

# ESTUDIO TENDIENTE A LA OPTIMIZACIÓN DE LA PLANTA DE PARAFINAS Y BASES LUBRICANTES DEL COMPLEJO INDUSTRIAL DE BARRANCABERMEJA (CIB), COLOMBIA

J.A. CARRILLO\*, R.D. GÓMEZ, F. PANTOJA y G. VELA

Ecopetrol - Instituto Colombiano del Petróleo, A.A. 4185 Bucaramanga, Santander, Colombia

---

**E**l objetivo de este estudio consistió en resolver algunos problemas de la planta de parafinas y bases lubricantes del Complejo Industrial de Barrancabermeja. Se realizó un diagnóstico y se ejecutaron varias acciones: diseño y construcción de plantas piloto, estudio de esquemas operacionales tanto a nivel planta piloto como industrial, detección de cuellos de botella, estudios comparativos entre el fenol y la N-metil pirrolidona (solventes de extracción), aplicación del índice de refracción para el control operacional en extracción líquido-líquido, estudios sobre las relaciones metiletilcetona/tolueno tanto en la dilución como en el lavado del desparafinado, y empleo de aditivos ayudantes de desparafinado. En este campo se desarrolló un aditivo en el Instituto Colombiano del Petróleo (ICP), el ADP-001.

To improve the operation of a wax and lube oil unit, some actions were taken: design and construction of pilot plants, analysis of operational diagrams, detections of bottlenecks spots, phenol and n-methyl pyrrolidone comparison studies, l-l extraction operation control through refraction index, study of the methyl ethyl cetone/toluene ratio, and use of dewating additives. In this filed, ICP developed the ADP-001 additive.

---

**Palabras claves:** extracción líquido-líquido, desparafinado, bases lubricantes, parafinas, optimización, nmp, fenol, metiletilcetona, tolueno, aditivos, plantas piloto, punto de nube.

\* A quien debe ser enviada la correspondencia

## INTRODUCCIÓN

Usualmente, para la producción de bases lubricantes y ceras se emplean unidades de líquido - líquido (l-l), desparafinado e hidrot ratamiento.

En la extracción l-l se define el índice de viscosidad (VI) de la base lubricante aprovechando propiedades selectivas de los solventes. Como subproductos se obtienen los extractos aromáticos (fenólicos) de bajo índice de viscosidad.

En el proceso de desparafinado se define el punto de fluidez de la base lubricante, el porcentaje de aceite en cera y su penetración. Como subproductos se obtienen los aceites residuales.

El hidrot ratamiento (HDT) es un proceso catalítico de lecho fijo en presencia de hidrógeno, que mejora tanto el color como la estabilidad a la oxidación de las ceras y de los aceites desparafinados.

El esquema convencional de producción de bases

lubricantes utiliza las unidades en el siguiente orden: extracción, desparafinado e hidrot ratamiento (Figura 1A).

La planta de producción de parafinas del Complejo Industrial de Barrancabermeja (CIB) se diseñó para el procesamiento de crudo Zulia, empleando una unidad existente de extracción l-l con fenol. Debido a que el crudo Zulia poseía un bajo contenido de extractos aromáticos, se decidió operar por un esquema no convencional que, en este trabajo, se denominará esquema CIB (Figura 1B).

Con el agotamiento del crudo Zulia, se empezaron a procesar crudos de mayor contenido en extractos aromáticos, los cuales por ser retirados al final del tren operacional, recargan el desparafinado y el HDT. Además, estos extractos (alquila-romáticos de cadenas laterales cortas, asfaltenos y resinas) modifican la forma de los cristales de las ceras, pasando de placas o escamas a agujas. Cristales de este tipo taponan fácilmente los filtros, enclaustran aceite, reducen las

### LABORATORIO/PLANTA PILOTO

Figura 1A

#### ESQUEMA CONVENCIONAL

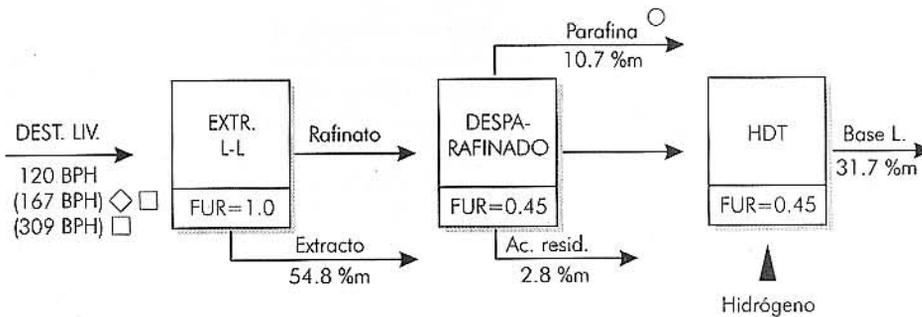
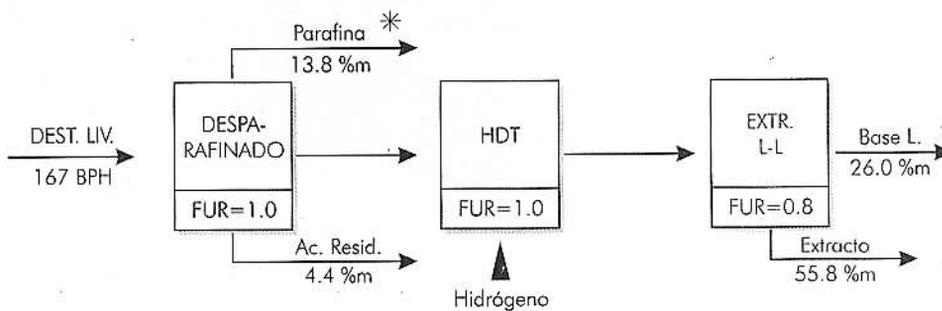


