

# **ESTUDIO DE LA FACTIBILIDAD TÉCNICA**

**sobre la decantación independiente de los recuperados de centrífuga en el proceso de extracción de aceite de palma**

## **TECHNICAL FEASIBILITY**

**of the Independent Decantation of the Recovered Oily Phase from Centrifuge Sludge Separators in the Palm Oil Extraction Process**

### **AUTORES**

**Guido Sierra**

Ingeniero químico  
Investigador Auxiliar. Cenipalma  
[guido.sierra@cenipalma.org](mailto:guido.sierra@cenipalma.org)

**Edgar Yáñez.**

Ingeniero químico  
Investigador Asistente. Cenipalma  
[edgar.yanez@cenipalma.org](mailto:edgar.yanez@cenipalma.org)

**Camilo Cruz.**

Estudiante ingeniería química  
Universidad Nacional de Colombia  
[ccruz@unal.edu.co](mailto:ccruz@unal.edu.co)

### **Palabras CLAVE**

Clarificación, centrifugas  
deslodadoras, tensoactivos.

Clarification, centrifuge sludge  
separators, blaso extract

Recibido: 15 junio 2006

Aprobado: 11 julio 2006

### **RESUMEN**

La decantación del flujo de recuperados de centrífuga en una línea de proceso independiente constituye una opción para mejorar los índices de productividad en la estación de clarificación. Con el fin de estudiar dicho esquema de proceso, se evaluó a escala laboratorio la influencia de la composición y la adición de extracto de corteza de balsa y NaCl en el proceso de decantación estática del flujo de recuperados de centrífuga. También, se realizaron algunas pruebas industriales bajo ese esquema de proceso para aclarar el enfoque de un estudio de factibilidad posterior. Los resultados mostraron que el flujo de recuperados de centrífuga (FRC) con contenidos de aceite superiores al 31%v/v presenta condiciones técnicamente favorables para su separación por decantación estática. Por otra parte, la adición de extracto de corteza de balsa o NaCl incrementa, en general, la velocidad y la eficiencia de decantación del FRC; en especial, en los sistemas con mayores contenidos de agua. Finalmente, los resultados de los ensayos a escala industrial sugieren iniciar un estudio de factibilidad técnico-económico sobre el esquema de proceso propuesto ya que es posible mejorar los índices de productividad en la estación de clarificación.

### **SUMMARY**

The decantation of the recovered oily phase from centrifuge sludge separators in an independent process line is a possibility for improve productivity in the clarification station. In order to study this scheme of process, at laboratory scale, the influence of composition and the addition of *balsa* bark extract and NaCl in decantation process of

the recovered oily phase of centrifuge sludge were evaluated. There were also several industrial essays with that scheme of process for elucidate the focus of following studies. The results showed that the recovered oily phase of centrifuge sludge (ROP) with oil contents bigger than 31% v/v presents good technical conditions for separation by static decantation. In other way, addition of *balso* bark extract or NaCl increases, in general, the velocity and efficiency of ROP decantation; especially in systems with high water contents. Finally, the results of the industrial essays suggest the beginning of a technical-economic study about the proposed scheme process because is possible to improve the productivity in the clarification station.



## INTRODUCCIÓN

El proceso de extracción de aceite de palma que más se emplea en el nivel industrial es el de prensado mecánico. Las principales etapas de este proceso son: recolección, esterilización, digestión, prensado, clarificación y acondicionamiento del aceite. La primera etapa incluye la recolección de los racimos del fruto de palma en las plantaciones, su transporte a la extractora y su recepción en las tolvas de distribución. En la zona de tolvas se cargan las vagonetas de esterilización con los racimos de fruto. Luego, en la etapa de esterilización los racimos se someten a un tratamiento térmico con vapor de agua con el fin de desacelerar los procesos de acidificación en el fruto y desnaturalizar el mesocarpio (Beltrán, 1994). Los racimos de fruto esterilizados se envían a la sección de desfrutamiento donde se desprenden los frutos de palma y las tusas (raquis) se separan. Los frutos desprendidos se llevan a la etapa de digestión, en la cual se realiza una maceración en caliente para continuar con la desnaturalización del mesocarpio y romper los vasos lipogénicos de la pulpa (Tjeng, 1978). De los digestores el fruto de palma pasa a la sección de prensado, en donde se obtiene una torta que contiene las fibras del mesocarpio y las nueces del fruto y se genera una mezcla líquida conocida como licor de prensa que contiene agua, aceite, residuos vegetales e impurezas inorgánicas. La torta se lleva a la sección de beneficio de almendra o palmistería, mientras que el licor de prensas se conduce a la sección de clarificación o separación de aceite.

La sección de clarificación comprende un conjunto de equipos cuyo principal objetivo es el de recuperar

el aceite del licor de prensa, separándolo de la fase acuosa y la fase lodosa. En la Figura 1 se presenta el diagrama típico de las estaciones de clarificación en las plantas extractoras colombianas. Inicialmente el licor de prensas se diluye con agua para reducir la viscosidad y favorecer la velocidad de separación en el clarificador para posteriormente hacerlo pasar a través de un tamiz vibratorio con el fin de retirar residuos vegetales e impurezas. El filtrado se recolecta en el tanque de licor de prensas desde donde se bombea hacia el decantador primario o clarificador principal, cuyo propósito es el de recuperar la mayor cantidad de aceite, bajo el principio de decantación estática. Según Delgado (1994), en esta operación la temperatura es un factor crítico y debe permanecer entre 90°C y 95°C. Las aguas lodosas efluentes del clarificador se conducen hacia una nueva etapa de filtración, en donde se retiran tierras y arenas. El filtrado obtenido se recolecta en el tanque de lodos exclarificador y se bombea hacia el tanque pulmón de centrifugas. Dicho tanque pulmón alimenta un tren de centrifugas para recuperar la mayor cantidad de aceite presente en los lodos exclarificador. Por cada centrifuga se obtiene un efluente pesado, que se descarga en el sistema de florentinos y una corriente liviana, conocida como recuperado de centrifuga, que se recircula al tanque de licor de prensas.

