



Industria y Comercio

SUPERINTENDENCIA



Delegatura de Propiedad Industrial

División de Nuevas Creaciones

PGT

SOLICITUD

PATENTE DE INVENCION

10-23727

21. EXPEDIENTE No.

54. TÍTULO MÉTODO PARA LA EXTRACCIÓN DE
ACEITE CRUDO DE PALMA

51. CLASIFICACIÓN INTERNACIONAL C11B 1/100 (2006.01)

71. SOLICITANTE MALAYSIAN PALM OIL BOARD
Nº 6, PERSIARAN INSTITUSI, BANDAR BARU BANGI,
43000 KAJANG, SELANGOR DARUL EHSAN
DOMICILIO MALASIA

74. APODERADO LUC HELENA VILLAMIL JIMENEZ

22. BOGOTÁ, D. C., ABRIL 1º/2010
99/1081

(FORMA P-10)

Pidi, C.
01-03-2010

SUBINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

PATENTE

☒

MODELO DE UTILIDAD

☐

DISEÑO INDUSTRIAL

☐

SOLICITANTE/S. RAZON SOCIAL O APELLIDOS Y NOMBRES

MALAYSIAN PALM OIL BOARD

DOMICILIO

SELANGOR DARUL EHSAN, MALASIA

APODERADO

JUZ HELENA VILLAMIL JIMÉNEZ

TÍTULO

METODO PARA LA EXTRACCION DE ACEITE CRUDO DE PALMA

CLASIFICACION

CIB 1/100 (2006.01)

EXPEDIENTE No.

FECHA DE SOLICITUD

MARZO 1^º/2010

ROLLO MICROFILM

CERTIFICADO No.

FECHA DE CONCESION

VIGENCIA DESDE

HASTA

PRORROGA

CAMBIO DE NOMBRE

TRASPASO A

INVENTOR (ES)

KANDIAH, SIVASOTHY / BATUMALAI, RAMACHANDRAN

OTROS



industria y Comercio

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

TARJETA ARCHIVO TEMATICO

PATENTE DE INVENCION

PCT ~~X~~

MODELO DE UTILIDAD

DISEÑO INDUSTRIAL

(21) N° de solicitud:

(22) Fecha de solicitud: MARZO 1º/2010

(51) Clasificación Internacional: C11B 1/00 (2006.01)

(71) Solicitante(s) Malaysian Palm Oil Board

(72) Inventor(es) KANDIAH, SIVASOTHY
BATUMALAI RAMACHANDRAN

(74) Agente: LUZ HELENA VILLAMI JIMENEZ

(30) Prioridad

(31) No. Prioridad	(32) Fecha	(33) País
--------------------	------------	-----------

(33) País

PI 2007/265 IAGO 2007 MALASIA

(85) Fecha inicio fase nacional: MARZO 1-2020

(86) Datos relativos a la presentación de la solíc. PCT

Fecha de presentación de la solicitud: 31.07.2008

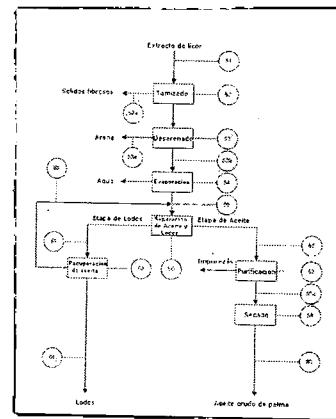
No. de solicitud *PCT/MY2008/600076*

(87) Publicación internacional:

Fecha: 5 febrero 2009

No. Publicación : WO/2009/

017389



(54) Título: METODO PARA LA EXTRACCION DE ACEITE CRUDO DE PALMA

(57) Resumen:

Un método para la extracción de aceite crudo de palma a partir de racimos de fruta fresca basado en la eliminación de una parte de la humedad en el extracto de licor (51) mediante un proceso de evaporación (54) seguido del proceso de clarificación de aceite (56) usando un sistema que permite la separación del aceite y los lodos sin necesidad de la adición de agua, para reducir así los efluentes procedentes del proceso de extracción en el molino de aceite de palma.

~~CONTINUA AL RESPALDO~~

**FORMULARIO UNICO DE SOLICITUD DE PATENTE
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL**

①

SOLICITUD DE:

☒

Patente de Invención

☐

Patente de Modelo de Utilidad

☒

Capítulo I

☐

Capítulo II

②

**SOLICITANTE
(71)**

Nombre: **MALAYSIAN PALM OIL BOARD**

Dirección: No. 6, Persiaran Institusi, Bandar Baru
Bangi, 43000 Kajang, Selangor Darul
Ehsan

Nacionalidad o Domicilio: Malasia

Lugar de Constitución: Malasia

Teléfono:

Fax:

E-mail:

IDENTIFICACION

C.C. ☐

NIT ☐

C.E. ☐

Otro ☐

Cual _____

Número _____

③

**REPRESENTANTE
O APODERADO**

Nombre: **LUZ HELENA VILLAMIL JIMÉNEZ**

Dirección: Calle 85 No. 18-25 Oficina 401

Teléfono: 256-3401 Fax: 378-1303

E-Mail: luzvillamil@villamil-ip.com

IDENTIFICACION

C.C. ☒

NIT ☐

C.E. ☐

Otro ☐

Cual _____

Número 41750053 TP 29882

④

**INVENTOR(ES)
(72)**

Nombre: **KANDIAH, Sivasothy**

Nombre: **BATUMALAI, Ramachandran**

Dirección: (1) 32, Jalan PJS9/24, Bandar Sunway, 46150 Petaling Jaya, Selangor, Malasia
(2) No. 35, Rumah Baru Ladang Labu, Bahagian A, 71900 Labu, Negeri
Sembilan, Malasia

Nacionalidad y Domicilio: (1) y (2) MALASIA

⑤

PCT (86)

Solicitud Internacional No. PCT/MY2008/000076

Fecha 31 julio 2008

Publicación Internacional No. WO/2009/017389

Fecha 05 febrero 2009

⑥

Título(54):

MÉTODO PARA LA EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA

⑦

Clasificación Internacional (51): C11B 1/00 (2006.01)

⑧

Prioridad

SI ☒

NO ☐

(33)País de Origen

MALASIA

(32)Fecha

1 agosto 2007

(31)N° de Solicitud

PI 20071265

⑨

Comprobante de Pago No.: _____

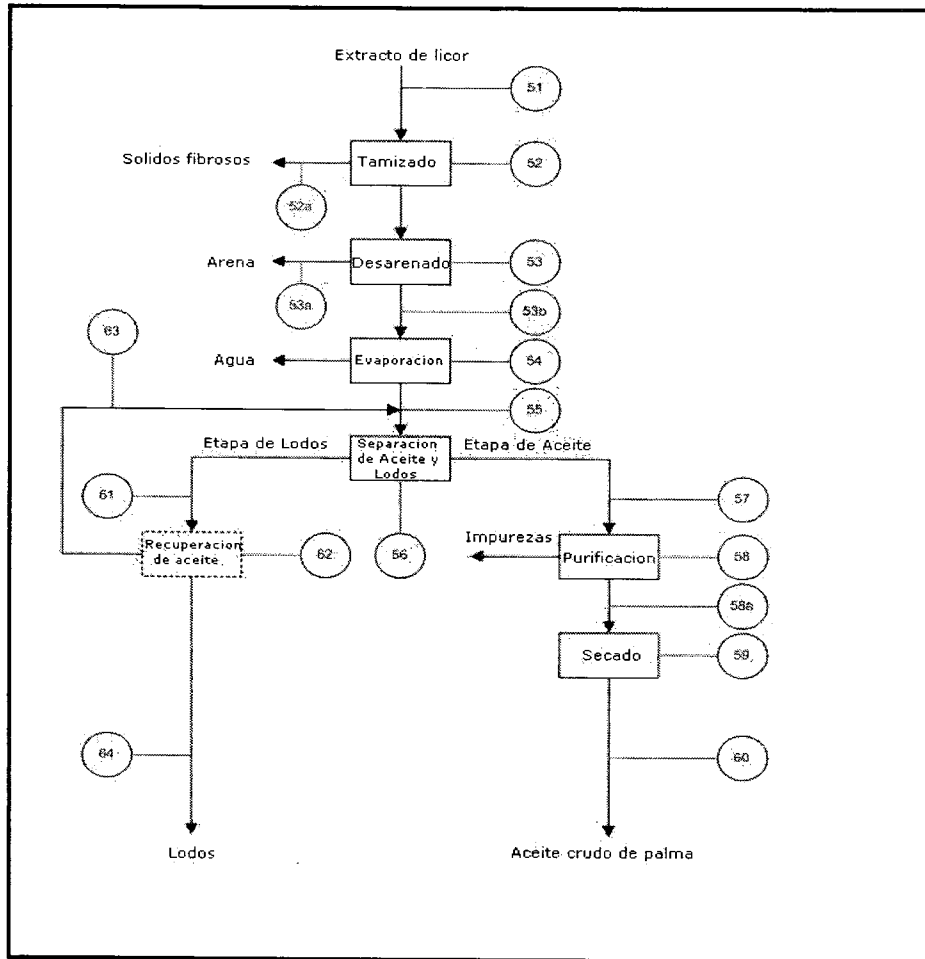
Fecha Marzo 1°, 2010

10

ANEXOS

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud.
- ☐ Documento que acredite la existencia y representación legal cuando el solicitante sea persona jurídica.
- ☐ Poderes, si fuere el caso.
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante.
- ☐ Declaraciones
- ☒ Copia de la solicitud internacional. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☒ Traducción de la solicitud internacional al castellano. (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos)
- ☐ Copia del examen preliminar internacional efectuado por la Autoridad Internacional de Examen Preliminar (IPEA).
- ☐ Traducción del examen preliminar internacional efectuado por la IPEA.
- ☐ De ser el caso, copia del contrato de acceso.
- ☐ De ser el caso, documento que acredite la licencia o autorización de uso de conocimientos tradicionales de las comunidades indígenas.
- ☐ De ser el caso, certificado de depósito del material biológico.
- ☒ Arte final 12x12.
- ☐ De ser el caso, información sobre otras solicitudes de patente o títulos obtenidos en el extranjero por el mismo titular o su causante, relacionadas parcial o totalmente con la invención de esta solicitud.
- ☐ De ser el caso, modificaciones efectuadas a la solicitud internacional.
- ☒ Otros. Comprobante de pago de la tasa correspondiente a 18 reivindicaciones adicionales

11 FIGURA CARACTERISTICA



12

Solicito la Concesión de la patente,

NOMBRE: LUZ HELENA VILLAMIL JIMENEZ

FIRMA:

Luz Helena Villamil Jimenez
C.C. 41750053 BTA TP. 29882

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 8001760

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 10 - 15,953
FECHA : MARZO 1 DE 2010

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-023927- -00000-0000

Fecha: 2010-03-01 14:50:22 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 56

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
LUZ HELENA VILLAMIL JIMEN	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	19883301	01/03/2010	1,108,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-01	SOLICITUDES	
1		TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN	554,000.00
		TOTAL :	\$ 554,000.00

SON: QUINIENTOS CINCUENTA Y CUATRO MIL PESOS

RESPONSABLE

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

6

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-023927- -00000-0000

Fecha: 2010-03-01 14:50:22 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 56

NIT : 800171

CERTIFICACION DE EXCEDENTE : 10 - 15,954
FECHA : MARZO 1 DE 2010

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	Vr. PAGO
LUZ HELENA VILLAMIL JIMEN	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	19983312	01/03/2010	354,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-09	OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD I	99 OTROS SERVICIOS ADMINISTRATIVOS
			TOTAL :
			\$ 354,000.00

SON: TRESCIENTOS CINCUENTA Y CUATRO MIL PESOS

RESPONSABLE : 

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

ESTA CERTIFICACION DE EXCEDENTE DE PAGO SOLO PODRA SER UTILIZADA
COMO PARTE DE LA CANCELACION DE UNA TARIFA VIGENTE Y NO PODRA SER
SUSTITUIDA POR NINGUN RECIBO.

