

EL USO DE SIMULADORES EN EL DISEÑO DE CAÑERÍAS MONOFÁSICAS Y MULTIFÁSICAS: ALGUNAS PRECAUCIONES

Autores: Gustavo Galliano
(YPF SA, Unidad Económica Mendoza)
Gerardo Degiorgis
(YPF SA, Unidad Económica Mendoza)

Abstract

El uso de simuladores complejos del flujo de fluidos en cañerías se ha popularizado en los últimos años.

Este tipo de programas resultan sumamente tentadores para el ingeniero, especialmente para aquel ligado al diseño. Sin embargo, su uso exitoso requiere, como mínimo, de tres condiciones básicas

- Disponer de un sólido conocimiento de los mecanismos de flujo en cañerías
- Disponer de un juego consistente de datos experimentales que reflejen el comportamiento reológico y térmico de los fluidos
- Conocer acabadamente las limitaciones de cada programa a utilizar

El presente trabajo describe los distintos tipos de errores que pueden cometerse al emplear simuladores en diseño de cañerías por donde circulen una o más fases.

Se demuestra que el uso inadecuado de simuladores puede ocasionar errores en el cálculo de hasta el 100 %.

Para ilustrar los conceptos vertidos se utilizan como ejemplo distintos casos reales

- el diseño de una cañería cuyo crudo varía significativamente su comportamiento reológico por debajo de 30 °C
- El re-cálculo de una cañería donde se planea incorporar un petróleo muy viscoso a la mezcla circulante
- El efecto de la temperatura del suelo y su conductividad en el diseño
- Los problemas generados al simular cañerías en las cercanías del punto crítico de los fluidos circulantes

Introducción

En los últimos años, el uso de simuladores comerciales de redes de cañerías se ha popularizado en el Upstream de la Industria petrolera.

Si bien algunos de los numerosos programas ofrecidos en el mercado son solo aptos para calcular una cañería individual, los programas mas sofisticados ofrecen la posibilidad al usuario de modelizar redes complejas de cañerías, incluyendo el comportamiento de bombas, calentadores, compresores o válvulas. Varios de ellos incluyen opciones para desarrollar estudios de análisis nodal en pozos productores o inyectores.

En los últimos meses se han agregado a las opciones anteriores programas que permiten, además de modelizar cañerías, optimizar una función objetivo e integrar los resultados de los estudios con simuladores comerciales de reservorios.

Resulta claro que este tipo de programas resultan tentadores para el Ingeniero, especialmente para aquellos ligados a la producción o al diseño. Aun los programas más sencillos resultan mas atractivos y poderosos que el uso de los tradicionales ábacos y gráficos, siempre basados en numerosas simplificaciones.

Sin embargo, a pesar de ese atractivo, los simuladores no contemplan adecuadamente muchas de las situaciones que ocurren normalmente durante la etapa de diseño de una cañería o red de cañerías. Un trabajo anterior analiza las precauciones necesarias para utilizar adecuadamente un programa de análisis nodal en pozos ¹. Sin embargo, no se tiene conocimiento que se hayan publicado hasta el momento recomendaciones similares para simuladores de redes de cañerías.

El presente trabajo discute las precauciones mínimas que deben adoptarse para poder emplear en forma exitosa este tipo de programas. Para ilustrar los conceptos vertidos, se utilizan como ejemplo distintos casos reales. Se analizan también la magnitud de los errores que pueden cometer usuarios inexpertos o que desconozcan el fundamento de los programas a emplear.

Los casos reales han sido corridos con uno de los simuladores comerciales de redes de cañerías mas conocido, aunque muchos de los programas disponibles en el mercado presentan características similares

Comportamiento reológico del crudo

Uno de los puntos flojos de la mayoría de los programas es el manejo del comportamiento reológico del crudo, lo cual es particularmente preocupante cuando se trata de diseñar uno o varios oleoductos. Veamos porque.

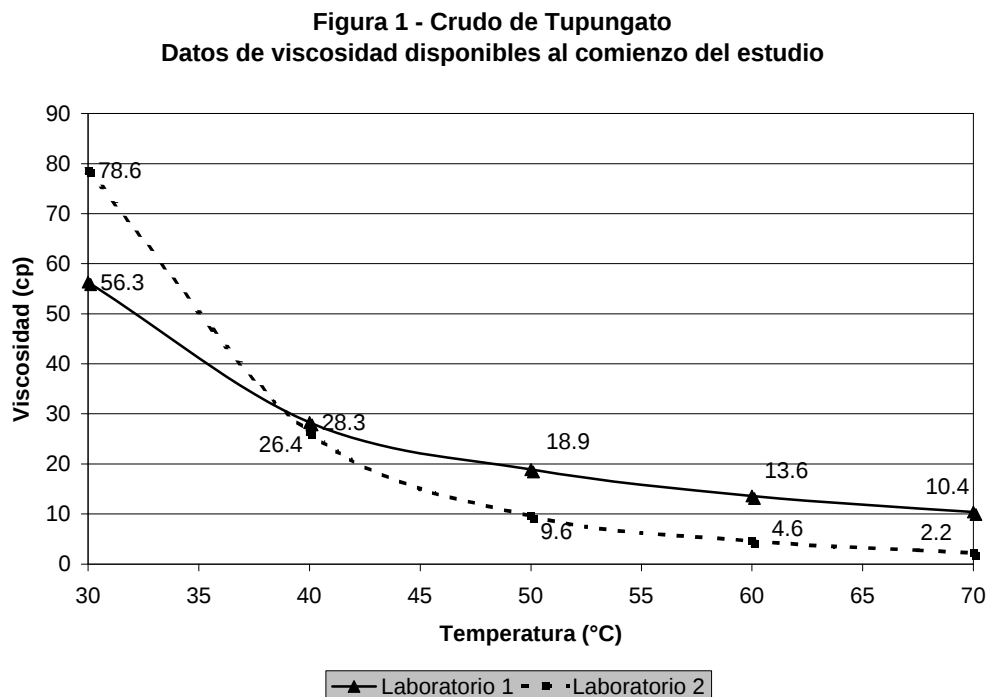
Cantidad de datos de entrada

El ingreso de los datos reológico es un tema clave. Veamos como lo consideran los simuladores.

Uno de los programas más populares permite al operador ingresar como máximo 2 pares de datos viscosidad- temperatura. El programa extrapola luego estos datos a todo el rango de condiciones de la corrida. El método de extrapolación es el método de Antoine.

Para analizar el peligro de ingresar solo dos pares de valores de una curva completa analicemos el siguiente caso real. Se deseaba modelizar el comportamiento del oleoducto Tupungato-Ugarteche a fin de seleccionar el diámetro óptimo y distribuir adecuadamente los calderines.