Figura 1B

#### ESQUEMA ACTUAL CIB



\* , 80 % dentro de especificaciones;  $\diamond$  , cambio a NMP;  $\square$  , ampliación de la capacidad en extracción l-l;  $\circ$  , posible producción de cera micro FDA; FUR, factor de utilización relativo.

Figura 1. Planta de parafinas y lubricantes

Tabla 1. Análisis, Normas y Equipos

ANÁLISIS	ASTM	EQUIPO
<b>CERAS:</b>		
- Aceite en cera (%)	D 721	
- Penetración	D 1321	Koehler
- Color	D 1500	Lovibond
<b>BASE LUBRICANTE</b>		
- Viscosidad	D 445	Herzoo
- Color	D 1500	Lovibond
- Índice de refracción	D 1218	Atago 37
- Punto de nube	D 2500	
- Punto de fluidez	D 97	
PLANTA PILOTO DESPARAFINADO		Diseño ICP
PLANTA BATCH DE EXTRACCION L-L		Diseño ICP

velocidades de filtración e incrementa el contenido de aceite en cera y las penetraciones de las mismas.

Para resolver esta situación, se realizó un estudio y se ejecutaron una serie de acciones: diseño y construcción de plantas piloto, estudio de esquemas operacionales tanto en planta piloto como en planta industrial, detección de cuellos de botella, estudios comparativos entre el fenol y la N-metil pirrolidona (NMP), estudios sobre las relaciones metiletilcetona/tolueno (MEK/TOL) en desparafinado, tanto en dilución como en lavado, y empleo de aditivos ayudantes de desparafinado. En este campo se desarrolló un aditivo en el ICP, el ADP-001.

## METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

Para desarrollar la parte experimental se emplearon las metodologías descritas en trabajos anteriores (Carrillo *et al.*, 1994a,b) y se usaron normas, equipos y procedimientos presentados en la Tabla 1.

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### Esquemas operacionales

Las figuras 1A y 1B presentan los porcentajes en masa de los productos para los esquemas convencional y CIB obtenidos en planta piloto. Se utilizaron las mismas condiciones de operación para poder comparar.

Con el esquema CIB (Figura 1B) se obtiene 26,0% en masa de bases lubricantes y 13,8% en masa de una parafina que contiene 3% en masa de aceite. Al final del tren operacional se obtiene 55,8% en masa de

extracto fenólico, subproducto que se realiza en forma de gasóleo (carga para FCC).

Debido a su naturaleza altamente aromática y a las condiciones poco severas del HDT, el extracto no sufre cambios químicos significativos durante el tratamiento con hidrógeno. Por lo tanto, el extracto se comporta como un inerte en HDT disminuyendo la eficiencia de este tratamiento. Por otro lado, en el desparafinado una fracción del extracto cristaliza y pasa a formar parte de las ceras confiriéndoles un color oscuro e incrementando su inestabilidad a la oxidación. En consecuencia, solamente un 20% de la parafina se obtiene en especificaciones.

En el esquema convencional (Figura 1A) se obtiene un 31,7% en masa de bases lubricantes y un 10,7% en masa de parafinas que poseen 1% en masa de aceite. Separar los extractos al comienzo del esquema hace que la cristalización de las parafinas sea más uniforme y por lo tanto 90% se encontrará en especificaciones. De otro lado, se aprovecha mejor el hidrotreamiento ya que no existen inertes que diluyan la base lubricante.

El esquema convencional parece más interesante desde el punto de vista económico. Se decidió entonces efectuar una serie de ensayos a nivel industrial.

### Prueba industrial

Durante la prueba industrial se comprobó que la unidad de extracción l-l operaba en forma eficiente con 120 barriles por hora (BPH) (19,07 m<sup>3</sup>h<sup>-1</sup>). Para tratar de detectar la máxima capacidad de operación de esta unidad, el flujo se incrementó hasta 145 BPH

(23,05 m<sup>3</sup>h<sup>-1</sup>). De los resultados obtenidos se concluyó que si se ampliase su capacidad a 167 BPH (26,5 m<sup>3</sup>h<sup>-1</sup>), capacidad actual de procesamiento de carga de la planta por el esquema CIB, la producción de bases lubricantes sería mayor por el esquema convencional en 4.0 kB por mes (635,9 m<sup>3</sup> por mes), con respecto al esquema CIB. El factor de utilización relativo de las plantas de desparafinado y HDT estaría cerca de 0,5 con productos de mejor calidad. Si en estas condiciones se quisiese utilizar la capacidad completa de las unidades de desparafinado y HDT, la carga por procesar sería de 309 BPH (49,12 m<sup>3</sup>h<sup>-1</sup>), con una producción de bases lubricantes un poco superior a dos veces la actual.