7

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 10-023927- -00000-0000

Fecha: 2010-03-01 14:50:22 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 56

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 10 - 6,604
FECHA : ENERO 28 DE 2010

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
LUZ HELENA VILLAMIL JIMEN	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	175653074	28/01/2010	114,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-03	CAMBIO DE MODALIDAD Y MODIFICA	
		12 MARCAS Y LEMAS COMERCIALES	114,000.00
		TOTAL :	\$ 114,000.00

SON: CIENTO CATORCE MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau



(43) International Publication Date
5 February 2009 (05.02.2009)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2009/017389 A2

(51) International Patent Classification:
C11B 1/00 (2006.01)

(21) International Application Number:
PCT/MY2008/000076

(22) International Filing Date: 31 July 2008 (31.07.2008)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:
PI 20071265 1 August 2007 (01.08.2007) MY

(71) Applicant (for all designated States except US):
MALAYSIAN PALM OIL BOARD [MY/MY]; No. 6, Persiaran Institusi, Bandar Baru Bangi, Selangor, 43000 Kajang, Selangor, Ehsan (MY).

(72) Inventors; and

(75) Inventors/Applicants (for US only): **KANDIAH, Siva-sothy** [MY/MY]; 32, Jalan PJS9/24, Bandar Sunway, 461 Petaling Jaya, Selangor Darul Ehsan (MY). **BATU-MALAI, Ramachandran** [MY/MY]; No. 35, Rumah Baru Ladang Labu, Bahagain A, 71900 Labu, Negeri Sembilan (MY).

(74) Agent: **APPANAN, Naidu**; 12-1A Jalan Bandar Dua, Pusat Bandar Puchong, 47100 Puchong, Selangor, Durul Ehsan (MY).

(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of national protection available): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW.

(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every kind of regional protection available): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MT, NL, NO, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

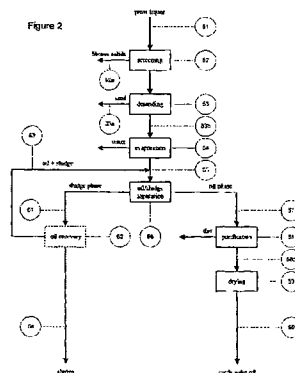
Declaration under Rule 4.17:

— as to applicant's entitlement to apply for and be granted a patent (Rule 4.17(ii))

Published:

— without international search report and to be republished upon receipt of that report

(54) Title: METHOD FOR EXTRACTING CRUDE PALM OIL



(57) Abstract: A method for extracting crude palm oil from fresh fruit bunches based on removing a portion of the moisture in press liquor (51) by evaporation (54) followed by oil clarification (56) using a system that is capable of achieving the oil/sludge separation without water addition to reduce the effluent from the palm oil extraction process.

METHOD FOR EXTRACTING CRUDE PALM OIL

FIELD OF INVENTION

The present invention relates to a method for extracting crude palm oil from oil palm fresh fruit bunches and more particularly to a crude palm oil extraction method for reducing the amount of effluent discharged compared to the prior art methods.

BACKGROUND OF THE INVENTION

The conventional palm oil milling process is shown in Figure 1. Fresh fruit bunches (FFB) 1 are cooked during sterilization 2 using steam at a pressure of 3 bar in horizontal autoclaves of cylindrical shape for about 60 to 90 minutes. The sterilized fruit bunches 3 are then stripped 4 to separate the sterilized fruits from the empty fruit bunches. The sterilized fruits 5 are then reheated and agitated in steam-heated vessels known as digesters 6 to loosen the mesocarp from the nuts in preparation for pressing 7. The screw press expels a liquor of oil, water and finely divided solids, and a press cake of fibre and nuts.

The oil in the press liquor has to be separated from the water and solids and this takes place during clarification. In the conventional clarification process, the primary separation is achieved in settling tanks using gravity. For optimum separation, it is first necessary to dilute the press liquor 8 with hot water 21 to reduce its viscosity. The diluted press liquor is then screened 9 to remove the coarse fibrous solids 20 that are subsequently returned to the digesters 6. The screened and diluted press liquor 10 is then heated and pumped into the clarification tank 11 where it separates into two phases, i.e. oil 12 and sludge 16.

The separation is carried out using either horizontal or vertical continuous clarifiers. The horizontal clarifier is a long rectangular tank partitioned into three or more compartments along its length. A retention time of about two hours is normally used. The cylindrical vertical clarifier is preferred in most modern palm oil mills. Dimensions of this tank have been

significantly increased to allow a sludge retention time of about four to five hours, and stirrers with shear plates have also been fitted to improve the oil/sludge separation efficiency.

The oil layer 12 in the clarification tank is skimmed off and passed to centrifugal purifier 13 which reduces the dirt content to 0.01 percent or less. The centrifuged oil is then
5 dried in vacuum drier 14 to give a product of crude palm oil 15 with a moisture content of approximately 0.1 percent.

Sludge 16 from the clarification tank has approximately 4 to 10 percent oil, the bulk of which can be recovered using centrifugal separator 18 after desander 17 leaving substantially de-oiled sludge 19. The oil recovered by the sludge centrifuge i.e. the centrifugal separator 18
10 contains some water and dirt and is therefore returned to the clarification tank 11 for further treatment. Two types of sludge centrifuge are currently used. The first is the stacked disk centrifuge. This centrifuge can handle a much larger capacity and its operation is quite easily automated. The second centrifuge uses a star-shaped rotating bowl. In spite of its smaller capacity, this centrifuge is still popular because of its lower capital and maintenance costs.

15 The conventional milling process generates about 0.6 tons of palm oil mill effluent (POME) for every ton of FFB processed. In 2005, Malaysia produced about 42 million tons of POME from about 400 palm oil mills. The biological oxygen demand (BOD) of the POME discharged from all palm oil mills in Malaysia had a population equivalent of about 62 million people (*i.e.*, approximately 2.5 times the population of Malaysia). It is widely acknowledged that
20 a more effective method of treating the POME than the widely used anaerobic/aerobic ponding system is needed. Silting of ponds due to the high concentration of suspended solids reduces their effectiveness and leads to higher operating cost. POME treatment under anaerobic conditions also leads to the emission of methane (*i.e.*, a greenhouse gas that has a global warming effect that is 21 times more potent than carbon dioxide).

25 One solution to the problem is to modify processes in the mill to achieve significant reduction in the amount of POME, making it viable to treat the POME using approaches that were previously considered to be not technically and/or economically viable.

Attempts have been made to reduce the amount of water added to the press liquor to achieve efficient oil clarification. The use of membrane filter presses and peeler centrifuges to separate out the bulk of the suspended solids to enhance oil clarification without the addition of water has been suggested. The use of peeler centrifuges leads to higher oil loss, while
5 membrane filter presses have been found to be not suitable due to fouling by gummy substances present in the crude palm oil.

The use of decanting centrifuges in palm oil mills has aroused considerable interest since the 1970s, both for separating the suspended solids from crude palm oil in a fairly dry state thereby reducing the biological oxygen demand (BOD) of the liquid effluent, as well as
10 for clarifying the oil. A decanter consists of a cylindrical-conical shaped bowl equipped with a screw conveyor rotating at a speed slightly different from that of the bowl. The cylindrical section of the bowl is used for clarification of liquids or separation of two immiscible liquid phases, while the conical section is suitable for drying of the separated solids. The feed slurry enters the machine through a feed pipe into a feed zone in the centre of the conveyor. After
15 acceleration, centrifugal force causes feed material to pass through a series of feed ports to the bowl where it forms an annular layer. Within this layer, the solid particles of greater specific gravity than the liquid are sedimented under the high centrifugal force. Continued admission of slurry to the bowl allows the clarified liquid to build up and to overflow over adjustable weirs at the cylindrical end of the bowl. Action of the screw conveyor, which rotates in the same
20 direction as the bowl but at a slightly slower speed, conveys the sedimented solids in the opposite direction out of the liquid layer (*i.e.*, drying zone or beach) and through discharge ports at the conical end of the bowl.

Various clarification plant configurations incorporating two-phase and three-phase decanters have been tried. A three-phase decanter allows two immiscible liquid phases with
25 different densities to be separated and discharged from the cylindrical end of the bowl, while the sedimented solids are discharged from the conical end.

Two-phase decanters have primarily been used in palm oil mills for separating out the suspended solids, which may subsequently be dried using a rotary drier. It is claimed that up to 70 percent of the suspended solids and 20 percent of the dissolved solids can be separated by
30 the decanter. Installing them prior to oil clarification leads to reduction in the amount of water

needed to facilitate oil clarification. Nevertheless, they are normally used for treating the underflow from the clarification tank since this leads to lower oil loss in the cake. No significant reduction in the amount of POME is achievable in the latter case, since water is still needed to facilitate oil settling in the clarification tank.

5 The use of a three-phase decanter makes possible oil clarification and separation of the suspended solids concurrently. If press liquor is used as the feed to a three-phase decanter, it is possible to replace both the clarification tank and sludge centrifuge. This not only reduces the amount of water needed to facilitate oil clarification significantly, but also greatly simplifies the clarification process. Nevertheless, the oil loss was observed to be higher than with the
10 conventional process. Nowadays, three-phase decanters are normally used in large capacity mills, with or without sludge separators, for treating the underflow from the clarification tank. As in the case of two-phase decanters, no significant reduction in the amount of POME is achievable since primary oil/sludge separation using clarification tanks is still needed.

 The use of a special two-phase decanter that makes possible oil/sludge separation
15 using a zero-dilution clarification process has recently been suggested. Unlike other two-phase decanters that focus on separating out the suspended solids, this decanter's main function is to achieve efficient oil/sludge separation. The decanter does not have the drying zone found in a typical decanter. The amount of POME can be reduced to about 0.4 tons per ton of FFB processed in a mill using the new clarification process.

20 The use of an evaporator system has also been suggested for removing moisture from POME. The use of an evaporator to treat POME suffers from a number of significant disadvantages. The high moisture content and large quantity of raw POME means that the load on the evaporator system will be high. Nevertheless, concentration beyond 20 to 30 percent solids is not possible because the product becomes highly viscous. The use of a
25 decanter to minimize the suspended solids concentration before evaporation and a drier to increase the solids concentration beyond 20 to 30 percent after evaporation adds to the cost. The need to burn empty fruit bunches to meet the very high energy demands of the evaporator and drier systems also add to the overall cost.

In consideration of the large quantity of POME discharged from the conventional milling process, and the failure of existing effluent treatment methods to address this problem, there is an urgent need in the art for a means to significantly reduce the amount of POME discharged from a palm oil mill.

5 SUMMARY OF THE INVENTION

It is an objective of the present invention to provide a simple and cost-effective method for extracting crude palm oil from fresh fruit bunches that significantly reduces the amount of effluent discharged from palm oil mills, making it viable to treat the POME using zero-discharge approaches that were previously considered to be not technically and/or economically viable. For example, the POME from mills using the new extraction process can possibly be dried or co-composted with empty fruit bunches. Hence, palm oil mills will be made more environmentally-friendly.

It is a further objective of the present invention to provide a method for the extraction of crude palm oil that can be more easily automated than the prior art methods, thereby facilitating monitoring and control from a control room.

It is a further objective of the present invention to provide a method for the extraction of crude palm oil that requires significantly less processing time than the conventional clarification method. The shorter processing time will lead to improvements in oil quality.