El aceite separado en el clarificador principal se conduce hacia la sección de acondicionamiento, en donde se clarifica en un desarenador y luego se seca al vacío hasta un contenido de humedad cercano al 0,8% p/p (Rodríguez y Luque, 1996). Una vez seco, se bombea hacia los tanques de almacenamiento.



En las plantas que operan por prensado mecánico la productividad depende en gran parte del desempeño de la etapa de clarificación y, por tanto, del clarificador principal. El clarificador horizontal es el equipo más usado en Colombia (Figura 1). Es un tanque rectangular horizontal, que cuenta con dos o más troncopirámides en el fondo para la recolección de sedimentos. En la primera sección tiene un colector de alimentación y en la sección posterior cuenta con un dispositivo de altura ajustable para la recolección de aceite y un colector de aguas lodosas. Opera por decantación estática, que es un proceso basado en la separación de partículas sólidas o de gotas de líquido, dentro de un sistema que fluye o está en reposo, como resultado de una fuerza de empuje originada por una diferencia de densidades.

Es clara la importancia que tiene la temperatura en un proceso de decantación estática, sin embargo, no es la única variable de la operación. En particular, en las plantas extractoras existen muchos factores adicionales que afectan el desempeño de la decantación. Según Rodríguez y Luque (1996) en el lodo liviano existen sustancias emulsificantes que inciden en forma negativa en el proceso de clarificación. Esto

conduce a pensar que la adición de un agente desmulsificante puede mejorar las condiciones de decantación. En ese sentido Díaz *et al.* (2004) estudiaron los efectos de la incorporación de un extracto vegetal como agente tensoactivo en el proceso de clarificación del licor de prensas. El extracto, proveniente de la corteza del árbol de balsa, muestra efectos positivos cuando sustituyó 10 y 30% v/v del agua de dilución. Por otra parte, un proceso que se usa desde un punto de vista convencional en el rompimiento de emulsiones O/W es el *salting-out* (Brown, LeMay y Bursten, 2000). La adición de una sal ocasiona una disminución de la solubilidad del agente emulsificante en la fase acuosa provocando la floculación o coalescencia de la fase dispersa (Cavallo y Chang, 1990). En ese sentido, la aplicación de cloruro de sodio puede mejorar la recuperación de aceite en el proceso de decantación.

En general, la eficiencia en el clarificador primario ha sido un tema recurrente en las investigaciones del Programa de Plantas de Beneficio de Cenipalma y, de manera paralela, estos estudios han desnudado algunas falencias en el diseño actual de la estación de clarificación. Según Sierra *et al.* (2004) la recircu-

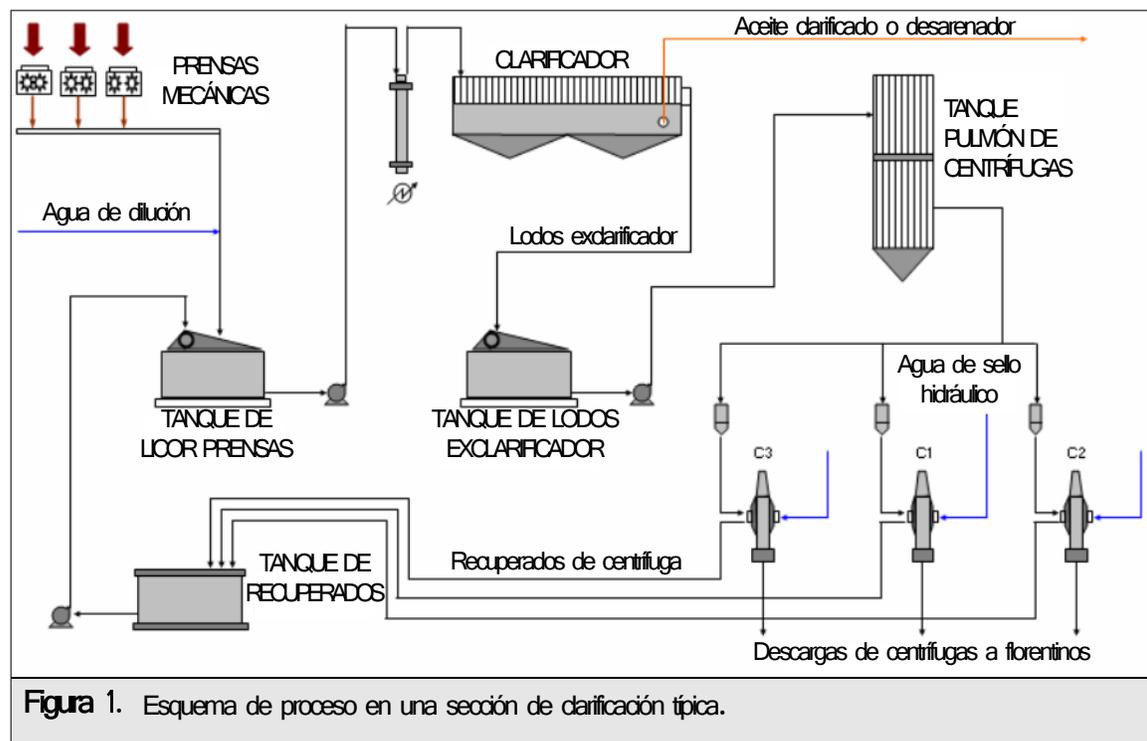


Figura 1. Esquema de proceso en una sección de clarificación típica.

lación del flujo de recuperados de centrífuga (FRC) reduce en 12,4% la eficiencia de separación del decantador principal, disminuye la eficiencia de recuperación de ceite en las centrífugas en 13,0% y, además, dificulta el control de la tasa de dilución del licor crudo de prensas. Bajo este panorama no parece existir razón técnica que justifique la recirculación del flujo de recuperados de centrífuga. Este trabajo evaluó entonces la factibilidad técnica de un esquema de proceso en el cual el FRC se trate en una línea de proceso independiente sin recirculación al tanque de licor de prensas (Figura 2).