Al comienzo del estudio se disponía de dos curvas de viscosidad del crudo en cuestión realizadas en dos laboratorios diferentes entre 30 y 70 °C. En ambos casos se emplearon viscosímetros rotacionales. No se disponía de datos sobre el comportamiento reológico del crudo. La figura 1 presenta los valores experimentales



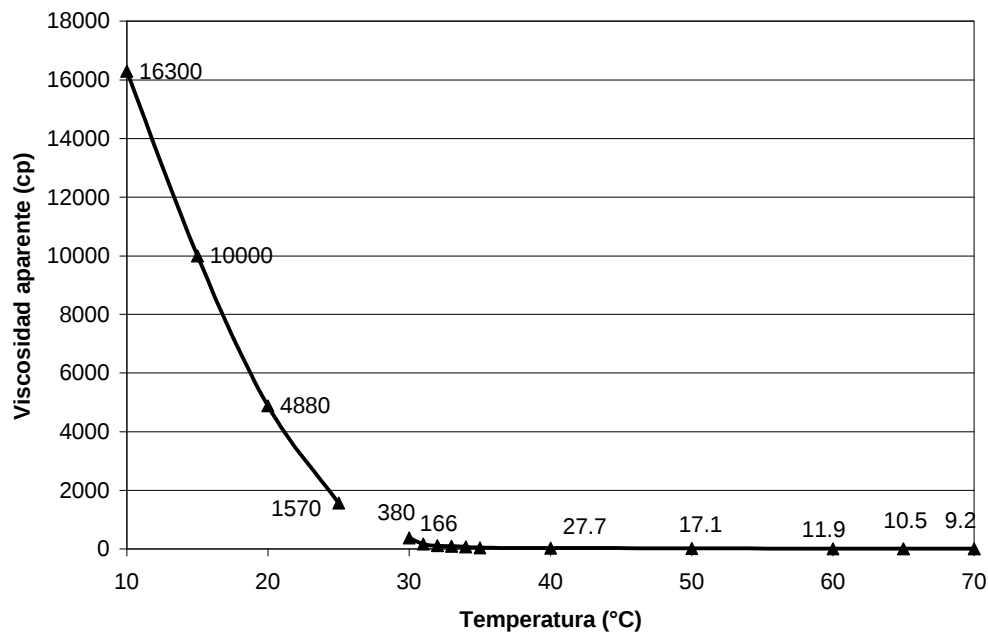
A pesar de que los valores de viscosidad parecían modestos, en función de la importancia del proyecto, se decidió realizar un profundo estudio reológico del crudo en un laboratorio especializado.²

El estudio demostró que el crudo posee un claro comportamiento no newtoniano (seudoplástico) por debajo de 35 °C. Los valores de n (índice de no newtoneaneidad) a bajas temperaturas llegan a 0.3

La figura 2 presenta la curva viscosidad temperatura a una velocidad de corte de 35 1/seg. Como puede observarse se observa que por debajo de 35 °C los valores de viscosidad aparente crecen apreciable y súbitamente, llegando a alcanzar a 20 °C

valores de casi 5000 cp. Se ha comprobado sobre el oleoducto anterior, que en muchos tramos la temperatura de fluencia es del orden de los 30 °C.

Figura 2 - Crudo Tupungato
Viscosidad vs temperatura a 35 1/seg



El comportamiento sorprendente de este crudo es probablemente debido a la precipitación de parafinas por debajo de 35 °C. Un artículo reciente ¹⁷ describe comportamientos similares para este tipo de crudos

Si se ingresaran al simulador los datos a 40° y 50 °C, el método de extrapolación del programa generaría la curva de la figura 3.

Como se observa, esta curva es significativamente diferente de la curva experimental.

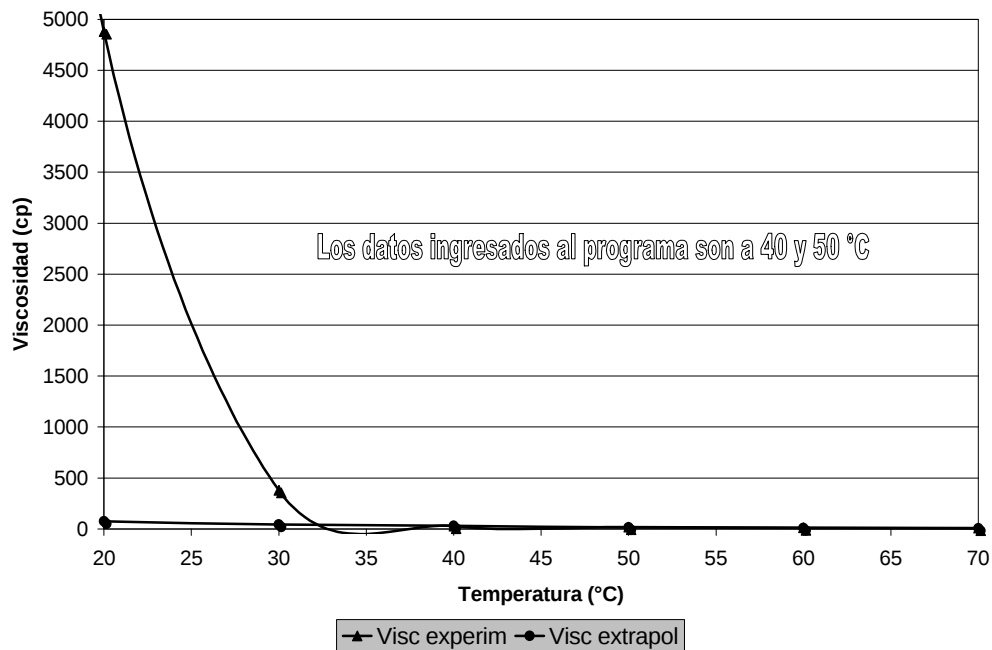
La primera consecuencia de esta situación es que el programa calculará una pérdida de carga significativamente inferior a la real.

El error afecta directamente a la pérdida de carga en los tramos donde el régimen es laminar, ya que allí el factor de fricción es directamente proporcional a la viscosidad.

Si los pares de valores empleados fueran los de 30 y 40 °C la concordancia con los valores experimentales sería mayor.

A fin de evitar situaciones de este tipo, los autores optaron por modificar el programa fuente de forma de introducir la curva completa de la viscosidad. La empresa que desarrolló el soft prometió tener en cuenta esta modificación en versiones posteriores pero aun no lo ha hecho.

Figura 3 - Comparacion de viscosidades experimental y extrapolada por el simulador



Un problema similar se encuentra en uno de los principales programas de análisis nodal. El programa dispone de una interesante opción para ajustar los valores calculados a datos medidos experimentalmente.

Si el usuario dispone de una curva experimental de viscosidad del petróleo muerto el programa modificará la correlación de cálculo seleccionada para que ésta reproduzca los datos experimentales. En un segundo paso calculará por correlaciones el efecto del gas disuelto.