The above objectives are achieved in the present invention by providing a method for extracting crude palm oil from the press liquor obtained from FFB that comprises the steps of firstly removing the coarse fibrous solids and sand in the said press liquor to form a clean press liquor, secondly reducing the moisture content of the clean press liquor to form a concentrated liquor, and thirdly clarifying the concentrated liquor into a sludge phase and an oil phase for further processing to obtain crude palm oil. The feature that characterizes the novelty of the invention is the second step, where the moisture content of the clean press liquor is reduced using an evaporator prior to clarification in the third step.

14

The concentrated liquor from the evaporator is clarified using a clarification system that is capable of achieving the separation of oil from sludge without water addition and without significantly increasing the oil loss from the clarification process compared to the prior art methods. Naturally, a plurality of evaporators or any other suitable moisture-extracting system that is capable of reducing the moisture content of the liquor expelled by screw presses
5 may be used in step two of this invention.

According to the present invention, the method thereof may be adapted for FFB that may be sterilized using either the conventional batch sterilization process or the patented continuous sterilization process (Malaysian Patent Number MY-121530-A) or any other
10 suitable sterilization process. The amount of effluent produced by the continuous sterilization process is significantly less than the batch sterilization process. Much of the effluent from a conventional mill is due to heating up of the sterilizer vessels and cages during the start-up of each batch sterilization cycle. The continuous sterilization process is not subjected to the heating-cooling cycle typical of the batch sterilization process, and is therefore preferred for
15 significantly reducing the quantity of effluent discharged.

According to the present invention, at least one multiple-effect evaporator system is used to remove moisture from the press liquor prior to oil clarification. The presence of a significant quantity of oil in the press liquor makes possible the use of a multiple-effect evaporator system to remove moisture using a fraction of the energy required by a drier system
20 to remove an equal amount of moisture from POME, especially if heated air is used to supply the energy for drying.

The significant energy savings can be explained by using the following example. If we consider the heat balance of a single-effect evaporator, we find that the heat content (enthalpy) of the evaporated vapour is approximately equal to the heat input on the heating side. About 1
25 kg/hr of vapour will be produced by 1 kg/hr of live steam, as the specific evaporation heat values on the heating and product sides are about the same. If the vapour produced is used as heating steam in a second effect, the energy consumption of the overall system is reduced by 50 percent. This principle can be continued over further effects to save even more energy. The theoretical steam consumption of a triple-effect evaporator system is therefore one-third

of the steam consumption of a single-effect evaporator system for an equivalent evaporation load.

Evaporation of moisture from the press liquor according to the present invention provides a number of advantages compared to evaporation of moisture from POME as proposed in a prior art method. The presence of approximately 50 percent oil in the feed to the evaporator ensures that the evaporated liquor does not become viscous. Fouling of evaporator tubes will be significantly less, even if a large percentage of the moisture in the feed is removed. Also, the quantity of moisture to be removed from the undiluted press liquor is significantly less than the quantity of moisture to be removed from raw POME in a conventional mill. The overall energy demand of the new oil extraction process can probably be met using just fibre and shell as the energy sources, making it unnecessary to burn the empty fruit bunches.

Removing moisture from the press liquor may also help to minimize the formation of the third layer that inhibits oil/sludge separation during the oil clarification process.

According to the present invention, the separation of oil from sludge is achieved using a clarification system that can process the viscous liquor after evaporation without water addition. Many factors affect the efficiency of the oil/sludge separation, including the moisture content of the feed. A distinction should be made between free and bound moisture. The removal of a significant quantity of moisture will result in the remaining moisture being mostly bound to the sludge solids.

The bulk of the oil can be separated quite easily using a settling tank or a decanter. The decanter may be a two-phase decanter or a three-phase decanter. A decanter makes possible the use of very high g-force to achieve the separation of oil from sludge. If a significant amount of the moisture in the feed to the decanter still exists as free moisture, a decanter with no drying zone can be used, similar in design to that used in a prior art method, for facilitating the oil/sludge separation without water addition using just one processing step.

If the sludge phase from the oil/sludge separation step has a low oil content, it is discharged directly as effluent, otherwise it undergoes further treatment using an oil recovery

step before it is discharged. To minimize the quantity of effluent, this separation is also achieved without water addition. The actual method used will depend on the moisture content of the sludge.

Mechanical separation using a two-phase decanter, a three-phase decanter, a rotary press or a membrane filter press is possible if the moisture content is low. The nozzle-based sludge centrifuge used in the conventional clarification process should be avoided due to the much higher viscosity of the sludge. A screw press can be used if the sludge can first be mixed with fibre from the kernel extraction process. The oil recovered by this oil recovery step will most likely be contaminated with water and solids, and is therefore recycled back to the oil/sludge separation step for further processing.

According to the present invention, the oil in the sludge from either the oil/sludge separation step or the oil recovery step can be recovered by drying the sludge to a low enough moisture content to facilitate using a solvent extraction process. To justify investing in the setting up of a solvent extraction plant, it may be necessary to consider recovering the sludge oil from a number of crude palm oil factories using a single solvent extraction plant.

According to the present invention, a portion of the oil phase from the oil/sludge separation step may be recycled back to the evaporator system to increase the oil content of the feed to minimize fouling of the evaporator tubes.

By combining the continuous sterilization, evaporation and zero-dilution clarification processes, it will be possible to achieve more than 50 percent reduction in the quantity of POME.

BRIEF DESCRIPTION OF THE DRAWINGS

Figure 1 illustrates schematically the conventional crude palm oil extraction process using oil palm fresh fruit bunches as the feed.

Figure 2 illustrates one embodiment of the present invention using undiluted press liquor as the feed.

Figure 3 illustrates another embodiment of the present invention that facilitates the recovery of the residual oil in the sludge by solvent extraction.

5 Figure 4 illustrates the integration of the first embodiment of the present invention with the batch sterilization process.

Figure 5 illustrates the integration of the first embodiment of the present invention with the continuous sterilization process.

10 In describing the preferred embodiments of the invention, which is illustrated in the drawings, specific terminology will be resorted to for the sake of clarity. However, it is not intended that the invention be limited to the specific terms so selected and it is to be understood that each specific term includes all technical equivalents which operate in a similar manner to accomplish a similar purpose.

DESCRIPTION OF PREFERRED EMBODIMENTS

15 The liquor 51 expelled from screw presses is first fed to screening means 52 as illustrated in Figure 2 to remove the coarse fibrous solids 52a that are subsequently recycled. The screened liquor is heated to approximately 95°C and fed to desanding means 53, such as a cyclone desanding system, for sand (53a) removal before it enters evaporation means 54 as clean press liquor (53b).

20 Evaporation means 54 is used to reduce the moisture content of the liquor expelled by the screw presses. A multiple-effect falling film evaporator is preferably used as this evaporator has high heat transfer coefficients and can operate at small driving forces, and is less susceptible to scaling. It also permits very short product contact times, typically just a few seconds per pass. A multiple-effect forced circulation evaporator may also be used for this
25 purpose.

18

The liquor 55 from evaporation means 54 is stored in a holding tank, which also serves as the feed tank for oil/sludge separation means 56. The contents of this tank are agitated to keep the product homogenous. This is achieved by an agitator or by direct steam injection. It is essential that the product fed to oil/sludge separation means 56 has a temperature of approximately 95° C.

The liquor 55 from evaporation means 54 is clarified using a zero-dilution clarification process. The bulk of the oil can be separated without water addition using oil/sludge separation means 56. This separation can be achieved by gravity using a settling tank or by centrifugal force using either a two-phase or a three-phase decanter. If the moisture content of the feed is high, much of the recoverable oil can be separated using a two-phase decanter with no drying zone, similar in design to that used in a prior art method, and no further treatment of sludge phase 61 to recover oil will be required.

If sludge phase 61 from oil/sludge separation means 56 contains oil that is recoverable, it is further treated using oil recovery means 62 before it is discharged as effluent. This oil recovery is also achieved without water addition using a two-phase decanter, a three-phase decanter, a rotary press, a membrane filter press or other equipment that can be used to achieve a similar objective. A screw press may be used if sludge phase 61 can first be mixed with fibre from the kernel extraction process.

The oil 63 recovered by oil recovery means 62 will most likely be contaminated with water and solids, and is therefore recycled back to oil/sludge separation means 56 for further processing.

In another preferred embodiment of the present invention, as illustrated in Figure 3, the sludge phase 61 or 64 respectively from either the oil/sludge separation means 56 or the oil recovery means 62 may be dried using drying means 65 as shown in Figure 3 to a moisture content of less than 15 percent and the oil in dried sludge 66 extracted by solvent extraction means 67 to produce dried and de-oiled sludge 68.

The oil phase 57 from oil/sludge separation means 56 is discharged into a holding tank and is further processed using purification means 58 to remove traces of dirt in the oil to form

a purified oil phase (58a) that is subsequently dried using drying means 59 to obtain crude palm oil (60).

Figure 4 illustrates how the present invention can be integrated with the rest of the milling process in a conventional palm oil mill, where sterilization is carried out using the batch sterilization process. The FFB 30 are cooked during the sterilization process 31 using steam at a pressure of 3 bar in horizontal autoclaves of cylindrical shape for about 60 to 90 minutes. To raise the temperature of bunches quickly to a sufficiently high temperature, it is necessary to remove the air in the sterilizer. This is partially achieved by steam sweeping at the start of the sterilization cycle. Removal of air from spaces within the bunch is, however, dependent on diffusion and must be assisted by intermediate blow-offs (*i.e.* multiple pressure peaks). A large amount of condensate is formed (*i.e.*, approximately 20 percent of the FFB processed) and must be removed from sterilization process 31 if it is not to interfere with the heat transfer during sterilization. All or a portion of this condensate may be mixed with feed 51 to screening means 52.

The sterilized fruit bunches 32 are sent to stripper 33. The objective of stripping is to separate the sterilized fruits from the empty fruit bunches. The sterilized fruits 34 from stripper 33 are reheated to loosen the mesocarp from the nuts in preparation for pressing. This is carried out in the steam-heated digesters 35. Digesters commonly used are vertical cylindrical vessels with rotating shafts to which are attached stirring arms. These arms agitate the fruits, loosening the mesocarp from the nuts and, at the same time, breaking open as many of the oil cells as possible. The temperature of the digested fruit must be close to 100°C, which can be achieved by fitting the digester with a steam jacket or using live steam injection or a combination of both.

The screw press 36 consists essentially of a perforated cage in which runs either one or two screws. Cones restrict the discharge from the cage, and it is this restriction that creates pressure in the cage and thus controls the amount of de-oiling of the digested fruit mesh. The screw press 36 expels liquor 51 consisting of oil, water and finely divided solids, and a press cake of fibre and nuts.

The press liquor 51 is subjected to further processing using the present invention as described earlier. The amount of POME is reduced to less than 0.4 tonnes per tonne of FFB processed by combining the batch sterilization process with the new oil extraction process.

Figure 5 illustrates how the present invention can be integrated with the patented continuous sterilization process. In this process, the closed-knit arrangement of the spikelets in FFB 40 is first disrupted using double-roll crusher 41. The crushed bunches 42 are heated using live steam at low pressure during sterilization process 43 to facilitate continuous processing. Although the sterilization process 43 is carried out using steam at low or atmospheric pressure, the process significantly improves the strippability of bunches compared to the batch sterilization process.

The amount of condensate discharged by the continuous sterilization process 43 is significantly lower than the batch sterilization process. This is because the continuous sterilization process is not subjected to the heating-cooling cycle typical of the batch sterilization process. Also, the bulk of the sterilizer condensate is trapped and discharged with bunches from the continuous sterilizer and is eventually discharged from the mill with the sludge from the clarification process.

The extent of cooking achieved by the continuous sterilization process 43 is insufficient to optimize the oil and kernel extraction by the rest of the milling process. The fruits from the continuous sterilization process 43 are therefore further heated after stripping 45 using post-heating process 47.