Si la composición de los lodos exclarificador (flujo de alimentación de la centrífuga) se mantiene estable (constante en el tiempo), la composición del FRC puede manipularse con el estrangulamiento de la línea de recuperados en cada centrífuga. Por tanto, en una primera fase experimental se evaluó a escala laboratorio la influencia de la composición del flujo de recuperados en su proceso de decantación estática independiente. Luego en una segunda fase se estudió a escala laboratorio el efecto de la adición de extracto de corteza de balsa y NaCl en el proceso de de-

cantación del FRC. Finalmente, con base en los resultados de las etapas previas se realizaron unas pruebas a escala industrial que permitieron comparar los niveles de operación del esquema convencional con los del esquema propuesto.

## MATERIALES Y MÉTODOS

El estudio de la composición del flujo de recuperados de centrífuga (intrínseca y con adición de agentes desmenuzantes) se realizó a través de pruebas de decantación por lote a  $90^{\circ}\text{C} \pm 2^{\circ}\text{C}$ . Se empleó una probeta de 250 ml ( $20^{\circ}\text{C}$ , mínima división de 2 ml) sumergida en un baño de agua hirviendo (vaso de precipitados de 5000 ml). La fuente de calor fue una plancha de calentamiento Heidolph® MR 3001 K. Las muestras se tomaron directamente en el tanque de recuperados de centrífuga de la planta extractora IOA (Inversiones y Operaciones Agropecuarias) S.A. (Zona Oriental - Colombia). Cada prueba de decantación se realizó con un volumen total de muestra entre 140 ml y 150 ml, caracterizada previamente en composición por medio de centrifugación a 2500 rpm durante cuatro minutos.

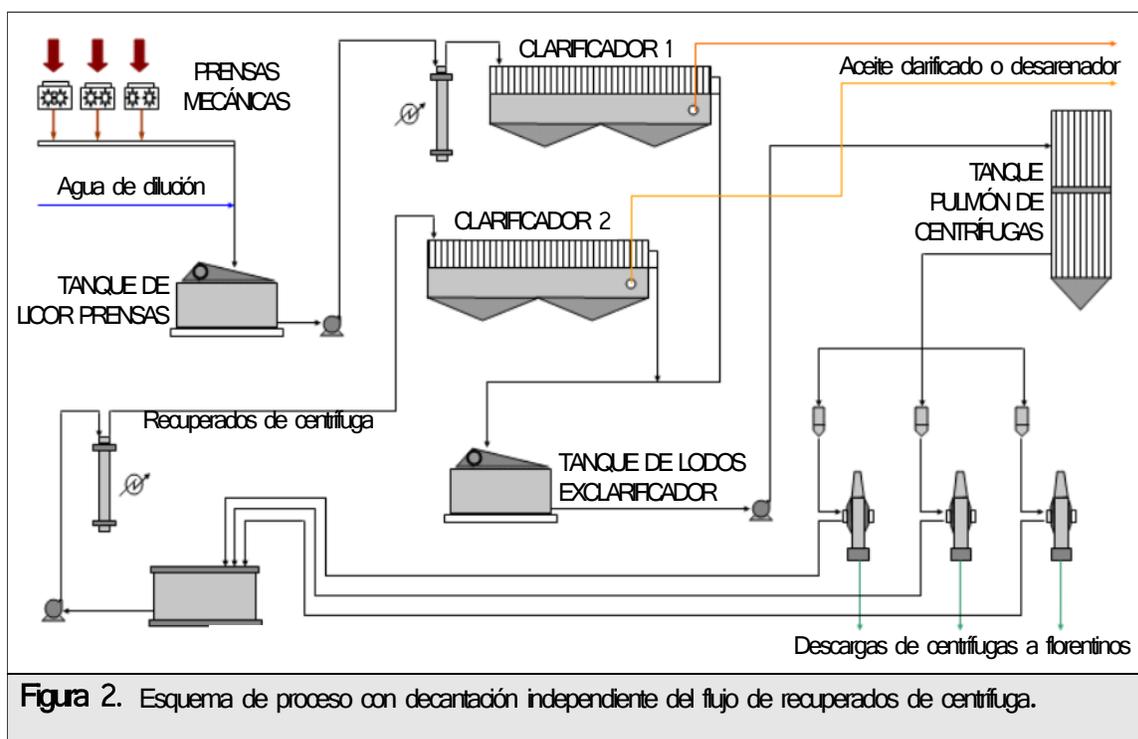


Figura 2. Esquema de proceso con decantación independiente del flujo de recuperados de centrífuga.



La muestra se precalentaba hasta 70°C ( $\pm 2^\circ\text{C}$ ) en un vaso de 250 ml, se homogeneizaba y luego se vertía en la probeta de 250 ml, en donde se llevaba a cabo la prueba, para dar inicio al registro de datos (altura de la capa de aceite clarificado en función del tiempo). El tiempo total de prueba (1 h) se definió con base en los registros de experiencias similares publicadas por Al-Zuhair (2004). Las variables de respuesta fueron: velocidad media de decantación y eficiencia de separación a 1 hora. En términos matemáticos se definen como sigue:

$$\bar{v} \left[ \frac{\text{ml}}{\text{min}} \right] = \frac{\sum_{n=1}^{20} \frac{V(0,5 \cdot n) - V(0,5 \cdot (n-1))}{0,5 \text{ min}}}{20} \quad (1)$$

$$\eta_{1 \text{ hora}}^{90^\circ\text{C}} = \frac{V(60)}{V_T \times \Theta} \quad (2)$$

Donde:

- $\eta_{1 \text{ hora}}^{90^\circ\text{C}}$  Eficiencia de separación a 1 hora, —
- $\bar{v}$  Velocidad media de decantación,  $\text{ml min}^{-1}$
- $V(t)$  Volumen de aceite clarificado a 90°C, ml
- $t$  Tiempo de decantación, min
- $V_T$  Volumen total del sistema a 90°C, ml
- $\Theta$  Fracción v/v de aceite en el sistema, —

Como criterio adicional se midió el nivel de pérdidas en efluentes de centrífugas de la planta IOA S.A. durante la toma de muestras a través de extracción Soxhlet.

