocidades. Tanto el gas como el líquido tienen un efecto importante en el gradiente de presión. Este régimen de flujo, moderadamente caótico, puede ser modelado con una precisión aceptable.

Flujo Niebla

La fase de gas es continua, y la cantidad de líquido está en la fase gaseosa como gotitas “niebla”. La pared de la tubería es cubierta con una película delgada de líquido y la producción de gas ocurre en la parte central de la tubería, pero la fase de gas predominantemente controla el gradiente de presión.

Flujo de Transición

Ocurre cuando se cambia de una fase continua de líquido a una fase continua de gas. Las burbujas pueden unirse y el líquido puede ingresar en las burbujas. Aunque los efectos del líquido son importantes, la fase de gas es predominante.

Regímenes de Flujo de Transición

Para las condiciones que están entre los regímenes de flujo principales, descritas anteriormente, se podrán observar los regímenes de flujo transitorios. El principio de los regímenes de flujo, que son sumamente caóticos, puede ser dificultoso de pronosticar. Las correlaciones de caída de presión generalmente manejan los regímenes de flujo transitorio por medio de promediar los resultados calculados, usando los métodos de régimen de flujo desarrollados.

Una representación gráfica de los principales regímenes de flujo, es mostrada a continuación:

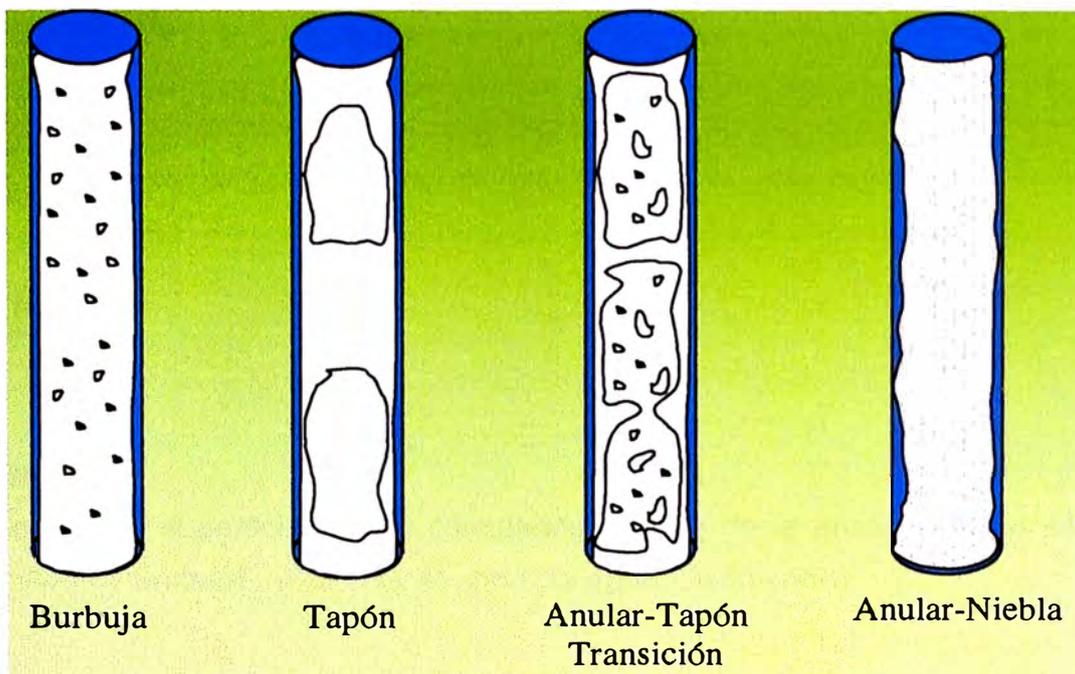


Fig. N° 26. Comportamientos de flujo vertical.

Aunque muchos métodos fueron propuestos, la predicción de los regímenes de flujo son imprecisos y queda pendiente como tema de investigación continua.

PVT

Las correlaciones de pérdida de presión, requieren los valores de la proporción in-situ de gas/líquido, las velocidades de flujo, las densidades de los fluidos y la viscosidad para el rango entero de temperaturas y presiones en los cálculos. La exactitud de los cálculos del gradiente de presión depende de la exactitud de los valores usados de la densidad del fluido.

El siguiente ejemplo (en unidades de campo) ilustra como las caudales superficiales de flujo y los datos PVT son usadas para calcular las densidades y velocidades a las condiciones de fondo del pozo.

Densidades

Si las densidades superficiales del petróleo, agua y gas son γ_o , γ_w y γ_g en condiciones estándares, las correspondientes densidades a las condiciones de fondo del pozo son:

$$\rho_o = \frac{\gamma_o(62.4) + \frac{R_s \gamma_g (0.0764)}{5.6146}}{B_o}$$

$$\rho_w = \frac{\gamma_w}{B_w}$$

$$\rho_g = \frac{\gamma_g(0.0764)}{B_g}$$

Velocidades

Las velocidades superficiales son calculadas a partir de la producción de petróleo a condiciones estándares, el GOR y el corte de agua. Definiendo:

$$WOR = \frac{q_w}{q_o} \quad y$$

$$GLR = R_s \times (1 - \text{Watercut})$$

$$y \quad A_p = \pi d^2/4$$

$$V_{sl} = \frac{5.61 \frac{q_o}{WCut}}{86,400 A_p} \left\{ B_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + B_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right\}$$

$$V_{sg} = \frac{\frac{q_o}{WCut} \left\{ GLR - R_s \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) \right\}}{86,400 A_p} B_g$$

Estos parámetros básicos a condiciones de fondo del pozo, juntos con las viscosidades de gas y líquido son transferidos a la correlación de flujo, para calcular los términos del gradiente de presión.

Los métodos de Petróleo negro y composicional pueden ser usados para pronosticar las propiedades PVT. Para pozos de gas, la densidad del líquido es un parámetro importante del PVT.

El Desarrollo Histórico

Los métodos de modelado de flujo vertical de dos fases, pueden ser divididos en 3 clases en orden de complejidad.

1. Categoría 1, El líquido "holdup" y las pérdidas de fricción, son expresadas como un factor equivalente de la pérdida de energía de una sola fase. La densidad de la mezcla de flujo es usada en lugar de la densidad de la mezcla in situ para calcular el componente de gravedad. No se realizó ningún intento para identificar los regímenes de flujo.
2. Categoría 2, El efecto de las pérdidas de fricción y el "holdup" de dos fases, son evaluadas por separado. No se realizó ningún intento para identificar los regímenes de flujo.
3. Categoría 3, Son identificados los regímenes de flujo y correlaciones especializadas para regímenes de flujo, son usadas para estimar el "holdup" y las pérdidas por fricción.

El primer trabajo experimental en el campo del flujo multifásico, es generalmente acreditado a Davis y Weidner. La mayoría de las correlaciones de pérdida de presión fueron desarrolladas de trabajos experimentales de laboratorio, con mezclas de aire-agua en longitudes cortas de tubería de diámetro pequeño. De modo que los efectos de la transferencia de la masa entre fases a escala grande, no son incluidos. Los resultados intentan correlacionar el líquido "holdup" y la fricción de las paredes de la tubería con las propiedades de los fluidos medidos y la fracción de la fase de flujo. La Tabla 1 muestra estas correlaciones, que hicieron alguna contribución al problema de flujo multifásico vertical.

Poetmann y Carpenter desarrollaron un modelo práctico simple, pero su simplicidad limita su exactitud. Ellos relacionaron las pérdidas irreversibles de energía de 49

pruebas de pozos, con un factor de fricción tipo Fanning, que a su vez, fue relacionado al número de Reynolds de la mezcla del fluido. Esta correlación es típica de un método de la Categoría 1, definido anteriormente. Baxendall extendió el método de Poettmann y Carpenter a caudales de flujo mas altos y Francher y Brown aplicaron el mismo método a 94 pruebas de un pozo experimental. Francher y Brown introdujeron la relación gas-líquido, producido como un parámetro adicional, en la correlación del factor de fricción.

La mayoría de los trabajos iniciales para desarrollar los mapas de flujo y las correlaciones, han sido atribuidas a Griffith y Wallis y Duns y Ros. Ellos concentraron la definición de los límites de flujo de los regímenes de flujo y presentaron los resultados en la forma de un mapa de flujo patrón. Ros y además Duns & Ros recopilaron datos de laboratorio de la caída en presión para el flujo de dos fases y ellos consideraron la dependencia de los regímenes de flujo, en parámetros no dimensionales.

Hagedorn y Brown desarrollaron una correlación de 475 pruebas en un pozo experimental de 1,500 pies, usando fluidos con viscosidad de hasta 110 centipoises. Un promedio de la densidad de la mezcla, corregida a las condiciones de fondo del pozo, fue usado para calcular las pérdidas de presión por aceleración y fricción. El líquido "holdup" no fue medido directamente – esta fue calculada mediante la perdida de presión total medida. Trabajos futuros de Brill y Hagedorn han mejorado la predicción de la correlación del "holdup" y el resbalamiento e incluyo la correlación de flujo burbuja de Griffith.

Orkiszewski desarrollo un método de predicción de la caída de presión, basado en un nuevo mapa de flujo patrón y una combinación de las características de las correlaciones existentes. Combinó el trabajo de Griffith para un flujo burbuja y el trabajo de Griffith y Wallis para el flujo tapón junto con la correlación de Duns y Ros para el flujo niebla. Además, se desarrollaron nuevas correlaciones de densidad y fricción para el flujo tapón basados en el parámetro de la distribución liquida. Los datos de Hagedorn fueron usados para desarrollar una correlación con el tamaño de la tubería, la viscosidad del líquido y la velocidad de la mezcla superficial.

Aziz et al desarrolló un modelo mecánico, y concentró sus investigaciones en los regímenes de flujo tapón y burbujas. Las predicciones para 48 pozos fueron

comparadas con datos de campo y con las predicciones de Orkiszewski, Duns y Ros y Hagedorn y Brown con resultados favorables.

Beggs y Brill desarrollaron una correlación para predecir la gradiente de presión y el "holdup" de experimentos realizados en tuberías suaves circulares de 1 pulgada y 1½ pulgada a cualquier ángulo de inclinación. Ellos determinaron que en un flujo inclinado, el líquido "holdup" alcanza un máximo de 50° desde el lado horizontal y un mínimo cerca de -50° desde el lado horizontal. Los resultados confirmaron la observación de que las correlaciones de flujo vertical, puede usualmente ser usados exitosamente en un flujo horizontal. La correlación de Beggs y Brill es el primer método que considera explícitamente el efecto de desviación en el "holdup".

Cornish desarrolló un modelo simple de flujo homogéneo el cual asume que no ocurre ningún deslizamiento en pozos con altos caudales de flujo. Sin embargo, para el número de Reynolds de dos fases $<10^5$, el deslizamiento será significativo y el método quizás no sea aplicable.

EL DESARROLLO HISTORICO

NO. DE REF.	FECHA	AUTOR(ES)	TIPO DE TRABAJO.	TAMAÑO DEL TUBO	FLUIDOS	COMENTARIOS
7	1914	Davis & Wiedner	Experimento de Laboratorio	1 ¼"	aire-agua	El "holdup" y la fricción son separadas. Obtuvo el gradiente de presión mínima por medio de inyectar gas. Mostró que la rugosidad de la tubería es un factor.
8	1932	Versluys	Análisis Matemático			De ningún valor practico.
9	1931	Versluys	Teórico			Patrones de flujo discutidos – ningún valor practico.
10	1929	Donoghue	Experimento de Campo	5", 3", 2½", 2", 1½"	Petróleo	Velocidad mínima de 5 pies/s fue necesaria para mantener el pozo fluyendo.
11	1947	Shaw	Experimento de Laboratorio	1", 1½", 2", 2½"	aire-agua	Mostró el efecto del diámetro, la longitud de la tubería sobre las caudales de flujo y los requerimientos de gas.
12	1952	Poettman, Carpenter	Método semiempíricos, usando datos de campo	2", 2½", 3"	Petróleo, agua, gas	Desarrollo una solución practica para una tubería de 2", 2½" y 3" para un GLR < 1500 scf/b y caudales < 420 B/D.
13	1954	Gilbert	Datos de campo para el uso practico	2", 2½", 3"	Petróleo, agua, gas	Presentó las transversales de del flujo multifásico vertical.

14	1958	Govier, Short	Experimento de Laboratorio	Tubo pequeño	aire-agua	La correlación para la pérdida de presión presentada – no fue considerado como uso practico.
15	1960	Industrias EE.UU.	Practico	1" hasta 4½"	Petróleo, agua, gas	Preparo las curvas de trabajo de la correlación de la Ref (12)
16	1961	Baxendall	Los datos de campo por Ref (12)	2½", 3½"	Petróleo, gas	Uso los datos de campo del Lago Maracaibo para dar una buena correlación.
17	1961	Ros	Experimento de Laboratorio + los datos de campo	Todo	Todo	Buena correlación para todos los rangos de flujo.
18	1961	Duns, Ros	Experimento de Laboratorio + datos de campo	Todo	Todo	Fácil en comprender a comparación de los primeros trabajos de Ros.
19	1961	Tek	Semiempíricos	2", 2 ½", 3"	Petróleo, agua, gas	Usaron los datos de la Ref (12) – no fueron usados en la practica.
20	1961	Hughmark Pressmark	Experimento de laboratorio	Pequeño	Aire-agua	Presento la correlación del "holdup" usado por Dukler en flujo horizontal.
22	1961	Griffith, Wallis	Experimento de Laboratorio	Pequeño	aire-agua	Buen resultado para el flujo de tapon – usado por otros autores para mejorar sus correlaciones.
23	1962	Griffith	Experimento de Laboratorio	Pequeño	Aire-agua	Usado para mejorar otras correlaciones en el régimen del flujo de tapón.
24	1962	Winkler, Smith	Practico	1" hasta 3½"	Petróleo, agua, gas	Preparo las curvas de trabajo de los trabajos de la Ref (12).
25	1963	Fancher, Brown	Experimento de campo	2"	Gas, agua	Recopilo los datos para extender la correlación de la Ref (12) para correctamente predecir las perdidas de presión a bajos caudales y altos GLR.
26	1963	Gaither, Winkler, Kirkpatrick	Experimento de campo (tubería de 1000')	1", 1¼"	Gas, agua	No fue extendido para el uso practico en campo.
27	1963	Hagedorn-Brown	Experimento de campo (tubería de 1500')	1 ¼"	Aire, crudo	Desarrollo la correlación específicamente para manejar los efectos de viscosidad en la tubería de 1 ¼".
28	1965	Hagedorn-Brown	Experimento de campo	1" hasta 4"	Petróleo, agua, gas	Desarrollo la correlación general para manejar todas las gamas de flujo.
29	1967	Orkiszewski	Revisión de todos los métodos y su propia correlación	Todo	Petróleo, agua, gas	Uso los trabajos de la Ref (17, 22) para desarrollar su propia correlación general para todas los rangos de flujo.
30	1972	Azíz, Govier	Datos de campo y laboratorio	Todo	Todo	Presento la correlación semimecánica – lo probó contra

						los datos de campo.
31	1972	Sánchez	Datos de campo	Flujo anular	Todo	Reviso las correlaciones actuales para averiguar la habilidad de manejar el flujo anular.
32	1973	Beggs, Brill	Laboratorio	1", 1 ½"	Aire, agua	Generalizo las correlaciones para cualquier rango de flujos y ángulo de la tubería.
33	1973	Chierici, Ciucci, Sclocchi		Todo		Modifico el método de Orkiszewski para el patrón del flujo tapón – probado con los datos de campo.
34	1973	Cornish	Datos de campo	Flujo anular	Petróleo, gas	La correlación de campo para pozos de alto caudal en un área específica.

Correlaciones de Flujo Multifásico "VLP"

Las correlaciones de flujo multifásico son usadas para determinar la pérdida de presión en la tubería de producción. El propósito principal de una correlación de flujo, es estimar el líquido "holdup" (y por lo tanto, la densidad de la mezcla fluyente) y la gradiente de presión de fricción.

Las correlaciones de flujo multifásico describen varios métodos para calcular las pérdidas de presión en tuberías verticales o inclinadas. Las diversas correlaciones de "VLP" fueron diseñadas en torno a grupos específicos de datos de laboratorio. Estas, por lo tanto, podrán rendir mejor para condiciones de campo que se aproximan a las condiciones experimentales. No hay ninguna regla universal para elegir la mejor correlación de VLP para un pozo dado. Mediante el cálculo de gradiente de presión, usando diferentes correlaciones, se pueden evaluar el rango de las presiones estimadas.

En esta sección se detalla los métodos usados por el presente estudio.

Hagedorn Brown

La correlación Hagedorn-Brown es quizás la correlación más ampliamente aplicada de todas las correlaciones de VLP para pozos de petróleo. Esta correlación trabaja bien para los regímenes de flujo burbuja y tapón dentro de un amplia rango de aplicaciones.

La correlación Hagedorn-Brown fue desarrollada mediante los datos obtenidos de un pozo de prueba de 1500 pies, usando fluidos con una amplia rango de viscosidades. No se midió el líquido "holdup", pero fue calculado en sentido inverso para satisfacer el gradiente de la presión medida, después de la caída de presión, debido a que se considero la fricción y la aceleración. El líquido "holdup" no es un verdadero indicador de la proporción de la tubería ocupado por el fluido, es simplemente es un parámetro de correlación.

No usa ninguna mapa de régimen de flujo. Esto, por lo tanto, no se deberá aplicar fuera del rango, para el cual se derivó. Esta correlación ha sido mostrada para predecir la presión del fondo del pozo con menos del 5% de error en la mayoría de los pozos de petróleo del Mar del Norte, en lo que concierne el flujo burbuja y tapón.

Hagedorn Brown es generalmente optimista en pronosticar el mínimo caudal estable de flujo. En la practica, los pozos empiezan a cargarse al inicio y luego mas gradualmente.

Hagedorn y Brown encontraron que el líquido "holdup" podría ser correlacionado hasta en cuatro parámetros no dimensionales:

N_{LV}	$= 1.938 V_{SL} (\rho_L/\sigma_L)^{1/4}$	El número de velocidad del líquido.
N_{GV}	$= 1.938 V_{SLG} (\rho_L/\sigma_L)^{1/4}$	El número de velocidad del gas.
N_d	$= 120.872 d (\rho_L/\sigma_L)^{1/2}$	El número del diámetro de la tubería.
N_L	$= 0.15726 \mu_L (l/\rho_L \sigma_L^3)^{1/4}$	El número de la viscosidad líquida.

Las expresiones anteriores son adimensionales cuando los parámetros son expresados en las unidades de campo adecuadas, como se muestra a continuación:

V_{SL}	= pies/seg	La velocidad superficial líquida
V_{SG}	= pies/seg	La velocidad superficial líquida de gas
ρ_L	= lbm/pie ³	La densidad del líquido
σ_L	= dina/cm	La tensión interfacial
μ_L	= centipoise	La viscosidad del líquido
d	= pies	El diámetro de la tubería

El líquido esta formado por petróleo y agua, por lo tanto, surge el tema de calcular las propiedades de la mezcla. En la correlación de Hagedorn-Brown, se uso un método de promedio pesado:

$$\rho_L = \rho_o f_o + \rho_w f_w$$

$$\sigma_L = \sigma_o f_o + \sigma_w f_w$$

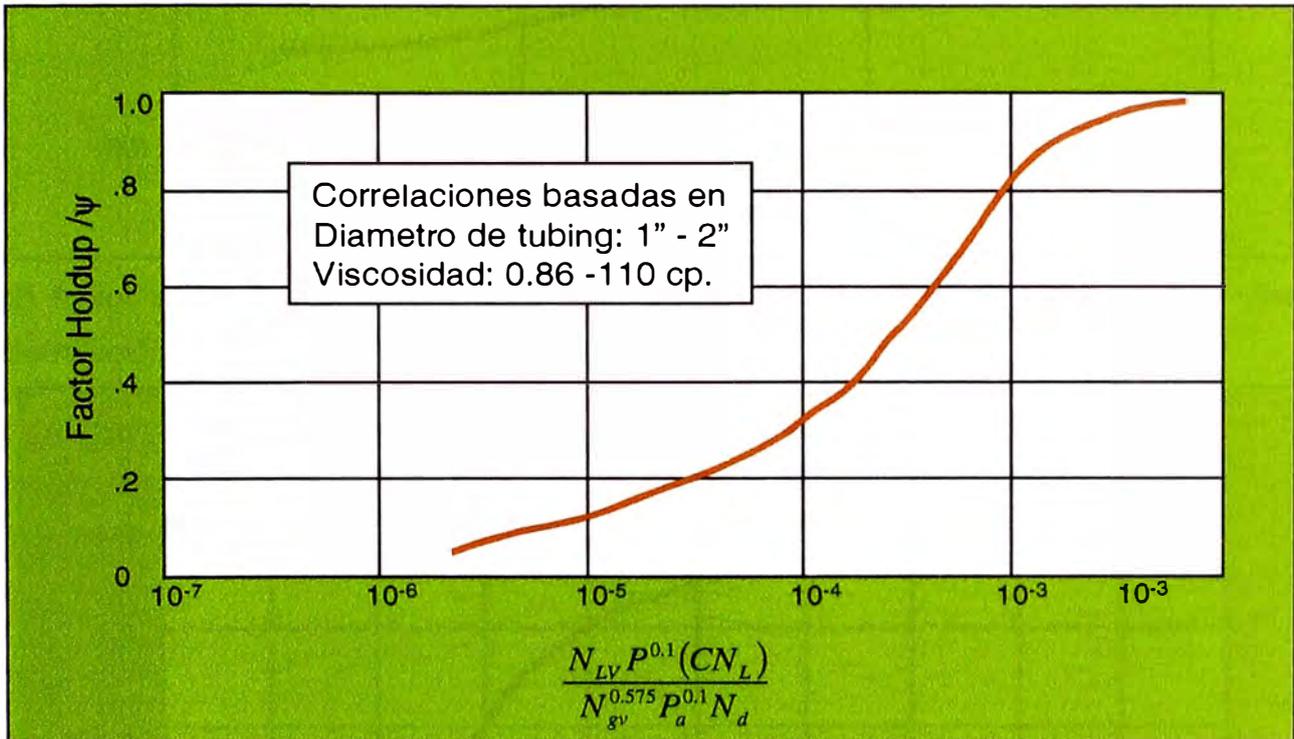
$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w$$

Donde el flujo fraccional de petróleo y agua se definen a continuación:

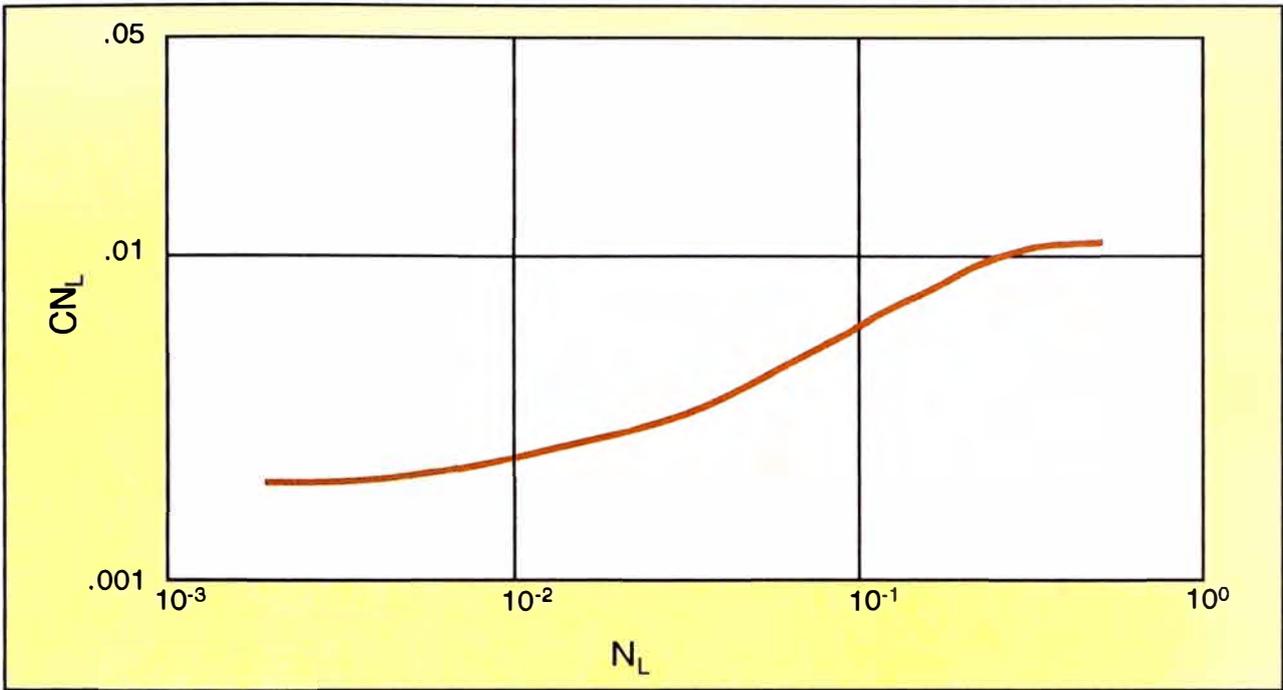
$$f_o = q_o / (q_o + q_w)$$

$$f_w = q_w / (q_o + q_w) = 1 - f_o$$

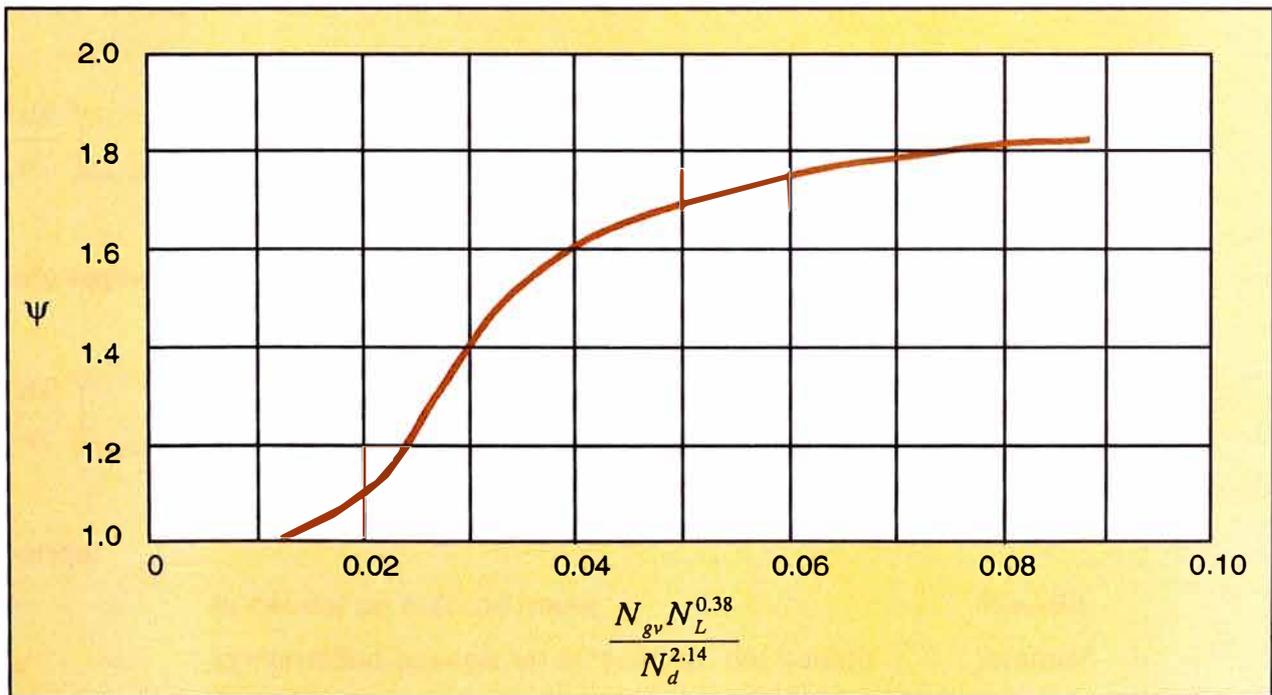
La correlación para el líquido "holdup", dividido por el parámetro de corrección secundario ψ es mostrada en la siguiente figura:



La función correlación es ingresada con un valor de CN_L . Y el número líquido corregido es leído del siguiente gráfico de CN_L vs. N_L :



El factor secundario de corrección del “holdup” ψ es determinado mediante una correlación de N_{Gv} , N_L y N_d , como se muestra a continuación:



Una vez que se han determinado los factores de corrección, el “holdup” podrá ser calculado. El gradiente de presión, debido al cambio de elevación (término de gravedad) es calculado de:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{\text{gravedad}} = \frac{g}{g_c} \rho_1 h_1 + \rho_s (1 - h_1)$$

El gradiente de presión debido a la fricción es dada por:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Fricción} = \int \frac{\rho_f V_m^2}{2g_c d}$$

donde:

$$\rho_f = \frac{\rho_n^2}{\rho_s}$$

$$\rho_s = \rho_l h_1 + \rho_g (1 - h_1)$$

$$\rho_n = \rho_l \lambda_1 + \rho_g (1 - \lambda_1)$$

$$V_{\lambda_1} = V_{SL} + V_{SG}$$

$$\lambda_1 = V_{SL} / V_M$$

El gradiente de fricción puede ser expresado en términos de la caudal de flujo de masa (w), como sigue:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Fricción} = f \frac{w^2}{2g_c d A^2 \rho_s}$$

Esta expresión se simplifica a:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Fricción} = f \frac{w^2}{2.9652 * 10^w \rho_s d^5}$$

Donde:

w	=	la caudal de flujo de masa	lbm/día
ρ_s	=	la densidad basada en el "holdup" del líquido	lbm/pie ³
d	=	el diámetro interno de la tubería	pies
f	=	el factor de fricción de dos fases	adimensional

El factor de fricción de dos fases es puesto en correlación con el número de Reynolds de dos fases, usando el diagrama estándar de Moody. El número de Reynolds de dos fases, es definido a continuación:

$$N_{Re} = \frac{\rho_n V_m d}{\mu_s}$$

Donde:

$$\mu_s = \mu_L^{h_L} * \mu_g^{(1-h_L)}$$

El gradiente de aceleración, debido a la aceleración, es dada por:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Aceleración} = \frac{\rho_s \Delta(V_m^2)}{2g_c dL}$$

Donde ΔV_m es la diferencia en velocidad de la mezcla entre los extremos de entrada y salida de un elemento de tubería. El gradiente de la aceleración es aplicada como una corrección (E_k) a la suma de los gradientes de Gravedad y Fricción, como sigue:

$$E_k = \frac{dL}{dP} \left(\frac{dP}{dL}\right) = \frac{\rho_s \Delta(V_m^2)}{2g_c dL}$$

La caída de presión total podrá ser calculada de:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Total} = \frac{\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Gravedad} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{Fricción}}{1 - E_k}$$

Los refinamientos, sugeridos por Brill y Hagedorn, fueron implementados en "PROSPER":

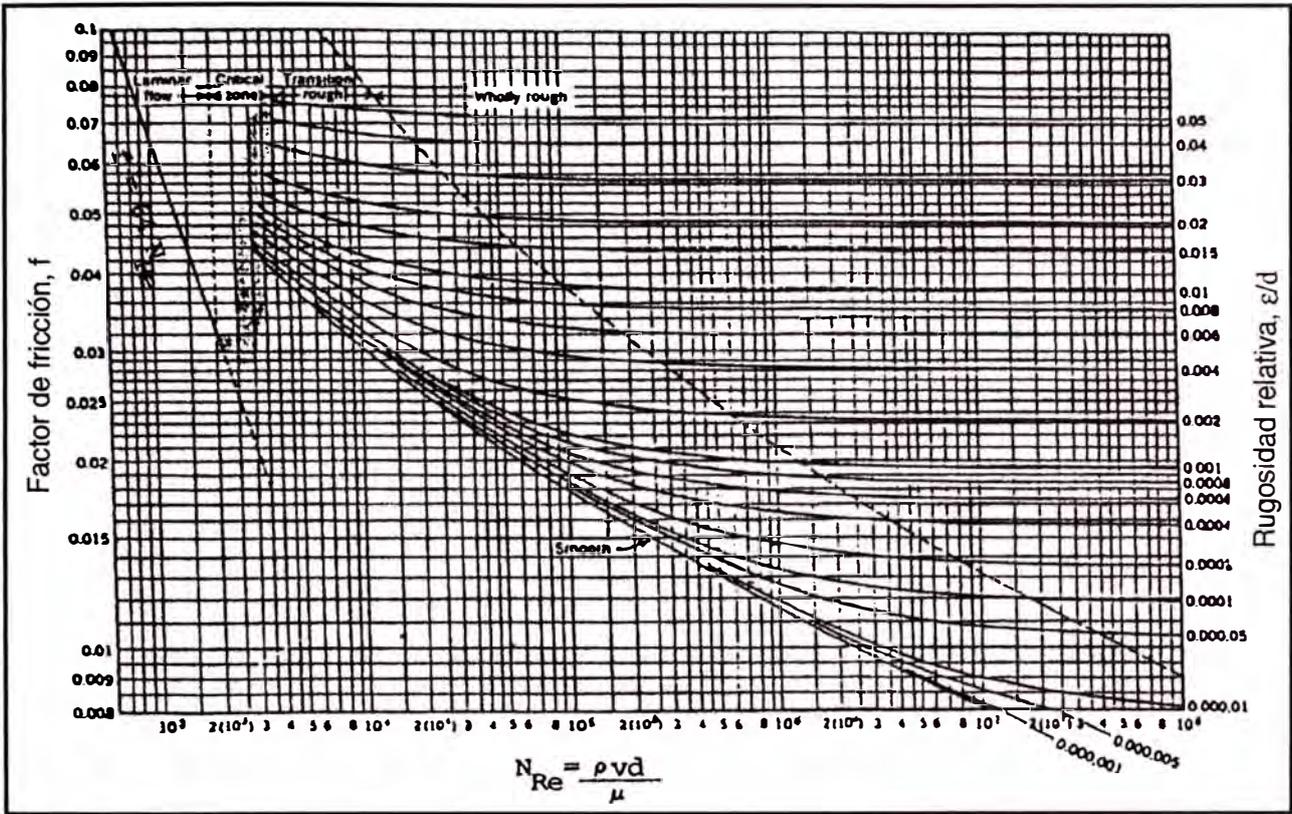
- La correlación Griffith para el flujo burbuja.
- El límite en el líquido "holdup" siempre será mayor que el "holdup" antideslizante.

Algunos refinamientos adicionales han sido añadidos a la correlación básica de Hagedorn-Brown:

- La corrección de la desviación de Beggs y Brill para el líquido "holdup".
- El cálculo explícito del termino de la Aceleración, en lugar de usar el método de corrección E_k .

La experiencia en campo ha mostrado que Hagedorn Brown da buenos resultados para pozos de petróleo en flujo burbuja y tapón, lejos de la región del flujo dominada

por gravedad. Los errores son mayores para pozos desviados en el rango de 35-70° con cortes moderados de agua, donde el deslizamiento entre el agua y el petróleo puede ser significativo.



Factor de fricción para flujos desarrollados completamente en tuberías circulares.

Duns & Ros

La correlación de Duns & Ros usa un mapa de flujo (el número de la velocidad del líquido Vs el número de la velocidad del gas) para determinar la relación "holdup" y el factor de fricción para poder usar diferentes regímenes de flujo.

La correlación de Duns y Ros es el resultado de un estudio de laboratorio extensivo en donde se midieron los gradientes de presión y el líquido "holdup". Las correlaciones fueron desarrolladas para la velocidad de escurrimiento (de la cual se podrá calcular el "holdup") y el factor de fricción para los 3 distintos regímenes de flujo. Los regímenes de flujo son definidos como funciones de las cantidades adimensionales de N_{GV} , N_{LV} , L_a , L_s , L_m y N_d , donde:

$$N_{GV} = V_{sg} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{1/4}$$

$$N_{LV} = V_{sL} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{1/4}$$

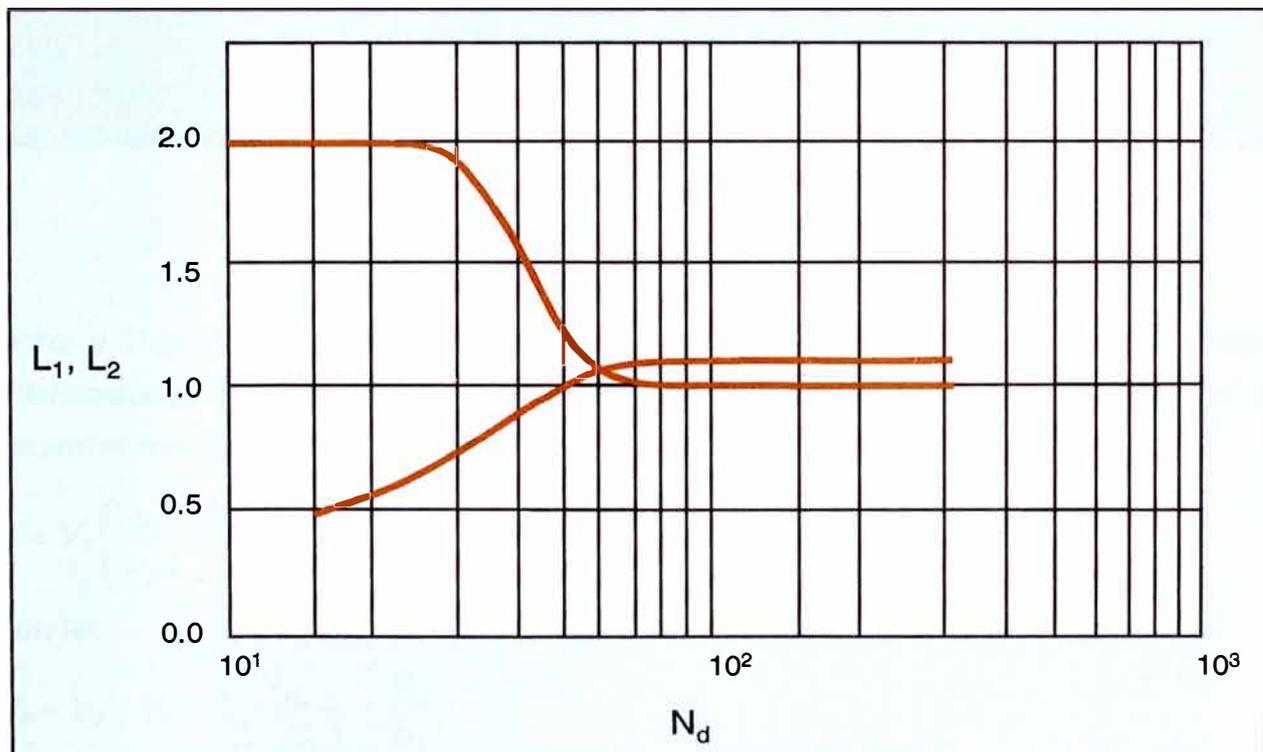
$$N_d = d \left(\frac{\rho_L g}{\sigma} \right)^{1/2}$$

$$N_L = \mu_L \left(\frac{g}{\rho_L \sigma^3} \right)^{1/4}$$

$$L_s = 50 + 36 N_{LV}$$

$$L_m = 75 + 84 N_{NL}^{0.75}$$

L_1 y L_2 son funciones de N_d , como se muestra en la siguiente figura:



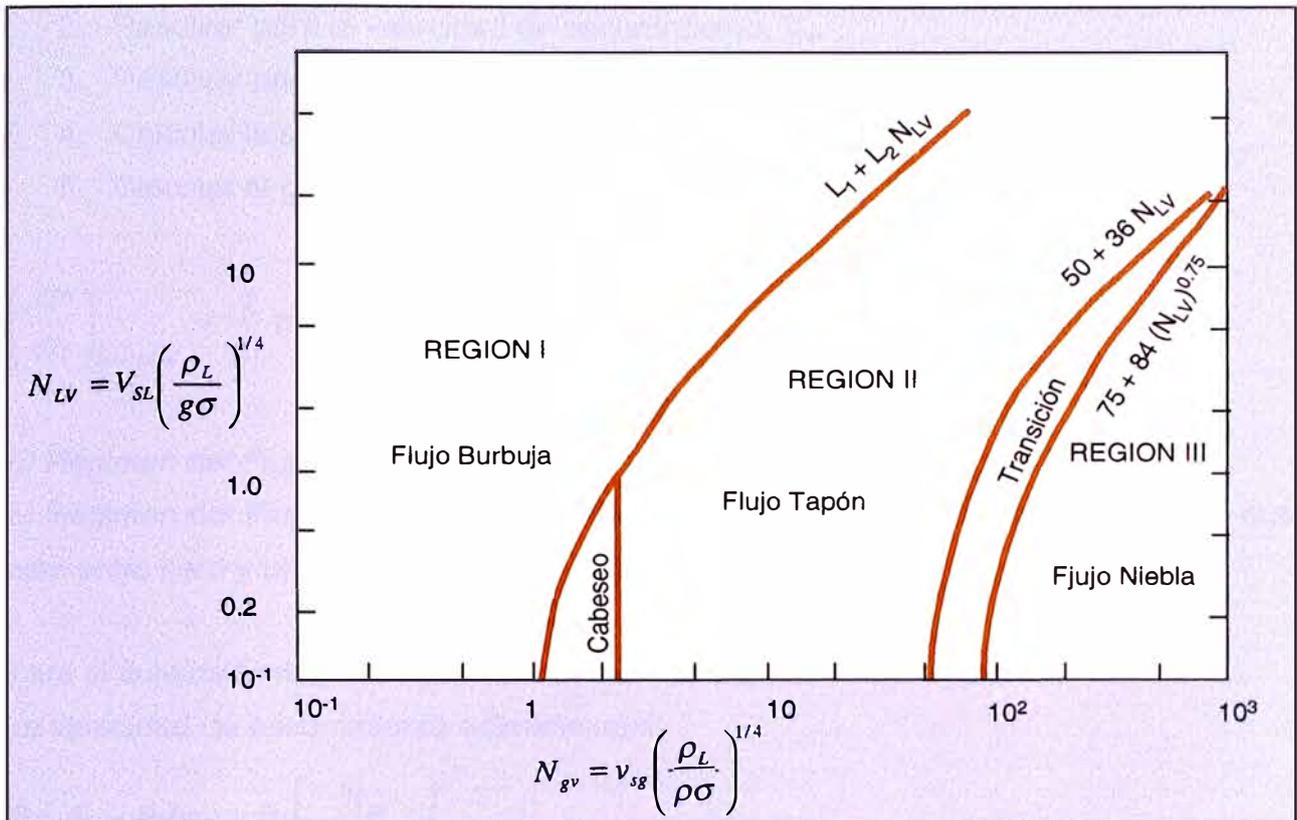
Los regímenes de flujo son determinados usando las siguientes relaciones:

Región I (Burbuja) $0 \leq N_{gv} \leq (L_1 + L_2 * N_{LV})$

Región II (Tapón) $(L_1 + L_2 * N_{LV} < N_{gv} < (50 + 36N_{LV}))$

Región III (Niebla) $N_{gv} > (75 + 84 N_{LV}^{0.75})$

Estas regiones son graficadas en el mapa de flujo, en la siguiente pagina:



Flujo de mapa de Duns & Ros.

Duns y Ros desarrollaron también una correlación de velocidad de escurrimiento adimensional, de lo cual se puede calcular el actual líquido "holdup" y la velocidad de escurrimiento, usando las siguientes relaciones:

$$S = V_s \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L g} \right)^{1/4}$$

donde:

$$V_s = V_g - V_l = \frac{V_{sg}}{(1 - h_L)} - \frac{V_{sL}}{h_L}$$

Resolviendo para el líquido "holdup", nos da:

$$h_s = \frac{V_s - V_m + \left[(V_m - V_s)^2 + 4V_s V_{sL} \right]}{2V_s}$$

El procedimiento para calcular el gradiente de presión debido a la gravedad es:

1. Calcular la velocidad de escurrimiento adimensional S usando la correlación correcta. La correlación para S es distinta para cada régimen de flujo.

2. Resolver para la velocidad de escurrimiento, V_s .
3. Resolver para el líquido "holdup", h_L .
4. Calcular la densidad de la mezcla, $\rho_s = \rho_L h_L + \rho_g(1-h_L)$.
5. Calcular el gradiente de la presión por gravedad.

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Gravedad} = \frac{g}{g_c} \rho_s$$

El Régimen del Flujo Burbuja

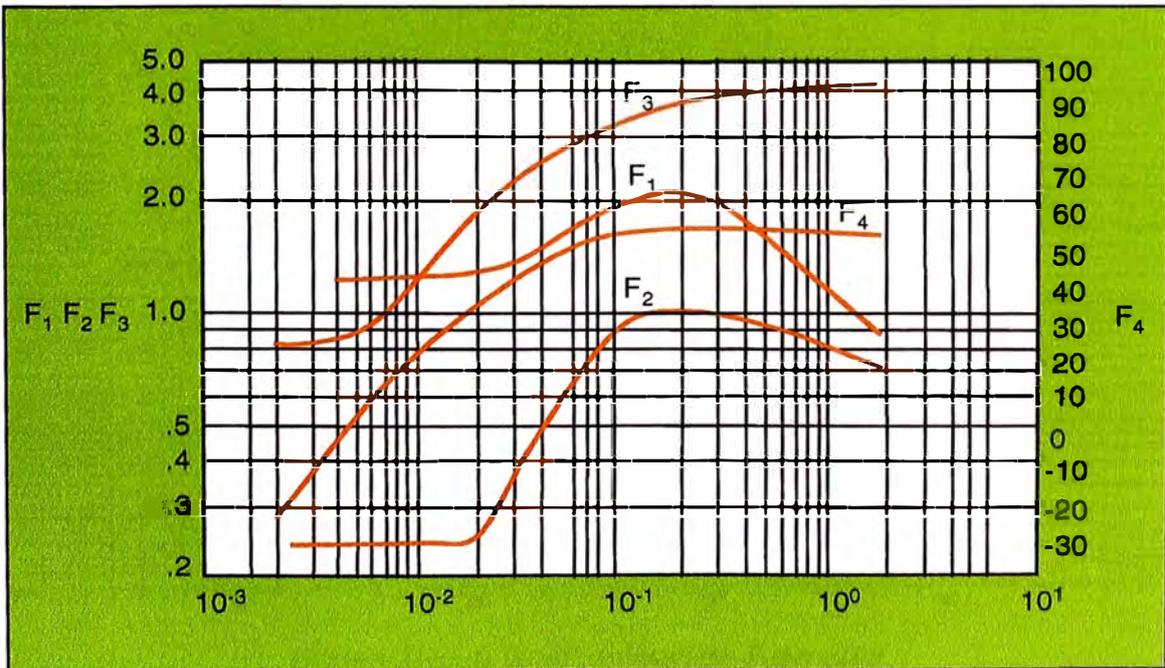
El Régimen del Flujo de Burbuja es definido por un número de Velocidad de Gas que esta entre cero y un limite superior ($0 \leq N_{gv} \leq L_1 + L_2 N_{Lv}$).