Digestion 49 is carried out using either the conventional vertical digester described above or a new horizontal digester. The fruits are heated and agitated during digestion to loosen the mesocarp from the nuts and to break open the oil cells to facilitate oil recovery during pressing. The main advantage of using the horizontal digester is a slightly lower oil loss in the press cake due to improved drainage from the digester.

The press liquor 51 is subjected to further processing using the present invention as described earlier. The amount of POME discharged from the palm oil milling process can be

reduced to less than 0.3 tons per ton of FFB processed in a mill using the continuous sterilization and the new crude oil extraction processes.

The embodiments of the invention described herein are only meant to facilitate understanding of the invention and should not be construed as limiting the invention to those
5 embodiments only. Those skilled in the art will appreciate that the embodiments of the invention described herein are susceptible to variations and modifications other than those specifically described. It is to be understood that the invention includes all such variations and modifications which fall within the scope of the inventive concept thereof.

CLAIMS

1. A method for extracting crude palm oil from press liquor obtained from oil palm fresh fruit bunches that reduces the amount of effluent discharged and comprising the steps of:
 - 5 (a) removing the coarse fibrous solids (52) and sand (53) in said press liquor (51) to form a clean press liquor (53b);
 - (b) reducing the moisture content of said clean press liquor (53b) to form a concentrated liquor (55); and
 - 10 (c) separating (56) the oil from sludge in said concentrated liquor (55) into a sludge phase (61) and an oil phase (57) for further processing to obtain crude palm oil (60).
2. A method according to Claim 1, wherein the moisture content of said clean press liquor (53b) is reduced by at least one evaporation means (54).
3. A method according to Claim 2, wherein the said at least one evaporation means (54) is
15 a multiple-effect falling film evaporator.
4. A method according to Claim 2, wherein the said at least one evaporation means (54) is a multiple-effect forced circulation evaporator.
5. A method according to any one of the preceding Claims, wherein said coarse fibrous solids in said press liquor (51) are removed by screening (52) before desanding (53).
- 20 6. A method according to Claim 5, wherein said press liquor (51) is heated to approximately 95°C before desanding (53).

23

7. A method according to any one of the preceding Claims, wherein the removed coarse fibrous solids (52a) are recycled.
8. A method according to any one of the preceding Claims, wherein the sand (53a) is removed using a cyclone desanding system.
- 5 9. A method according to any one of the preceding Claims, wherein oil/sludge separation (56) is effected without water addition.
10. A method according to Claim 9, wherein the means for effecting said oil/sludge separation (56) is a decanter.
11. A method according to Claim 10, wherein said decanter is a two-phase decanter.
- 10 12. A method according to Claim 10, wherein said decanter is a three-phase decanter.
13. A method according to Claim 9, wherein the means for effecting said oil/sludge separation (56) is a settling tank.
14. A method according to any one of Claims 9 to 13, wherein the oil content of said sludge phase (61) from said oil/sludge separation (56) is reduced to a level sufficiently
15 low to permit discharge of said sludge phase as effluent without further treatment to recover residual oil therein.
15. A method according to any one of Claims 9 to 13, further comprising the steps of:
 - (a) drying said sludge phase (61) from said oil/sludge separation (56) to produce a dried sludge; and
 - 20 (b) extracting the residual oil in said dried sludge using a solvent.

- 24
16. A method according to any one of Claims 9 to 13, wherein said sludge phase (61) from said oil/sludge separation (56) is further treated using oil recovery means (62) to recover residual oil in said sludge phase without water addition.
 17. A method according to Claim 16, wherein said oil recovery means (62) is a decanter.
 - 5 18. A method according to Claim 17, wherein said decanter is a two-phase decanter.
 19. A method according to Claim 17, wherein said decanter is a three-phase decanter.
 20. A method according to Claim 16, wherein said oil recovery means (62) is a membrane filter press.
 - 10 21. A method according to Claim 16, wherein said oil recovery means (62) is a rotary press.
 22. A method according to any one of Claims 16 to 21, further comprising the steps of:
 - (a) adding fibre from the kernel extraction process to the sludge phase (61); and
 - (b) recovering said residual oil in said fibre-enriched sludge phase using a screw press as said oil recovery means (62).
 - 15 23. A method according to any one of Claims 16 to 22, wherein the oil recovered by said oil recovery means (62) is recycled back (63) to said oil/sludge separation means (56).
 24. A method according to any one of the preceding Claims, wherein a portion of said oil phase (57) is recycled back to increase the oil content of the feed to said evaporation means (54).

25. A method according to any one of the preceding Claims, further comprising the steps of:

(a) processing said oil phase (57) using purification means (58) to remove traces of dirt in the oil; and

5 (b) drying the purified oil phase (58a) using drying means (59).

26. A method according to any one of the preceding claims, further comprising the steps of:

(a) drying (65) said sludge phase (64) from said oil recovery means (62) to produce a dried sludge (66); and

10 (b) extracting the residual oil (67) in said dried sludge (66) using a solvent.

27. A method according to any one of the preceding Claims, wherein the said method is adapted for a milling process using the batch sterilization technique.

28. A method according to any one of Claims 1 to 26, wherein the said method is adapted for a milling process using a continuous sterilization technique.

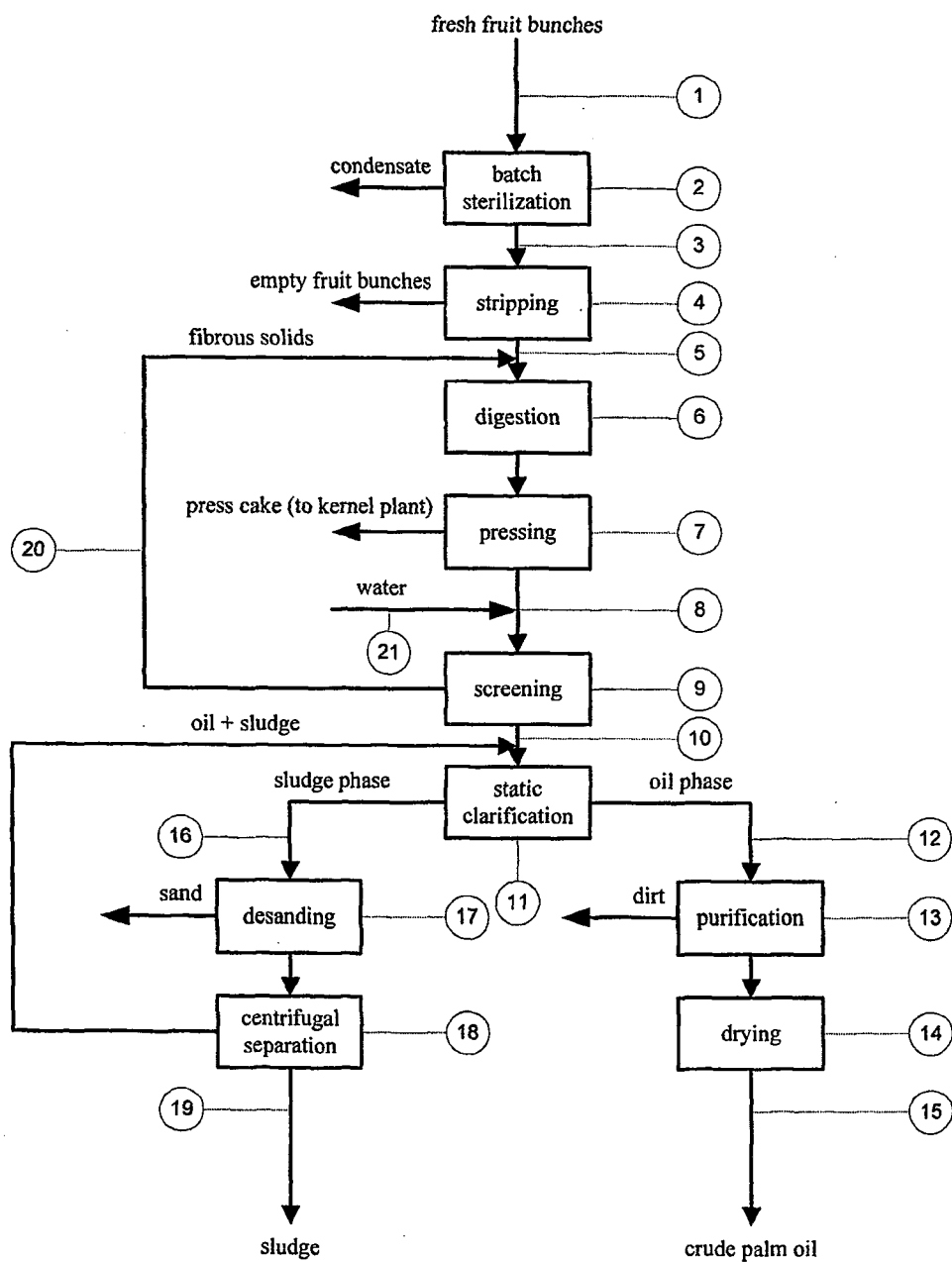


Figure 1
(Prior Art)