Sin embargo, aun a pesar de que la presencia de gas disuelto reduce significativamente la viscosidad, el error de cálculo puede ser considerable si el petróleo es viscoso. En el caso del petróleo del pozo Cerro Fortunoso 102, a pesar de que la RGP es superior a 1700 m³/m³, el régimen en la línea de conducción es laminar en todo el trayecto.

Si los datos experimentales disponibles son de petróleo vivo, el ajuste se realizara sobre estos valores.

Sin embargo, si no se dispone de ningún dato experimental el programa calculará con correlaciones de escasa precisión tanto la viscosidad del petróleo muerto como la del vivo.

Comportamiento no newtoniano

Prácticamente ningún simulador comercial considera la posibilidad de que el fluido se comporte como no newtoniano en uno, varios o todos los tramos de una cañería.

Solo cuenta con esta posibilidad un moderno simulador del comportamiento de bombas de cavidades progresivas desarrollado por un centro de tecnología canadiense.

Si el fluido se comporta como no newtoniano pueden ocurrir al menos dos situaciones:

- a) que el ingeniero al solicitar al laboratorio la curva viscosidad vs temperatura no solicite un estudio previo del comportamiento reológico y el laboratorio, por desconocimiento del tema, tampoco lo proponga. En este caso (mucho mas habitual de lo que se supone), si el fluido fuera no newtoniano, el laboratorio informará una curva que solo será valida para las condiciones existentes en el viscosímetro de laboratorio.
- b) que el laboratorio solicite al ingeniero las condiciones operativas y datos de las instalaciones para realizar las mediciones en las condiciones de velocidad de corte mas parecidas a las reales y que aquel las informe incorrectamente o en forma parcial.

A efectos de establecer el orden de magnitud del error que se cometería en el cálculo por no considerar el comportamiento no newtoniano se decidió calcular para un caso real dicho error utilizando un programa externo, desarrollado en una planilla de cálculo.

La comparación se realizó sobre el crudo del yacimiento Cerro Fortunoso, cuyo comportamiento reológico es suavemente no newtoniano. Empleando correlaciones publicadas para fluidos no newtonianos ³ se calcularon perdidas de carga empleando viscosidades aparentes medidas a diferentes velocidades de corte.

El error obtenido para este caso fue del orden del 8% ⁴. Sin embargo, cálculos realizados para otros crudos más viscosos determinaron errores del orden del 100 % ⁵

Un estudio reológico reciente encargado a la Universidad de Cuyo por la División Sur de YPF analizó en detalle el comportamiento de un crudo del yacimiento Cañadón Escondida ⁶.

El estudio determinó que la velocidad de corte a la que el Laboratorio Zonal realiza diariamente las determinaciones rutinarias en la zona era 175 1/seg (400 RPM). Sin embargo, al calcularse dicho gradiente para las condiciones normales en campo se observó que este solo variaba entre 1 y 13 1/seg.

El crudo presentaba además un claro comportamiento pseudoplástico. Para una temperatura de 20 °C la viscosidad medida en laboratorio a 175 1/seg era de 276 cp mientras que, considerando adecuadamente el comportamiento reológico, variaba entre 42.000 y 164.000 cp. El enorme efecto de estas diferencias en cualquier calculo de diseño es obvio.

Regla de mezclas

¿Cómo realizan los simuladores los cálculos de mezclas de propiedades? Es decir, si uno ingresa las propiedades de dos o tres corrientes diferentes ¿cómo evalúa el programa las propiedades de la mezcla?

Analicemos en detalle que ocurre por ejemplo con la viscosidad de

- a) mezclas de distintas corrientes de hidrocarburos y
- b) mezclas agua - petróleo no emulsionadas

a) Uno de los simuladores analizado en este trabajo dispone de dos opciones para “mezclar” viscosidades de petróleos: las denomina “volumétrica ” e “index ”.

La opción volumétrica obtiene una viscosidad de la mezcla ponderando volumétricamente (es decir de acuerdo a su respectivo caudal) las viscosidades de cada crudo. Sin embargo, es un fenómeno bien conocido que la viscosidad de una mezcla de crudos no cumple con la regla volumétrica, por lo que distintos investigadores han propuesto diferentes modelos de ajuste ⁷.

Un muy interesante estudio ⁸ realizado por alumnos de la Universidad Nacional de Cuyo da una clara idea del grado de alejamiento de la realidad del enfoque volumétrico.

La tabla I, extraída de ese trabajo, contiene algunos resultados comparativos entre los medidos experimentalmente y los obtenidos ponderando los valores individuales de dos crudos en proporción a la fracción másica. Estudios posteriores, empleando fracciones volumétricas confirmaron la magnitud de los resultados.

Viscosidad a 60 °C (cp)			
Crudo A	Crudo B	Mezcla experimental (70 % A - 30 % B)	Calculo por Ley de Mezclas
2520	3.4	28	1727

Tabla I

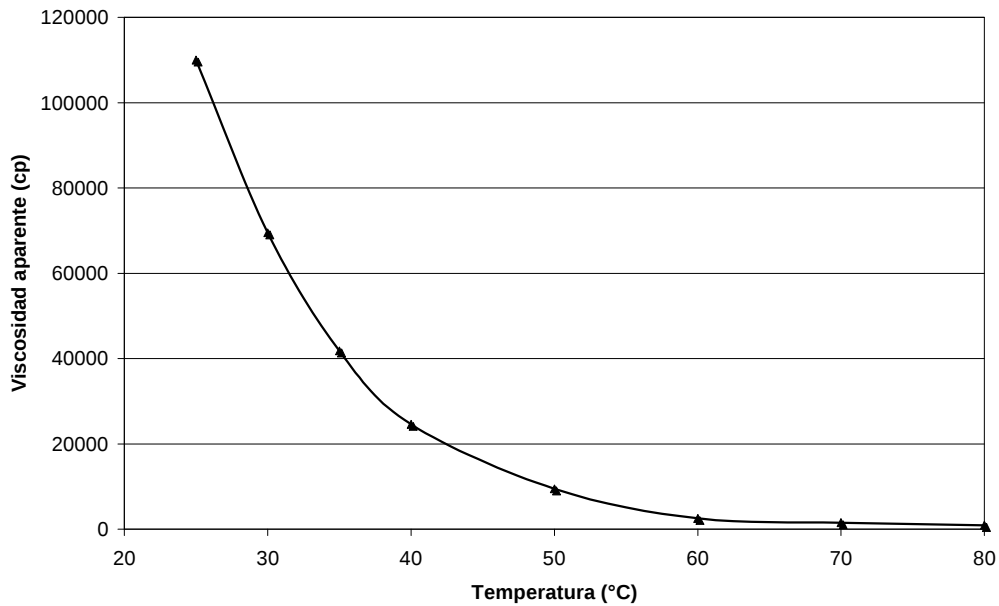
Un operador desprevenido que empleara la opción volumétrica correría el programa con valores completamente irreales. Nuevamente, el error será mayor cuanto más viscoso sea el crudo.