Para el flujo de burbuja, los parámetros son calculados como sigue:

La velocidad de escurrimiento adimensional:

$$S = F_1 + F_2 N_{Lv} + F_3 \left[\frac{N_{gv}}{1 + N_{Lv}} \right]^2$$

Los números de velocidad de escurrimiento de burbuja F_1 , F_2 , F_3 y F_4 son puestos en correlación con el número de la viscosidad liquida N_L . La correlación es presentada en la siguiente carta:



F_3 es obtenido del:

$$F_3 = F_3 - \frac{F_4}{N_d}$$

El término de fricción de Duns y Ros para el flujo de burbuja es dado por:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{\text{Fricción}} = f_m \frac{\rho_L V_{SL} V_m}{2g_c d}$$

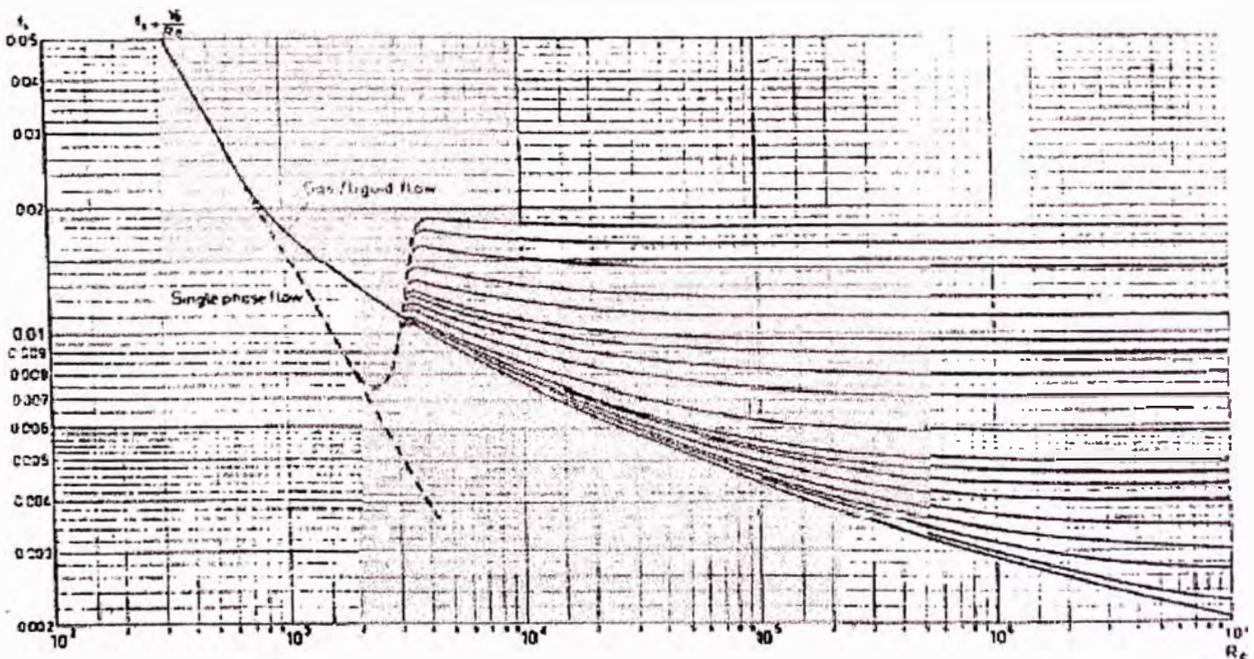
De los datos experimentales, Duns y Ros se obtuvieron la siguientes expresión para f_m :

$$f_m = f_1, f_2 / f_3$$

f_1 es obtenido del diagrama de Moody como una función del número de Reynolds del líquido:

$$N_{ReL} = \frac{\rho_L V_{SL} d}{\mu_L}$$

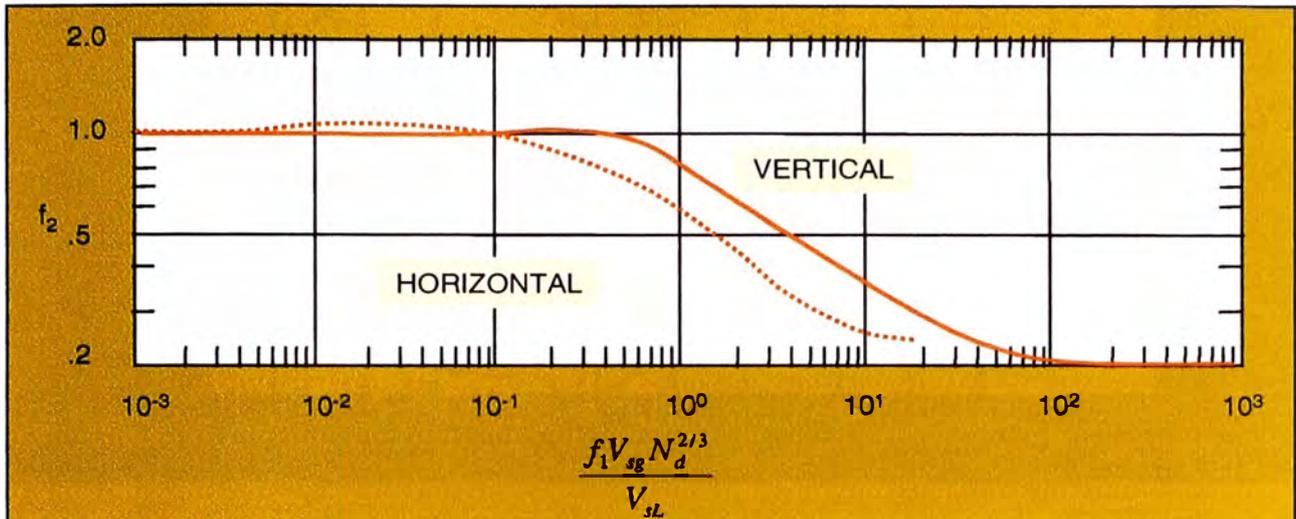
f_1 se grafica en función del número de Reynolds del líquido en el siguiente gráfico:



Duns y Ros f_1 vs el número de Reynolds

Se observa que para valores bajos del número de Reynolds correspondiendo a las condiciones de flujo laminar, el factor de fricción se hace independiente de la rugosidad de la tubería.

El factor f_2 es una corrección para la relación gas in-situ-líquido y es mostrado en la siguiente figura:



El factor f_3 es una corrección adicional para la viscosidad líquida y la relación gas/líquido in-situ. Se hace importante, para las viscosidades mayores a 50 centistokes.

$$f_3 = 1 + f_1 \left(\frac{V_{sg}}{50 V_{sL}} \right)^{1/2}$$

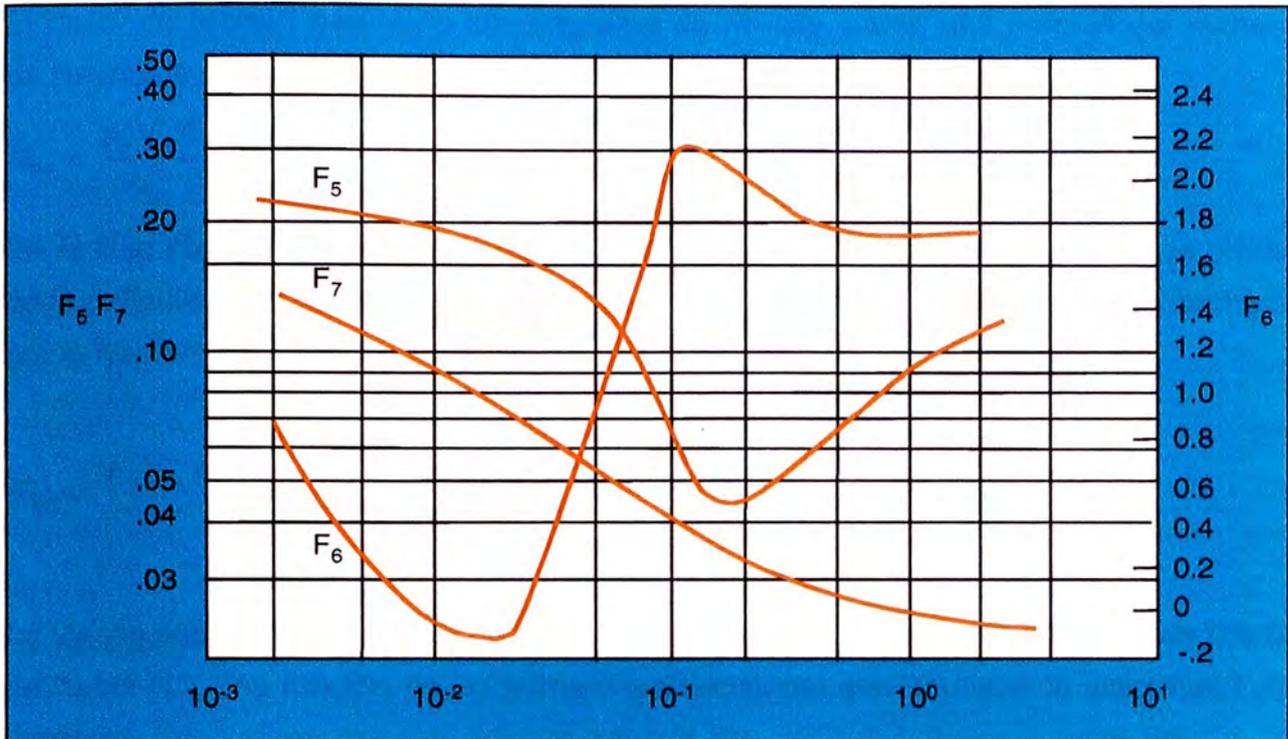
El término aceleración es insignificante para el régimen de flujo burbuja y por lo tanto, no se calcula.

El Régimen del Flujo Tapón

Para el régimen del flujo de tapón ($L_1 + L_2 * N_{lv} < Ngv < (50 + 36n_{lv})$), la velocidad de escurrimiento adimensional se calcula a continuación:

$$S = (1 + F_5) \frac{(N_{gv})^{0.982} + F_6}{(1 + F_1 N_{Lv})^2}$$

Los números de velocidad de escurrimiento F_5 , F_6 y F_7 son determinados del siguiente gráfico, como una función del número de viscosidad líquida N_L :



El gradiente de presión por fricción es calculada usando el mismo procedimiento para el flujo de burbuja.

El término de aceleración es considerado insignificante dentro del régimen del flujo tapón.

El Régimen del Flujo Niebla

Para el régimen del flujo de niebla ($N_{gv} > (75 + 84 N_{lv}^{0.75})$), la velocidad de escurrimiento se considera igual a cero. Esto es debido a que, a altos caudales de gas, el líquido y el gas viajan a la misma velocidad. Sin ningún escurrimiento, la densidad de la mezcla puede ser calculada directamente de:

$$\rho_n = \rho_L \lambda_L + \rho_g \lambda_g = \rho_L \left(\frac{V_{sL}}{V_m} \right) + \rho_g \left(\frac{V_{sg}}{V_m} \right)$$

En el régimen del flujo niebla, el término de fricción esta basado solo en la fase de gas:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{\text{Fricción}} = f \frac{\rho_g V_{sg}^2}{2g_c d}$$

El factor de fricción f es leído del diagrama de Moody, como una función del número de Reynolds del gas.

$$N_{Re} = \frac{\rho_g V_{sg} d}{\mu_g}$$

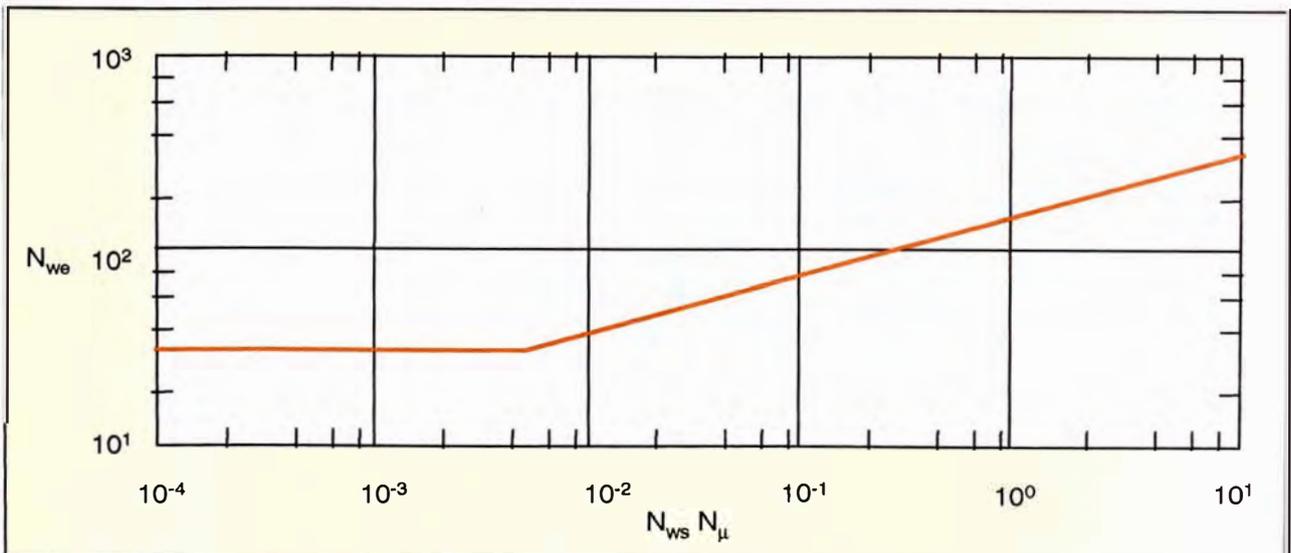
En el flujo niebla, hay una película de líquido sobre la pared de la tubería. Las ondas de la película de la pared, causan un arrastre sobre el gas. Este proceso es gobernado por el número Weber:

$$N_{We} = \frac{\rho_g V_{sg}^2 \epsilon}{\sigma_L}$$

La viscosidad del líquido también tiene una influencia, que es considerada, por medio de hacer N_{We} una función de un número adimensional que contiene la viscosidad del líquido:

$$N_{\mu} = \frac{\mu_L^2}{\rho_L \sigma_L \epsilon}$$

La relación entre N_{We} y N_{μ} es mostrada en la siguiente figura:



El valor de la rugosidad de la tubería puede ser muy pequeño, pero ϵ/d nunca puede ser más pequeño que el valor, de la misma tubería. En la transición del flujo tapón, ϵ/d se aproxima a 0.5. Entre estos límites, ϵ/d puede ser calculado mediante las siguientes ecuaciones:

$$N_{We} N_{\mu} < 0.005 \frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.0749 \sigma_L}{\rho_s V_{sg}^2 d}$$

Los valores de f para el régimen del flujo niebla podrán ser hallados para $\varepsilon/d > 0.05$, del:

$$f = \left[\frac{1}{\left[4 \text{Log}_{10} (0.27\varepsilon/d)^{1.73} \right]} \right]^* 4$$

Cuando la altura de las ondas en las paredes incrementa, el área actual disponible para el flujo de gas es reducido a $d-\varepsilon$. Duns y Ros recomiendan que la predicción de la pérdida por fricción puede ser refinado mediante el reemplazo de $(d-\varepsilon)$ por d' y:

$$\frac{V_{sg} d^2}{(d-\varepsilon)^2}$$

para V_{sg} , a través del calculo del gradiente de fricción. En este caso, la determinación de la rugosidad ε es iterativa.

En el flujo niebla, el término aceleración se puede expresar como:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right)_{\text{Aceleración}} = \frac{V_m V_{sg} \rho_n}{g_c p d L}$$

Define un parámetro de aceleración E_k a continuación:

$$E_k = \frac{V_m V_{sg} \rho_n}{g_c P}$$

Luego el gradiente total de presión puede ser calculado mediante la formula:

$$\frac{dP}{dL} = \frac{\left(\frac{dP}{dL} \right)_{\text{Gravedad}} + \left(\frac{dP}{dL} \right)_{\text{Fricción}}}{1 - E_k}$$

El Régimen Transitorio del Flujo (Tapon-Niebla)

Para la región ($L_s < N_{gv} < L_m$), la interpolación lineal del gradiente total de presión es usada para determinar el gradiente total de presión. Esto significa que cuando el N_{gv} esta en el rango entre L_s y L_m , los gradientes de presión deberán ser calculados usando las correlaciones del flujo tapón y flujo niebla, como sigue:

$$\frac{dP}{dL} = A \left(\frac{dP}{dL} \right)_{\text{Tapón}} + B \left(\frac{dP}{dL} \right)_{\text{Niebla}}$$

donde:

$$A = \frac{L_m - N_{gv}}{L_m - L_s}, \quad B = \frac{N_{gv} - L_s}{L_m - L_s} = 1 - A$$

La correlación de Duns y Ros funciona mejor en flujo niebla que en otras. Esta correlación es particularmente útil para pozos de condensados, para un amplio rango de contenido líquidos (GOR mayor a 5000 SCF/STB) también da buenos resultados en pozos de petróleo con alto GLR, especialmente para el flujo niebla. Esta no debería ser usada para pozos de petróleo con bajo o moderado GOR. La predicción del caudal de carga de Duns y Ros, generalmente es adecuada. Aunque la exactitud de las predicciones del gradiente de presión en el flujo de tapón normalmente es inferior al del Hagedorn-Brown, la predicción de mínimos caudales estables de flujo, cuando el valor mínimo de la presión fluyente de fondo de Duns y Ros, es normalmente exacto. No se deberá aplicar Duns y Ros fuera del rango cubierto por su mapa de flujo, por ejemplo, a muy bajas caudales.

En "PROSPER", se realizaron refinamientos adicionales hacia el método básico de Duns y Ros:

- Se realiza la corrección de desviación de Beggs y Brill, para el "holdup".
- El mapa de flujo de Gould et al, que predice exactamente el principio del flujo niebla para algunas condiciones.
- Cálculos explícitos del termino Aceleración.

Correlaciones de Tubería de Producción

Dukler

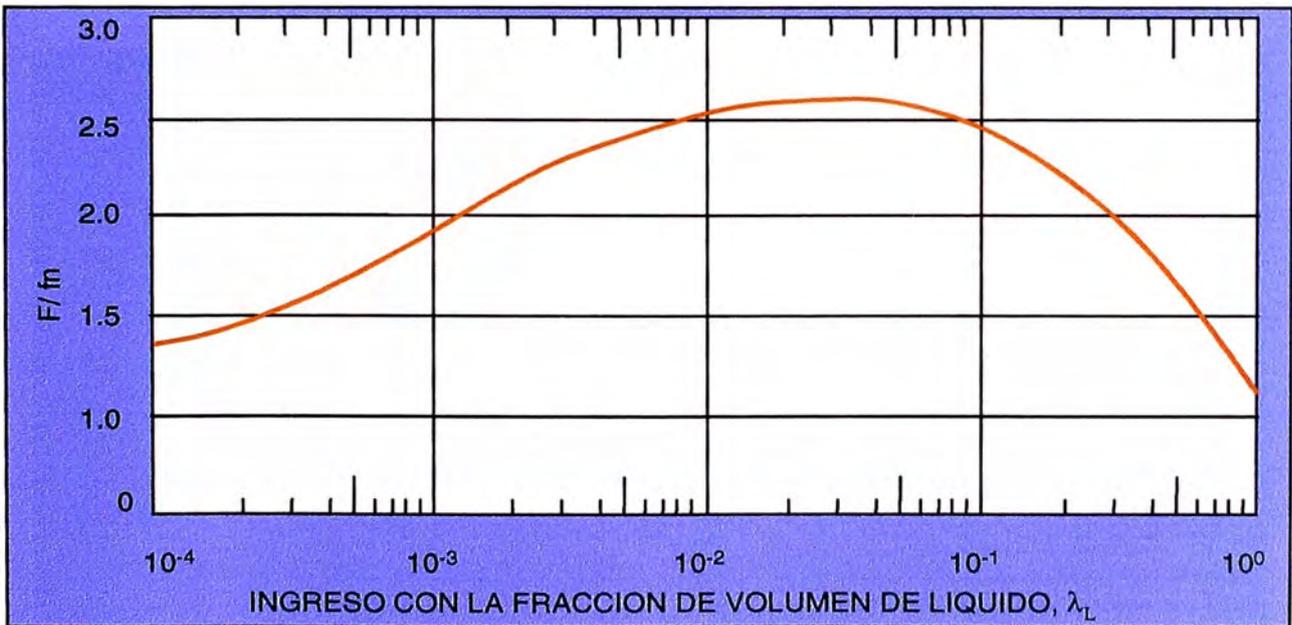
El factor de fricción y las correlaciones del líquido "holdup" fueron desarrolladas de datos de campo. El factor de fricción de Dukler es dado por:

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Reaccion} = \int \frac{\rho_k V_m^2}{2g_c d}$$

donde:

$$\rho_k = \frac{\rho_L \lambda_L^2}{h_L} + \frac{\rho_g \lambda_g}{1 - h_L}$$

Un factor de fricción normalizado f / f_n fue correlacionado con un número de Reynolds. La correlación se muestra en la siguiente figura:



La correlación puede ser expresada como:

$$f_n = 0.0056 + 0.5 N_{Rek}^{-0.32}$$

donde:

$$N_{Rek} = \frac{\rho_k V_m d}{\mu_n}$$

$$V_m = V_{sL} + V_{sg}$$

$$\mu_n = \mu_L \lambda_L + \mu_g \lambda_s$$

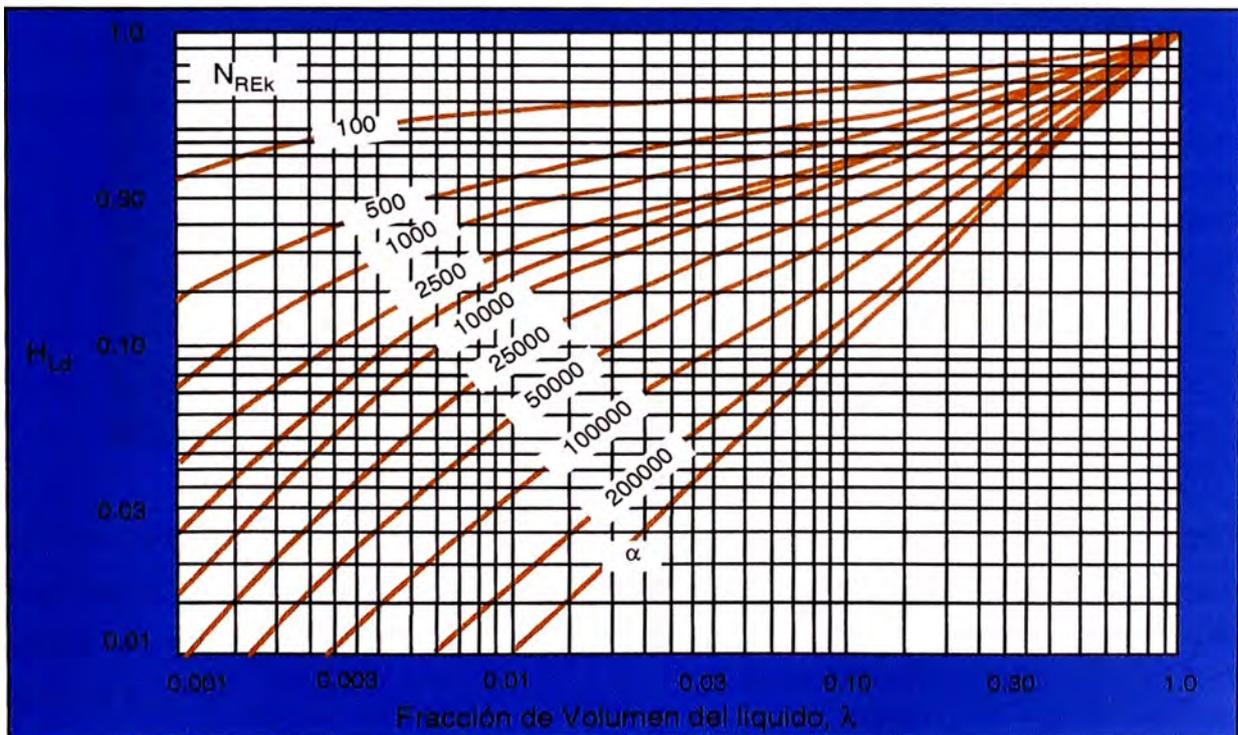
El factor de fricción normalizado se calcula de:

$$\frac{f}{f_n} = 1 + \frac{y}{1.281 - 0.478y + 0.444y^2 + 0.094y^3 - 0.00843y^4}$$

donde:

$$y = -\ln(\lambda_L)$$

Un procedimiento iterativo se requiere para hallar el líquido "holdup". El "holdup" es una función de la fracción del líquido y el número de Reynolds. Sin embargo, el número de Reynolds además es una función del "holdup". N_{REk} vs h_L y λ_L se muestra en la siguiente figura:



El gradiente de presión de aceleración es dado por:

$$\left(\frac{dP}{dX} \right)_{\text{Acceleration}} = \frac{1}{g_c dX} \Delta \left[\frac{\rho_g V_{sg}^2}{1 - h_1} + \frac{\rho_L V_{sL}^2}{h_1} \right]$$

o

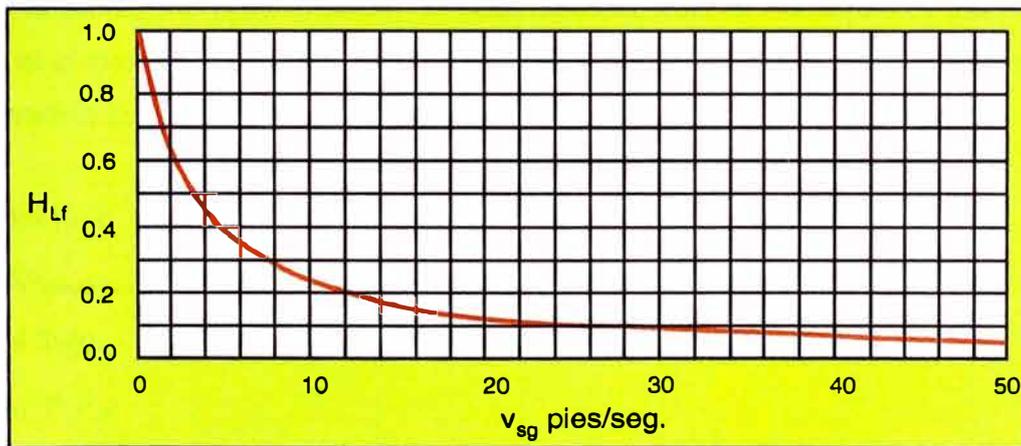
$$E_k = \frac{1}{g_c dP} \Delta \left[\frac{\rho_g V_{sg}^2}{1 - h_1} + \frac{\rho_L V_{sL}^2}{h_1} \right]$$

El gradiente total de presión es corregido usando el factor de E_k :

$$\left(\frac{dP}{dX} \right)_{\text{Total}} = \frac{\left[\frac{dP}{dX} \right]_{\text{Función}}}{1 - E_k}$$

Dukler Flanigan

La correlación de Dukler Flanigan calcula el gradiente de fricción usando la técnica de Dukler y aplica el método inclinado de flujo de Flanigan.



Flanigan desarrolló una correlación con datos tomados de una tubería de 16 pulgadas de diámetro. El líquido "holdup" en las secciones ascendentes de la tubería, fueron puestos en correlación con una velocidad superficial del gas, como muestra en la siguiente figura:

La recuperación de presión en las secciones descendentes, es ignorada. La caída de presión debido a las elevaciones, es calculada de:

$$\left(\frac{dP}{dX} \right)_{\text{Gravedad}} = \frac{g}{g_c} \rho_L h_1 \sum Z$$

Donde, ΣZ es la suma de las alturas verticales de todas las elevaciones. El factor de "holdup" h_L es una función de la velocidad superficial del gas y se determina mediante la expresión:

$$h_L = \frac{1}{1 + 0.3264 \cdot V_{sg}^{1.006}}$$

El gradiente total de presión de Dukler-Flanigan se determina por medio de sumar el gradiente de fricción Dukler y el gradiente de elevación de presión Flanigan, luego se aplica una corrección de aceleración.

Dukler Flanigan han dado buenos resultados dentro de una amplia rango de condiciones.

Análisis Nodal para Pozos Inyectores

El análisis Nodal puede ser desarrollado en pozos inyectores seleccionando el nodo al fondo del pozo, por lo tanto el ingreso del flujo "inflow" del nodo podría incluir el compresor, la línea de inyección en superficie, y la tubería de producción; por otro lado se tendrá la salida del flujo "outflow" el cual consistirá en el reservorio y los baleos. Por ejemplo, si el gas de un compresor esta inyectando a un pozo, el ingreso y la salida del flujo podría ser expreso como:

Ingreso del flujo

$$p_{comp.} - \Delta p_{linea\ inyección} - \Delta p_{tubing} = p_{wf}$$

Salida del flujo

$$p_r + \Delta p_{res} = p_{wf}$$

Este tipo de análisis podría ser usado para determinar el efecto del caudal de inyección a varias presiones de compresión, tamaños de líneas de inyección o diámetros de tubería de producción. El efecto del tamaño de la tubería de producción en el caudal de inyección será ilustrado en un ejemplo. Para este ejemplo se asume que la presión en la cabeza de pozo es constante para que el ingreso del flujo solo incluya la perdida de presión en la tubería de producción. Esto es,

Ingreso del flujo

$$p_{wh} - \Delta p_{tubing} = p_{wf}$$

La p_{wf} puede ser calculada de los IPR. La salida del flujo puede ser calculada de usando la ecuación de Fetkovich o Jon's para pozos de gas.

Salida del flujo

$$p_r + \Delta p_{res} = p_{wf}$$

Donde:

$$q_{inyección} = C(p_{wf}^2 - p_r^2)^n$$

o

$$p_{wf}^2 = p_r^2 + \left(\frac{q_{inyección}}{C} \right)^{1/n}$$

VII. PROCEDIMIENTO DE TRABAJO.

El procedimiento para determinar la productividad e inyectividad de los pozos del bloque 88, fue realizado en cinco pasos:

Pasos realizados

- 1.- Selección de los pozos a analizar y Recolección de información.
- 2.- Determinación de la productividad "IPR"
- 3.- Selección de la correlación de flujo multifasico "VLP"
- 4.- Selección de la tubería de producción
- 5.- Pronósticos de producción e Inyección

1.- Selección de los pozos a analizar y Recolección de información.

Primero se seleccionaron los pozos para estudio, en este caso se eligieron pozos con pruebas de producción o pruebas de formación. Después se recolectó toda la información disponible como: presión de reservorio, presión fluyente de fondo, caudal de gas, caudal de condensado, presión del separador, temperatura del separador, estudios PVT (viscosidad del gas, factor de compresibilidad "Z", API del condensado, cantidad de líquidos contenidos en el gas, etc.). De la interpretación del DST se obtuvieron valores de permeabilidad, daño de formación, daño por efecto de turbulencia, transmisibilidad, etc.; También se recolecto información de la geometría del pozo, como por ejemplo inclinación, radio del pozo, diámetro de tubería de revestimiento, de tubería de producción, etc. Finalmente se obtuvo datos de interpretación de perfiles, tales como espesor neto del reservorio, porosidad y saturación de agua.

2.- Determinación de la productividad "IPR"

El segundo paso fue, calcular el IPR (Inflow Performance Relationship) de cada prueba. Este parámetro fue uno de los puntos más importantes, ya que de este valor dependerá la producción de los pozos.

Se usaron dos métodos para determinar el IPR, el de Fetkovich y el de Jon's. Con el primer método se necesita la presión del reservorio y por lo menos dos pares de datos de: caudal de gas a condiciones estándar (14.7 psi y 60°F) y de presión fluyente de fondo, este IPR calculado fue usado también como control de calidad del calculo del

IPR por el segundo método. Para el cálculo del IPR con el método de Jon's se necesita datos de presión del reservorio, permeabilidad, espesor de la capa productiva, datos de PVT (viscosidad, Z), daño por efecto de turbulencia y daño mecánico. Este método fue realizado para determinar los pronósticos de producción en los pozos en donde no se tuvo información de pruebas de pozo o en los antiguos como en el San Martín 1X en donde se recomienda rebalear con cañones diferentes (menor daño).

Los cálculos de análisis nodal fueron realizados con el programa "prosper". Después de ajustarlos con los datos del ensayo se realizaron sensibilidades al daño, al diámetro de la tubería de producción, etc.

De los resultados de las 11 pruebas de formación se observó que donde se tuvo un alto daño los IPR de los pozos fueron bajos. La mayor proporción del daño fue como consecuencia por el efecto de la turbulencia. Para minimizar este daño se realizó un análisis de la selección de los cañones. El daño mecánico, por otro lado en algunos casos (Nia Superior del pozo San Martín 1X) se generó debido a que solo se baleó un 40% del espesor total del reservorio o también llamado daño por "penetración parcial", para disminuir este efecto se resolvió considerando en los pronósticos balear todo el espesor con hidrocarburos. En otros casos el daño mecánico fue debido a daños durante la perforación de los pozos.

Programa "SPAN"

El programa "Span" fue usado para seleccionar los cañones óptimos a utilizar, el cual incluía la densidad de disparo, la penetración, el ángulo de fase, etc. El análisis se realizó usando diferentes cañones para el mismo reservorio.

Con el objetivo de incrementar la productividad (Disminución del factor de turbulencia). Para esto se necesitaba utilizar un cañón con la mayor densidad de baleo (SPF "Shoot per foot" o tiros por pie) y con la mayor penetración para poder incrementar el radio efectivo del pozo y reducir la caída de presión a través de los perforados.

Características de algunos cañones analizados:

PowerJet 4505, 4 ½", 5 SPF, 72°, 54.1 plgs de penetración.

PowerJet 4512, 4 ½", 12 SPF, 135/45°, 30.2 plgs de penetración.

PowerJet 3406, 3 3/8", 6 SPF, 60°, 38.6 plgs de penetración.

Selección de la correlación para el cálculo del daño mecánico.

Para los pronósticos de producción se seleccionaron nuevos cañones y por lo tanto se usaron correlaciones para determinar el nuevo daño.

Para determinar el daño mecánico, se usaron los métodos de Mcleod, y Karakas tariq. El primero nos dio valores altos de daño y fue considerado como cálculo conservador y es el que se presenta en el presente estudio. El segundo método dio valores de daño más bajos y se considero como cálculos optimistas.

Los valores de daño mecánico usando el método de Mcleod están en el orden de 30 a 90.

Selección de la correlación para determinar el daño por desviación y penetración parcial.

Existen dos correlaciones conocidas para determinar el daño por desviación y penetración parcial, ellos son Cinco- Martin-Brons y Wong-Clifford. Se uso la correlación de Wong-Clifford por que proporcionaba valores más conservadores. El mismo usa valores de profundidad de los baleos en MD y TVD, además considera la anisotropía de la formación.

Factor de Turbulencia

El cálculo del factor de turbulencia fue determinado a partir de la ecuación de Jon's para los pozos con datos de producción, para los pronósticos de producción se calcularon a partir de la ecuación 1-14, pero debido a que se obtuvieron valores muy bajos (valores de altos de productividad) con respecto a los obtenidos durante los ensayos. Se uso un valor promedio de los datos de 10 pruebas de formación como calculo conservador el cual dio $D=1.5 \text{ MMscfd}^{-1}$.

3.- Selección de la correlación de flujo multifasico "VLP"

Existen muchas correlaciones para calcular la eficiencia del levantamiento vertical ("VLP"), sin embargo aquí se aplicaron las correlaciones de Duns & Ros, y Aziz Govier son correlaciones para pozos de gas y condensado.

Luego de varios análisis con diferentes correlaciones de flujo multifasico se determino que la mejor correlación como el método de Duns & Ros, el cual dio resultados bastante cercanos a los obtenidos por la prueba vale decir, el caudal de gas, caudal de condensado, presión fluyente de fondo, presión y temperatura en cabeza. También el método de Petroleum Expert tuvo un buen ajuste. Para el flujo horizontal se uso la correlación de Dukler & Flanigan.

4.- Selección de la tubería de producción

Una vez que se tuvo el IPR del conjunto Nía mas Noi se realizó la sensibilidad al diámetro de la tubería de producción. La presión en el sistema o mejor dicho la presión mínima que se debe tener en la cabeza del pozo es de 1500 psia para poder llegar a la planta Malvinas a 1280 psia (la distancia de los pozos productores a la planta es de 25 Km, produciendo una caída de presión de mas de 200 psia).

5.- Pronósticos de Producción e inyección

Una vez obtenido los IPR, el tipo de cañón, la correlación de flujo y la tubería de producción a usar, se inició a calcular los pronósticos de producción. Para esto se tuvo en consideración que la mínima presión en cabeza del pozo debería ser 1500 psia.

Para los pronósticos de inyección, no se realizaron pruebas de inyectividad en ningún pozo, por tal motivo se uso la ecuación de Jon's para el cálculo de inyectividad. Sin embargo los valores petrofisicos, etc. se asumieron los mismos que el de los pozos existentes. Por ejemplo los valores para el cálculo de inyectividad en el pozo San Martín I (pozo Inyector de San Martín), fueron tomados del pozo San Martín 1.

Cálculos realizados

Los cálculos fueron realizados en cuatro pozos, dos en el Yacimiento San Martín (San Martín 1 y San Martín 3) y dos en el Yacimiento Cashirari (Cashirari 1 y Cashirari 3). Sobre la base de estos pozos se realizaron todos los pronósticos de producción e inyección, así como también la selección de los cañones y el diámetro de la tubería de producción.

Por razones de espacio en el presente trabajo solo se muestran los cálculos realizados en un pozo: el San Martín 1X, sin embargo se incluye los resultados obtenidos en los otros tres pozos. Tanto los cálculos de productividad "IPR" como la pérdida de presión desde el fondo hasta la cabeza del pozo fueron calculadas utilizando el programa de Análisis Nodal "Prosper".

Yacimiento San Martín

CASO: San Martín 1X

Ajuste entre los datos de la prueba y los calculados con el programa de análisis nodal

Reservorio Nia Superior

A continuación se muestra la información que se utilizó para todo el análisis del reservorio Nia Superior de este pozo. ver fig. N° 27.

Información de la interpretación de registros eléctricos

Porosidad promedia=	16	%	
Sw=	32	%	(saturación de agua promedio)
h=	49.2	pies	(Espesor neto con hidrocarburos)

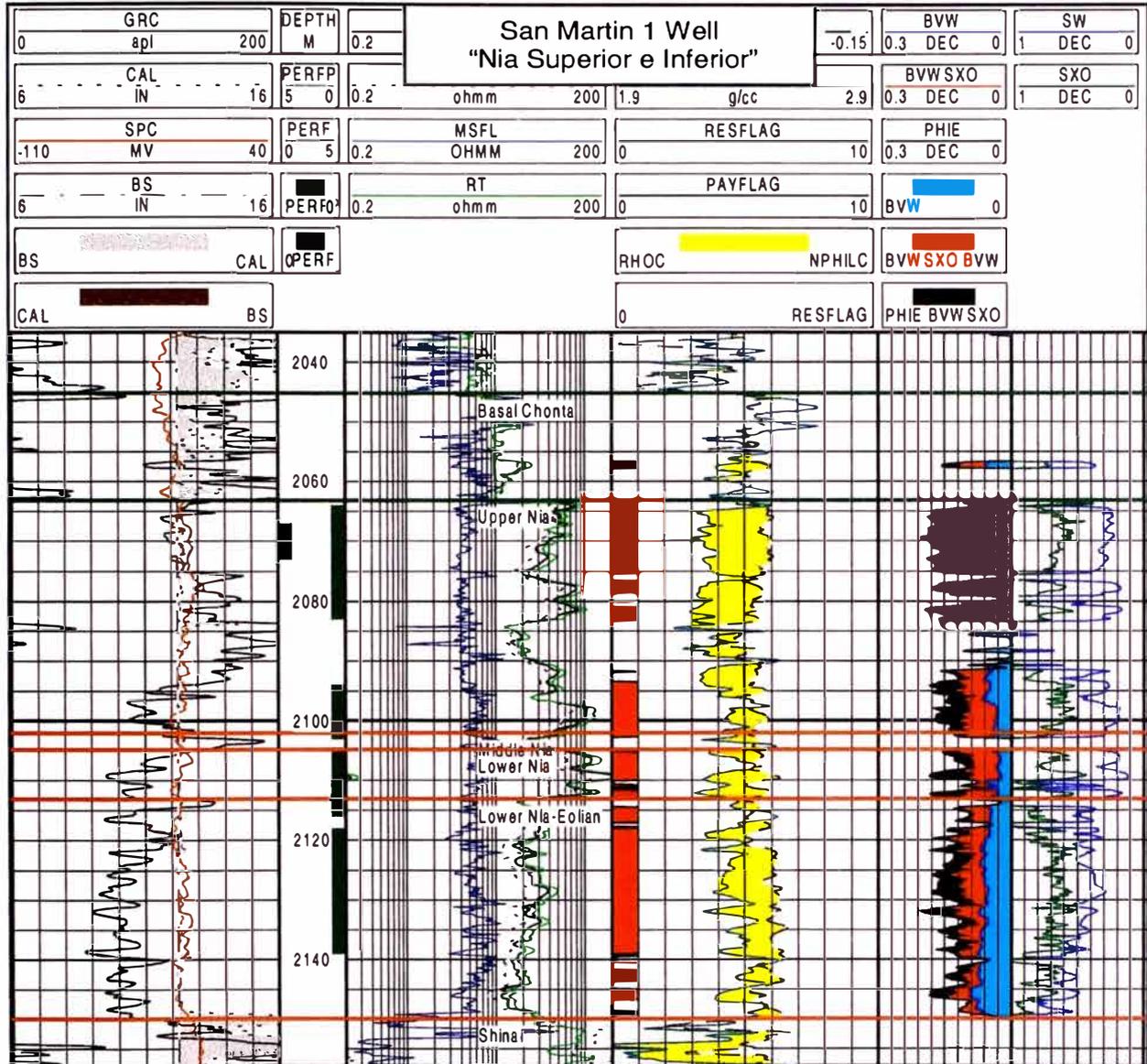


Fig. N° 27. Interpretación de registros eléctricos del reservorio Nia.

Información de Prueba de producción

La prueba de producción desarrollada en el Nia Superior, fue de tipo flujo tras flujo con cuatro caudales diferentes tal como se puede apreciar en el presente cuadro:

Estrangulador	Qg MM scf/d	Qcond. BBL/d	CGR BBL/MMscfd	FWHP psia	FBHP psia
1.750	23.22	936	40	857	2496
0.900	21.36	871	41	1215	2568
0.680	17.36	727	42	1715	2716
0.625	16.00	613	38	1982	2816

Donde:

CGR: relación de condensado y gas.

FWHP: presión de cabeza final.

FBHP: presión fluyente de fondo final.

Información adicional obtenidos durante la prueba

GOR= 24800 scf3/bl

API= °65 @ 60 °F

Gg= 0.677 gravedad específica del gas.

Información de interpretación del Restauración de presión (periodo cierre de la prueba)

Pr= 3115 psi

Tr= 165 °F

K= 310 md

D= 4 MMscfd⁻¹ (factor de turbulencia)

Skin= 48 Daño mecánico

Información de los cañones de Baleo

Diámetro de baleo= 0.147 pulgadas (de cada bala)

Densidad de baleo= 4 tiros/pie

Longitud de penetración= 11.97 pulgadas (en la formación)

Espesor de la zona dañada= 20 pulgadas (asumido)

Permeabilidad de la zona dañada= 42 md (asumida)

Espesor de la zona compactada= 0.5 pulgadas (recomendado)

Permeabilidad en la zona compactada= 37 md (asumida)

Angulo de fase= 0° (entre balas)

Permeabilidad vertical= 124 md

Información de PVT (presión volumen y temperatura)

Durante la prueba del reservorio Nia Superior se tomó muestras de gas y condensado en superficie para realizar estudios PVT, a continuación se muestra la composición del fluido en condiciones de reservorio.

Componente	Porcentaje Molar %
CO2	0.18
N2	0.55
C1	80.59
C2	9.80
C3	3.80
i-C4	0.57
n-C4	1.13
i-C5	0.45
n-C5	0.44
C6	0.62
C7 +	1.87
Total=	100.00

Datos de reservorio y del pozo

Formación	Nia
Intervalo de probado	2067-2073 m
Punto de rocío	3,095 psia
Presión de reservorio	3,115 psia
Temperatura del reservorio	165.0 °F

Condiciones de Muestra

Muestra	SUPERFICIE
Presión del Separador	295 psia
Temperatura del Separador	51.0 °F
GLR (gas de sep/ líquido)	24,800 scf/bbl (40 Bls/MMscfd)
Factor de compresibilidad	0.941
Gravedad del gas de separador	0.677 (aire=1)
API	63 @ 60°F
GLR de tanque	470 scf/bbl
Gravedad del Gas de tanque	1.376

Del estudio PVT se determinó que los reservorios del Bloque 88, son del tipo condensado retrogrado. En ese sentido, como la presión del reservorio está muy cerca

de la presión del punto de rocío, con un mínimo caída de presión habrá formación de condensados en el reservorio, y por consiguiente, un aumento en la saturación del líquido y una disminución de la permeabilidad relativa al gas. Sin embargo, debido a que el contenido del líquido es bajo (considerando un reservorio rico en 100 Bls/MMscfd el efecto en la producción es mínima).