En la primera etapa experimental se estudiaron cuatro niveles de composición sobre muestras de 3.000 ml del flujo de recuperados de una centrífuga desladoras, empleando un diseño experimental completamente al azar con 10 pruebas de decantación por cada nivel de composición para un total de 40 ensayos. En la segunda etapa experimental, sobre dos niveles de composición de la fase anterior se estudio la adición de cada agente desemulsificante (extracto de corteza de balsa y NaCl) en tres niveles de aplicación: testigo (sin agente tensoactivo) y dos

dosis. De esa manera se planteó un diseño experimental completamente al azar en un arreglo factorial ( $2 \times 2 \times 3$ ), realizando cuatro repeticiones por cada tratamiento para un total de 48 ensayos.

Las dosis de aplicación del extracto de corteza de balsa se establecieron con base en los resultados de Díaz *et al.* (2004). El nivel A de dosificación es 2,5% v/v con respecto al contenido de agua en el sistema y nivel B es de 7,5% v/v con respecto al contenido de agua en el sistema. El extracto de corteza de balsa se obtuvo por lixiviación de la corteza de balsa picada con agua caliente y posterior concentración del extracto por evaporación de agua. Por su parte, los niveles de dosificación del NaCl se fijaron con base en los parámetros de solubilidad en agua: nivel A, 0,18 g NaCl ( $\text{ml H}_2\text{O}$ )<sup>-1</sup> y nivel B, 0,36 g NaCl ( $\text{ml H}_2\text{O}$ )<sup>-1</sup>, correspondiente a la saturación en agua a 25°C.

Las pruebas a escala industrial se llevaron a cabo en la planta extractora IOA S.A. con capacidad de procesamiento de 17 t RFF  $\text{h}^{-1}$ . Esta planta cuenta con un clarificador auxiliar de 19  $\text{m}^3$  (3,8 m x 2,6 m x 1,9 m) y la infraestructura para desviar el flujo de recuperados de centrifuga hacia dicho decantador. Se realizaron tres ensayos a escala industrial correspondientes a tres esquemas de proceso diferentes: esquema en operación convencional (recirculación del flujo de recuperados), esquema con desvío del flujo de recuperados de centrifuga al clarificador auxiliar en operación intermitente, y esquema con desvío del flujo de recuperados de centrifuga al clarificador auxiliar en operación continua.

## DISCUSIÓN DE RESULTADOS

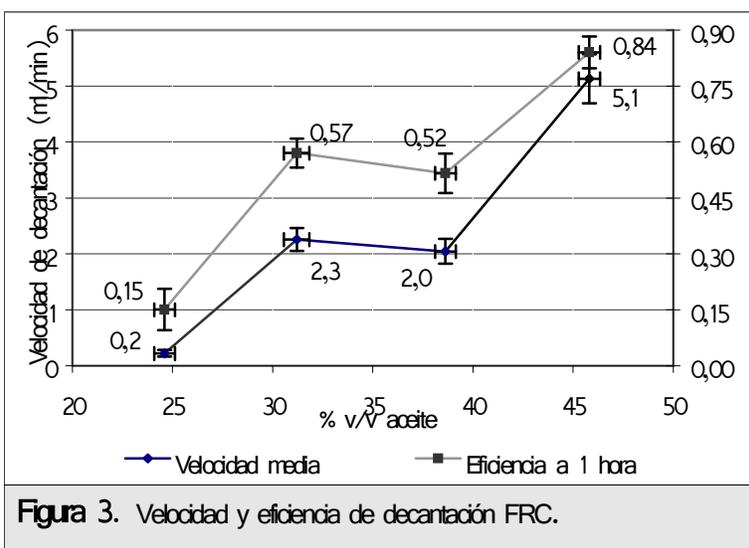
El intervalo de composiciones del FRC sometido a estudio se definió con base en los siguientes criterios: cuando la válvula de recuperados está abierta 100% el contenido promedio de aceite en el FRC reportado por el laboratorio en su seguimiento horario para el año 2004 es 23% v/v  $\pm 1\%$  v/v, por tal motivo se decidió operar con la válvula de recuperados completamente abierta como el primer nivel y, según las especificaciones de las centrífugas, éstas presentan un nivel crítico de funcionamiento cuando el FRC contiene 45% v/v de aceite. En la Tabla 1 se relacionan los niveles de composición evaluados.

**Tabla 1.** Niveles de composición del FRC

Nivel	% v/v A	% v/v LL	%v/v H <sub>2</sub> O	% v/v LP
0	24,6 ± 0,5	13,6 ± 2,2	52,9 ± 1,6	8,9 ± 1,1
1	31,2 ± 0,6	18,4 ± 0,8	31,6 ± 1,8	18,8 ± 0,8
2	38,6 ± 0,5	12,8 ± 0,7	34,6 ± 0,9	14,0 ± 0,7
3	45,8 ± 0,5	6,3 ± 0,7	31,0 ± 1,8	16,9 ± 1,5

A: aceite, LL: lodo liviano, LP: lodo pesado.