Supongamos ahora que estamos diseñando un oleoducto por donde circulará un crudo A pesado y sumamente viscoso, cuya curva de viscosidad esta representada en la figura 4.

Para reducir la perdida de carga por fricción en la cañería se planea diluir el crudo con un 10 % de un diluyente, cuyo comportamiento reológico se muestra en la figura 5.

Si dejáramos que el simulador mezclara internamente las dos corrientes y obtuviera volumétricamente una viscosidad de la mezcla, la perdida de carga por km calculada sería de 3 kg/cm².

Figura 4 - Viscosidad Mezcla crudo pesado a 5 l/seg



Sin embargo, si utilizamos para el cálculo la viscosidad de la mezcla medida en laboratorio la pérdida de carga será de 0.55 kg/cm², es decir casi seis veces menor.

La viscosidad de la mezcla calculada por el programa a 60 °C es 2213 cp, mientras que la viscosidad de la mezcla medida en un laboratorio especializado fue de 581 cp.

b) En lo que respecta a las mezclas agua/petróleo (sin presencia de emulsión) el mismo programa otorga dos alternativas al operador: calcular una mezcla volumétrica o utilizar un procedimiento que denomina API Procedure 14 B12. Dicho procedimiento no pudo ser encontrado por los autores en las normas API. Por otra parte, la explicación que brinda el manual del programa es totalmente confusa.

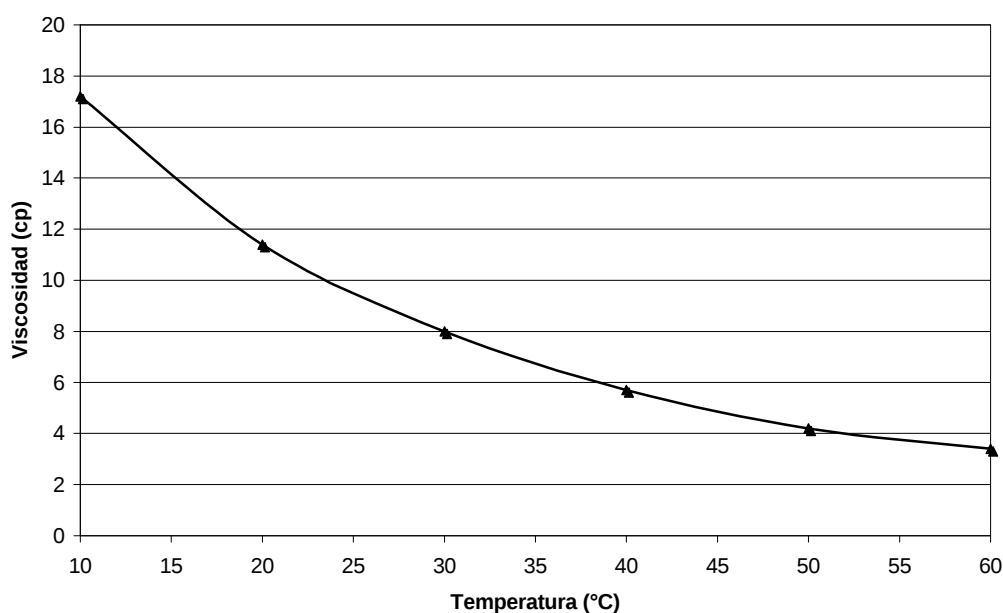
Recientes investigaciones han señalado que durante el flujo agua/petróleo en una cañería se produce un efecto de resbalamiento entre ambas fases que puede llegar a ser apreciable⁹.

Detención del flujo

Otro aspecto que no contempla ningún simulador es el estudio del comportamiento del crudo en caso de una detención (deliberada o no) del flujo. En este caso el Ingeniero debe, al diseñar la cañería, estimar la velocidad de enfriamiento del crudo. Para ello deberá emplear ecuaciones publicadas que parten de resolver el balance de energía en estado transitorio¹⁰

Para emplear este tipo de ecuaciones es necesario estimar valores de la conductividad térmica del suelo, su temperatura y del calor específico del petróleo.

Figura 5 - Viscosidad de un diluyente



La curva de enfriamiento es muy sensible a estos tres parámetros, especialmente a la temperatura del suelo.

En función de que no es habitual disponer de valores experimentales de conductividades térmicas de suelos y calores específicos de mezclas de crudo, a menudo es conveniente emplear una correlación y luego usar estos valores como parámetros de ajuste para reproducir gradientes de temperatura medidos.

En lo que respecta a la temperatura del suelo, una practica aconsejable es medir, a la profundidad de enterramiento, la temperatura cerca de la cañería y a una cierta distancia de la misma e introducir al programa los valores medidos

La figura 6 presenta la curva de enfriamiento del crudo que circula por el oleoducto Tupungato- Ugarteche para dos temperaturas de suelo diferentes.

Una vez determinada la velocidad de enfriamiento es necesario determinar experimentalmente la denominada fuerza de gel o esfuerzo crítico (gel strength o yield strength). Para acercarse a la situación real, el crudo en el laboratorio es enfriado a la velocidad calculada y se determina el esfuerzo critico para romper el gel formado.

Este esfuerzo crítico es convertido a presión mediante la siguiente ecuación

$$\Delta P = 4 * \tau_c * L / D \quad (1)$$

donde ΔP = pérdida de carga (Pa)

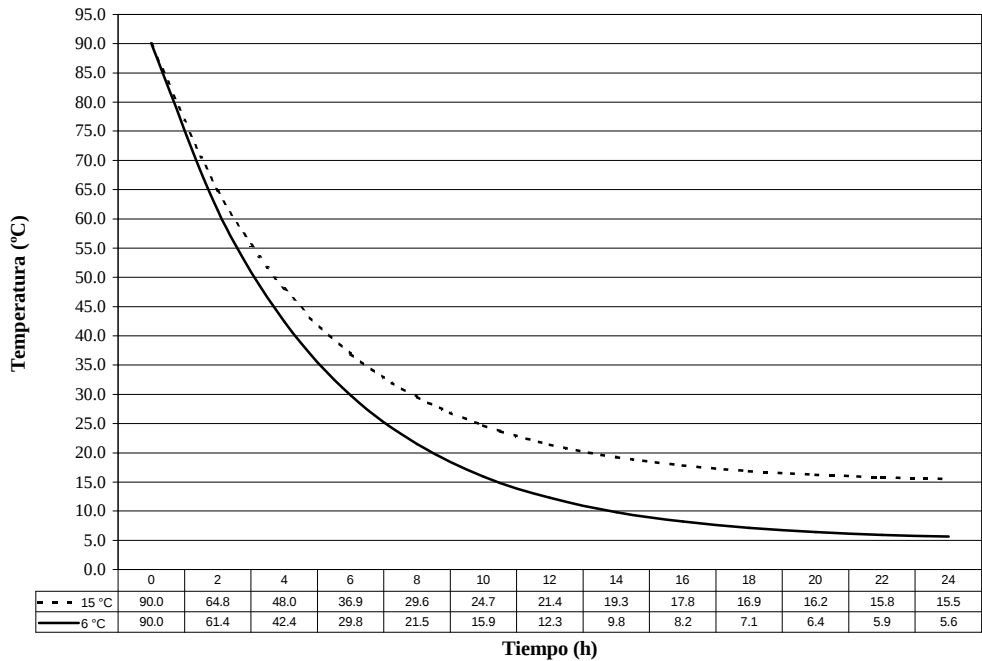
τ_c = esfuerzo critico (Pa)