### Relación entre el índice de viscosidad y el índice de refracción

En el esquema convencional, la calidad de la base lubricante en cuanto a VI se define en la primera etapa del proceso. Sin embargo, en planta industrial, hasta que el refinado no sea desparafinado, no se puede encontrar el VI, a no ser que la muestra se desparafine en el laboratorio. Cualquiera de estas dos operaciones requiere tiempo, por lo cual no se puede realizar un control efectivo de la unidad. Con el objeto de corregir

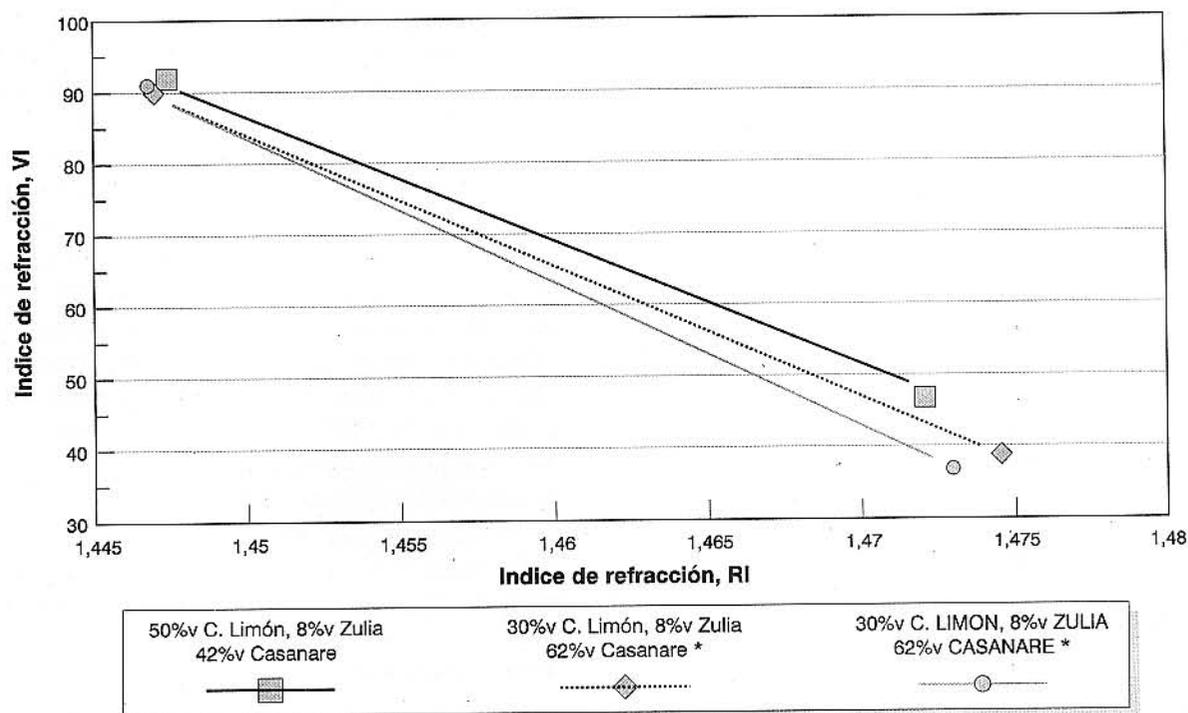
esta situación, se desarrolló e implementó una metodología que correlaciona el índice de refracción (IR) del refinado sin desparafinar, con el VI de la base lubricante producto. Esta correlación es lineal y se halla para cada carga antes de las corridas (Figura 2) (Carrillo et al., 1995). La determinación del IR es una operación que dura unos diez minutos, por lo cual se convierte en una herramienta eficiente de control operacional.

### Extracción líquido-líquido

Los resultados de planta piloto se encuentran en las tablas 2 y 3. De estos experimentos se concluye que la extracción 1-1 debe realizarse con una relación solvente/carga de 2,8 v/v y una temperatura de 77 °C (350 K).

En la planta industrial, la capacidad de procesamiento de carga en extracción se define por la hidrodinámica, la capacidad de intercambio de calor, la capacidad de la torre de extracción y la naturaleza del solvente empleado. La capacidad de diseño de la unidad del CIB es de 165 BPH (26,23 m<sup>3</sup>h<sup>-1</sup>). En la prueba industrial se encontraron los siguientes problemas :

- No se pudieron procesar más de 145 BPH (23,05 m<sup>3</sup>h<sup>-1</sup>).