En la Figura 3 se resumen los resultados para las variables respuesta en los cuatro niveles de composición del FRC.

**Figura 3.** Velocidad y eficiencia de decantación FRC.

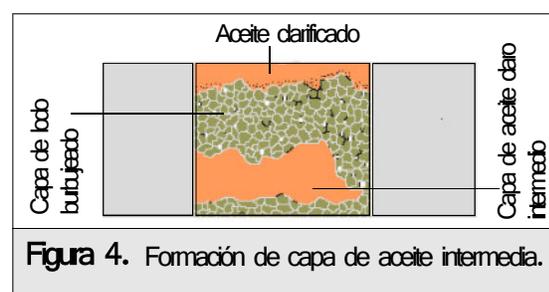
Hubo que realizar un análisis de varianza no paramétrico (Kruskal-Wallis) sobre el conjunto de variables respuesta dado que los resultados obtenidos no cumplieron con el criterio de normalidad. Sin embargo, se determinó mediante un análisis de separación de medias de Tukey, que tanto la velocidad media como la eficiencia de decantación se pueden distribuir en tres grupos (a, b y c) con diferencias estadísticas significativas entre sí. En la Figura 1 puede observarse con claridad dicha distribución con respecto al contenido de aceite en el FRC. El grupo (a) está asociado con el nivel 0 de composición, el grupo (b) reúne los niveles 1 y 2 y, finalmente, el grupo (c) corresponde al nivel 3 de composición.

En el nivel 0 de composición (24,6% v/v ± 0,5% v/v aceite) las condiciones de separación por decantación estática son muy desfavorables. En este nivel de

composición debido a la mayor proporción de agua (52,9% v/v ± 1,6% v/v) existe una gran cantidad de puntos locales de ebullición que copan el sistema con pequeñas burbujas de vapor que al ascender compactan algunos conglomerados de lodos e impiden la migración del aceite. Este hecho se corrobora al observar la formación de una capa de aceite intermedia entre la capa de lodo con burbujas atrapadas y la capa de lodo aceitoso (Figura 4).

Por su parte, en el nivel 3 de composición existen condiciones muy favorables para la clarificación del FRC ya que los registros de velocidad y eficiencia de decantación son comparables con los exhibidos por el licor de prensa diluido en el clarificador principal. No obstante, el estrangulamiento en la válvula de recuperados requerido para este nivel de composición ocasionó un registro de pérdidas en efluentes de 14,2% p/p aceite/SSNA, superior al máximo permisible (13,0% p/p aceite/SSNA).

Para la fase experimental con agentes tensoactivos se seleccionaron los niveles 1 y 2 de composición (31,2% v/v y 38,6% v/v de aceite) ya que en éstos el FRC exhibe condiciones de separación aceptables sin perjudicar el nivel de pérdidas de aceite en efluentes y, además, constituyen puntos de referencia idóneos para evaluar el efecto de los agentes tensoactivos. Las composiciones de las muestras de FRC en esta etapa se presentan en la Tabla 2.

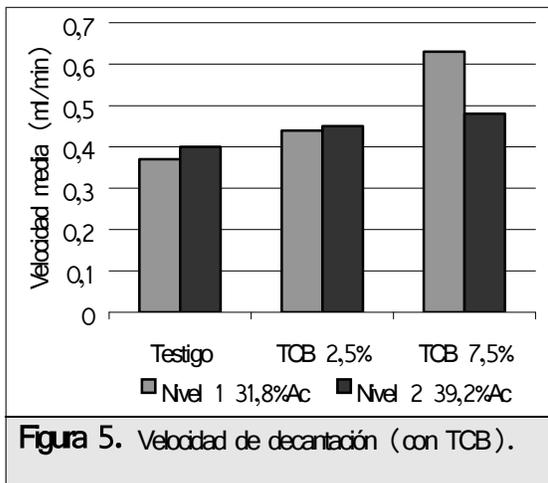
**Figura 4.** Formación de capa de aceite intermedia.



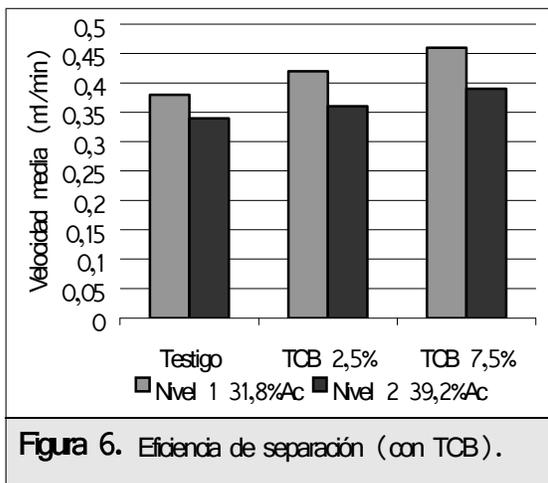
Nivel	% v/v A	% v/v LL	%v/v H <sub>2</sub> O	% v/v LP
1	31,8 ± 0,4	9,8 ± 0,7	41,0 ± 0,8	17,3 ± 0,5
2	39,1 ± 0,2	9,6 ± 0,7	36,0 ± 1,2	15,2 ± 0,7

A: aceite, LL: lodo liviano, LP: lodo pesado

Los resultados correspondientes a la aplicación del tensoactivo de corteza de balso (TCB) se relacionan en la Figura 5 (Velocidad de decantación) y en la Figura 6 (Eficiencia de separación). el testigo utilizado equivale a una dosis 0 de TCB.



**Figura 5.** Velocidad de decantación (con TCB).



**Figura 6.** Eficiencia de separación (con TCB).

El efecto de la adición del TCB en el primer nivel de composición correspondió a un incremento en la velocidad media del 62% con la mayor dosis, mientras que para el segundo nivel el incremento fue menor,

equivalente al 20%. Para comprender el comportamiento, se aplicó un modelo de regresión polinomial en donde se determinó que en ambos niveles, la velocidad de decantación puede ser representada por un modelo lineal para el rango

de dosis de TCB evaluadas.