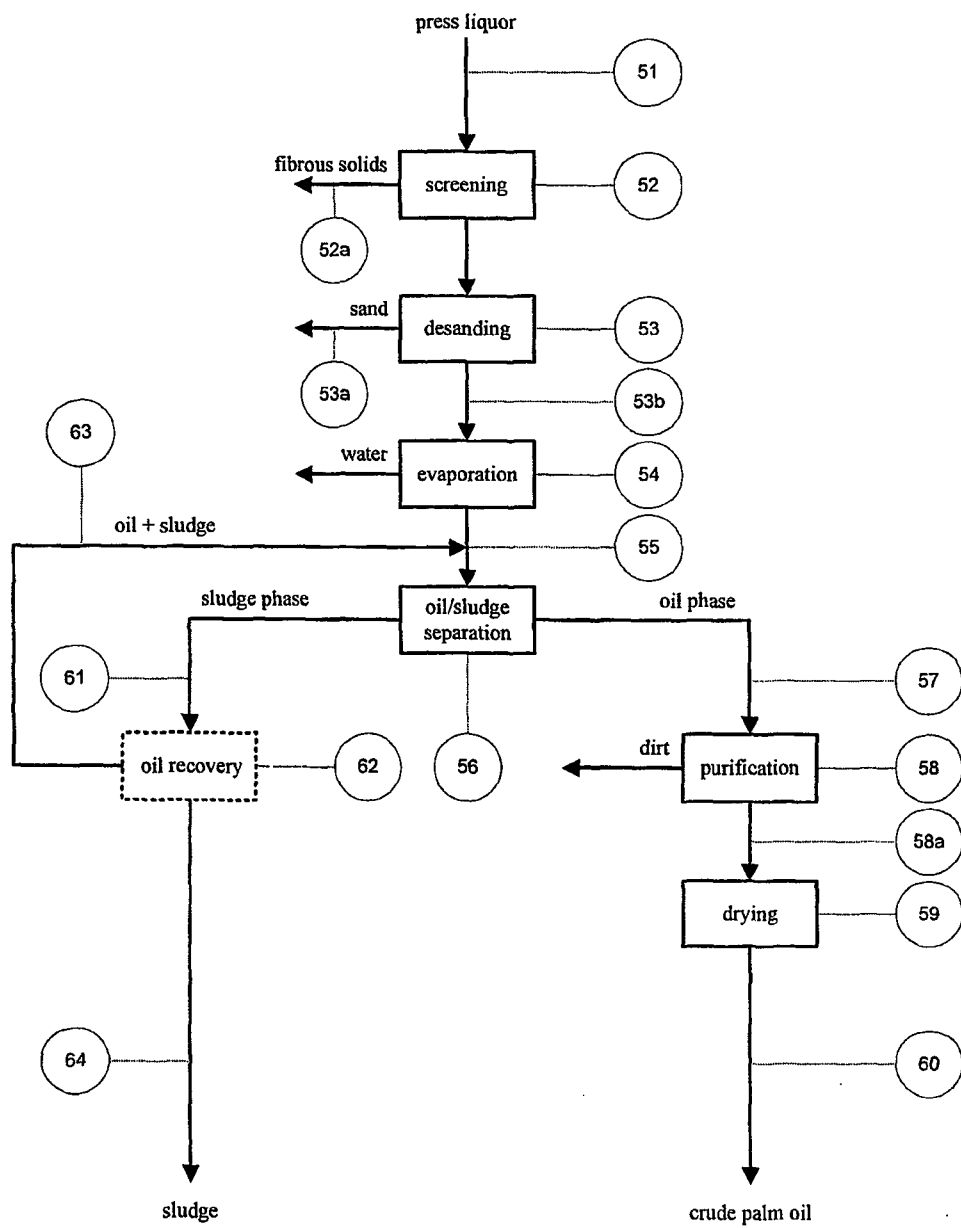


Figure 2

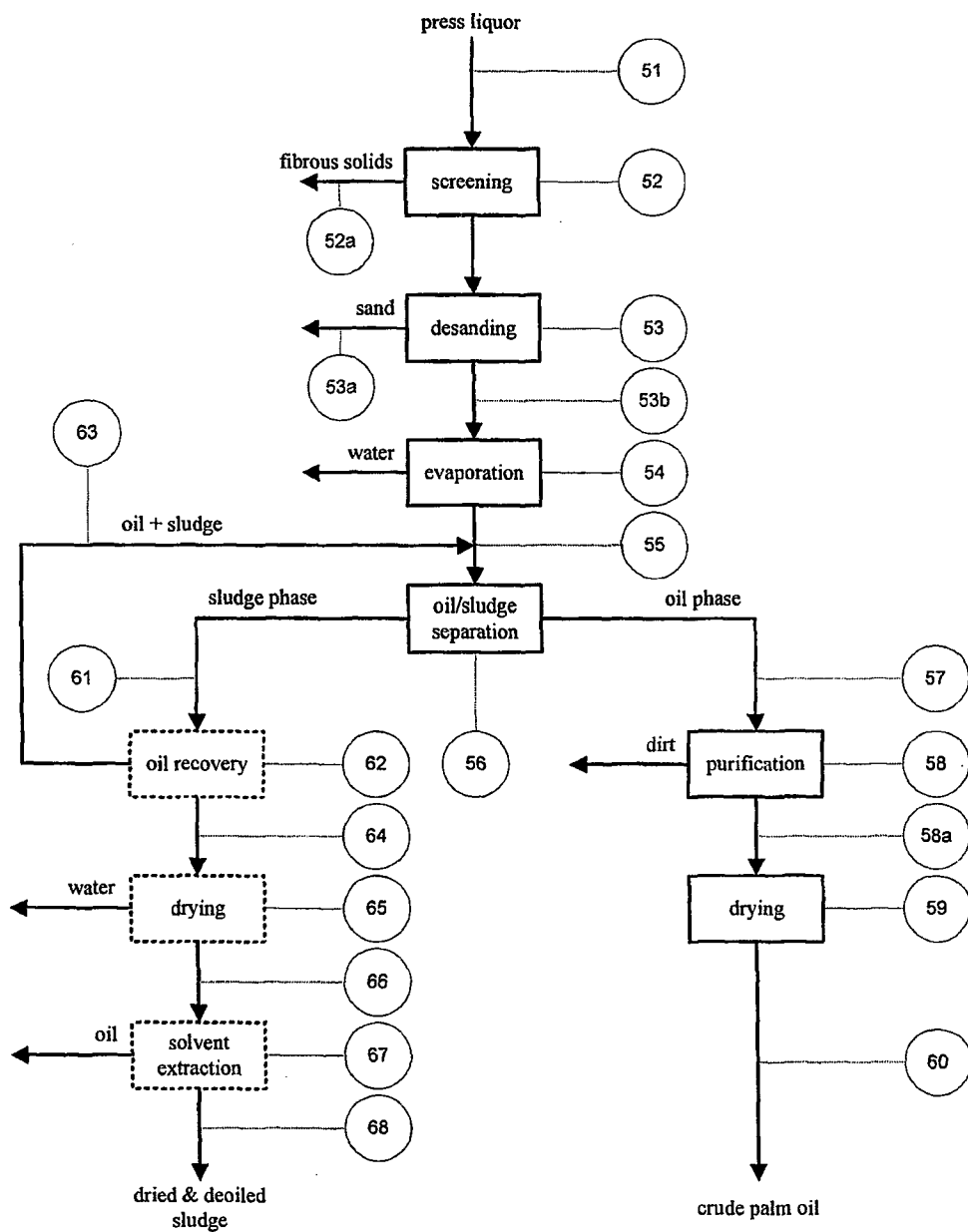


Figure 3

4/5

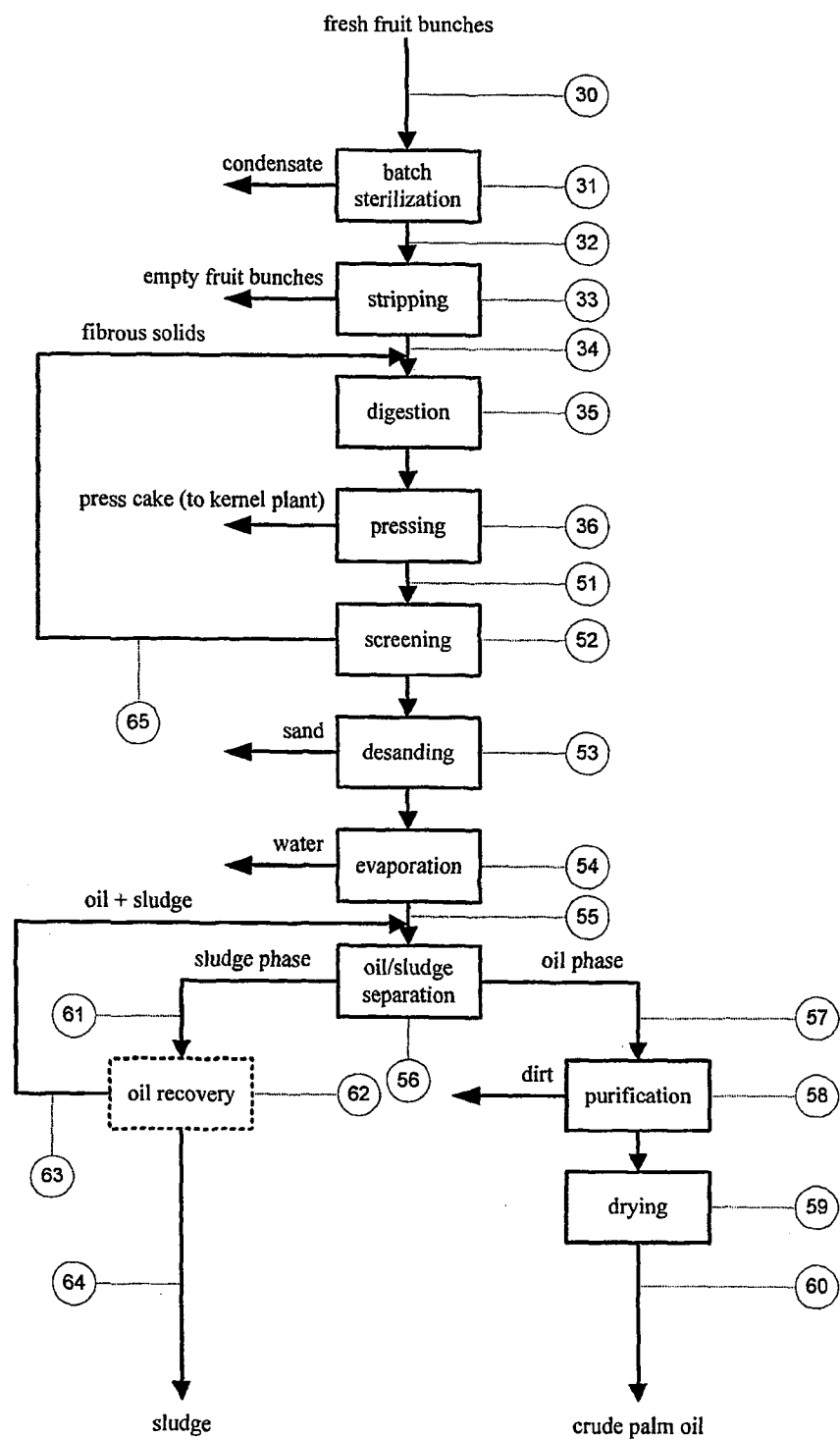


Figure 4

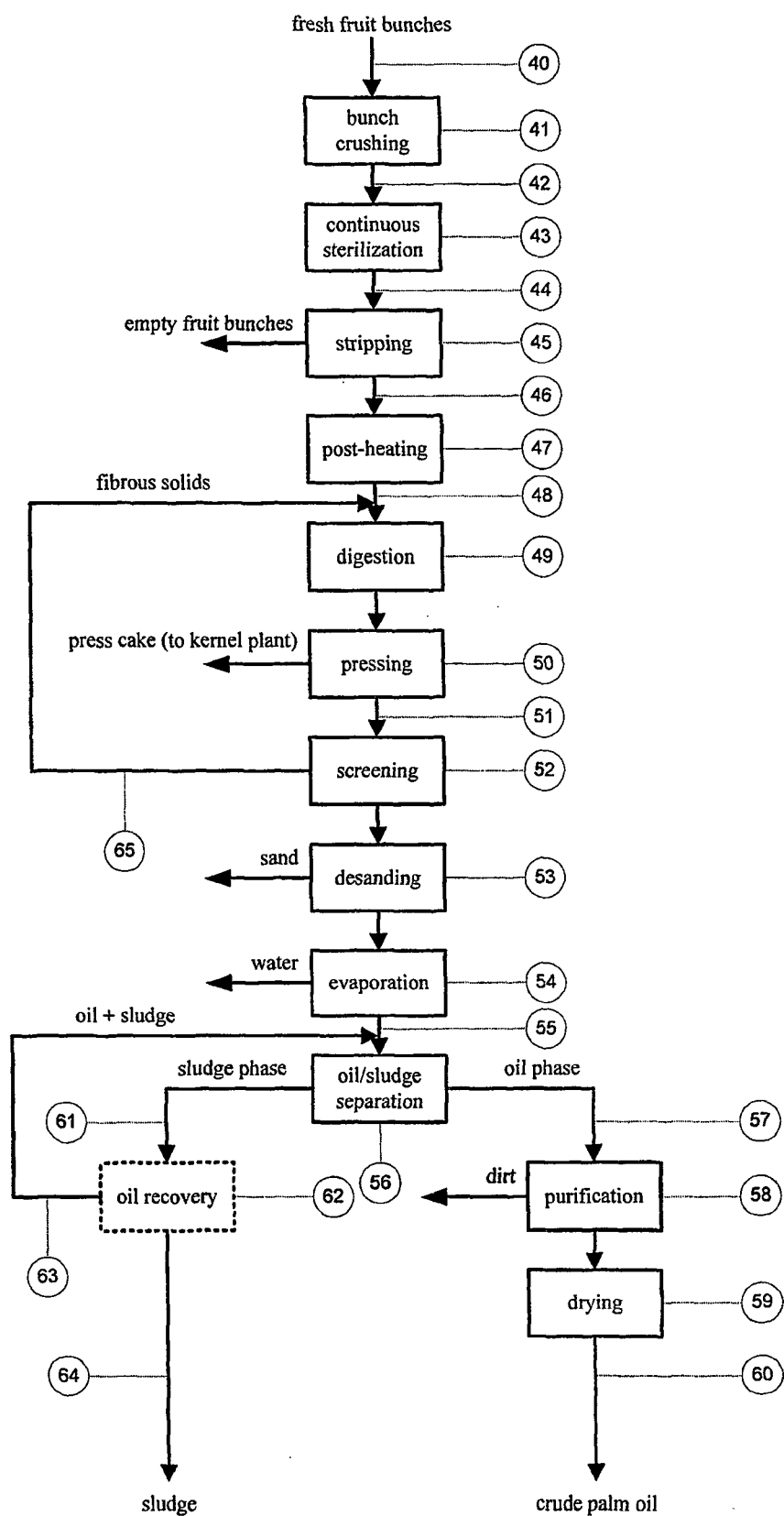


Figure 5

MÉTODO PARA LA EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA

CAMPO DE LA INVENCION

El presente invento se relaciona con un método para la extracción de aceite crudo de palma a partir de raíces del fruto fresco, y más particularmente con un método de extracción de aceite crudo de palma que reduce la cantidad de efluentes descargados en comparación con los métodos existentes.