RI = Índice de refracción de los refinados sin desparafinar  
 VI = Índice de viscosidad de los refinados desparafinados  
 \* = 50%v

Figura 2. Correlación entre el VI y el IR destilados livianos

Tabla 2. Extracción I-I con fenol destilado liviano, esquema convencional

S/C v/v	T=T <sub>m</sub> ±5 °C	RENDIM. %m	INDICE REFR. 70 °C	Pto. ANILINA °C	VI
2,8	74	46,3	1,4490	100,0	118
2,8	74	46,4	1,4485	101,6	117
2,8	74	47,2	1,4492	101,1	117
2,8	74	46,2	1,4491	100,0	117
2,5	74	47,7	1,4490	100,0	115
2,3	74	49,6	1,4502	100,5	114
2,0	74	58,1	1,4515	100,5	92
2,8	71	51,3	1,4492	101,1	117
2,8	74	46,2	1,4491	100,0	117
2,8	77	41,0	1,4483	101,7	117

T<sub>m</sub>= Temperatura promedio

Tabla 3. Desparafinado del rafinato liviano, rendimientos, % m

S/C	T <sub>m</sub> °C	DESPARAFINADO			DESPARAF + EXTRACCION I-I			ACEITE + CERA
		CERA	ACEITE	AC. RESID.	CERA	ACEITE	AC. RESID.	SUMA TOTAL
2,8*	74				13,8	26,0	4,4	39,8
2,8	74	23,2	68,6	6,1	10,7	31,7	2,8	42,4
2,5	74	21,0	68,2	8,2	10,0	32,5	3,9	42,5
2,3	74	20,5	71,7	7,7	10,2	35,6	3,8	45,8
2,0	74	19,8	70,4	7,0	11,5	40,9	4,1	52,4
2,8	71	22,6	69,2	6,3	11,6	35,5	3,2	47,1
2,8	74	23,2	68,6	6,1	10,7	31,76	2,8	42,4
2,8	77	23,7	68,2	6,0	9,7	28,0	2,5	37,7

\* Resultados de planta industrial del CIB

- La temperatura de la carga a la torre de extracción no se pudo descender hasta el valor del fondo de la columna debido a la mala eficiencia del intercambiador de calor de la carga. Esto ocasionó un incremento en la producción de extracto fenólico debido a que el fenol, encontrándose a temperaturas más altas de lo normal, disolvía una mayor proporción de la carga.

El solvente empleado (el fenol) es muy cuestionado desde el punto de vista de eficiencia (se requiere alta relación solvente/carga y los rendimientos obtenidos son relativamente bajos), toxicidad (sustancia aromática posiblemente cancerígena), manejo (es sólido hasta 41°C (314 K) y quema la piel fácilmente) e impacto ambiental (se convierte en desecho peligroso).

La industria de ceras y bases lubricantes ha sufrido una evolución histórica en cuanto a los solventes empleados en los procesos de extracción I-I. Hacia los años treinta se empleó el fenol, luego el furfural y en la actualidad, la mayoría de las plantas que operaban con fenol se han acondicionado para trabajar con N-metilpirrolidona (NMP). Este solvente no presenta los problemas enumerados del fenol y es más eficiente en cuanto a rendimientos y gasto energético. Con base en lo anterior se realizó un estudio en planta piloto para comparar el fenol y el NMP. Las figuras 3, 4 y 5 y la tabla 4 resumen los resultados de este estudio.

En la literatura (Sequeira *et al.*, 1979; Bushnell y Fiocco, 1980) se han publicado datos sobre el incremento en la capacidad de procesamiento hasta del 60%