L = longitud de la cañería (m)

D = diámetro de la cañería (m)

Esta presión debe ser comparada con la presión admisible de la cañería.

Figura 6 - Velocidad de Enfriamiento del Petróleo del Oleoducto de Tupungato en Estado Transitorio - Conductividad Térmica del Suelo: 1 Kcal/h m °C



Sin embargo, la presión así calculada nos dará idea solo de la presión necesaria para romper el gel pero no de la necesaria para restablecer el flujo. Para este ultimo calculo deben emplearse las viscosidades medidas a cada temperatura media del oleoducto frío. Esta perdida de carga puede superar en varias veces a la necesaria para romper el gel.

Efecto de la presencia de emulsiones

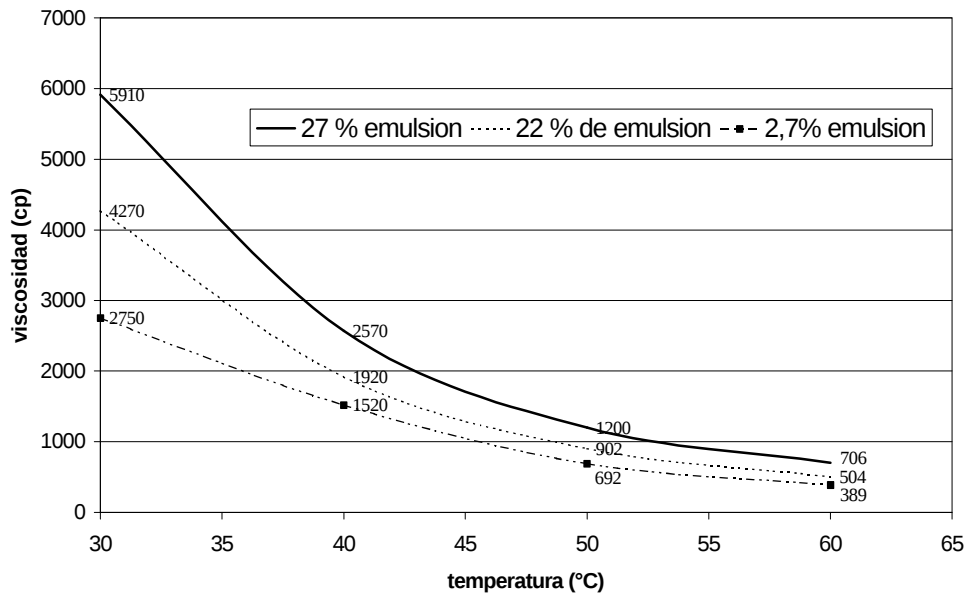
El efecto de emulsiones es otro de los aspectos a tener muy en cuenta en el calculo. Los simuladores que contemplan la presencia de emulsiones lo hacen generalmente a través de las ecuaciones propuestas por Woelflin¹¹ en 1942, para tres tipos de emulsiones.

Si bien es habitual que la viscosidad de la emulsión sea considerablemente superior a la del petróleo en forma individual, es prácticamente imposible predecir a través de una correlación el valor que adoptará. Por otra parte, la mayoría de las emulsiones presentan un claro comportamiento no newtoniano (generalmente pseudoplástico).

La figura 7 presenta el efecto de la emulsión en la viscosidad del crudo del yacimiento Cerro Fortunoso. Se observa que a bajas temperaturas el efecto de desemulsionar casi completamente el crudo reduce la viscosidad en un 50 %. Este tipo de estudios se emplearon para realizar un tratamiento desemulsionante selectivo en boca de pozo para reducir la presión de línea.

Si bien es posible (y recomendable) determinar en el laboratorio la curva de viscosidad de la emulsión no es tan sencillo lograr que el programa utilice dichos valores, a menos que se ingrese la curva en forma externa.

**Figura 7 - Viscosidad CF2 vs temperatura con y sin
desemulsionante Velocidad de corte real de la cañería**



Un conocido simulador de análisis nodal permite al usuario introducir una curva de relación de viscosidad de la emulsión vs corte de agua.

La referencia 12 discute en profundidad el efecto de la emulsión sobre el comportamiento de una bomba electrosumergible. Los autores comprobaron que el crudo ingresaba a la bomba sin emulsión y que ésta era creada por la bomba.

Propiedades térmicas del suelo

Cuando la cañería a simular va a estar enterrada los simuladores más complejos solicitan al usuario valores de temperatura del suelo y conductividad del mismo. Si bien para este último parámetro se ofrecen valores por “default” y además existen algunos datos publicados, no ocurre lo mismo con la temperatura del suelo.

Si bien existen algunos modelos para estimarla a partir de las condiciones ambientales medias del día y la noche ¹³ la influencia de la temperatura del suelo es notable en el calculo de los gradientes de presión y temperatura.

Las figuras 8 y 9 muestran como un simulador predice en un oleoducto real de 6” los gradientes de presión y temperatura para dos temperaturas del suelo diferentes.