También hay que resaltar que la cantidad de dióxido de carbono es baja (menos del 2%) para producir corrosión, por otra parte no se encontró H_2S . El líquido condensado retrogrado es del 2%.

En el programa de análisis nodal "Prosper" se cargo las propiedades del gas y se uso correlaciones para determinar los valores intermedios de las propiedades del gas. A continuación se muestran las principales correlaciones con los datos de laboratorio.

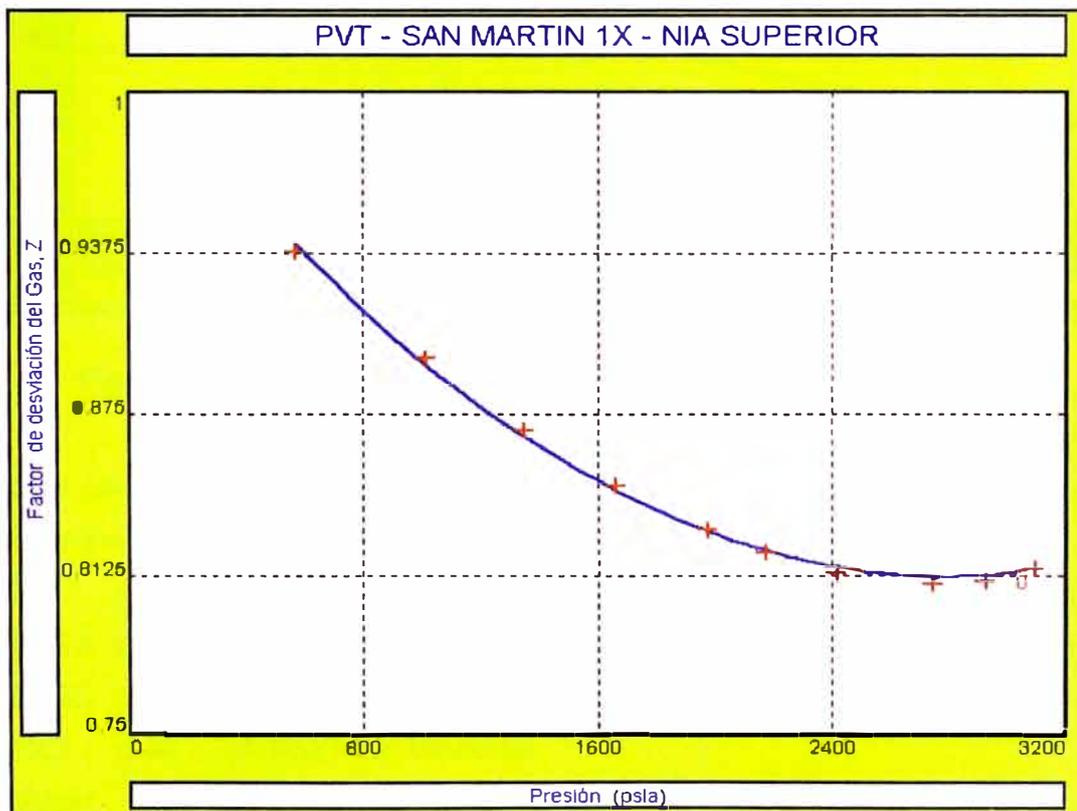


Fig. N° 28. Factor de desviación del gas "Z".

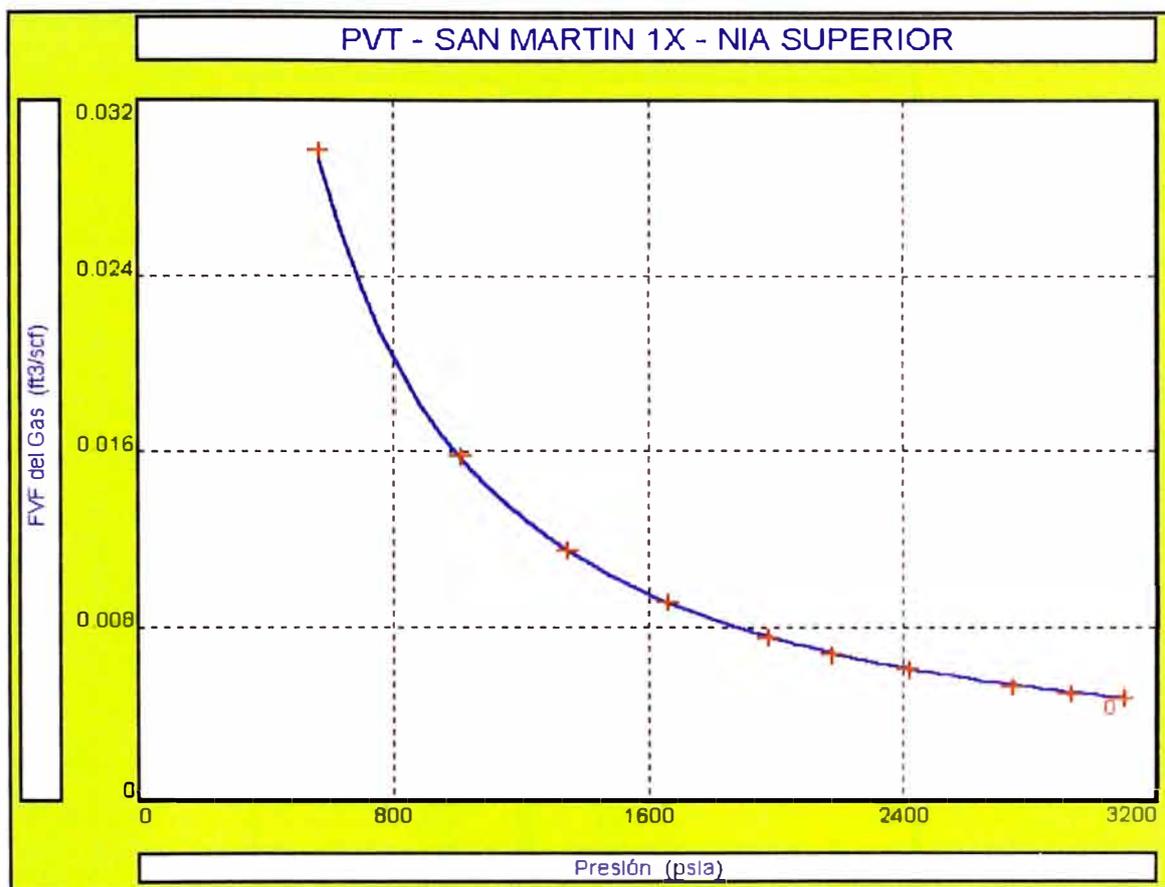


Fig. N° 29. Gráfica del factor de volumen de formación del gas.

Información del pozo

Radio del pozo= 0.51 pies

OD= 3.5 plgs (Diámetro externo de la Tubería de producción de prueba)

ID= 2.922 plgs (Diámetro interno de la Tubería de producción de prueba)

OD= 9.625 plgs (Diámetro externo de la tubería de revestimiento)

hp= 19.7 pies (Arena neta baleada)

pozo: vertical

A continuación se muestra un diagrama de prueba usado en el pozo San Martín 1x, para el reservorio Noi.

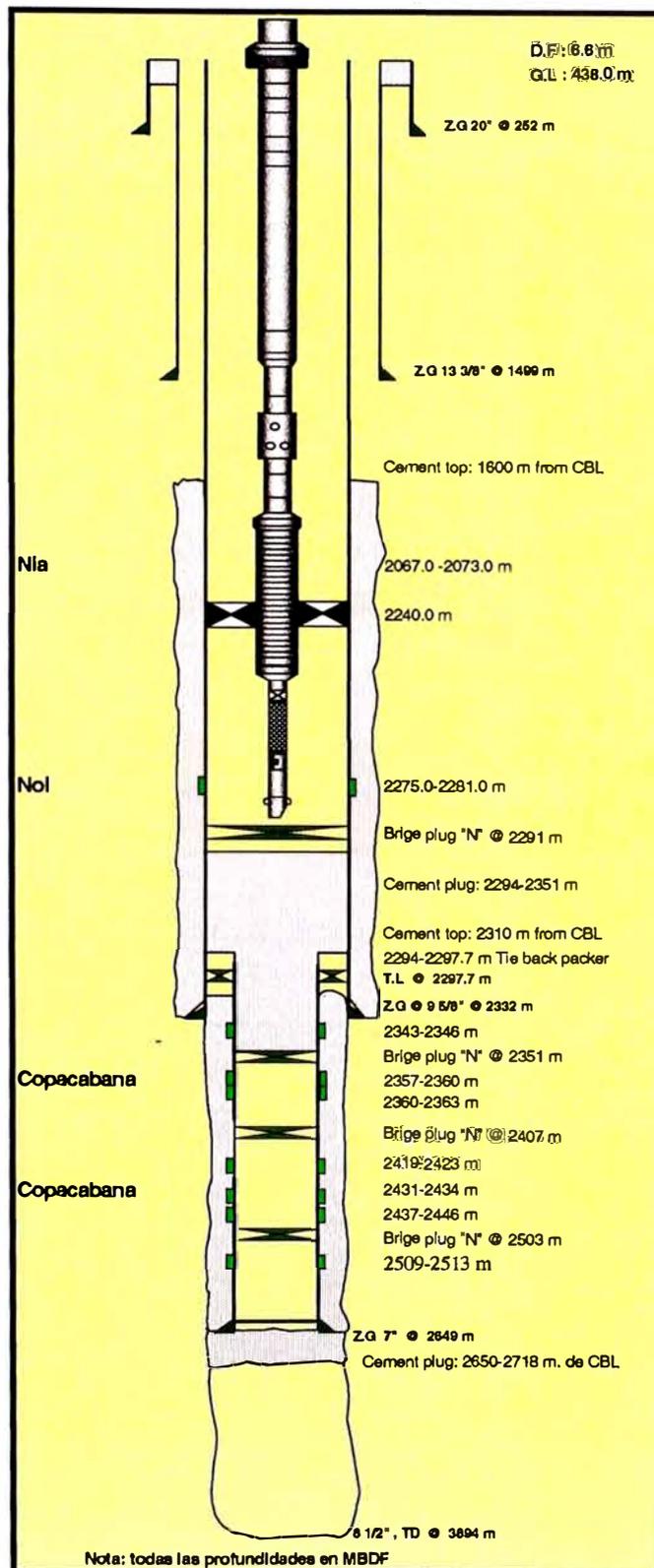


Fig. N° 30. Esquema de instalación de prueba para el reservorio Noi. Pozo San Martín 1X.

Calculo del IPR

Con los datos de la prueba del pozo, se determino el IPR del reservorio Nia Superior con el método de Fetkovich.

Pr=3115 psia

Qg MMscf/d	FBHP psia	(pr ² -pwf ²)	log (pr ² -pwf ²)	log Qg
23.22	2496.0	3473271	6.5407	1.3659
21.36	2568.4	3106403	6.4923	1.3296
17.36	2716.4	2324621	6.3664	1.2395
16.00	2816.0	1773656	6.2489	1.2041

Como se explico en la sección teórica, si graficamos el logaritmo de la diferencia de los cuadrados de la presión de reservorio y la presión fluyente versus el logaritmo del caudal, los puntos deben ajustarse a una línea recta. A continuación se muestra este ejercicio.

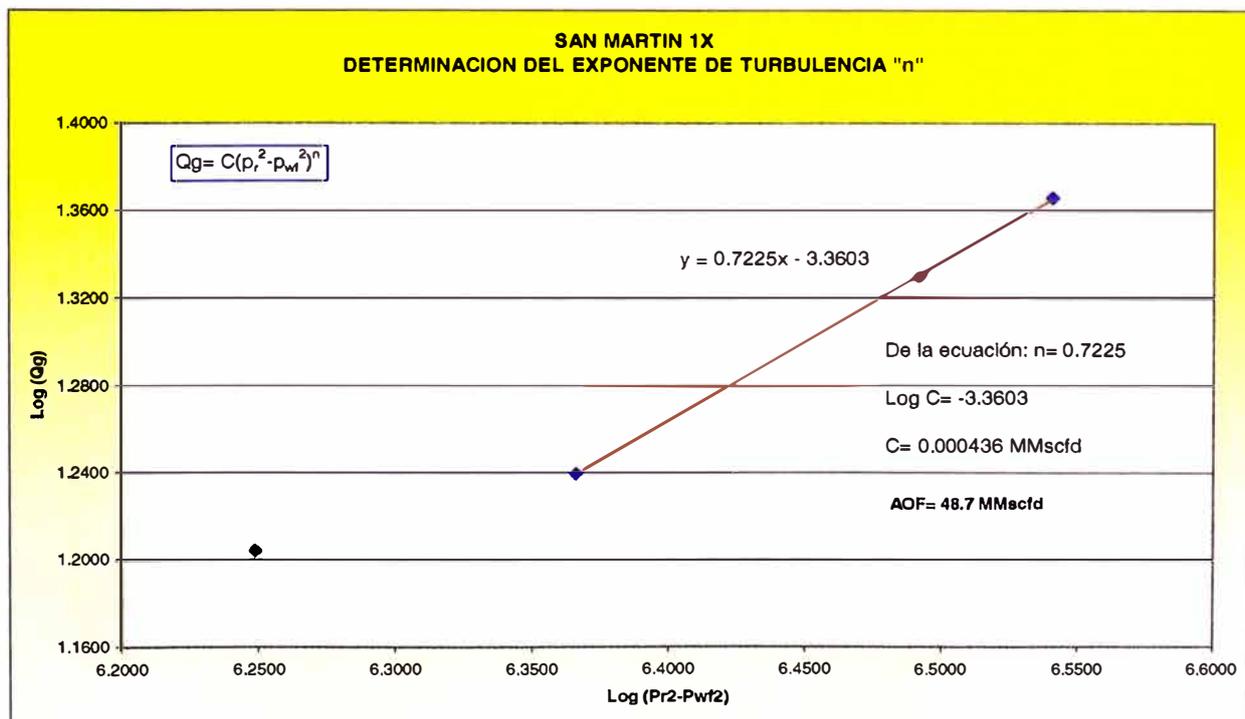


Fig. N° 31. Gráfica de Fetkovich para determinar el "n".

El AOF fue obtenido de la ecuación de Fetkovich, utilizando una presión fluyente de 14.7 psi, y se obtuvo un valor de 48.7 MMscf.

En el programa de análisis nodal se calculo nuevamente el IPR del reservorio Nia Superior con el método de Jon's. El valor del AOF de Fetkocivh fue usado para confirmar el valor obtenido por Jon's.

La ecuación de Jon's fue usada con el objetivo de poder realizar variaciones del espesor baleado, disminución del daño, disminución del factor de turbulencia, etc. Esta variaciones se realizaron una vez obtenido un buen ajuste entre los valores de la prueba y el cálculo nodal. El cual incluye el IPR del reservorio y la caída de presión debido a la instalación de prueba.

A continuación se muestra el IPR del reserovio Nia Superior con el método de Jon's. Como se utilizan muchas variables para determinar el IPR, se observa que la curva pasa por los puntos de caudal y presión tomados durante la prueba y el AOF esta muy cerca del valor que se obtuvo por el método de Fetkovich.



Fig. N° 32. IPR del reservorio Nia Superior con el método de Jon's. AOF= 46.7 MMscfd.

Selección de la correlación de flujo multifasico.

Para determinar la perdida de presión que ocurre desde el intervalo baleado hasta superficie se realizo sensibilidades a las correlaciones existentes y se determino que

las correlaciones de Petroleum Expert y específicamente para este caso la de Duns & Ros tenía un buen ajuste. Esto se ilustra en la fig. N° 33 donde se muestra un valor de la presión fluvente de fondo (cuadrado de color negro) a la profundidad del registrador y los cálculos obtenidos de las diferentes correlaciones.

Como se detallo en la parte teórica, las correlaciones utilizan los valores de caudal de gas en superficie, el caudal de condensado, la presión de cabeza y el programa calcula la presión fluvente desde superficie hasta el fondo de la instalación.

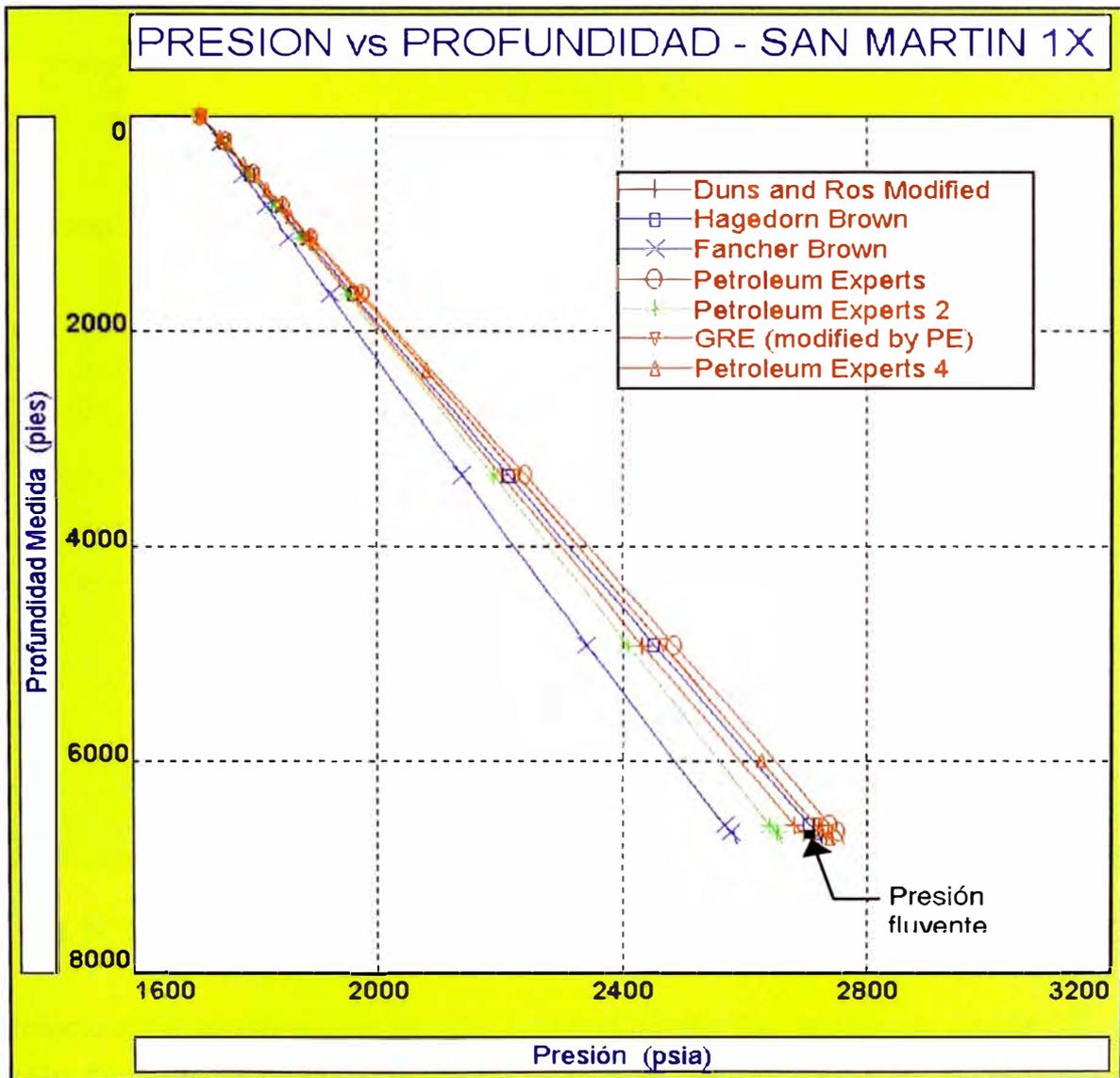


Fig. N° 33. Selección de la correlación de flujo vertical

Análisis nodal del reservorio Nia Superior.

A continuación se muestra el ajuste obtenido entre los datos de prueba y los valores que se obtuvieron del análisis nodal. La curva de color azul representa al "IPR" y curva de color rojo representa al "VLP" o también se puede considerar como la pérdida de carga que ocurre básicamente en la tubería de producción.

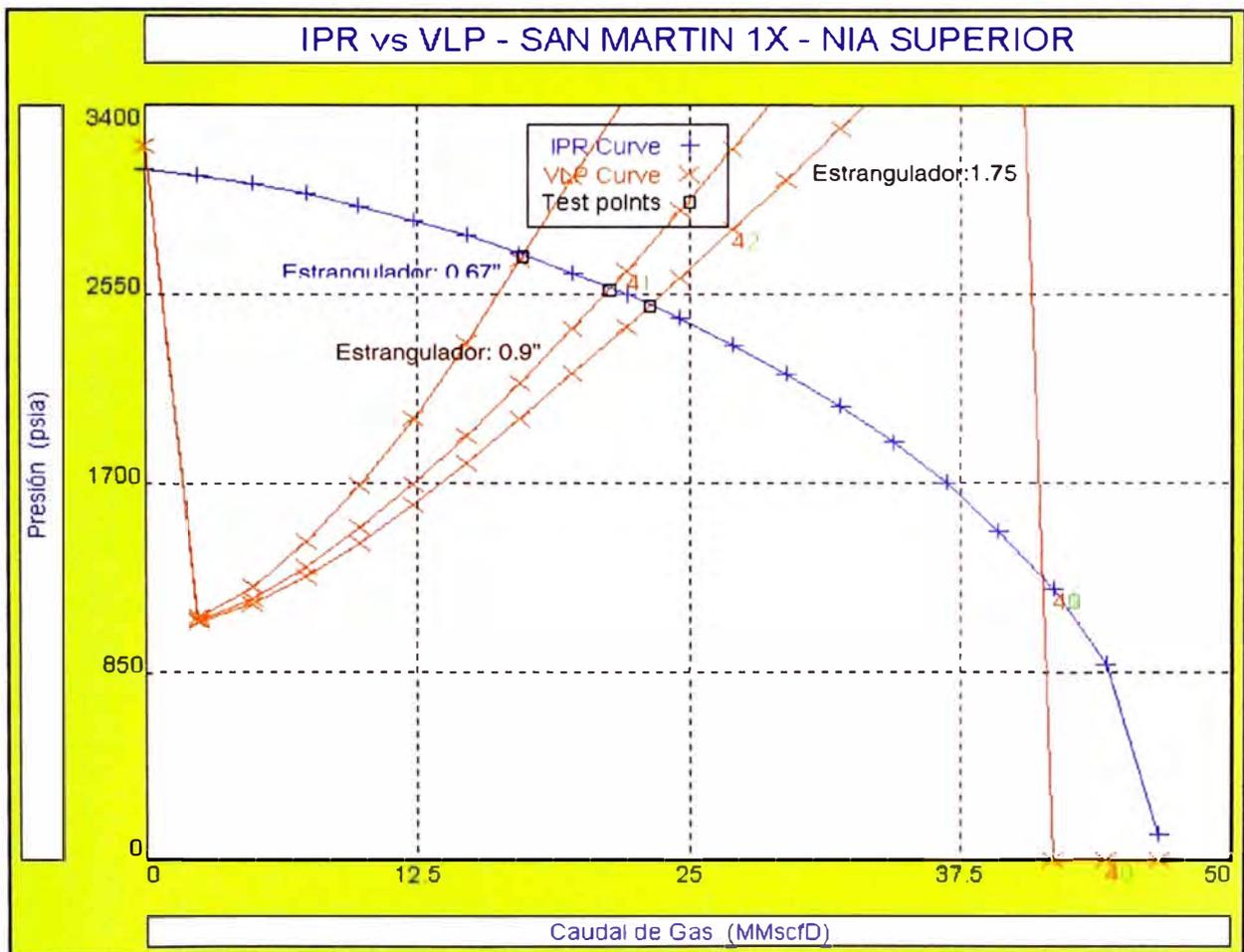


Fig. N° 34. Ajuste de los datos de prueba y los calculados con el análisis nodal.