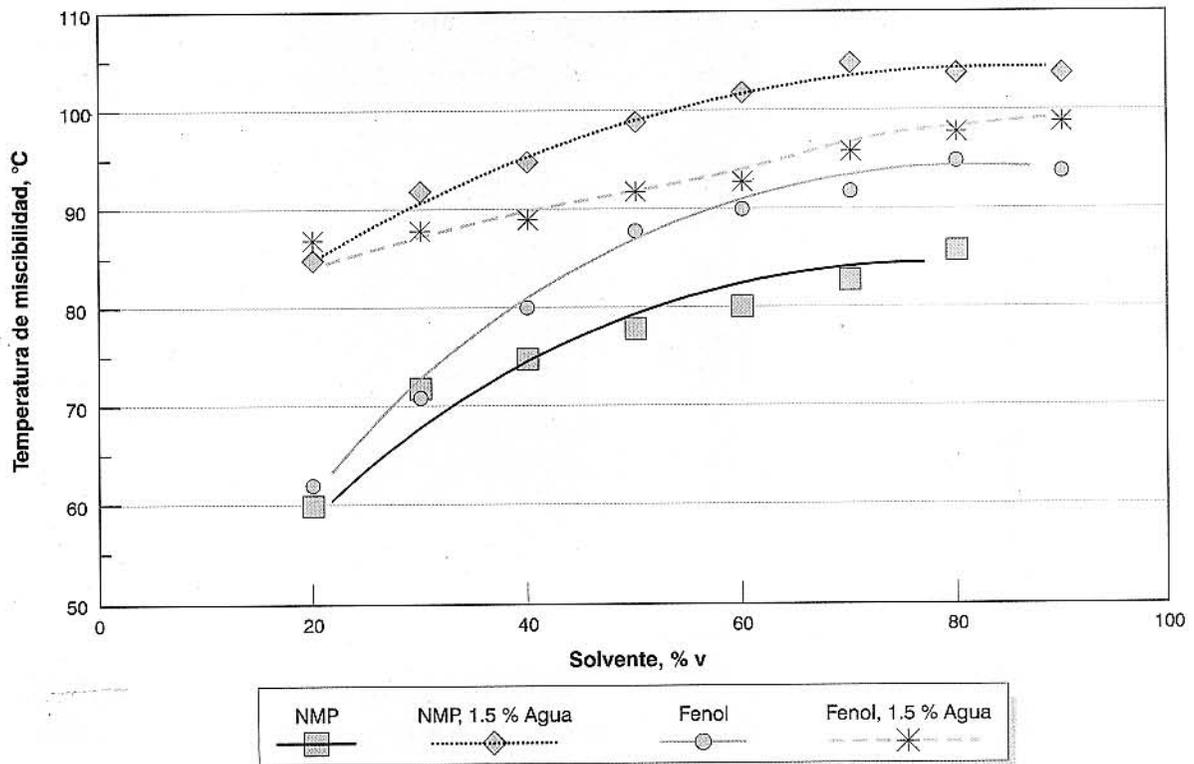
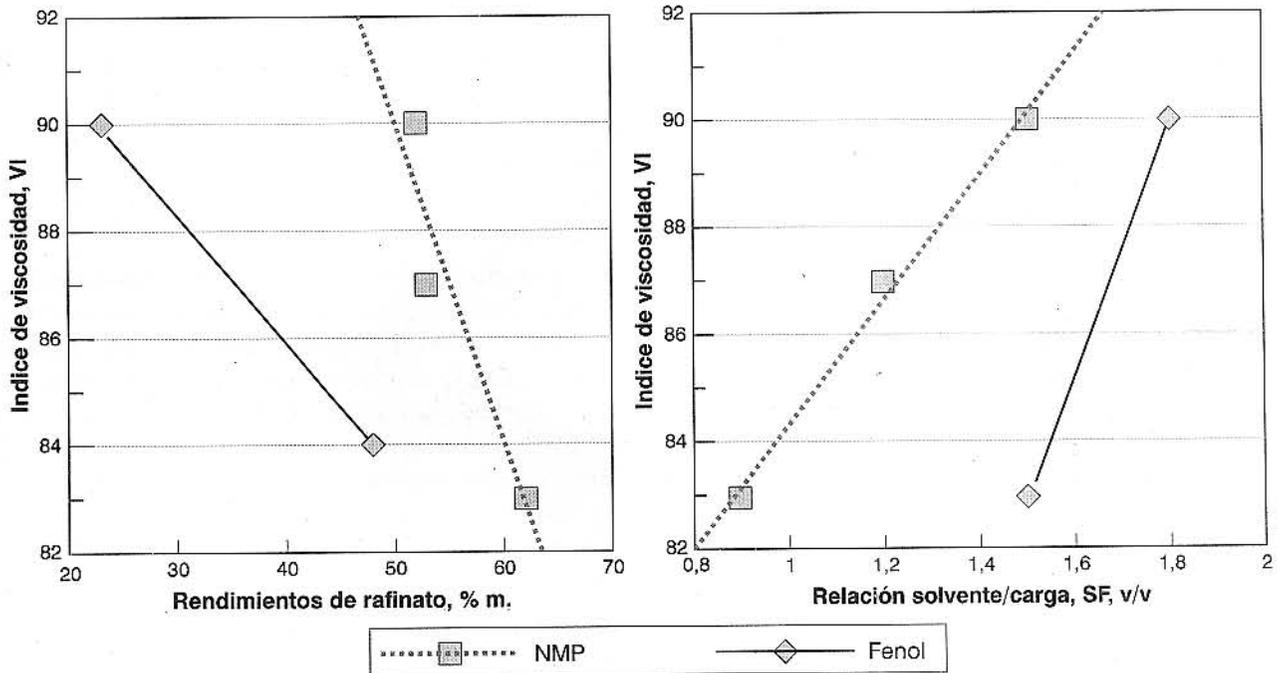


Figura 3. Temperaturas de miscibilidad destilado liviano

DESTILADO LIVIANO



T cima = 82 °C    T fondo = 70 °C

Figura 4. Comparación entre el NMP y el Fenol.