Figura 8 - Temperatura salida - Tupungato 85 °C

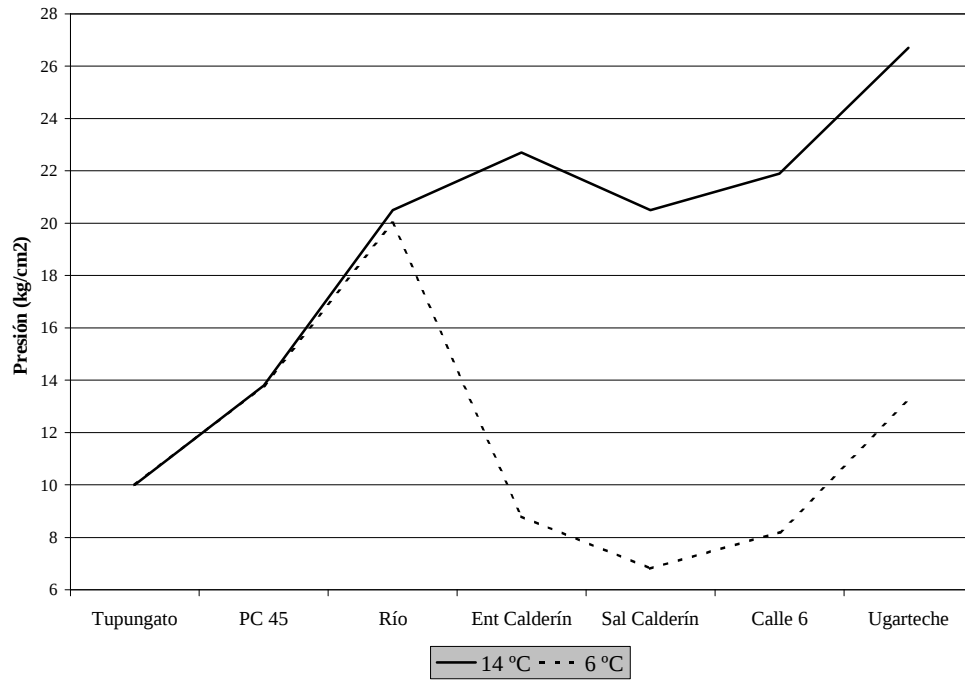
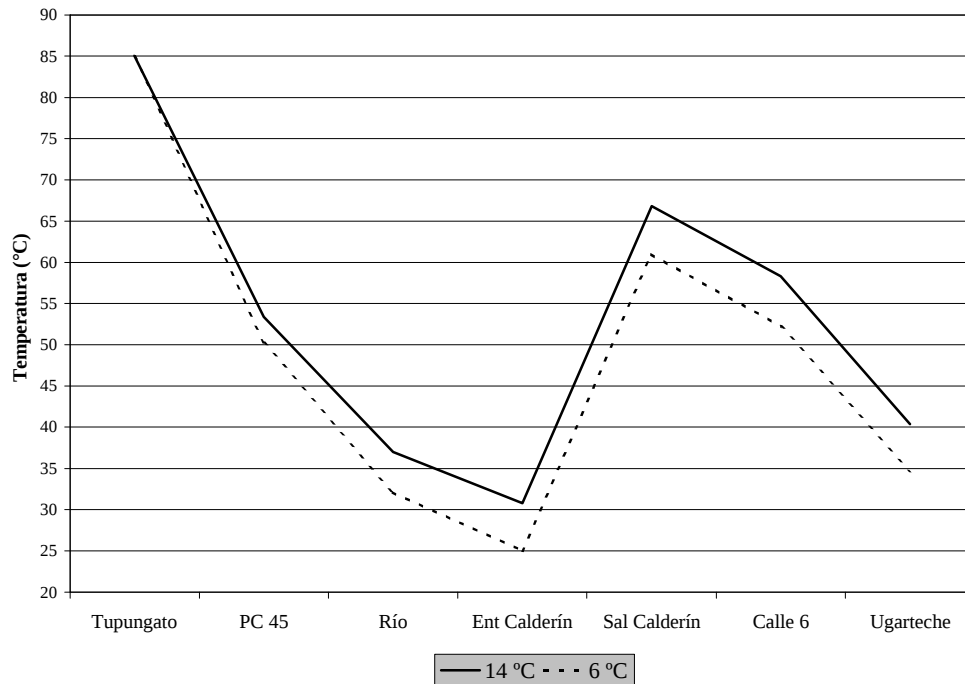


Figura 9 - Temperatura de salida - Tupungato 85 °C



A fin de disponer de información más confiable es recomendable proceder a realizar mediciones sistemáticas de la temperatura del suelo. La figura 10 muestra un dispositivo diseñado especialmente para un estudio de diseño de una cañería. El mismo permitió mejorar significativamente el ajuste en varios casos reales.



Figura 10 – Registrador de Temperatura

Comportamiento de fase

Cuando se emplean las opciones de los simuladores llamadas “composicionales” el conocimiento del comportamiento de fase del fluido circulante pasa a cobrar fundamental importancia. Si bien los simuladores más poderosos ofrecen la posibilidad de generar envolventes de fase a través de una gama de ecuaciones de estado es altamente conveniente disponer de información experimental rigurosa

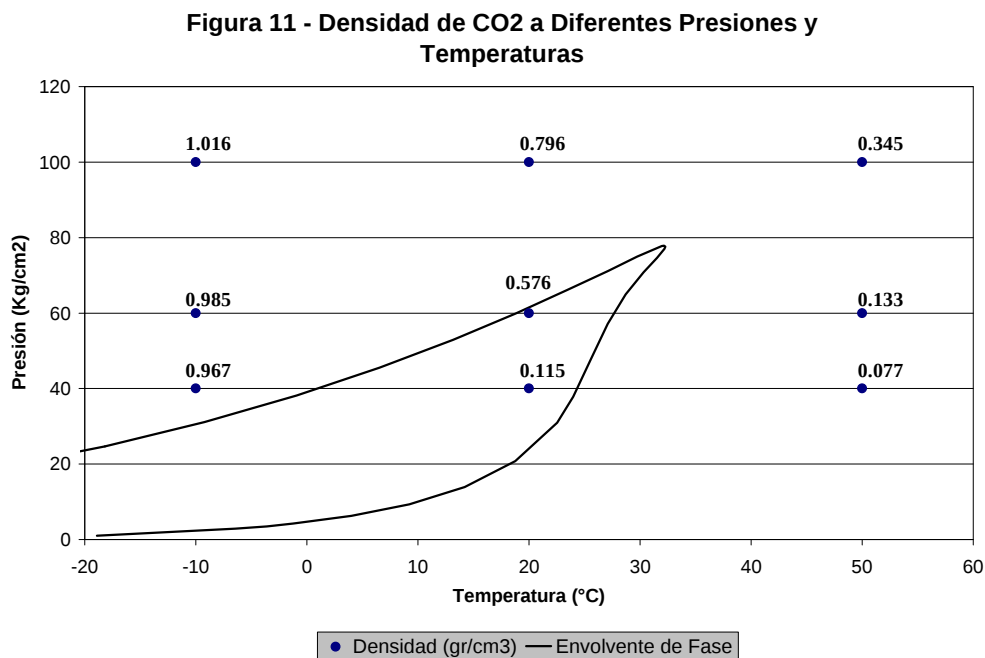
Aun así, si se desea simular el comportamiento del fluido en cercanías de su zona crítica pueden obtenerse resultados incoherentes y contradictorios. Los cálculos ligados al transporte o la reinyección de los llamados gases ácidos son un claro ejemplo de este

tipo de problemas. El comportamiento de estos gases es complejo y su predicción confiable no es en absoluto un tema menor.