La intersección de las curvas de IPR y VLP, nos dan los valores de caudal de gas y presión fluyente de fondo que satisface ambas curvas. Es decir por ejemplo para producir un caudal de 23.22 MMscfd (estrangulador mas grande 1.75") la presión fluyente de fondo que se necesita es de 2496 psia (del IPR), por otro lado para tener este mismo caudal a una presión de cabeza de 857 psia se necesita en la entrada de la instalación de prueba una presión fluyente de 2496 psia es decir la misma para generar este caudal. Cuando se obtiene estos valores y están próximos a los valores

obtenidos durante la prueba se puede decir que el sistema esta ajustado. Se muestra a continuación los valores para los tres estranguladores.

Estrangulador pigs	Qg MM scf/d		Qcond. BBL/d		FWHP psia		FBHP psia	
	DST	Calculado	DST	Calculado	DST	Calculado	DST	Calculado
1.750	23.22	23.20	936	949	857	875	2496	2501
0.900	21.36	21.40	871	875	1215	1241	2568	2578
0.670	17.36	17.30	727	711	1715	1714	2716	2729

Pronóstico de Producción Total del Pozo San Martín 1X

El pronóstico de producción total del pozo San Martín 1X, se realizó considerando nuevos cañones de baleo, un diámetro óptimo de tubería de producción y dos reservorios Nia y Noi. Tanto para el reservorio Nia como Noi, se consideró un promedio para todas las propiedades.

Primero se calculó el IPR para Nia y luego para el Noi, luego se calculó el IPR en conjunto y se realizó los pronósticos con la concepción de maximizar la producción. Como el daño mecánico y el factor de turbulencia obtenidos durante la prueba fueron bastante altos tanto para Nia como para Noi. Para poder incrementar la producción se propuso lo siguiente. En el caso del reservorio Nia Superior, fue baleado solo 19.7 m de 49.2 m. para los pronósticos de producción se baleó todo el intervalo productivo 49.2m para poder disminuir el daño por penetración parcial. Por otro lado se tuvo un daño muy alto por turbulencia debido básicamente a los cañones usados (4 tiros/pie, 0° de fase, 11 plgs de penetración), para disminuir este efecto se seleccionaron los cañones de mayor penetración y densidad de disparo para disminuir la pérdida de presión a través de los mismos. A continuación se describe esta selección.

Selección de los cañones de baleo

A continuación se muestra una gráfica con los diferentes cañones que se analizaron, para el reservorio Nia (Superior y Nia Inferior):

Cañón 1: 4.5 plgs, 5 SPF(tiros por pie), 72° de fase, 54.1 plgs de penetración.

Cañón 2: 4.5 plgs, 12 SPF(tiros por pie), 135° de fase, 30.2 plgs de penetración.

Cañón 3: 3.375 plgs, 6 SPF(tiros por pie), 60° de fase, 38.6 plgs de penetración.

En la fig. N° 35 se puede observar que para una anisotropía (relación entre la permeabilidad horizontal y la permeabilidad vertical) de 2.5 la caída de presión que ocurre para producir un caudal de 90 MMscfs es 1578 psi, 2032 psi, y 2108 psi para el cañón 1, el cañón 2 y el cañón 3 respectivamente. De esto se desprende que el cañón 1 tiene menos pérdida de presión. La pérdida total de presión se incrementa cuando la anisotropía aumenta.

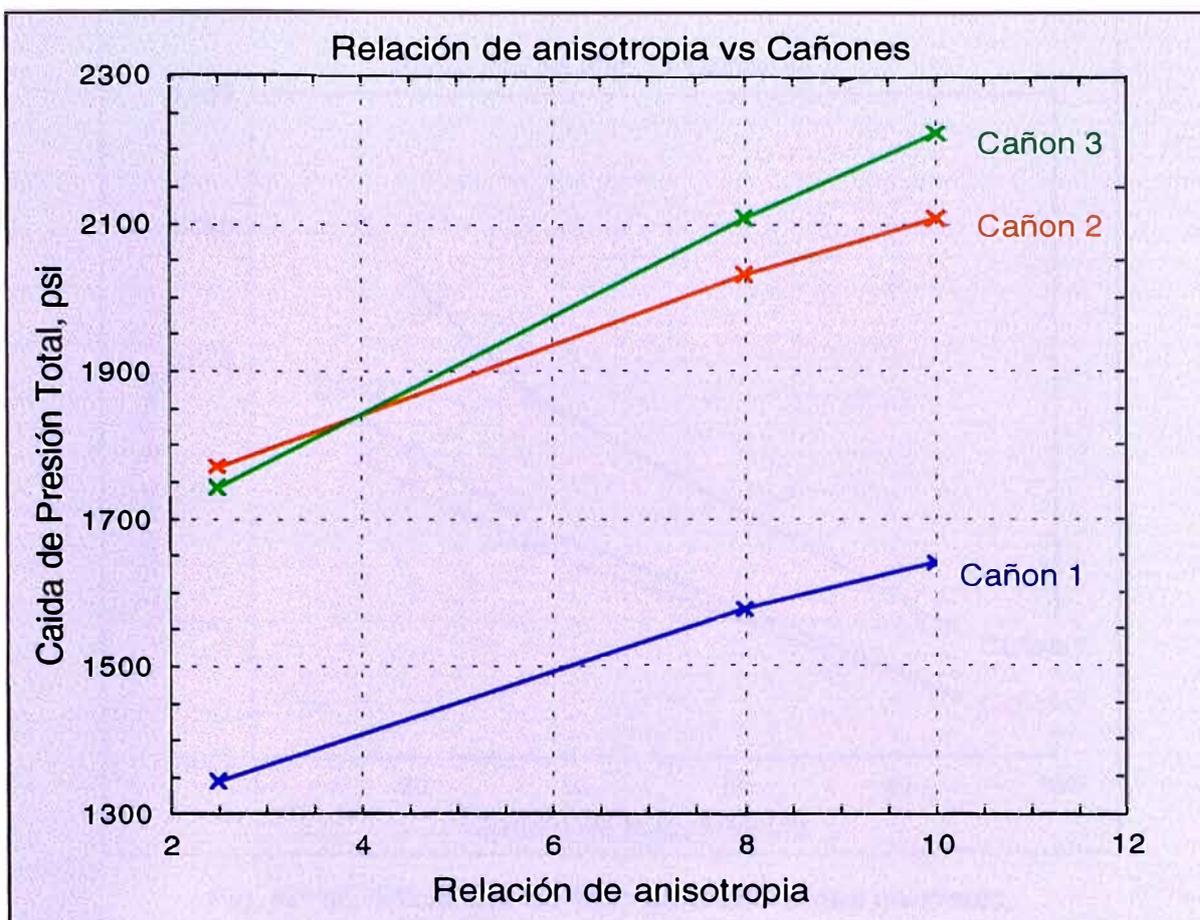


Fig. N° 35. Sensibilidad de los cañones con la anisotropía.

En la fig. N° 36 se puede observar que para un caudal de 20 MMscfs la eficiencia de flujo es 0.083, 0.058, y 0.062 para el cañón 1, cañón 2 y el cañón 3 respectivamente. Por lo tanto, el cañón 1 tiene mas eficiencia de flujo “mayor productividad”.

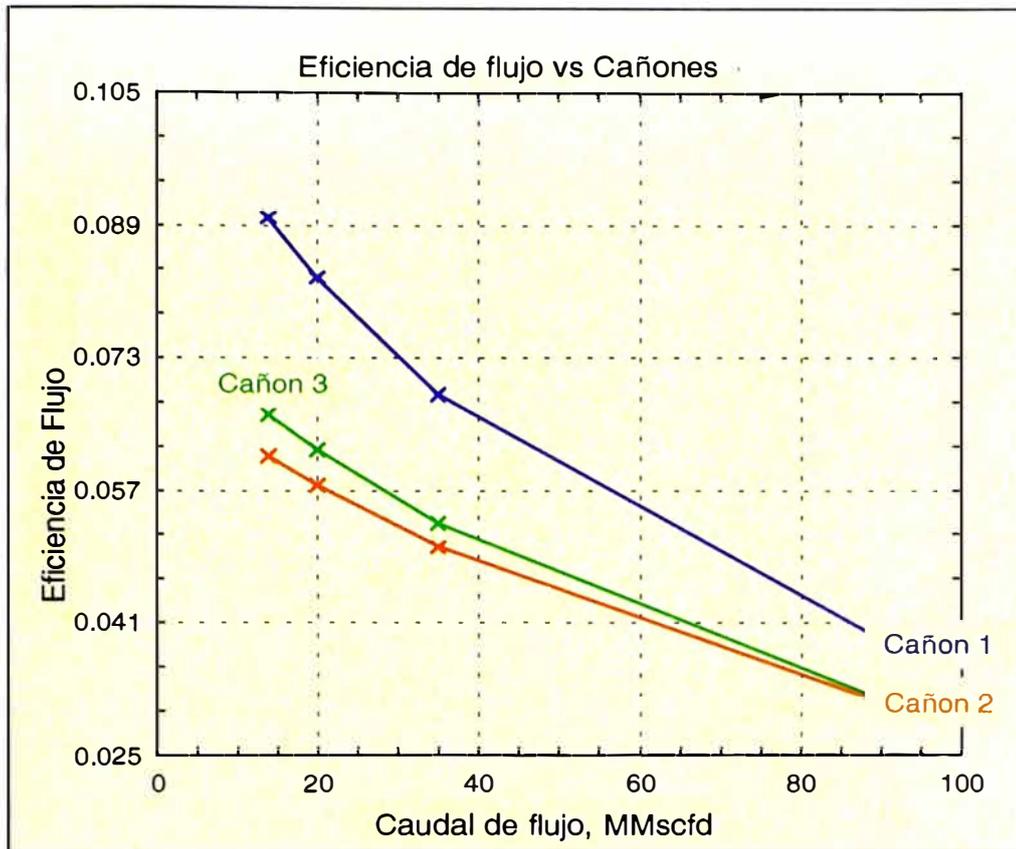
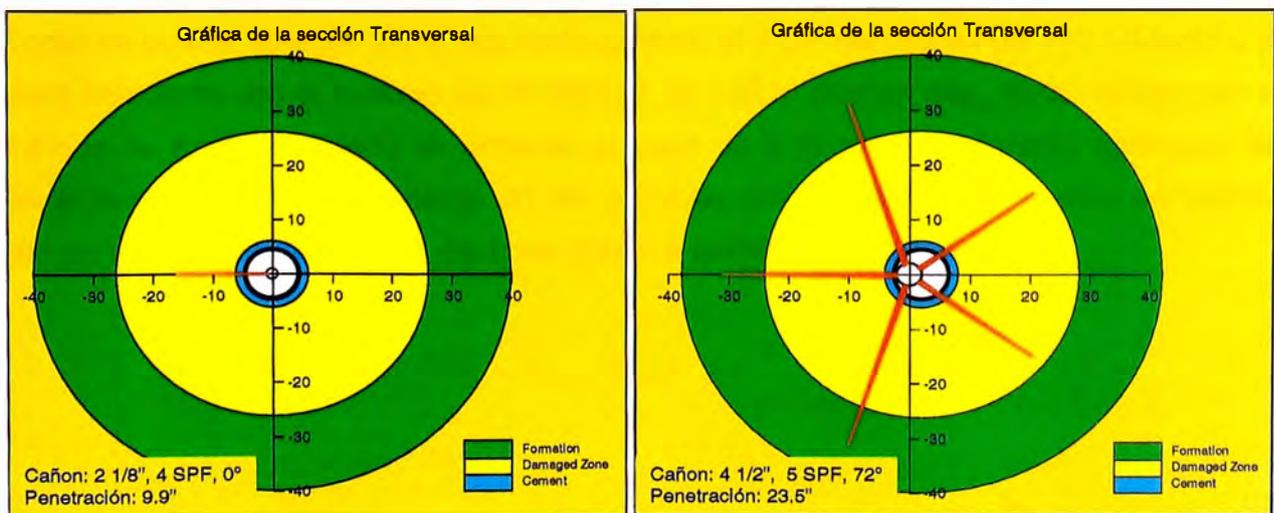


Fig. N° 36. Eficiencia de flujo para diferentes caudales.

Existen mas gráficos que muestran la misma tendencia, vale decir que los cañones que se recomienda usar son los de 4.5 plgs, 5 SPF (tiros por pie), 72° de fase y 54.1 plgs de penetración API.

A continuación se muestra una comparación de la penetración que alcanzan los cañones usados durante la prueba y los que se recomienda usar.



Usados durante la prueba del pozo

Recomendados para balear

Fig. N° 37. Comparación de los cañones usado y los recomendados para usar.

Calculo del IPR del Reservoirio Nia (Superior e Inferior)

El cálculo del IPR se realizó con el método de Jon's. La permeabilidad entre el Nia Superior y el Nia Inferior fue un promedio de los cores del San Martín 3 en los mismos reservorios. Se asumió un factor de turbulencia de 1.5 MMscf^{-1} como un promedio de las 10 pruebas de formación. Para los cálculos el punto de referencia es el tope de la formación productiva, por esta razón la presión del reservorio esta al tope del Nia Superior.

Pr= 3110 psi

Porosidad= 15 %

Tr= 165 °F

Sw= 35 %

K= 215 md

D= 1.5 MMscfd^{-1} (Factor de turbulencia)

h= 196.8 pies (Arena neta gasifera)

GOR= 24800 scf^3/bl

Area de Drenaje= 600 acres

Gg= 0.677

Radio del pozo= 0.51 pies

hp= 196.8 pies (Arena neta baleada)

OD= 7 plgs (Tubería de producción)

ID= 6.184 plgs (Tubería de producción)

Cañón: 4.5 plgs, 5 spf, 72° de fase, 26" de penetración a condiciones de reservorio.

Como se puede apreciar en el siguiente gráfico, el AOF del Nia es de 112 MMscfd y el daño calculado con el método de Mcleod es de 106 lo cual es alto, sin embargo con el método de Karakas & tariq se obtiene un valor de 5 lo cual es bastante optimista, de acuerdo a los valores obtenidos en las pruebas anteriores. Por tal motivo se trabajo con un daño conservador, es decir se utilizo la correlación de Mcleod.

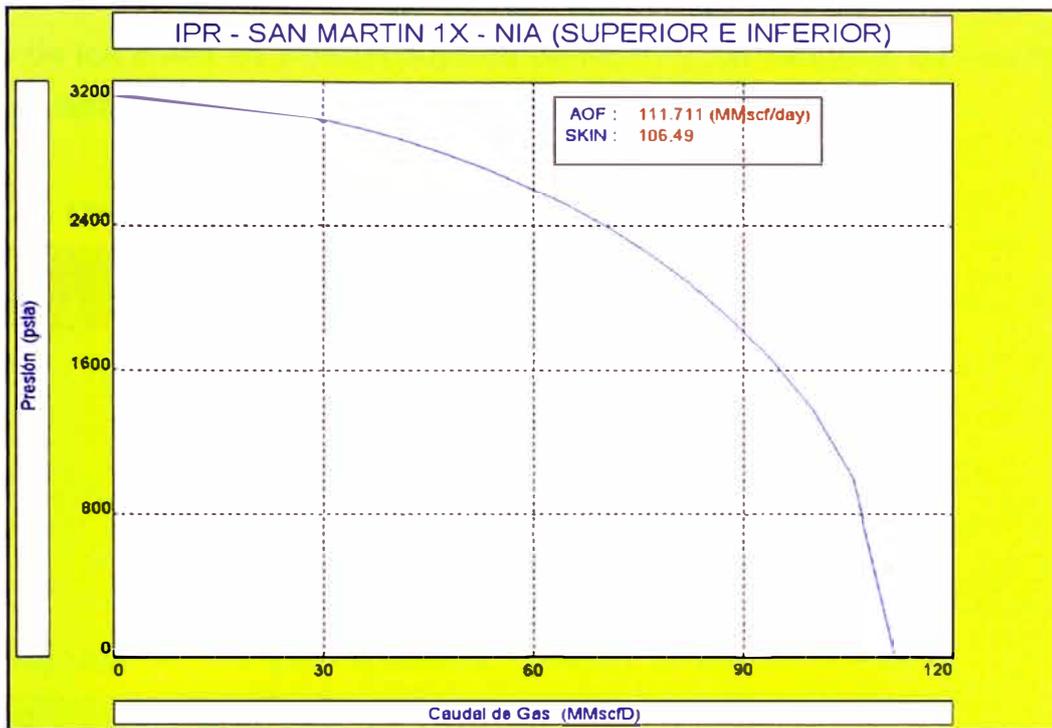


Fig. N° 38. IPR del reservorio Nia.

Calculo del IPR del Reservorio Noi (Noi Superior e inferior)

De la misma manera se procedió a calcular el IPR del reservorio Noi, para posteriormente calcular el IPR del conjunto (Nia mas Noi).

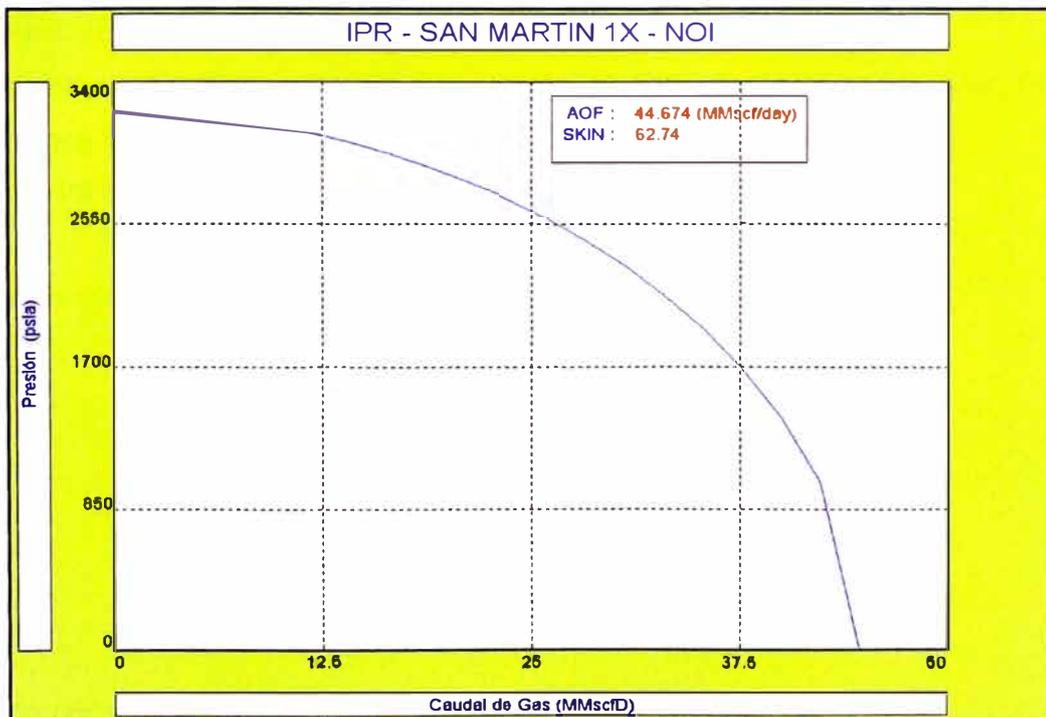


Fig. N° 39. IPR del reservorio Noi.

Algunos de los datos de presión fluyente de fondo y los caudales que se obtuvieron para cada reservorio se muestran a continuación.

Reservorio Nia

Qg MM scf/d	FBHP psia
39.79	3097
30.57	2812
21.16	2307
11.76	1401

Reservorio Noi

Qg MM scf/d	FBHP psia
39.79	3097
30.57	2812
21.16	2307
11.76	1401

Calculo del IPR en conjunto "Nia más Noi"

Para el cálculo del IPR en conjunto se uso el IPR de cada reservorio. El IPR del conjunto será la suma de los caudales de cada reservorio.

El IPR de Noi se puso al mismo nivel de referencia del tope del Nia.

Tope de los reservorios:

Reservorio	MD pies	TVD pies
Nia	6768.4	6763.8
Noi	7418.0	7413.0

Gradiente del gas: 0.09 psi/pies (tomada en el pozo SM 1X).

$$\Delta P = 0.09 \text{ psi/pie} \times (7413 - 6763.8) \text{ pie} = 58.4 \text{ psi (entre Nia y Noi).}$$

Los incrementos de presión se usaron para corregir el IPR de Noi y llevarlo al mismo punto de referencia de Nia.

Qg MM scf/d	*FBHP psia
39.79	3038
30.57	2754
21.16	2249
11.76	1342

*FBHP: Presión fluente de fondo final corregida.