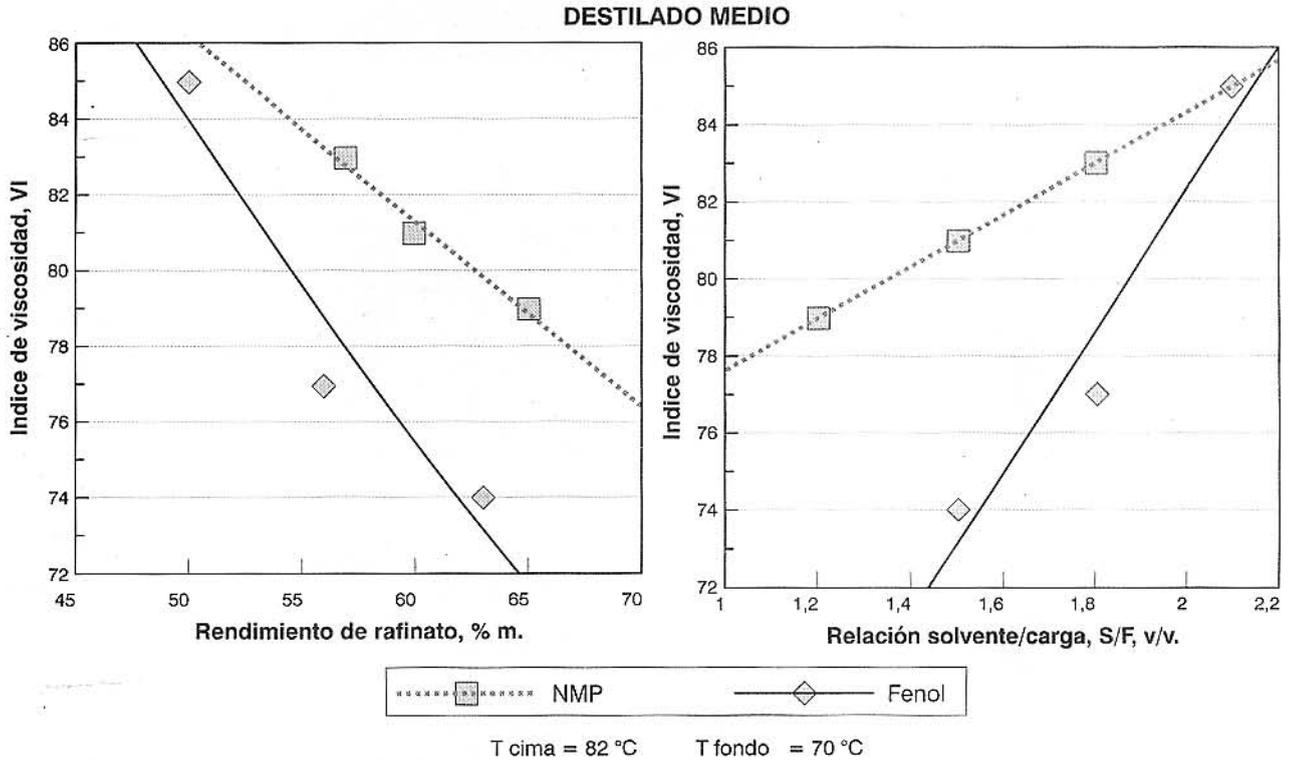


Figura 5. Comparación entre el NMP y el fenol.

en masa al realizar el cambio de fenol por el NMP; por lo tanto, los resultados obtenidos en este trabajo mostrando incrementos que van del 20% en volumen al 29% en volumen son posibles a nivel industrial. Para tal propósito, se deben revisar las capacidades térmicas e hidrodinámicas de los trenes de refinato solución y extracto solución, así como los internos de la columna de extracción I-I. De las corridas realizadas en planta piloto por el esquema convencional, se observa que el refinato solución contiene aproximadamente un 20%

en volumen de NMP; el NMP restante se va en forma de extracto solución.

**Desparafinado**

El desparafinado se llevaba a cabo por medio del enfriamiento de la carga en presencia de una mezcla metiletilcetona/tolueno (MEK/TOL) de relación volumétrica uno a uno. Las relaciones solvente/carga para los destilados liviano y medio son de (2-3):1 y para el aceite desmetalizado (DAO) de (3-5):1.

Tabla 4. Comparación entre el fenol y el NMP

DESTILADO VI DE LA BASE FINAL	LIVIANO 86			MEDIO 80		
	FENOL	NMP	DIFER.	FENOL	NMP	DIFER.
Relación Solvente/Carga, v/v	1,6	1,15	-0,45	1,85	1,4	0,45
Rafinato, % v	40,0	57,0	+17,0	55,0	65,0	+10,0
Carga, BPH	120,0	120,0		120,0	120,0	
Solvente, BPH	192,0	138,0	-54,0	222,0	168,0	-54,0
Rafinato, BPH	48,0	68,4	+20,4	66,0	76,0	+12,0
Incremento de carga, BPH		25,0	+25,0		22,5	+22,5
Rafinato adicional, BPH		14,2	+14,2		14,1	+14,1
Rafinato total, BPH	48,0	82,6	+34,6	66,0	90,1	+24,1
Rafinato total, % v	40,0	68,8	+28,8	55,0	75,0	+20,0