Por otra parte, la mayor preocupación evidenciada en la industria petrolera por su disposición final, ha generado en los últimos años un incremento de los estudios de factibilidad de su reinyección o empleo como materia prima.

Muchos simuladores de procesos y de redes de cañerías calculan con distintos modelos las densidades de las fases gas y líquido. En la región de fluido denso (estado en el cual el fluido no es estrictamente ni un gas ni un líquido) muchos programas mantienen solo las opciones de gas o líquido y cambian de modelo al cruzar el punto crítico, generando cortocircuitos en el cálculo y errores en los cálculos de la pérdida de carga.

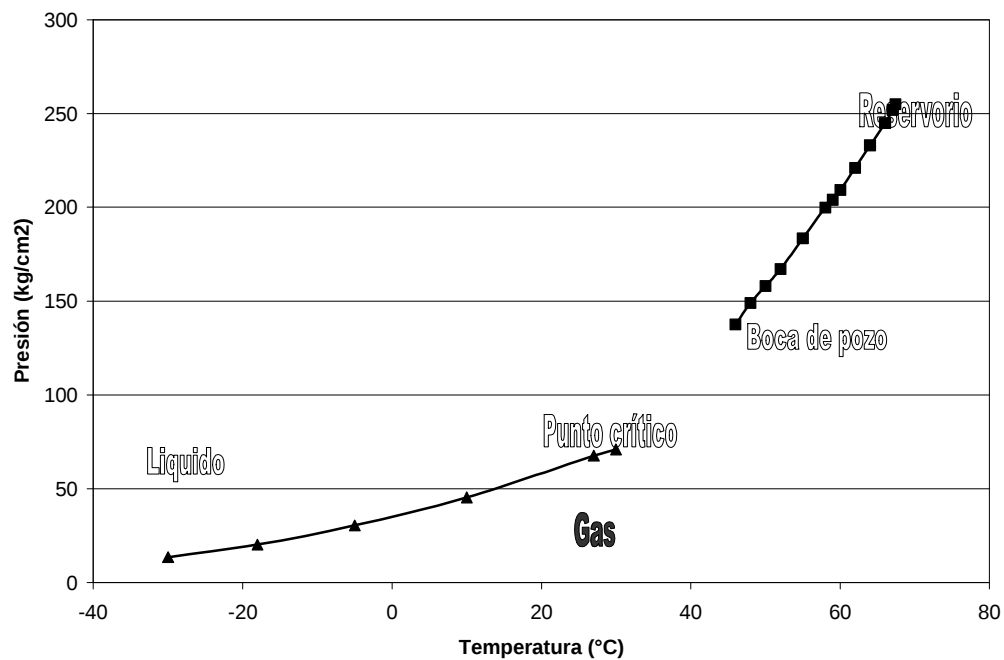
La figura 11 ilustra gráficamente la sensibilidad de la densidad del CO₂ puro ante variaciones de presión y temperatura. Situaciones de este tipo han sido descritas en numerosas referencias ^{4,14,15,16}.



La figura 12 muestra el recorrido de un gas ácido (mayoritariamente CO₂) que es inyectado a 1800 m en un sumidero.

Para condiciones en las que el recorrido del fluido corta a la envolvente de fase el programa no converge, se cuelga o provoca resultados sin sentido

Figura 12 - Recorrido de un gas ácido inyectado a formación



El “exceso” de asesoramiento técnico

Cuando los temas son técnicamente complejos puede parecer conveniente solicitar ayuda al staff técnico de la empresa proveedora del software. A menudo, esta decisión deja al ingeniero mas confundido que antes.

Los autores solicitaron en los últimos años al servicio técnico de un simulador de redes su recomendación sobre

- la ecuación de estado mas adecuada para modelizar el comportamiento de un fluido conteniendo 96 % de CO₂ que debía ser transportado e inyectado a formación
- Los métodos de calculo de densidad de gas y liquido para un fluido conteniendo 99 % de CO₂ que debía ser transportado e inyectado a formación.

La tabla II resume los consejos recibidos por parte de distintos especialistas, 5 de los cuales son de la misma firma

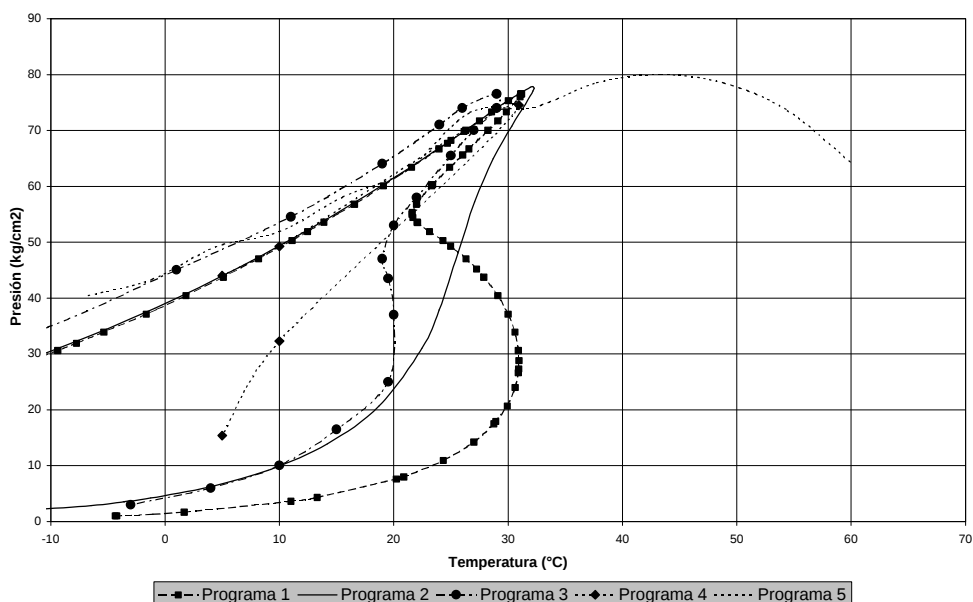
	Asesor 1	Asesor 2	Asesor 3	Asesor 4	Asesor 5	Asesor 6	Asesor 7
EOS sugerida para el caso a)		PR	PRM	AEOS	PRM	PRM	PR
Método sugerido para calculo de densidad de gas y liquido para caso a)						LKP	PR
EOS sugerida para el caso b)	SRK						PR
Método sugerido para calculo de densidad de gas y liquido para caso b)	BWRS						PR

Tabla II/ Comparación de consejos

Con relación al punto a) también fueron consultados expertos internacionales, algunos de los cuales son consultores en termodinámica y autores de libros sobre el tema.