Ahora ya estamos en condición de calcular el IPR en conjunto de Nia y Noi. El IPR en conjunto se muestra a continuación:

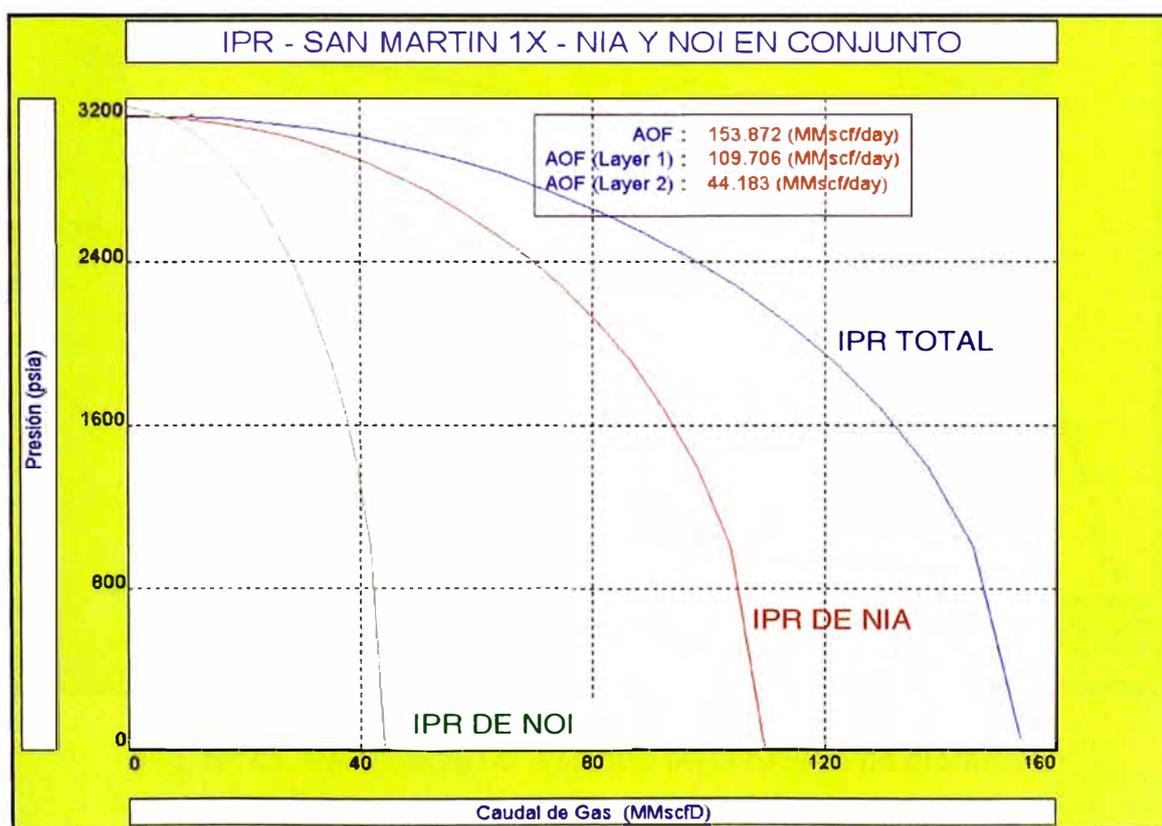


Fig. N° 40. IPR total (Nia más Noi) del pozo San Martín 1X.

Como se obtuvo en los IPR's individuales el potencial de producción es mayor en el reservorio Nia que el Noi. El AOF obtenido es 154 MMscfd.

El daño (skin) que se muestra en el gráfico es cero debido a que el daño está intrínsecamente en el IPR de cada reservorio, como el caso de un IPR de Fetkovich el

daño se encuentra en el coeficiente C.

Determinación del diámetro de la tubería de producción óptima

Una vez obtenido el IPR del pozo, se realizó una sensibilidad al diámetro de la tubería de producción para determinar la tubería a usar. Se consideraron 3 diámetros diferentes de tuberías de producción: 7" (diámetro interno: 6.184 plgs), 5.5" (diámetro interno: 4.778 plgs), y 4.5" (diámetro interno: 3.958 plgs). No se consideró la sensibilidad a la tubería de producción de 9.5/8" debido a que en los nuevos pozos a perforar se podrían bajar sola hasta tubería de producción de 7".

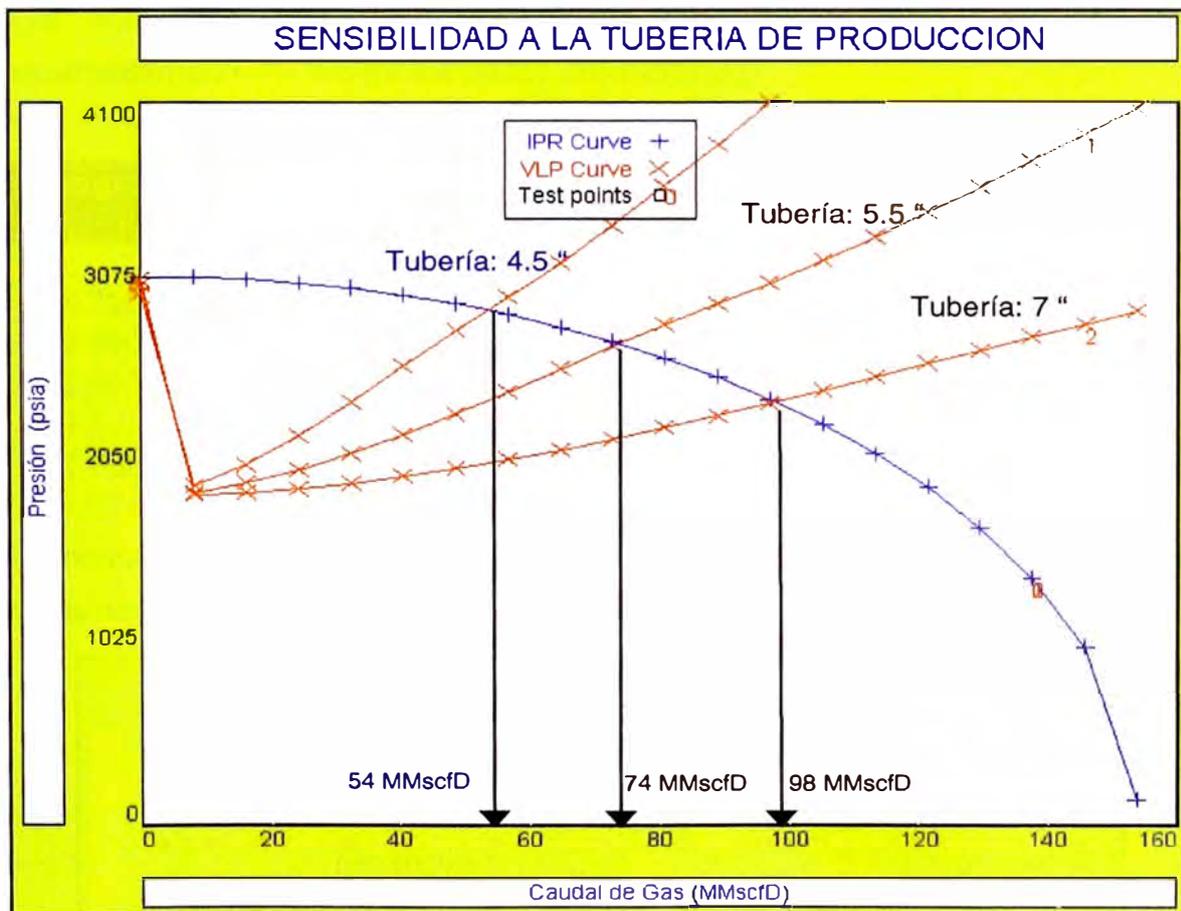


Fig. N° 41. Sensibilidad al diámetro de la tubería de producción.

Del gráfico anterior se puede resaltar que usando tubería de producción de 7", se tendría un incremento de 24 MMscfd de gas comparado con usar una tubería de producción de 5.5" y 44 MMscfd comparado con usar una tubería de producción de 4.5". A esto tendría que adicionarle la cantidad de líquido que se obtiene de ese incremento, que para el primer caso la diferencia bordea los 950 BPD de condensado,

y para el segundo caso 1700 BPD. Además hay que considerar el contenido de LGP que esta en el mismo orden de magnitud del condensado.

Finalmente los resultados que estamos mostrando son conservadores, se espera que los daños sean menores en los próximos pozos y por lo tanto se tenga una mayor productividad. Con esto la diferencia de usar una tubería de producción de 7" se hace más importante.

Por lo tanto se recomienda utilizar tubería de producción de 7" para la etapa de producción.

Una vez seleccionado la tubería de producción se procedió a calcular los pronósticos de producción, considerando una presión en el sistema de 1500 psi (para que pueda llegar a la planta Malvinas a 1280 psi, la Planta Malvinas se encuentra ubicada a aproximadamente 25 Km de los pozos productores).

Estrangulador	Qg MM scf/d	Qcond. BBL/d	FWHP psia	FBHP psia
3.000	97.90	3874	1549	2405
2.500	96.60	3821	1579	2427
2.000	92.70	3666	1662	2489
1.500	80.80	3193	1897	2654
1.000	49.70	1963	2310	2951

A continuación se muestran caudales y presiones de fondo de la tabla anterior gráficamente, para 3 estranguladores diferentes: 1.5", 2" y 3".

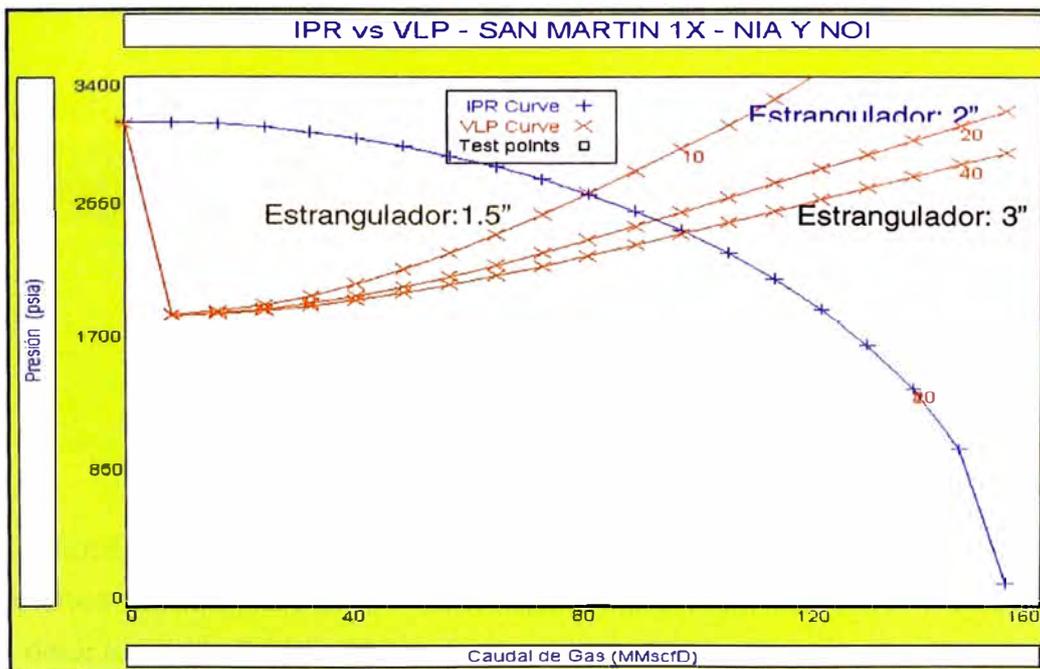


Fig. N° 42. Pronóstico de producción a diferentes estranguladores.

De la tabla y el gráfico anterior se puede concluir que los pozos tendrán una producción mínima de 100 MMscfd.

Pronóstico de Inyección Total del Pozo San Martín I (pozo inyector)

Calculo de la inyectividad de gas seco

Para realizar los cálculos de inyectividad se uso la información del pozo San Martín 1X. La composición del gas seco a inyectarse consiste básicamente de gas Metano y Etano con muy poco contenido de pesados ya que la eficiencia de la planta es alta. No se realizo ninguna prueba de inyectividad hasta el momento de realizar el presente estudio. Los cálculos realizados para determinar los caudales de inyección tuvieron la misma concepción de los pozos productores, es decir minimizar el daño para maximizar la inyectividad. La inyección de gas seco en este proyecto en particular es un punto critico debido a que la demanda de Lima es mucho menor que la capacidad de procesamiento de la Planta Malvinas, es decir la diferencia entre la capacidad de producción de Planta Malvinas y la demanda de Lima deberá ser inyectada. De no ser así, se tendría que disminuir la capacidad de procesamiento de la planta (disminuir la producción de los pozos) y como consecuencia se tendrá menos líquidos (recordar que el negocio del proyecto esta en los líquidos por su alto precio comparado con el gas). Otro de los puntos importantes por lo que se calculo la productividad de los pozos era para determinar el número de pozos inyectoras a perforar, sobre la base de un estudio echo de la demanda de Lima (caso conservador).

Composición de gas seco

COMPONENTE	GAS A REINYECTAR % Molar
CO2	0.36
N2	0.58
C1	87.80
C2	10.78
C3	0.44
Total=	100

Datos usados

Los cañones utilizados son los mismos que se determinaron para el pozo San Martín 1X, es decir los 4.5", 5 SPF, 72° de fase.

Los espesores de los reservorios Nia y Noi fueron los mismos que el pozo San Martín 1X, del mismo modo se tomo las mismas permeabilidades y los demás parámetros.
Gravedad del gas seco: 0.61

Cálculo de la Inyectividad del Reservorio Nia (Nia Superior e Inferior)

Primero se calculo la inyectividad del reservorio Nia y luego del reservorio Noi para luego determinar el Índice de Inyectividad del conjunto Nia más Noi.

A continuación se muestra la Inyectividad de Nia calculado con el método de Jon's.

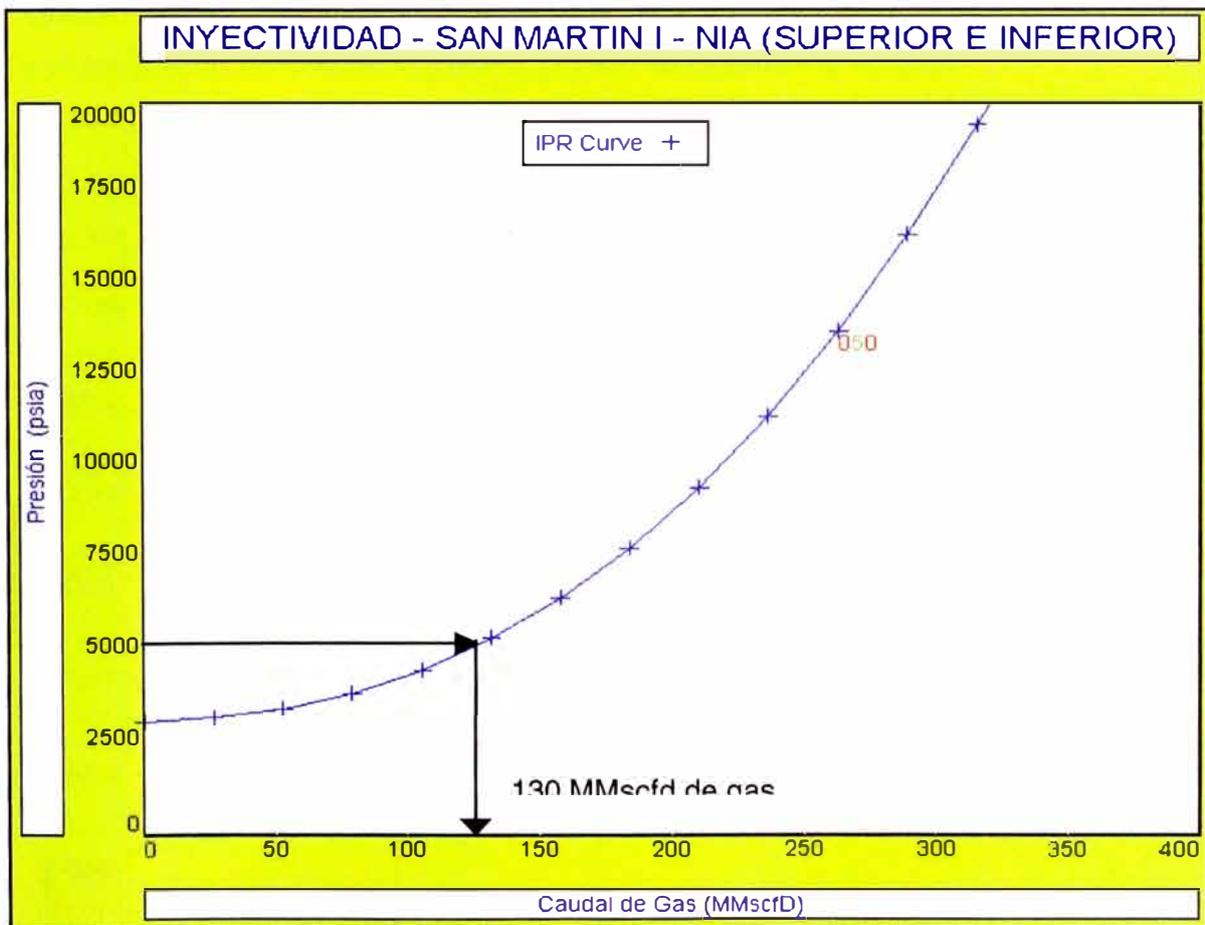


Fig. N° 43. Curva de inyectividad del reservorio Nia.

En este gráfico se puede apreciar que si se tuviera una presión en el fondo del pozo de 5000 psia se podría inyectar alrededor de 130 MMscfD de gas seco.

Algunos valores de la curva de inyectividad se muestran a continuación.

Qg MM scfd	FBHP psia
63.11	3620
85.75	4043
104.21	4484
208.42	9353

Calculo de la Inyectividad del Reservorio Noi (Superior y Noi inferior)

El cálculo de la inyectividad del reservorio Noi fue determinado de la misma manera que el reservorio Nia. En el siguiente gráfico se observa la misma.

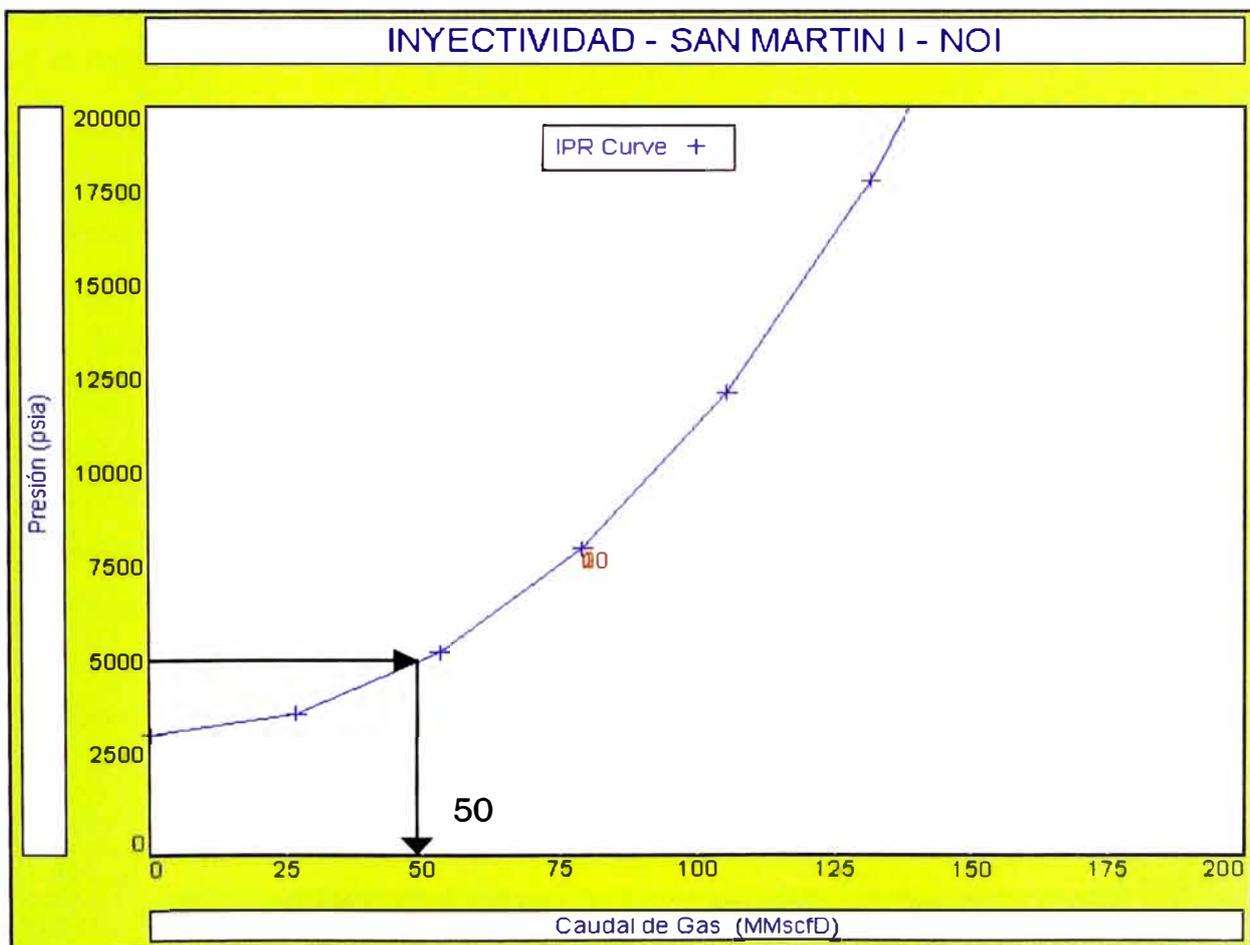


Fig. N° 44. Curva de inyectividad del reservorio Noi.

En este gráfico se puede apreciar que para una presión en el fondo del pozo de 5000 psia se podrá inyectar alrededor de 50 MMscfd. De la misma manera que para los pozos productores, el reservorio Nia tiene mas inyectividad que el reservorio Noi, por las mejores propiedades petrofísicas (mayor permeabilidad).

Algunos valores de la curva de inyectividad se muestran a continuación.

Qg MM scf/d	FBHP psia
33.05	4175
83.15	8828
104.21	12137
117.20	14914

Calculo de la Inyectividad de Nia y Noi en conjunto

Con la información de los índices de inyectividad de Nia y Noi se calculo la inyectividad de la mezcla.

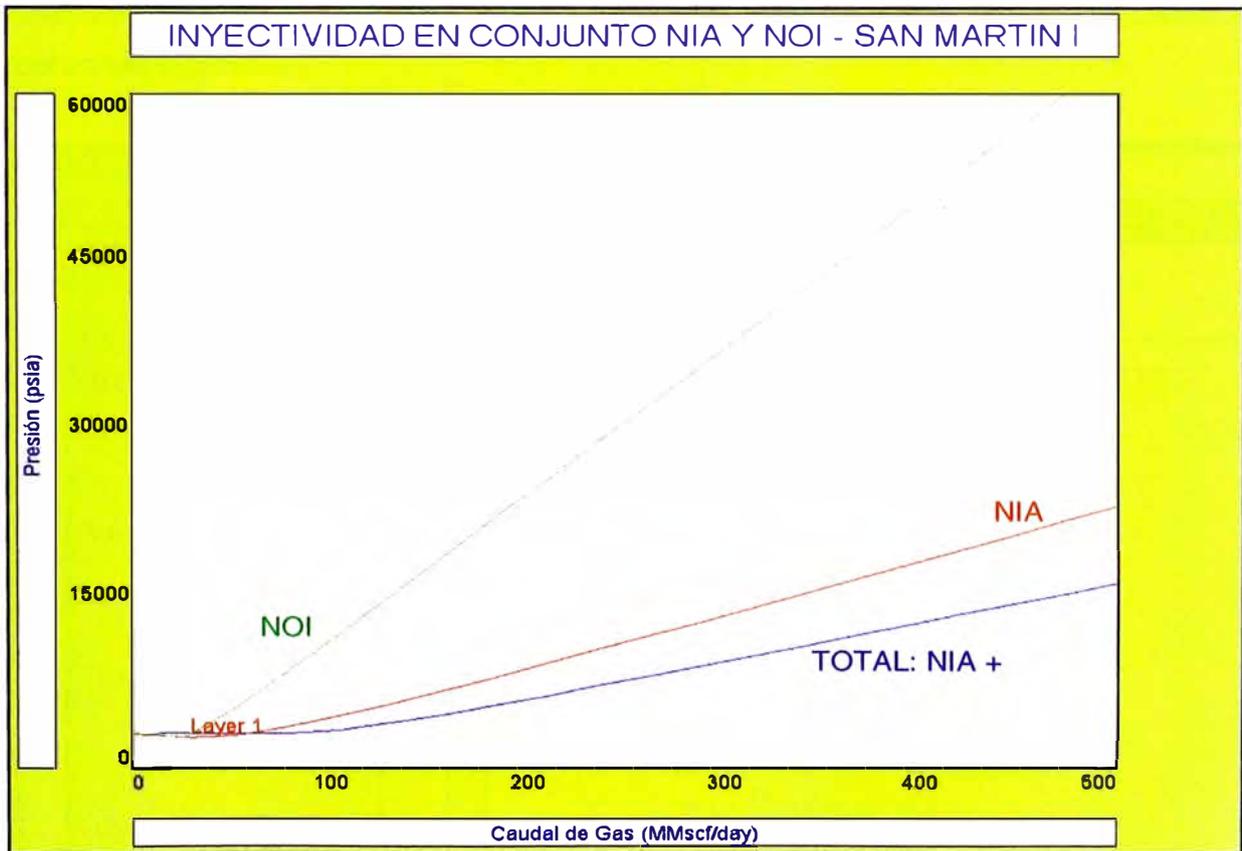


Fig. N° 45. Curva de Inyectividad del conjunto Nia más Noi.