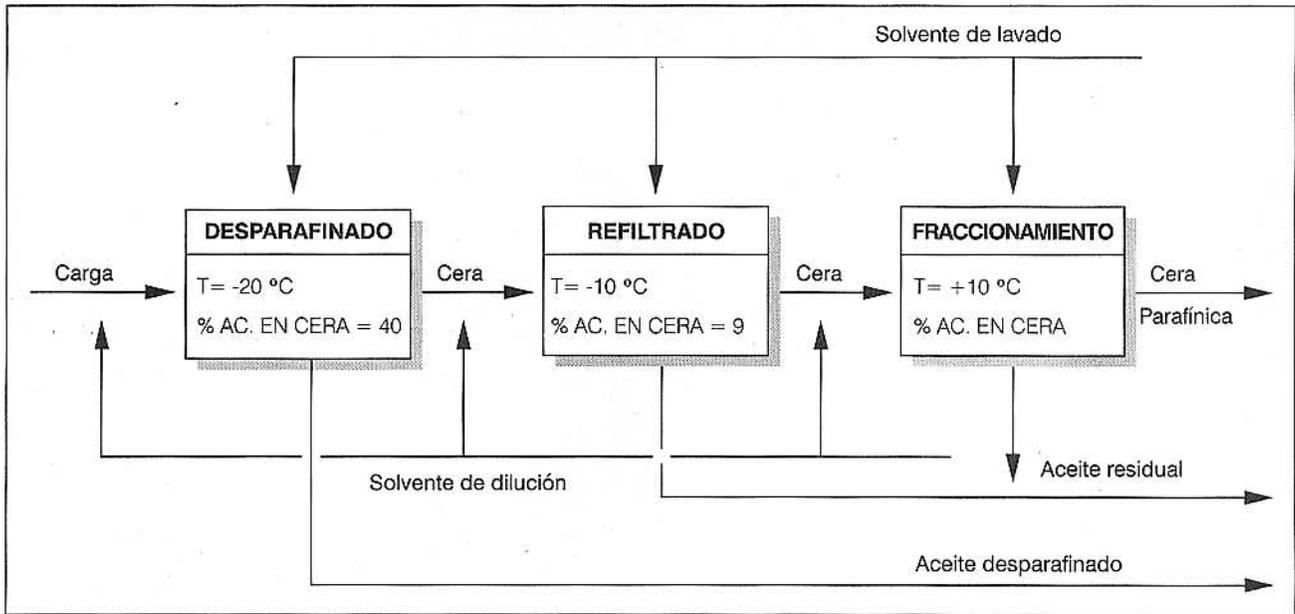


Figura 6. Proceso de desparafinado

El proceso comprende tres etapas: desparafinado, refiltrado y fraccionamiento (Figura 6). Sobre este proceso influyen la calidad de la carga (Tobing, 1977), la naturaleza del solvente empleado (Manríquez y Bermúdez, 1985), las relaciones metiletilcetona/tolueno del lavado y de la dilución (Sequeira, 1986; Chernozhukov, 1978; Urazgaliev y Riazantseva, 1972), el programa de enfriamiento de la solución, las temperaturas de filtración y el empleo de aditivos ayudantes de desparafinado.

La relación metiletilcetona/tolueno (MEK/TOL) empleada en la planta industrial obedecía a unos promedios de los datos de otras plantas del mundo, por lo cual se realizó un trabajo encaminado a encontrar la influencia de esta variable sobre el proceso. Se encontró que los mejores resultados se obtienen cuando se opera con concentraciones elevadas de metiletilcetona (MEK). La concentración óptima del MEK va a depender de cada carga y se manifiesta en las velocidades de filtración y en la calidad de la cera parafínica. La determinación de esta correlación se basa en el punto de nube.

En este trabajo se encontraron problemas ya que el método ASTM exige que los productos sean transparentes, condición que no cumplían las cargas a analizar, por lo cual fue necesario desarrollar un equipo basado en la transmitancia de luz.

Los análisis del punto de nube para el aceite desmetalizado (DAO) se presentan en la Figura 7. De

ahí se deduce que la máxima relación MEK/TOL aceptada por esta carga es del 72% en volumen. El destilado medio acepta el 80% en volumen de MEK y el destilado liviano el 90% en volumen. Al considerar que no existe segregación de solventes en la planta, se recomendó operar, por seguridad, a una relación 65/35 para evitar caer en el campo en el cual el aceite se separa formando una tercera fase muy viscosa, que dificulta la filtración. Como resultado de esta aplicación se incrementan las velocidades de filtración en 20% y se reduce la cantidad de aceite en cera.

Los estudios realizados en planta piloto sobre la composición del solvente de lavado llevaron a recomendar una composición de MEK/TOL igual a 45/55 en volumen. La incidencia de esta aplicación se observa en una reducción de la cantidad de aceite en cera, la cual pasa de 1,79% en masa a 0,53% en masa y a una reducción en su penetración de 68,1 mm/10 a 43 mm/10 (medida @ 310 K).

Se analizó la incidencia de los aditivos ayudantes de desparafinado, para lo cual se tomaron dos aditivos comerciales y un aditivo desarrollado por el ICP, el ADP-001. Los resultados de la evaluación indican que en el caso de los destilados liviano y medio, la dosificación óptima es de 250 ppm para los tres aditivos analizados y en el caso del DAO es de 1.200 ppm.

El ADP-001 presentó resultados similares al mejor de los aditivos comerciales y en algunos casos lo supera. Con su aplicación, las velocidades de filtración se