ANTECEDENTES DE LA INVENCION

El proceso convencional de extracción del aceite de palma se muestra en la figura 1. El racimo de frutos frescos (RFF) 1 es cocinado durante la esterilización por vapor 2 durante un tiempo de 60 a 90 minutos en autoclaves horizontales de forma cilíndrica. Los racimos esterilizados del fruto 3 son pelados 4 para separar los frutos esterilizados de los racimos del fruto. Los frutos esterilizados 5 son entonces recalentados y agitados en tanques calentados mediante vapor conocidos como digestores 6 para aflojar el mesocarpio de la nuez del fruto preparándola para el prensado 7. La prensa de tornillo expelle entonces el licor de aceite, agua y sólidos finamente divididos, y presiona la torta de fibra y nuez del fruto.

El aceite en el extracto de licor obtenido mediante el prensado debe ser separado del agua y los sólidos, proceso que se lleva a cabo durante la clarificación. En un proceso convencional de clarificación, la separación primaria se logra tanques de clarificación que utilizan la gravedad. Para una óptima separación, primero es necesario diluir el extracto de licor 8 con agua caliente 21 para reducir su viscosidad. El extracto de licor diluido es entonces tamizado 9 para retirar los sólidos gruesos de fibra 20 que a continuación son retornados a los digestores 6. El extracto de licor diluido y tamizado 10, es entonces calentado y

bombeado al tanque de clarificación 11, donde es separado en dos partes: el aceite y el lodo.

La separación es llevada a cabo utilizando clarificadores continuos bien sean horizontales o verticales. El clarificador horizontal es un tanque largo horizontal dividido en tres o más compartimientos a lo largo de su longitud. Se utiliza normalmente un tiempo de retención de dos horas. El clarificador vertical cilíndrico es preferido en la mayoría de las plantas modernas de extracción de aceite. Las dimensiones del tanque han sido incrementadas significativamente para permitir la retención de lodos durante cuatro o cinco horas, y se han adicionado agitadores de paletas para mejorar la eficiencia en la separación del aceite y del lodo.

La capa de aceite 12 en el tanque de clarificación, se desnatada y se entrega al purificador centrífugo 13, que reduce el porcentaje de impurezas al 0.01 por ciento o menos. El aceite centrifugado es entonces secado mediante un secador de vacío 14, para obtener un producto de aceite crudo de palma 15, con un contenido de humedad de aproximadamente 0.1 por ciento.

Los lodos 16 en el tanque de clarificación contienen aproximadamente un porcentaje aproximado entre el 4 y el 10 por ciento de aceite, la mayoría del cual puede ser recuperado mediante un separador centrífugo 18, luego del desarenador 17, obteniendo lodos con bajo contenido de aceite 19. El aceite recuperado mediante la centrífuga de lodos y el separador centrifugo 18, contiene agua e impurezas y es retornado al tanque de clarificación 11, para un tratamiento adicional. Habitualmente se utilizan dos tipos de centrífugas de lodos. La primera es la centrífuga de disco apilado. Esta centrífuga puede manejar capacidades mucho mayores, y su operación puede ser fácilmente automatizada. La segunda centrífuga utiliza un tazón rotatorio en forma de estrella. Independientemente a su menor capacidad, esta centrífuga es aun popular debido a sus menores costos de capital y de mantenimiento.

El proceso convencional genera cerca de 0.6 toneladas de efluente del molino de aceite de palma (EMAP) por cada tonelada de RFF procesada. En 2005, Malasia produjo cerca de 42 millones de toneladas de EMAP de aproximadamente 400 plantas de aceite de palma. La demanda biológica de oxígeno (DBO) de los EMAP descargados en todas la plantas de aceite de palma en Malasia es equivalente a una población de 62 millones de personas (esto es, aproximadamente 2.5 veces la población de Malasia). Es ampliamente aceptado que se requiere un sistema más eficiente que el sistema actualmente utilizado anaeróbico/aeróbico para el proceso de EMAP. Debido a la alta concentración de sólidos suspendidos se requiere el estancamiento de los residuos lo cual reduce la efectividad y conlleva a mayores costos de operación. El manejo de los EMAP bajo condiciones anaeróbicas también conlleva a la emisión de Metano (gas que produce el efecto invernadero, mediante un calentamiento que es 21 veces mas potente que el dióxido de carbono).

Una solución al problema es modificar el proceso de tal manera que el sistema logre efectuar una reducción significativa en la cantidad de EMAP, haciendo viable el tratamiento de EMAP mediante enfoques que previamente fueron considerados como no viables desde el punto de vista técnico y/o económico.

Se han realizado varios intentos para reducir la cantidad de agua añadida al extracto de licor para obtener una clarificación eficiente del aceite. Se ha sugerido el uso de prensas de membrana filtrante y centrifugas peladoras para remover la masa de sólidos suspendidos para mejorar la clarificación del aceite sin la necesidad de la adición de agua. El uso de centrifugas peladoras conduce a una mayor perdida de aceite, mientras que las prensas de membrana filtrante no son aconsejables debido a la presencia de sustancias pegajosas y nauseabundas en el aceite crudo de palma.

El uso de centrifugas decantadoras en los sistemas extractores de aceite de palma ha despertado un considerable interés desde la década de los 70's, tanto por la separación y obtención de sólidos suspendidos

del aceite crudo de palma en un estado bastante seco que reduce en consecuencia la demanda biológica de oxígeno (DBO) de los efluentes líquidos, como por la clarificación del aceite. El decantador consiste en un tazón de forma cilíndrica-cónica equipado con un tornillo rotatorio transportador que gira a una velocidad ligeramente diferente de la velocidad del tazón. La sección cilíndrica del tazón es utilizada para la clarificación de líquidos o la separación de dos etapas líquidas inmiscibles, mientras que la sección cónica es utilizada para el secado de los sólidos separados. La alimentación de la mezcla ingresa a la maquina a través de una tubería en la zona de alimentación en el centro del transportador. Luego de la aceleración, la fuerza centrífuga hace que el material alimentado pase a través de una serie de puertos de alimentación al tazón en donde forma una capa anular. Dentro de esta capa, las partículas sólidas que poseen mayor gravedad específica que el líquido son sedimentadas por la elevada fuerza centrífuga. La admisión continua de la mezcla al tazón permite que el líquido aclarado se acumule y desborde sobre los vertederos ajustables en el extremo cilíndrico del tazón. La acción del transportador de tornillo, que gira en la misma dirección que el tazón pero a una velocidad levemente más reducida, transporta los sólidos sedimentados en la dirección opuesta de la capa líquida (es decir, la zona de secado) y a través de los puertos de descarga en el extremo cónico del tazón.

Se han ensayado varios tipos de configuraciones de la planta de clarificación que incorporan decantadores de dos o de tres etapas. Un decantador de tres etapas permite la separación y descarga de dos etapas líquidas inmiscibles con densidades diferentes desde el extremo cilíndrico del tazón, mientras que los sólidos sedimentados se descargan desde el extremo cónico.

Los decantadores de dos etapas se han utilizado sobre todo en los molinos de aceite de palma para separar los sólidos suspendidos, que posteriormente se pueden secar utilizando un secador rotatorio. Mediante el decantador se puede separar hasta el 70 por ciento de los sólidos suspendidos y el 20 por ciento de los sólidos disueltos. La instalación de estos antes de la clarificación del aceite conlleva a la

reducción en la cantidad de agua requerida para facilitar la clarificación del aceite. Sin embargo, son normalmente utilizados para evitar el desbordamiento del tanque de clarificación puesto que esto permite disminuir la pérdida del aceite en la torta. En este último caso, no se obtiene una reducción significativa en la cantidad de EMAP, puesto que es necesaria el agua para facilitar la decantación del aceite en el tanque de la clarificación.

El uso de un decantador de tres etapas permite la clarificación del aceite y la separación de los sólidos suspendidos de una forma concurrente. Si el extracto de licor se utiliza como alimentación de un decantador de tres etapas, es posible substituir el tanque de clarificación y la centrifugadora de lodos. Esto no sólo reduce significativamente la cantidad de agua necesaria para facilitar la clarificación del aceite, sino que también simplifica enormemente el proceso de clarificación. Sin embargo, se observó que en este caso la pérdida del aceite resultó ser mayor que con el proceso convencional. Hoy en día, los decantadores de tres etapas se utilizan normalmente en molinos de capacidad grande, con o sin separadores del lodo, para evitar el desbordamiento del tanque de clarificación. Como en el caso de los decantadores de dos etapas, no se obtiene una reducción significativa en la cantidad de EMAP puesto que para la separación primaria del lodo y el aceite aun son necesarios los tanques de clarificación.

Recientemente se ha sugerido el uso de un decantador especial de dos etapas que logra la separación del aceite del lodo mediante un proceso de clarificación de disolución cero. A diferencia de los otros decantadores de dos etapas que se centran en la separación de los sólidos suspendidos, la función principal de éste decantador es lograr una separación eficiente del aceite y del lodo. El decantador no posee una zona de secado como la utilizada en un decantador típico. Utilizando este nuevo proceso de clarificación, la cantidad de EMAP se puede reducir a un valor cercano a 0.4 toneladas por cada tonelada de RFF procesada en el molino.

También se ha sugerido el uso de un sistema del evaporador para quitar la humedad de la EMAP. La utilización de un evaporador para procesar la EMAP tiene un número de desventajas significativas. El alto contenido de humedad y la gran cantidad de EMAP crudos significa que la carga en el sistema del evaporador será alta. Sin embargo, la concentración de sólidos más allá del 20 a 30 por ciento no es posible porque el producto se torna altamente viscoso. El uso de un decantador para reducir al mínimo la concentración de sólidos suspendidos antes de la evaporación y un secador para aumentar la concentración de sólidos más allá del 20 al 30 por ciento después de la evaporación aumenta el costo. La necesidad de quemar los racimos de fruta vacíos para satisfacer las altas exigencias de energía del sistema de evaporación y secado, también aumenta el costo total.

En consideración a la gran cantidad de EMAP descargado durante el proceso de molienda convencional y el fracaso de los métodos actuales para el de tratamiento de efluentes, existe una necesidad urgente de perfeccionar un medio para reducir significativamente la cantidad de la EMAP descargados desde el molino de aceite de palma.

RESUMEN DE LA INVENCION

El objetivo de la presente invención es proporcionar un método simple, económico y eficaz para extraer el aceite de palma crudo a partir de los racimos de fruta fresca (RFF) que reduce significativamente la cantidad de vertimientos de las fábricas de aceite de palma, por lo que es viable para el tratamiento de los EMAP mediante un enfoque de "descarga cero" que antes era considerado como técnicamente imposible y/o económicamente inviable. Por ejemplo, los EMAP de las fábricas con este nuevo proceso de extracción, posiblemente, permiten obtener compostaje a partir de racimos de fruta vacías. Por ello este tipo de molinos de aceite de palma resultan mucho más respetuosos y amigables con el medio ambiente.