La curva de inyección para Nia y Noi en conjunto que se muestra en el gráfico anterior, indica que mientras mayor sea la presión de fondo mayor será la inyectividad, pero esta presión de fondo está limitada por la presión de fractura de los reservorios Nia y Noi, el cual no debe ser mayor de 5000 psia.

A presiones fluyentes de fondo menores que la presión del reservorio Noi solo habrá inyección de gas seco en el reservorio Nia, pero como la presión del reservorio Noi es mayor que la del reservorio Nia teóricamente habrá un flujo de Noi hacia Nia. Este flujo cruzado terminara cuando la presión fluyente de fondo de inyección sea mayor a la presión del reservorio Noi, de esta manera se tendrá inyección de gas seco en ambos reservorios. El periodo en el cual la presión fluyente es menor a la presión de reservorio de Noi se muestra como una línea con poca pendiente en la curva de inyectividad de Nia más Noi.

Determinación del diámetro de tubería de producción de Inyección Optimo

Una vez obtenida la inyectividad del pozo, se realizo una sensibilidad a la tubería de producción para determinar la tubería de producción a usar. Se consideraron 3 diámetros diferentes de tubería de producción: 7 " (diámetro interno: 6.184 plgs), 5.5 " (diámetro interno: 4.778 plgs), y 4.5" (diámetro interno: 3.958 plgs). Los resultados fueron los siguientes:

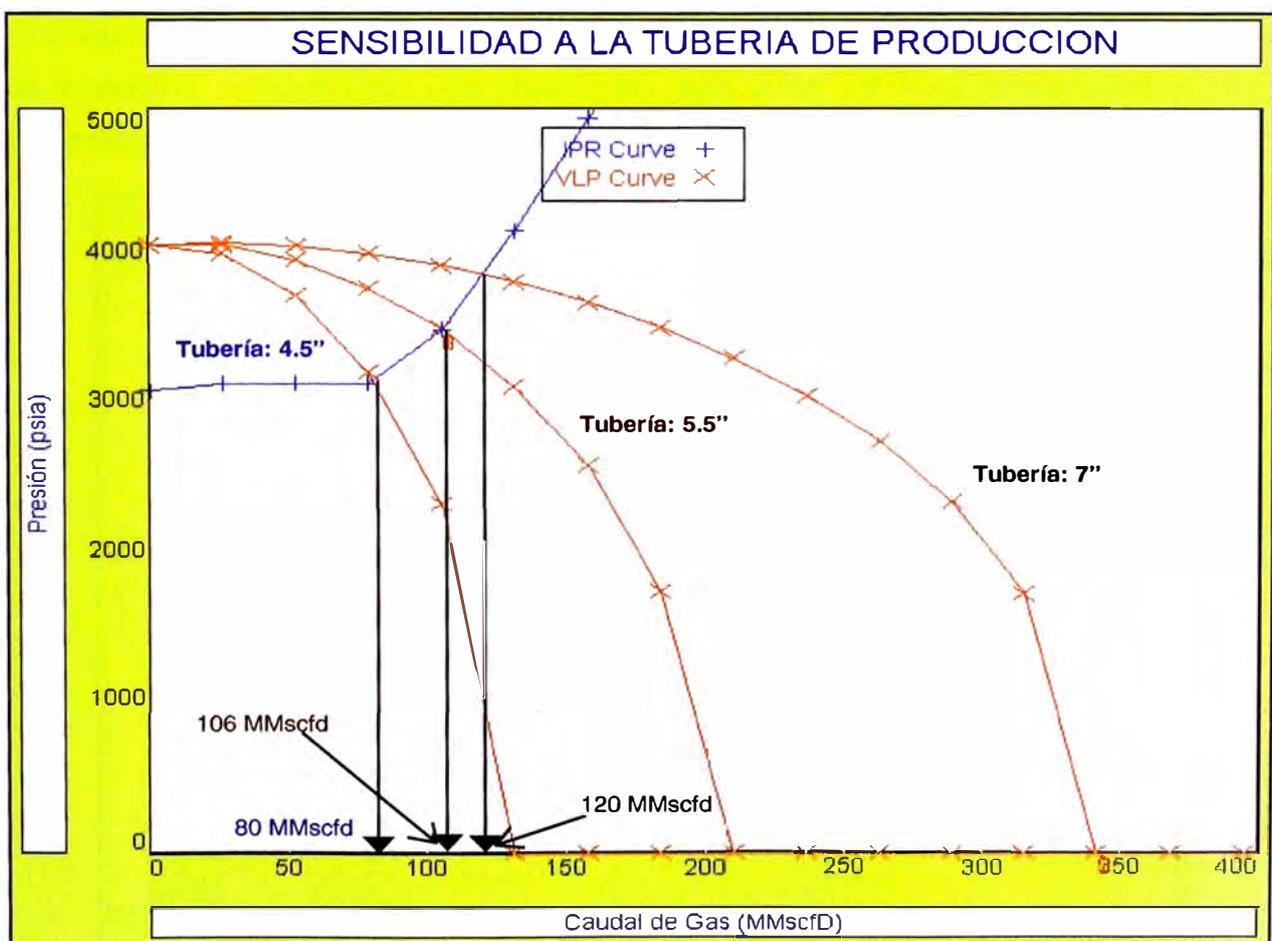


Fig. N° 46. Sensibilidad al diámetro de la tubería de producción.

Del gráfico anterior se puede resaltar que usando tubería de producción de 7", se podría inyectar 14 MMscfd de gas mas que con la tubería de producción de 5.5" y 40 MMscfd mas que con la tubería de producción de 4.5". Se debe entender que por cada millón de gas que se inyecte se podría producir el mismo volumen de gas seco mas 40 bls de condensado y 40 bls de LPG. No se muestra la sensibilidad aun tubería de producción mayor de 7" por que el diseño del pozo no lo permite.

Finalmente los resultados que estamos mostrando son conservadores, se espera que los daños sean menores en los próximos pozos y por lo tanto se tenga una mayor productividad. Finamente la primera etapa de inyección será la más dificultosa debido a que la presión de los reservorios serán originales pero luego de unos años la presión caerá como consecuencia de la producción y por lo tanto se podrá inyectar mas a la misma presión de fondo. Con esto la diferencia de usar tubería de producción de 7" se hace.

Por lo tanto se recomienda utilizar tubería de producción de 7" para la etapa de inyección.

Una vez seleccionado la tubería de producción, se procedió a calcular los pronósticos de inyección, considerando una presión en cabeza de 3500 psi (disponibilidad de los compresores de la planta Malvinas).

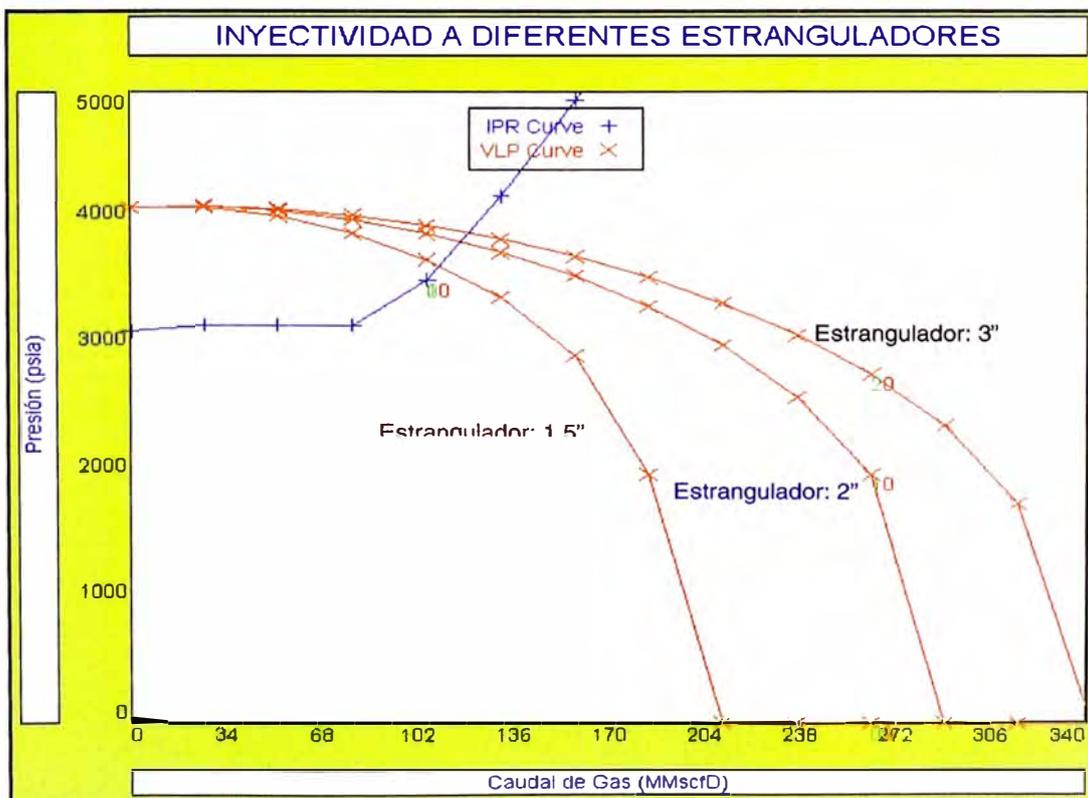


Fig. N° 47. Caudal de inyección a diferentes estranguladores.

A continuación se presenta los valores de caudal que se obtendrán a diferentes estranguladores para una presión de inyección en cabeza de 3500 psia.

Estrangulador	Qg MM scf/d	FBHP psia
3.000	120.20	3871
2.500	119.50	3853
2.000	117.00	3801
1.500	110.00	3620
1.000	25.87	3157

Se espera tener una inyección de 120 MMscfd para una presión en cabeza de 3500 psia a flujo pleno (sin restricción).

Los 3 pozos restantes fueron calculados de la misma forma, los resultados se muestran a continuación.

Resumen de los pronósticos de Producción e inyección

Yacimiento San Martín

Pronósticos de Producción

WELL	Qg MM scf/d	FWHP psia	FBHP psia	
SM1X	100	1549	2405	
SM 3X	82	1529	2481	(Solo produce Nia y Basal Chonta)

Pronósticos de Inyección

WHP psi	Qi MMscf/d	FBHP psia
3500	120	3871

Yacimiento Cashiriari

Pronósticos de Producción

WELL	Qg MM scfd	FWHP psia	FBHP psia
CS1*	113	1488	2709
CS3	147	1487	2657

*No incluye el Vivian Superior, Chonta Inferior y Nia Inferior.

Pronósticos de Inyección

Cashiriari 1004 I

WHP psi	Qi MM scfd	FBHP psia
3500	141	3985

Cashiriari 1004 I, fue calculado con los mismos parámetros que el pozo Cashiriari 1.

VIII. EVALUACION ECONOMICA.

La evaluación económica se realizó comparando las variables económicas de un mismo pozo completado con tubería de producción de 7" con 5.5". Los pronósticos de producción se realizaron con el simulador numérico para 36 años del proyecto, sin embargo debido al impacto en los parámetros económicos los cálculos se realizaron con quince años de producción.

Los cálculos realizados para determinar la ventaja económica de usar tubería de producción de 7" son muy básicos. Se asume que las tuberías de producción esta disponible y el costo del pozo es por la perforación, completación y instrumentos de medición de superficie. En la inversión se ha considerado un valor de 50 MMU\$S por el costo de las facilidades de producción.

Nota importante: Debido a razones de confidencialidad del proyecto, todas las variables fueron asumidas, tales como el precio del líquido, el precio del gas, costos operativos, etc.

Datos usados:

Precio del condensado: 23 U\$S/Bls.

Precio del LPG: 30 U\$S/Bls.

Precio del Gas: 1.0 U\$S/MMBTU. (1 pie³ equivalente a 1000 BTU)

Regalías: 37 %.

Resultados de la evaluación económica:

CASO I (Caudal inicial 100MMscfd)

VAN@15%= 152 MMU\$S

TIR@15%= 77%

PAY OUT= 2 años y 3 mese

Eficiencia de la inversión: 2.3

CASO II (Caudal inicial 75 MMscfd)

VAN@15%= 108 MMU\$S

TIR@15%= 58%

PAY OUT= 3 años

Eficiencia de la inversión: 1.5

A continuación se muestra el flujo de caja de la evaluación económica, primero para el CASO I y luego para el CASO II.

CASO I: 100 MMscfd

PERIODO	AÑO	DIAS	PRODUCCION			PRECIOS			VENTA DE GAS MMUS \$	VENTA DE LPG MMUS \$	VENTA DE CONDENSADO MMUS \$	VENTA TOTALES MMUS \$
			CAUDAL DE GAS (MMcfd/day)	CAUDAL DE LPG (bbl/day)	CAUDAL DE CONDENSADO (bbl/day)	CAUDAL DE GAS US\$/MMBTU	CAUDAL DE LPG US\$/BBL	CAUDAL DE CONDENSADO US\$/BBL				
1	2004	183	42	1626	1655	1.00	29.53	23.00	7.97	8.76	6.9	23.67
2	2005	365	100	3889	3878	1.00	29.53	23.00	38.16	41.92	32.6	112.63
3	2006	365	100	3880	3778	1.00	29.53	23.00	38.16	41.82	31.7	111.69
4	2007	365	100	3837	3638	1.00	29.53	23.00	38.16	41.36	30.5	110.06
5	2008	365	96	3573	3319	1.00	29.53	23.00	36.70	38.51	27.9	103.08
6	2009	365	92	3180	2966	1.00	29.53	23.00	35.03	34.27	24.9	94.20
7	2010	365	92	2925	2740	1.00	29.53	23.00	35.11	31.53	23.0	89.64
8	2011	365	93	2723	2527	1.00	29.53	23.00	35.30	29.35	21.2	85.86
9	2012	365	93	2554	2321	1.00	29.53	23.00	35.36	27.53	19.5	82.37
10	2013	365	93	2430	2144	1.00	29.53	23.00	35.42	26.20	18.0	79.62
11	2014	365	93	2337	1987	1.00	29.53	23.00	35.36	25.19	16.7	77.23
12	2015	365	93	2192	1809	1.00	29.53	23.00	35.30	23.63	15.2	74.12
13	2016	365	87	1804	1487	1.00	29.53	23.00	33.08	19.45	12.5	65.01
14	2017	365	86	1676	1361	1.00	29.53	23.00	32.99	18.07	11.4	62.48
15	2018	365	87	1651	1294	1.00	29.53	23.00	33.22	17.79	10.9	61.87
TOTAL			1,345	40,276	36,902				505	425	303	1,234

DEDUCCIONES				GANANCIAS ANTES DE IMPUESTO AMORTIZACION MMUS \$	AMORTIZACION MMUS\$	IMPUESTO A LAS GANANCIAS 34%	INVERSION MMUS \$	FLUJO DE CAJA LIBRE MMUS \$	FLUJO DE CAJA ACUM. MMUS \$	Periodo	VAN
REGALIAS MMUS \$ 37.2%	GASTOS DE TRANSPORTE LPG/OIL US\$/bbl TOTAL MMUS\$		TOTAL COSTOS OPERATIVOS MMUS \$								VALUAC AÑO 1 @ 15.00%
	0.60	1	0.90	10	13	(0)	72.0	(59)	(59)	0.50	(55)
42	2.83	3	4.26	49	64	16		47	(11)	1.50	38
42	2.76	3	4.20	49	63	16		47	35	2.50	33
41	2.66	3	4.10	48	62	16		46	82	3.50	28
38	2.42	2	3.78	45	59	15		44	125	4.50	23
35	2.16	2	3.37	41	54	18		36	161	5.50	17
33	2.00	2	3.11	38	51	17		34	195	6.50	14
32	1.84	2	2.88	37	49	16		33	228	7.50	11
31	1.69	2	2.67	35	47	16		31	259	8.50	10
30	1.57	2	2.51	34	46	15		31	290	9.50	8
29	1.45	1	2.37	33	45	15		30	320	10.50	7
28	1.32	1	2.19	31	43	14		29	348	11.50	6
24	1.09	1	1.81	27	38	13		25	373	12.50	4
23	0.99	1	1.67	26	37	12		24	398	13.50	4
23	0.94	1	1.62	26	36	12		24	422	14.50	3
459		26	41	527	707	71.97	213	72	422	113	152

CASO II: 75 MMscfd

PERIODO	AÑO	DIAS	PRODUCCION			PRECIOS			VENTA DE GAS MMUS \$	VENTA DE LPG MMUS \$	VENTA DE CONDENSADO MMUS \$	VENTA TOTALES MMUS \$
			CAUDAL DE GAS (MMcf/day)	CAUDAL DE LPG (bbl/day)	CAUDAL DE CONDENSADO (bbl/day)	CAUDAL DE GAS US\$/MMBTU	CAUDAL DE LPG US\$/BBL	CAUDAL DE CONDENSADO US\$/BBL				
1	2004	183	31	1220	1250	1.00	30	23.00	5.98	6.57	5.24	17.79
2	2005	365	75	2918	2935	1.00	30	23.00	28.62	31.45	24.64	84.71
3	2006	365	75	2913	2866	1.00	30	23.00	28.62	31.40	24.06	84.08
4	2007	365	75	2897	2774	1.00	30	23.00	28.62	31.23	23.28	83.13
5	2008	365	75	2849	2651	1.00	30	23.00	28.62	30.70	22.26	81.58
6	2009	365	73	2663	2460	1.00	30	23.00	28.00	28.71	20.65	77.35
7	2010	365	74	2490	2302	1.00	30	23.00	28.06	26.84	19.33	74.23
8	2011	365	74	2328	2141	1.00	30	23.00	28.21	25.09	17.97	71.28
9	2012	365	74	2182	1976	1.00	30	23.00	28.26	23.52	16.59	68.37
10	2013	365	74	2072	1827	1.00	30	23.00	28.31	22.33	15.34	65.98
11	2014	365	73	1957	1667	1.00	30	23.00	27.78	21.10	13.99	62.87
12	2015	365	71	1783	1479	1.00	30	23.00	26.99	19.21	12.42	58.62
13	2016	365	66	1444	1209	1.00	30	23.00	25.35	15.56	10.15	51.07
14	2017	365	66	1320	1092	1.00	30	23.00	25.20	14.23	9.17	48.59
15	2018	365	66	1282	1029	1.00	30	23.00	25.00	13.82	8.64	47.46
TOTAL			1,042						392	342	244	977

DEDUCCIONES					GANANCIAS	AMORTIZACION	IMPUESTO				Periodo	VAN
REGALIAS	GASTOS DE TRANSPORTE		GASTOS DE CAMPO	TOTAL COSTOS	ANTES DE IMPUESTO		A LAS	INVERSION	FLUJO DE	FLUJO DE		VALUAC
MMUS \$	LPG/OIL US\$/bbl	TOTAL	MMUS\$	OPERATIVOS	AMORTIZACION	MMUS\$	GANANCIAS	MMUS \$	CAJA LIBRE	CAJA ACUM.		AÑO 1 @
37.2%	2.0	MMUS\$		MMUS \$	MMUS\$	71.9	34%	MMUS \$	MMUS \$	MMUS \$		15.00%
7	0.456	0.456	0.68	8	10	14.38	(1)	71.9	(60)	(60)	0.5	(56)
32	2.143	2.143	3.21	37	48	14.38	11		37	(24)	1.50	30
31	2.092	2.092	3.17	37	48	14.38	11		36	13	2.50	26
31	2.025	2.025	3.11	36	47	14.38	11		36	49	3.50	22
30	1.935	1.935	3.01	35	46	14.38	11		36	84	4.50	19
29	1.796	1.796	2.81	33	44		15		29	114	5.50	14
28	1.681	1.681	2.63	32	42		14		28	142	6.50	11
27	1.563	1.563	2.45	31	41		14		27	169	7.50	9
25	1.443	1.443	2.28	29	39		13		26	195	8.50	8
25	1.334	1.334	2.14	28	38		13		25	220	9.50	7
23	1.217	1.217	1.99	27	36		12		24	244	10.50	6
22	1.080	1.080	1.79	25	34		11		23	267	11.50	5
19	0.883	0.883	1.46	21	30		10		20	287	12.50	3
18	0.797	0.797	1.32	20	28		10		19	306	13.50	3
18	0.752	0.752	1.27	20	28		9		18	324	14.50	2
363		21	33	418	559	71.88	163	72	324		113	108

IX. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- ❖ Producción mínima esperada en San Martín por pozo 100 MMSCFD, con un caudal de inyección de 120 MMscfd.
- ❖ Producción mínima esperada en Cashiriari por pozo 130 MMSCFD, con un caudal de inyección de 135 MMscfd.
- ❖ Se recomienda completar los pozos de San Martín y Cashiriari con una tubería de producción de 7", durante la primera etapa de producción.
- ❖ La evaluación económica indica que más conveniente económicamente usar una tubería de producción de 7".
- ❖ Perforar todo el Arena neta para reducir el daño por penetración parcial.
- ❖ Se recomienda balear con cañones PJ4505, 5 SPF 4.5". Para ayudar a reducir el efecto de turbulencia y el daño mecánico.
- ❖ Realizar un estudio de coronas para determinar el impacto que tendría la formación de condensados en la productividad.
- ❖ Realizar estudios para determinar la producción de arena para altos caudales.

X. BIBLIOGRAFIA

- 1- Gas production Operations, H. Dale Beggs.
- 2- Production Optimization Using Nodal Analysis, H. Dale Beggs
- 3- Production Operations, Thomas O. Allen and Alan P. Roberts
- 4- Manual del curso "prosper" (programa de análisis nodal).