*Nivel 1 (31,8 ± 0,4 %Ac)*

$$Vd = 0.135 * TCB + 0.2067$$

$$R^2 = 0.9178$$

$$p = 0.035$$

*Nivel 2 (39,1 ± 0,2 %Ac)*

$$Vd = 0.035 * TCB + 0.3667$$

$$R^2 = 0.9178$$

$$p = 0.01$$

Donde

Vd = velocidad de decantación (ml/min)

TCB = dosis aplicación extracto corteza de Balso

En cuanto a la eficiencia de decantación, la adición del TCB ocasiona un incremento, más acentuado en el nivel 1 (44%) que en el nivel 2 de composición (16%).

El modelo matemático encontrado para las variaciones mostradas por la eficiencia de separación fue el siguiente:

*Nivel 1 (31,8 ± 0,4 %Ac)*

$$Es = 0.04 * TCB + 0.34$$

$$R^2 = 0.99$$

$$p = 0.048$$

*Nivel 2 (39,1 ± 0,2 %Ac)*

$$Es = 0.025 * TCB + 0.3133$$

$$R^2 = 0.986$$

$$p = 0.043$$

Donde

Es = eficiencia de separación

Los resultados correspondientes a la adición de cloruro de sodio se observan en la Figura 7 (velocidad

de decantación) y en la Figura 5 (eficiencia de separación).

En este caso el efecto reportado para la velocidad de decantación se presentó únicamente para el nivel 1 de composición, en donde se observó que a pesar de que existe un efecto del cloruro de sodio como tensoactivo, no existe diferencia en los resultados obtenidos mediante diferentes concentraciones de la solución de sal. De igual manera, se pudo encontrar una relación matemática que explica el comportamiento de la velocidad de decantación al agregar sal común.

Nivel 1 (31,8 ± 0,4 %Ac)

$$Vd = 0.045 * NaCl^2 + 0.235 * NaCl + 0.21$$

$$R^2 = 0.985$$

$$p = 0.032$$

Donde

NaCl = concentración de sal utilizada g/ml H<sub>2</sub>O

Para el nivel 2 el análisis de varianza realizado no mostró la existencia de diferencias estadísticamente significativas por lo que se concluye que a esta concentración de aceite (39,2% v/v) la velocidad de decantación no se ve afectada por la adición de cloruro de sodio como tensoactivo.

En relación con la eficiencia de separación, (Figura 8) el análisis estadístico estableció un comportamiento totalmente análogo al de la velocidad, es decir, que en el nivel 1 de composición las dosis de NaCl

inciden de la misma forma en la eficiencia de separación y que en nivel 2 no se observa ningún efecto. En resumen la adición de NaCl sólo tiene efecto en la decantación del FRC con contenidos de aceite de 31,8% v/v ± 0,4% v/v.

El modelo matemático encontrado para el nivel 1 es el siguiente:

$$Vd = -0.055 * NaCl^2 + 0.285 * NaCl + 0.22$$

$$R^2 = 0.99$$

$$p = 0.041$$

Los resultados de las pruebas a escala industrial se resumen de forma concisa en los diagramas de flujo para cada esquema de operación anexados al final del documento. Con base en la información recavada se establecieron las siguientes observaciones:

1. El desvío de los recuperados al clarificador auxiliar implica un incremento en el consumo de agua en la sección de clarificación del orden del 33% v/v. Esto se entiende si se tiene presente que el contenido de agua del flujo de recuperados en el esquema convencional contribuye a mantener el parámetro de dilución (1:1) al ser recirculado al tanque de licor crudo de prensa. Por el contrario, en el esquema con desviación del FRC, dicho flujo de agua no retorna al tanque de licor de prensas y debe ajustarse la dilución aumentando el caudal de agua limpia. En términos absolutos el incremento en el flujo de agua de dilución es cercano a 0,07 m<sup>3</sup> / t RFF.

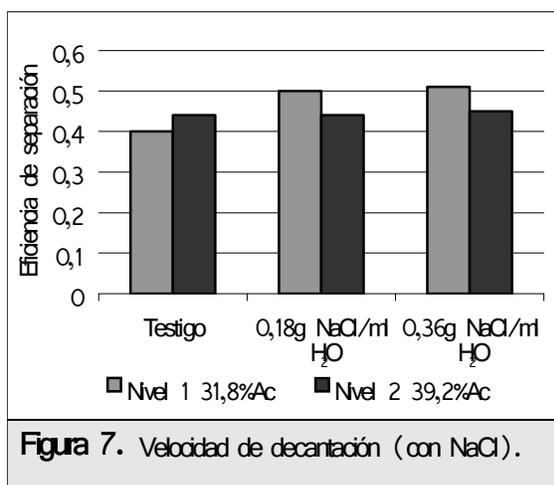


Figura 7. Velocidad de decantación (con NaCl).

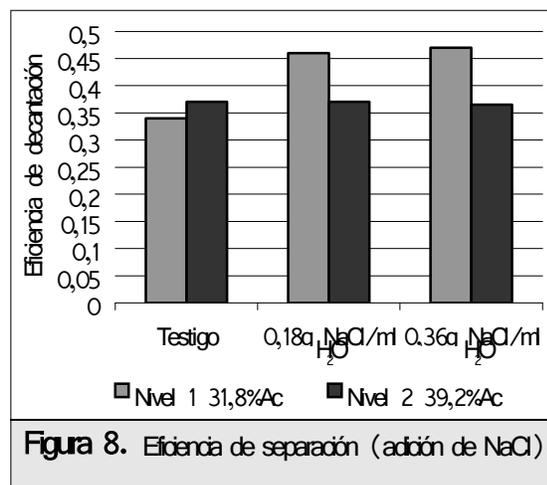


Figura 8. Eficiencia de separación (adición de NaCl).