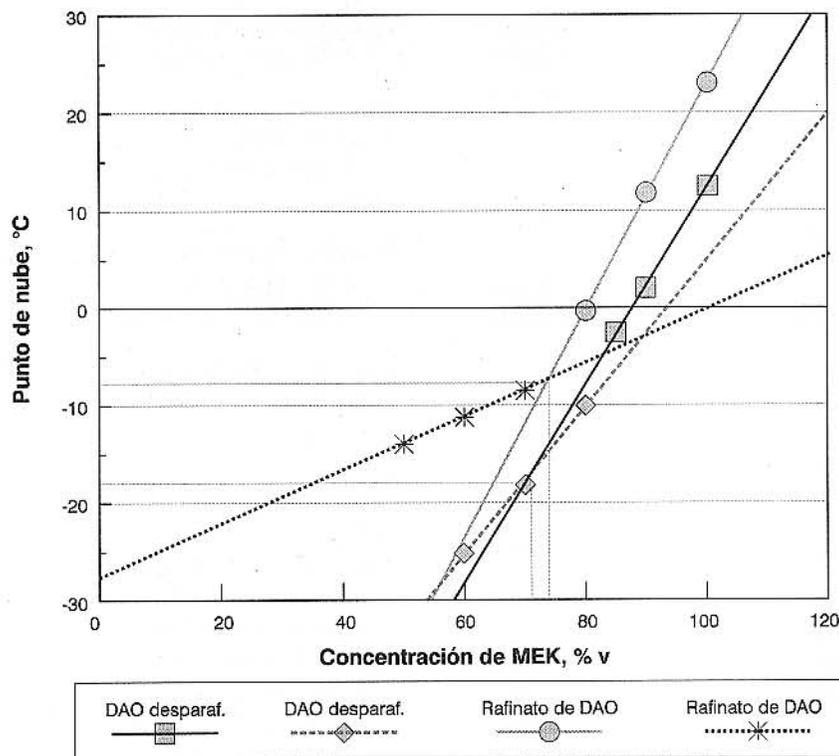


Figura 7. Obtención de la relación óptima MEK/TOL

incrementan en un 29% para el DAO, y permiten un aumento en el procesamiento de carga del 38% en volumen. El porcentaje de aceite en cera se redujo en un 49% (de 1,59 % en masa pasan a 0,78 % en masa) y la penetración, medida a 310,78 K (37,78 °C), pasó de 39,2 mm/10 a 31,0 mm/10.

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- De los estudios realizados, la acción que presenta un mayor impacto es la adecuación del esquema operacional al método convencional. Esto incide sobre la capacidad de procesamiento de carga, la cual en condiciones óptimas se puede duplicar. El método convencional mejora la calidad de los productos, debido a que elimina sustancias no deseables de las ceras, y permite la producción de ceras grado FDA. La base lubricante es de mejor color y más estable a la oxidación. Adicionalmente, mejora la gestión económica de la planta debido a que utiliza la capacidad de las unidades de desparafinado y HDT para el procesamiento de productos y no de subproductos sin mayor valor agregado.
- Para solucionar el cuello de botella de la unidad de extracción 1-1, se presenta como una buena alternativa la sustitución del fenol por la N-metilpirrolidona. La N-metilpirrolidona permite incrementar la capacidad de procesamiento de cargas en un 20-30% en volumen, y elimina una fuente de contaminación ambiental, de inseguridad e incomodidad en el trabajo.
- El empleo de la relación metiltilcetona/tolueno de 65/35 v/v en las diluciones de la planta de desparafinado permite un incremento en la velocidad de filtración superior al 20%, con una reducción del contenido de aceite en cera y una disminución de la penetración.
- La relación MEK/TOL de 45/55 v/v en los solventes de lavado de la planta de desparafinado permite reducciones del porcentaje de aceite en cera de 1,79% en masa a 0,53% en masa, y de la penetración de las ceras (medida a 37,78 °C) de 68,1 mm/10 a 43,0 mm/10.
- Las pruebas realizadas a escala comercial con el aditivo ayudante de desparafinado ADP-001 han mostrado que en el caso del aceite desmetalizado (DAO) la carga se puede incrementar en un 38%

en volumen, y, al mismo tiempo, se pueden reducir simultáneamente el contenido de aceite en cera del 3 % en volumen al 1 % en volumen y la penetración, medida a 310,78 K (37,78 °C), de 60 mm/10 a 21 mm/10.

## REFERENCIAS

- Bushnell, J. D. y Fiocco, R. J., 1980. "Engineering aspects of the EXOL N Lube process", *Hydrocarbon processing*, (mayo): 119 - 123.
- Carrillo, J. A., Gómez, R. D. y Pantoja, F., 1994. "Simulación de un proceso de extracción a escala laboratorio", *Ing. Química*, (nov): 59 - 62.
- Carrillo, J. A., Pantoja, F., Gómez, R. D. y Vela, G., 1994. "Desparafinado de fracciones petrolíferas", *Ing. Química*, (mayo): 67 - 69.
- Carrillo, J. A., Pantoja, F. y Gómez, R. D., 1995. "Aplicación del Índice de Refracción para el control operacional en la Plantas de extracción líquido-líquido en la manufactura de bases lubricantes", *Ingeniería Química*, (mayo): 95 - 97.
- Chernozhukov, N. I., 1978. *Tecnología de refinación del crudo y gases*, parte 3, Moscú, Editorial Química, 423 p.
- Manríquez, L. y Bermúdez, O., 1985. "Sustitución del disolvente metiletilcetona en el proceso de desparafinado de aceites lubricantes", *Revista IMP*, XVII (4,oct.): 57-63.
- Sequeira, A., 1976. "Fundamentals of TEXACO mek dewaxing and wax fractionation processes", prepared by TEXACO development corporation, [s.p.i].
- Sequeira, A., Sherman, P. B., Douciere, J. U. y McBride, E. O., 1979. "MP refining of lubs", *Hydrocarbon processing*, (sept.): 155 - 160.
- Tobing, L. M., 1977. "Feed study signals wax problems", *Hydrocarbon Processing*, (sept.): 142 -145.
- Urazgaliev, E. A. y Riazantseva, E. I., 1972. "Cinética y mecanismo de cristalización de las parafinas normales", *Trabajos del Instituto de Química del Petróleo y de las Sales Naturales*, Academia de Ciencias de Kasaquistán, 4: 59 - 65.