La figura 13, tomada de la referencia 4, representa la diversidad de envoltentes de fase presentadas por estos expertos y explica la necesidad de disponer de información experimental rigurosa

Figura 13 - Envoltentes de Fase Generadas con Diferentes Programas



Conclusiones

1- Los simuladores complejos de redes de cañerías representan, sin duda, una enorme ayuda para el ingeniero de producción en sus actividades de diseño. Sin embargo, a pesar de su elevado costo de adquisición y mantenimiento, no ofrecen aun soluciones adecuadas a una considerable lista de situaciones reales como las descriptas aquí. Esta situación obliga, a menudo, al profesional a recurrir a su criterio o a cálculos externos para completar su tarea en forma adecuada.

2- Se considera que las compañías que desarrollan estos productos podrían solucionar fácilmente muchos de los puntos débiles señalados aquí, profundizando así su interacción con los usuarios. Asimismo, se considera que su servicio técnico es, en muchos casos deficiente, provocando a los usuarios pérdidas de tiempo adicionales e introduciendo confusión en aspectos técnicos.

3- Errores de magnitud pueden cometerse en el diseño de cañerías si se combinan las debilidades de estos programas con su empleo por personal no familiarizado con los fundamentos de la reología y el flujo de fluidos en cañerías.

4- En estudios de envergadura, disponer de información experimental rigurosa (reología de los fluidos, comportamiento termodinámico, propiedades del medio, etc.) resulta imperioso para garantizar cálculos técnicamente sólidos

Agradecimientos

Los autores desean expresar su agradecimiento a las autoridades de Repsol YPF por su autorización para publicar este trabajo, a los integrantes del Grupo de Fluidos de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Cuyo y a la Ing. Betsabe Armando de la División Sur de Repsol YPF

Referencias

1. **G.Galliano, M.Saubidet, C.Canel, A.Casamayor:** “ Análisis nodal en pozos surgentes: algunas experiencias”, Boletín de Informaciones Petroleras de YPF, Septiembre 1990
2. **Informe a YPF del Grupo de Estudio de Fluidos y Medios Porosos/ D.E.T.I.** Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Cuyo (marzo de 1998)
3. **A. Martinez, S. Arirachakaran, O. Shoham, JP Brill:** “ Prediction of dispersion viscosity of oil water mixtures in horizontal lines”, SPE 18221 (1988)
4. **G.Galliano, G.Degiorgis, M.Lopez, A.Fornes:** “ Modeling and optimizing oil and gas production and gathering systems: Cerro Fortunoso field case”, SPE International Petroleum Conference of Mexico, Marzo 1998
5. **G.Galliano, G.Degiorgis:** “ Fluidos newtonianos y no newtonianos: la viscosidad y su efecto en el diseño de instalaciones y cálculos de ingeniería ” (2ª parte), Boletín de Informaciones Petroleras de YPF, Marzo 1999

6. **Estudio reológico crudo CES x-2 realizado para División Sur de YPF SA /** Grupo de Física de líquidos y medios porosos/ Facultad de Ingeniería / Universidad Nacional de Cuyo, (abril de 1999)
7. **W. Shu:** “ A viscosity correlation for mixtures of heavy oil, bitumen and petroleum fractions”, SPE 11280 (1984)
8. **M. Garay, L. Guñazu, A. Fornes:** “ Comportamiento reológico de mezclas de crudos en condiciones de flujo en cañerías”, SPE LACPEC VI, Caracas, abril de 1999
9. **J.L.Trallero, C.Sarica, J.P.Brill:** “A study of oil water flow patterns in horizontal pipes”, SPE 36609 (1996)
10. **M.J. Economides, G.Chaney:** “ The rheological properties of Prudhoe Bay oil and the effects of a prolonged flow interruption on its flow behavior “, SPEJ, Junio 193
11. **W. Woelfflin:** “ The viscosity of crude oil emulsions”, Drill and Prod. Pract (1942)
12. **D. Cohen, S. Furnival:** “ Modelling field performance of ESP systems with viscous crude and emulsions”, Electrical Submersible Pump Workshop (1995)
13. **A. Szilas:** “Production and transport of oil and gas”, Vol B, (1986) Editorial Elsevier
14. **J.Carroll, D. Lui:** “ Density, phase behavior keys to acid gas injection”, OGJ, Junio 1997
15. **R. Ormiston, M.Luce:** “ Surface processing of Carbon Dioxide in EOR projects”, JPT, Agosto 1986
16. **J.Carroll, J.Maddocks:** “ Design considerations for acid gas injection”, Laurence Reid Gas Conditioning Conference, Oklahoma, febrero 1999.
17. **K. Pedersen, H. Ronningsen:** “ Effect of precipitated wax on oil viscosities”, AIChE Spring National Meeting, Houston, Marzo 1999

Curriculum Autores

Gustavo Galliano es Ingeniero Químico (Universidad Nacional de Mar del Plata, 1982) y Especializado en explotación de yacimientos (Universidad de Buenos Aires, 1983)

En 1984 ingresó a la Gerencia de Investigación y Desarrollo de YPF donde se desempeñó hasta 1993. En ese lapso trabajó en el desarrollo de software de simulación y cañerías, análisis nodal y termodinámica aplicada.

Entre 1994 y 1996 dirigió el Centro de Tecnología Aplicada del Upstream (LAE) ubicado en Luján de Cuyo, Mendoza.

Entre 1997 y 1999 comandó el Sector Tecnología de Producción del Area Servicios de Ingeniería de la Unidad Económica Mendoza.

Desde enero del 2000 está a cargo del departamento " Tecnologías para la recuperación de petróleo" del Centro de Tecnología Aplicada (CTA) de Repsol - YPF en La Plata.

Es instructor interno de la Empresa, profesor libre de la Universidad Nacional de Cuyo y ha publicado numerosos trabajos técnicos en Congresos Nacionales e Internacionales y en publicaciones petroleras del país y del exterior.

Gerardo Degiorgis es Ingeniero Químico (Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Mendoza, 1994)

En 1995 trabajó en la Refinería de La Plata de YPF como Ingeniero de procesos en las unidades Topping C, Vacio B y Coke B pertenecientes al Area Combustibles I.

En 1996 se desempeñó en el Centro de Tecnología Aplicada del Upstream (LAE), realizando estudios de pérdidas en tanques por evaporación, optimización de plantas de tratamiento de crudos, y modelización de cañerías

Entre 1997 y 1998 trabajó en el Sector Tecnología de Producción del Area Servicios de Ingeniería de la Unidad Económica Mendoza, realizando diseño de instalaciones de superficie, y continuando con los estudios y optimizaciones similares a las realizadas en el Centro de Tecnología Aplicada,

A partir de 1999 se encuentra a cargo del sector Movimiento de Productos de la Unidad Económica Mendoza. Sector a cargo del tratamiento y transporte del crudo en la zona Norte de Mendoza.