Es un objetivo adicional de la presente invención, proporcionar un método para la extracción de aceite crudo de palma que permita la

automatización de los métodos previamente utilizados, facilitando así el seguimiento y control desde un cuarto de control.

Es también un objetivo adicional de la presente invención, proporcionar un método para la extracción de aceite crudo de palma que requiere un tiempo de procesamiento significativamente menor que el método convencional de clarificación. Este menor tiempo de procesamiento conlleva a una mejora en la calidad del aceite.

Estos objetivos son obtenidos con la presente invención, proporcionando un método de extracción de aceite crudo de palma a partir del extracto de licor obtenido de los racimos de fruto frescos (RFF) que comprende las siguientes etapas: primero, la eliminación de la arena y sólidos gruesos fibrosos en el mencionado extracto de licor, para obtener entonces un extracto de licor limpio; en segundo lugar, reduce el contenido de humedad del extracto de licor limpio para formar un licor concentrado, y en tercer lugar clarifica el licor concentrado durante una etapa que contiene lodos y aceite para su posterior tratamiento para la obtención final del aceite crudo de palma. La característica principal de la novedad de esta invención es el segundo paso, cuando se reduce el contenido de humedad del extracto de licor mediante la utilización de un evaporador antes de la clarificación, que es la tercera etapa del proceso.

El licor concentrado a partir del evaporador se clarifica mediante un sistema que permite la separación de aceite y los lodos sin la necesidad de adicionar agua y sin aumentar significativamente la pérdida de aceite durante el proceso de clarificación en comparación con los métodos tradicionales. Naturalmente, en el paso dos de esta invención pueden utilizarse varios tipos de evaporadores o cualquier otro tipo de sistema que permita la disminución del contenido de humedad del líquido expulsado a través de las prensas de tornillo.

De acuerdo con la presente invención, el éste método puede ser adaptado para RFF que pueden ser esterilizados usando el proceso convencional de esterilización por lotes o mediante el proceso patentado

de esterilización continua (número de patente de Malasia MY-121530-A) o mediante cualquier otro proceso adecuado de esterilización. La cantidad de efluentes producidos por el proceso de esterilización continua es significativamente menor que el proceso de esterilización por lotes. Gran parte de los efluentes de una fábrica convencional se deben a la calefacción de los tanques de esterilización y los compartimientos durante la puesta en marcha de cada ciclo de esterilización por lotes. El proceso de esterilización continua no está sometido a los típicos ciclos de calefacción-refrigeración propios del proceso de esterilización por lotes, y por consiguiente, es preferido por reducir significativamente la cantidad de vertimientos.

De acuerdo con la presente invención, se utiliza al menos un evaporador de múltiple efecto para eliminar la humedad del extracto de licor con anterioridad a la clarificación del aceite. La presencia de una cantidad significativa de aceite en el extracto de licor hace posible la utilización de un sistema evaporador de múltiple efecto para eliminar la humedad, utilizando solo una fracción de la energía requerida por un sistema secador para eliminar la misma cantidad de humedad de los EMAP, especialmente si utiliza aire caliente para suministrar la energía requerida para el secado.

Los ahorros significativos de energía pueden explicarse mediante el ejemplo siguiente. Si tenemos en cuenta el equilibrio térmico de un evaporador de efecto simple, encontramos que el contenido de calor (entalpía) del vapor evaporado es aproximadamente igual a la entrada de calor en el sitio de la calefacción. Se producirá cerca de 1 kg/h de agua evaporada por 1 kg/h de vapor, en razón a que los valores específicos de calor de evaporación en el calefactor y a los lados del producto son prácticamente los mismos. Si el agua evaporada producida se utiliza en una segunda etapa como vapor de calefacción, el consumo de energía de todo el sistema se reduce en un 50 por ciento. Este principio se puede repetir generando etapas adicionales para ahorrar aún más energía. El consumo teórico de vapor de un sistema de tres etapas de evaporación es entonces un tercio del consumo de vapor de

un sistema evaporador de una sola etapa para una carga equivalente de evaporación.

La evaporación de la humedad del extracto de licor, según la presente invención proporciona una serie de ventajas frente a la evaporación de la humedad de EMAP obtenida con los métodos tradicionales. La presencia de aproximadamente 50 por ciento de aceite en la alimentación al evaporador, asegura que el líquido que se va a evaporar no se torne viscoso. La suciedad en los tubos del evaporador será significativamente menor, incluso si se elimina un gran porcentaje de la humedad en la alimentación. Adicionalmente, la cantidad de humedad que se removerá del extracto de licor no diluido es perceptiblemente menor que la cantidad de humedad que se retira de los EMAP en un molino convencional. La demanda de energía global del nuevo proceso de extracción de aceite, probablemente puede ser lograda utilizando sólo la fibra y cáscara como fuentes de energía por lo que se hace innecesario quemar los racimos de fruto vacío.

La eliminación de la humedad del extracto de licor también puede ayudar a minimizar la formación de una tercera capa que inhibe la separación aceite y los lodos durante el proceso de clarificación de aceite.

De acuerdo con la presente invención, la separación del aceite de los lodos se realiza con un sistema de clarificación que permite procesar el líquido viscoso después de la evaporación sin la necesidad de adición de agua. Muchos factores afectan la eficiencia de la separación del aceite y los lodos, incluyendo el contenido de humedad de los alimentos. Debe hacerse una distinción entre la humedad libre y asociada. La eliminación de una importante cantidad de humedad dará lugar a una humedad restante que en su mayoría está asociada a los sólidos de los lodos.

La mayor parte del aceite se puede separar muy fácilmente utilizando un tanque de sedimentación o un decantador. El decantador puede ser del tipo de dos o de tres etapas. El decantador hace posible el

uso una fuerza-g alta para lograr la separación del aceite y de los lodos. Si en la alimentación del decantador aún existe una cantidad significativa de humedad como humedad libre, se podrá utilizar un decantador sin zona de secado, de diseño similar a los convencionales, para facilitar la separación aceite y los lodos sin agua, utilizando una sola etapa de procesamiento.

Si los lodos procedentes de la etapa de separación del aceite y lodos tienen un bajo contenido en aceite, estos se vierten directamente en los efluentes, de lo contrario, se someten a un tratamiento posterior mediante un paso de recuperación de aceite antes de su descarga. Para minimizar la cantidad de efluentes, esta separación también se logra sin la adición de agua. El método a utilizar dependerá del contenido de humedad de los lodos.

La separación mecánica mediante un decantador de dos etapas, un decantador de tres etapas, una prensa rotativa o un filtro de membrana es posible cuando el contenido de humedad es bajo. La centrífuga de lodos basada en boquillas utilizada en el proceso de clarificación convencional debe ser evitada debido a la viscosidad mucho más alta de los lodos. Puede utilizarse una prensa de tornillo si previamente el lodo es mezclado con fibras en el núcleo del proceso de extracción. El aceite recuperado por este sistema es más propenso a estar contaminado con agua y sólidos, y por lo tanto es necesario retornar a una etapa de separación de lodos y del aceite para su reprocesamiento.

De acuerdo con la presente invención, el aceite, bien sea en la etapa de separación de lodos y aceite o en el paso de la recuperación de aceite, puede ser recuperado mediante el secado de los lodos a una humedad lo suficientemente baja para facilitar el proceso de extracción mediante un solvente. Para justificar la inversión en la construcción de una planta de extracción por solvente, puede ser necesario considerar la recuperación de aceites de los lodos procedentes de varias fábricas de aceite crudo de palma, utilizando una sola planta de extracción por solvente.

De acuerdo con la presente invención, una parte del aceite procedente de la etapa de separación de aceite y lodos puede ser reciclada retornándola al sistema de evaporación para aumentar el contenido de aceite de la alimentación para minimizar la suciedad en los tubos del evaporador.

Mediante la combinación de los procesos de esterilización continua, evaporación y clarificación de cero-dilución, será posible lograr más del 50 por ciento de reducción de la cantidad de los EMAP.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La Figura 1 muestra una representación esquemática del proceso convencional de extracción de aceite crudo de palma utilizando racimos de fruta fresca como alimentación del proceso.

La figura 2 ilustra una representación de la presente invención, utilizando licor sin diluir como alimentación del proceso.

La figura 3 ilustra otra representación de la presente invención, que facilita la recuperación del aceite residual en los lodos mediante su extracción con un solvente.

La figura 4 ilustra la integración de la primera representación de la presente invención, con el proceso de esterilización por lotes.

La figura 5 ilustra la integración de la primera representación de la presente invención, con el proceso de esterilización continua.

En aras de la claridad se podrá recurrir a la terminología específica durante la descripción de las realizaciones preferidas de la invención que se ilustran en los dibujos. Sin embargo, no se pretende que la invención se limite a los términos específicos seleccionados y se entiende que cada término específico incluye todas las equivalencias técnicas que funcionan de manera similar para lograr un propósito similar.

DESCRIPCIÓN DE LAS REALIZACIONES PREFERIDAS.

El licor 51 expulsado de la prensa de tornillo es entregado al sistema de tamizado 52 como se ilustra en la Figura 2 para eliminar los sólidos gruesos fibrosos 52a que posteriormente serán reciclados. El licor tamizado es calentado a aproximadamente 95°C y entregado al sistema de desarenado 53 como es el sistema de ciclón desarenador, para efectuar la remoción de la arena (53a) antes de ser entregado al proceso de evaporación 54 como un extracto de licor limpio (53b).

Para reducir el contenido de humedad del líquido expulsado por las prensas de tornillo se utiliza el proceso de evaporación 54. Preferiblemente se utiliza un evaporador de película descendente de efecto múltiple, puesto que este sistema posee mayores coeficientes de transferencia de calor, puede funcionar con fuerzas de manejo más pequeñas, y es menos susceptible al escalamiento. Además, permite tiempos muy breves de contacto del producto, normalmente de solo unos segundos por pasada. También puede utilizarse un sistema de evaporación de circulación forzada de efecto múltiple.

El licor 55 procedente del proceso de evaporación 54 se almacena en un tanque de almacenamiento que también sirve como medio de separación del aceite y los lodos 56. El contenido de este tanque es agitado para mantener el producto homogéneo. Esto se logra mediante un agitador o por medio de la inyección directa de vapor. Es esencial que el producto para la separación de aceite y lodos 56 se encuentre a una temperatura aproximada de 95°C .

El licor 55 por medio de la evaporación 54 se aclara mediante un proceso de clarificación de dilución cero. La mayor parte del aceite puede ser separado sin la necesidad de la adición de agua durante el proceso de separación del aceite y los lodos 56. Esta separación puede lograrse por gravedad utilizando tanque de sedimentación, o por medio de fuerza centrífuga utilizando un decantador que puede ser de dos o tres etapas. Si el contenido de humedad de la alimentación es alto, la mayor parte del aceite recuperable se puede separar mediante un decantador de dos etapas sin zona de secado, de diseño similar al utilizado por los métodos tradicionales y no se requiere otro tratamiento para la recuperación del aceite en la etapa de lodos 61.

Si los lodos 61, durante la etapa de separación de aceite y lodos 56, poseen algún contenido de aceite recuperable, se procede a su recuperación 62 antes su posterior descarga como efluente. Esta recuperación también se logra sin adición de agua mediante un decantador de dos etapas, o de tres etapas, o mediante una prensa rotatoria, o mediante una prensa de filtro de membrana, o mediante cualquier otro equipo que pueda ser utilizado para alcanzar un objetivo similar. Puede utilizarse una prensa de tornillo si los lodos 61 pueden ser mezclados con fibras durante el proceso de extracción.