2. La desviación del flujo de recuperados al decantador auxiliar corrobora los resultados obtenidos por Sierra *et al.* (2004) sobre la eficiencia del clarificador principal. Bajo el esquema convencional de proceso la eficiencia del clarificador principal es 65%, mientras que con el desvío del flujo de recuperados al separador auxiliar la eficiencia del clarificador principal aumenta a 72%. Esto confirma el hecho de que los recuperados de centrifuga inciden en forma negativa en las condiciones de decantación del licor de prensas diluido.
3. Existen varias razones que explican el bajo nivel de eficiencia del clarificador auxiliar durante su operación en continuo (60,7%). En primer lugar, la temperatura de operación (60° C) fue insuficiente pues estuvo muy por debajo de los niveles recomendados en la decantación estática de sistemas agua-aceite y en segundo lugar la gran variación en la composición de entrada al clarificador auxiliar ( $\pm 5,8\%$  v/v aceite) desestabilizó con facilidad las condiciones de decantación.
4. En la operación con desviación del FRC (durante el llenado del tanque y la operación en continuo) es notable la reducción en el flujo de lodos exclarifcadores que pasan a la sección de centrifugación. En términos cuantitativos, dicha reducción es del orden de  $0,08 \text{ m}^3 / \text{t RFF}$  (11,6%) y, sin duda alguna, representa una disminución en el tiempo de operación de las centrifugas.
5. Uno de los riesgos latentes con el estrangulamiento de la válvula de recuperados es el posible incremento en las pérdidas de aceite en efluentes. En este aspecto los análisis realizados durante los días de prueba establecieron que el nivel de pérdidas en la centrifuga 1 fue del 14,11% aceite/SSNA y en la centrifuga 2 fue del 12,01% aceite/SSNA. De acuerdo con los criterios críticos de operación de las centrifugas (13% aceite/SSNA) la centrifuga 1 presenta problemas ligeros por pérdidas. Por su parte, el desempeño de la centrifuga 2 hace pensar que es factible operar bajo

estrangulamiento en la salida de recuperados sin incrementar los niveles de pérdidas.

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El flujo de recuperados de centrifuga con contenidos de aceite superiores al 31% v/v presenta condiciones técnicamente favorables para su separación por decantación estática.

La decantación del FRC con contenido de aceite del 45% v/v tiene niveles de velocidad y eficiencia de separación comparables con las exhibidas por el licor de prensas diluido. Por su parte los flujos de recuperados de centrifuga con contenidos de aceite del 31% v/v y del 38% v/v contiene niveles de velocidad y eficiencia de separación estadísticamente iguales.

La adición de extracto de corteza de balso al FRC mejora los niveles de velocidad y eficiencia de separación en los flujos con contenido de aceite del 31% v/v y del 38% v/v. La dosis al 7,5% v/v  $\text{H}_2\text{O}$  tiene mayor incidencia que la de al 2,5% v/v  $\text{H}_2\text{O}$ .

La adición de cloruro de sodio en el flujo de recuperados de centrifuga con contenido de aceite del 31% v/v mejora los niveles de velocidad y eficiencia de decantación y no requiere cantidades superiores a  $0,18 \text{ g NaCl} / \text{ml H}_2\text{O}$ . Finalmente, la factibilidad técnica de la decantación del flujo de recuperados de centrifuga en una línea de proceso independiente es promisorio a escala industrial pues existe una reducción en el tiempo de utilización de las centrifugas y un aumento en la eficiencia de separación del clarificador principal.

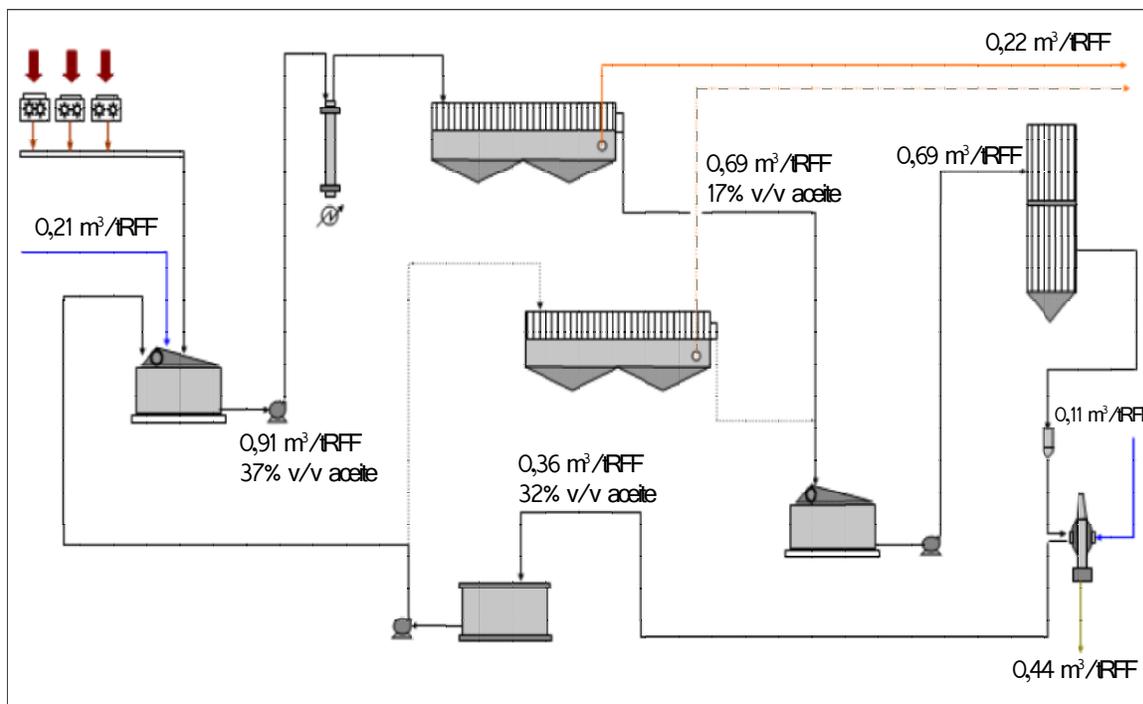
En trabajos posteriores se recomienda realizar el análisis del impacto del TCB sobre las características fisicoquímicas del aceite recuperado para estimar si existe un impacto asociado a este agente tensoactivo. Adicionalmente, dado que se observa un efecto de incremento en la eficiencia de clarificación, deben realizarse trabajos que permitan disponer industrialmente de los agentes tensoactivos presentes en el TCB.



## BIBLIOGRAFÍA

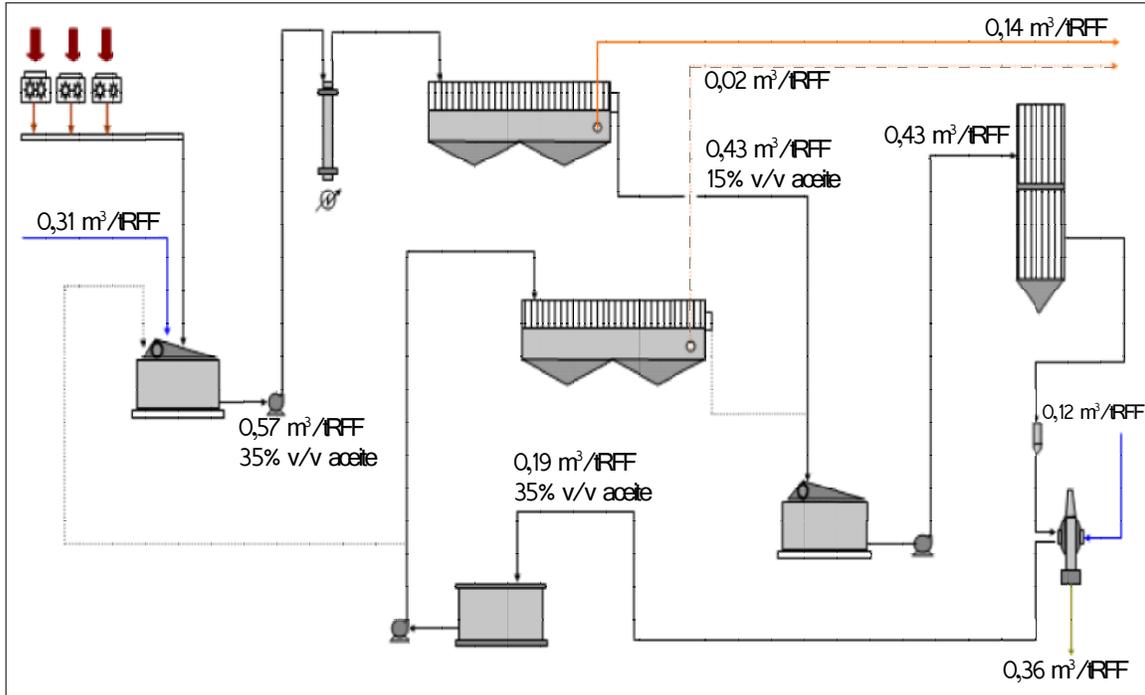
- Al-Zuhair, S. 2004. Using liquid-liquid deep settling model in determining the design parameters of crude palm oil settler. *Separation and Purification Technology*. Malaysia. 35:133-140.
- Beltrán, C. 1994. Algunos aspectos del procesamiento de aceite de palma. Cap. Control de pérdidas de aceite y palmiste. Bogotá: 30-34.
- Brown, T; LeMay, H; Bursten, B. 2000. *Chemistry: The Central Science*. Cap. Properties of Solutions. 8a. ed. Prentice Hall. New Jersey:439.
- Cavallo, JL; Chang, DL. 1990. Emulsion Preparation and Stability. *Chemical Engineering Progress*. Junio:54-59.
- Delgado, F. 1994. Algunos aspectos del procesamiento de aceite de palma. Cap. 5. Clarificación. Clarificación horizontal: principios, fundamentos e innovaciones. Bogotá:57-62.
- Díaz, OM; Sierra, GA; Yáñez, E. 2004. Estudio del nivel de dilución apropiado del licor de prensa apoyado en el diseño y evaluación de un sistema de control automático. Cenipalma. Fundación (Magdalena, Colombia).
- Palma de aceite – Historia. 2005. Recuperado el 20 de junio de 2005, de la página web de la Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite: <http://www.fedepalma.org/palma.htm>
- Rodríguez, AP; Luque, J. 1996. Evaluación técnica de un equipo con placas paralelas para la recuperación de aceite en la etapa de clarificación dentro de la planta extractora de aceite de palma Palmar de Oriente. Tesis ingeniería química. Universidad Nacional de Colombia.
- Sierra, GA; Yáñez, E; Rubiano, G. 2004. Incidencia de los recuperados de las centrifugas deslodadoras en la clarificación. *Cenipalma*. Fedepalma. Bogotá: (116).
- Tjeng, TD; Olie, JJ; Keung, JK. 1978. Producción de aceite y almendras de palma africana. Storke. Ámsterdam. 30 p.

Anexo 1. Diagrama de flujo sección clarificación bajo el esquema convencional de proceso





**Anexo 2.** Diagrama de flujo sección clarificación bajo esquema con desviación del FRC en operación intermitente



**Anexo 3.** Diagrama de flujo sección clarificación bajo esquema con desviación del FRC en operación continua