Es probable que el aceite recuperado 63 por medio del sistema de recuperación de aceite 62, se encuentre contaminado con agua y sólidos; por lo tanto es reciclado para su posterior procesamiento mediante un nuevo proceso de separación aceite y lodos 56.

En otra de las realizaciones preferidas de la presente invención, tal como se ilustra en la Figura 3, el lodo, durante las etapas 61 o 64 respectivamente, de uno cualquiera de los procesos o bien de separación 56 o bien de la recuperación 62, puede ser secado 65 mediante procesos de secado como se muestra en la Figura 3 hasta lograr un contenido de humedad inferior al 15 por ciento, y el aceite contenido en los lodos secos 66 puede ser extraído mediante de un proceso de extracción por disolventes 67 para producir un lodo seco sin contenido de aceite 68.

El aceite 57 procedente del proceso de separación del aceite y lodos 56, se vierte en un tanque para su posterior proceso de purificación 58 - que remueve los restos de suciedad en el aceite hasta lograr un aceite purificado (58a) - que posteriormente es secado mediante los medios apropiados 59, para obtener así el aceite crudo de palma (60).

La Figura 4 muestra cómo la presente invención puede ser integrada con el resto del proceso de molienda en un molino tradicional de aceite de palma, donde la esterilización se realiza mediante el proceso por lotes. Los RFF 30 son cocinados en una autoclave horizontal de forma cilíndrica durante el proceso de esterilización mediante vapor 31, a una presión de 3 bares, durante un tiempo de 60 a 90 minutos.

Para elevar rápidamente la temperatura de los racimos a una temperatura suficientemente elevada, es necesario eliminar el aire en el esterilizador. Esto se logra parcialmente por un barrido de vapor en el inicio del ciclo de esterilización. La extracción de aire dentro de los espacios del racimo, sin embargo depende de la difusión y debe ser asistida por ráfagas intermedias de vapor (es decir, picos de presión múltiple). Aquí se forma una gran cantidad de agua condensada (aproximadamente el 20 por ciento de los RFF procesados) y debe ser eliminada del proceso de esterilización 31 para que no interfiera con la transferencia de calor durante el proceso de esterilización. Todo o una parte de este condensado se puede mezclar con la alimentación 51 al proceso de tamizado 52.

Los racimos de fruto esterilizados 32 son enviados al descascarador o pelador 33. El objetivo de la extracción consiste en separar los frutos esterilizados de los racimos de fruto vacíos. Los frutos esterilizados 34 del pelador 33 son recalentados para aflojar el mesocarpio de los frutos secos en la preparación para el prensado. Esto se lleva a cabo en los digestores calentados por vapor 35. Los digestores comúnmente utilizados son recipientes cilíndricos verticales con ejes de rotación a los que poseen brazos agitadores. Estos brazos agitadores aflojan el mesocarpio de los frutos secos, y, al mismo tiempo, rompen tantas células de aceite como sea posible. La temperatura del fruto digerido debe ser cercana a los 100° C, lo cual puede lograrse mediante la instalación de un digestor con una camisa o envoltura de vapor, o mediante la inyección de vapor, o mediante una combinación de ambos.

La prensa de tornillo de 36 consiste esencialmente en un recipiente perforado en el cual giran uno o dos tornillos. Unos conos restringen la descarga desde los conos, y es esta restricción genera una presión en el recipiente que controla la cantidad de aceite que se retira en la malla de frutos a digerir. La prensa de tornillo de 36 expulsa licor 51, que contiene aceite, agua, y sólidos finamente divididos, y presiona una torta que contiene fibras nueces.

El extracto de licor 51 está sometido a un tratamiento posterior, mediante el presente invento tal como se descrito anteriormente. Mediante la combinación del proceso de esterilización por lotes con el nuevo proceso de extracción de aceite, la cantidad de los EMAP se reduce a menos de 0,4 toneladas por tonelada de RFF procesados.

La Figura 5 ilustra como la presente invención puede ser integrada con el proceso patentado de esterilización continua. En este proceso, el régimen cerrado en RFF 40 es interrumpido utilizando trituradoras de doble rodillo 41. Para facilitar el procesamiento continuo los racimos aplastados 42 son calentados mediante vapor a baja presión durante el proceso de esterilización 43. Aunque el proceso de esterilización 43 se realiza mediante vapor a baja presión atmosférica, el proceso mejora significativamente el descascarado de los racimos en comparación con el proceso de esterilización por lotes.

La cantidad de descarga de condensado por el proceso de esterilización continua 43 es significativamente más baja que el proceso de esterilización por lotes. Esto es se debe a que el proceso de esterilización continua no está sometido al ciclo típico de calefacción-refrigeración del proceso de esterilización por lotes. Además, la mayor parte de los condensados procedentes de la esterilización son atrapados y descargados con los racimos desde el esterilizador continuo, y finalmente son liberados desde el molino conjuntamente con los lodos desde el proceso de aclaración.

El grado de cocción alcanzado por el proceso de esterilización continua 43 es insuficiente para optimizar el núcleo del proceso de la extracción del aceite en el proceso de molienda. Los frutos del proceso de esterilización continua 43, son entonces calentados luego del descascarado 45 mediante un proceso realizado con un post-quemador.

La digestión 49 es llevada a cabo utilizando el digestor vertical convencional como el anteriormente descrito o un nuevo digestor horizontal. Los frutos son calentados y agitados durante la digestión para aflojar el mesocarpio de la cáscara de los frutos, y abrir las células de aceite para facilitar la recuperación del mismo durante el prensado. La principal ventaja de usar el digestor horizontal es que se obtiene una

pérdida de aceite ligeramente menor en la torta generada por la prensa, debido a un drenaje mejorado del digestor.

El extracto de licor 51 se somete posteriormente a un tratamiento mediante la presente invención como se describió anteriormente. La cantidad de EMAP durante el proceso de molienda de aceite de palma puede ser reducido a menos de 0,3 toneladas por tonelada de RFF procesada en un molino que utiliza el proceso de esterilización continua y el nuevo proceso de extracción de aceite crudo.

La materialización o implementación de la invención descrita en este documento sólo pretende facilitar la comprensión de la invención y no debe interpretarse como una limitación a las posibles implementaciones de la invención. Quienes conozcan el estado de la técnica, apreciarán que las realizaciones de la invención descrita en este documento son susceptibles a variaciones y modificaciones que no son necesariamente las específicamente descritas. Debe entenderse que la invención incluye todas las variaciones y modificaciones que caen dentro del alcance del mismo concepto inventivo.

REIVINDICACIONES

1. El método para la extracción de aceite crudo de palma a partir del extracto de licor obtenido a partir del aceite de racimos de fruta fresca que reduce la cantidad de vertimientos y comprende las etapas de:
 - (a) la eliminación de los sólidos gruesos de fibra (52) y arena (53) en el mencionado extracto de licor (51) para obtener un licor limpio (53b);
 - (b) la reducción del contenido de humedad de dicho licor limpio (53b) para formar un licor concentrado (55), y
 - (c) la separación (56) del aceite de los lodos en el mencionado licor concentrado (55) en una fase de lodos (61) y una fase de aceite (57) para su posterior tratamiento para obtener el aceite crudo de palma (60)
2. El método según la Reivindicación 1, donde el contenido de humedad de dicho licor (53b) se reduce por medio de al menos una evaporación (54).
3. El método según la Reivindicación 2, en donde la mencionada evaporación (54) es un evaporador de efecto múltiple de caída de película.
4. El método según la Reivindicación 2, en donde al menos uno de los mencionados medios de evaporación (54) es un evaporador de efecto múltiple de circulación forzada.
5. El método acorde a cualquiera de las Reivindicaciones anteriores, en donde los mencionados sólidos fibrosos en el extracto de licor (51) son eliminados mediante un proceso de tamizado (52) antes del desarenado (53).
6. El método según la Reivindicación 5, en donde el extracto de licor (51) se calienta a aproximadamente 95 ° C antes del desarenado (53).

7. Un método según una cualquiera de las Reivindicaciones anteriores, en donde sólidos fibrosos gruesos (52a) eliminados son reciclados.
8. El método según una cualquiera de las Reivindicaciones anteriores, en donde la arena (53a) se elimina mediante un sistema de ciclón desarenador.
9. El método según una cualquiera de las Reivindicaciones anteriores, en el que la separación aceite y lodos (56) se efectúa sin la adición de agua.
10. El método según la Reivindicación 9, en el que el medio para efectuar la mencionada separación del aceite y los lodos (56) es un decantador.
11. El método según la Reivindicación 10, en donde el mencionado decantador es un decantador de dos etapas.
12. El método según la Reivindicación 10, en donde el mencionado decantador es un decantador de tres etapas.
13. El método según la Reivindicación 9, en donde el medio para efectuar la mencionada separación del aceite y los lodos es un tanque de sedimentación.
14. El método según una cualquiera de Reivindicaciones 9 a 13, en el que el contenido de aceite en la etapa de lodos (61) de la mencionada separación de aceite y lodos (56) se reduce a un nivel lo suficientemente bajo para permitir su descarga como un efluente, sin un tratamiento adicional para recuperar el aceite residual.
15. El método según una cualquiera de la Reivindicaciones 9 a 13, que además comprende las etapas de:
 - (a) La fase de secado de lodos (61) de la mencionada separación de aceite y lodos (56) para producir un lodo seco; y
 - (b) La extracción del aceite residual en los mencionados lodos secos, utilizando un disolvente.

16. El método según una cualquiera de Reivindicaciones 9 a 13, en donde la mencionada fase de lodos (61) de la mencionada separación de aceite y lodos (56) es adicionalmente tratada mediante un sistema de recuperación de aceites (62) para lograr la recuperación del aceite residual en dicha fase de lodos, sin la necesidad de adicionar agua.
17. El método según la Reivindicación 16, caracterizado porque el mencionado medio para la recuperación de aceite (62) es un decantador.
18. El método según la Reivindicación 17, en donde el mencionado decantador es un decantador de dos etapas.
19. El método según la Reivindicación 17, en donde el mencionado decantador es un decantador de tres etapas.
20. El método según la Reivindicación 16, caracterizado porque el medio mencionado para la recuperación del aceite (62) es una prensa de filtro de membrana.
21. El método según la Reivindicación 16, caracterizado porque el mencionado medio para la recuperación del aceite (62) es una prensa rotatoria.
22. El método según una cualquiera de las Reivindicaciones 16 a 21, además comprende las etapas de:
 - (a) La adición de fibra a partir del núcleo del proceso de extracción de la fase de lodos (61); y
 - (b) La recuperación de dicho aceite residual en la mencionada fase de lodos enriquecidos con fibra mediante una prensa de tornillo como medio para la mencionada recuperación de aceite (62).
23. El método según una cualquiera de Reivindicaciones 16 a 22, en el que el aceite recuperado por los mencionados medios de recuperación de aceite (62) es de nuevo reciclado (63) por medio de la separación de aceite y lodos.

24. El método según una cualquiera de las Reivindicaciones anteriores, en el que una parte de mencionada fase de aceite (57) se recicla de nuevo para aumentar el contenido de aceite en la alimentación al mencionado medio de evaporación (54).
25. Un método según cualquiera de las Reivindicaciones anteriores, que además comprende las etapas de:
 - (a) El procesamiento de la mencionada fase de aceite (57) utilizando el medio de purificación (58) para eliminar los restos de impurezas en el aceite, y
 - (b) El secado de la fase de aceite purificado (58a), utilizando medios de secado (59).
26. Un método según cualquiera de las Reivindicaciones anteriores, que además comprende las etapas de:
 - (a) De secado (65) de la mencionada fase de lodos (64) por medio de la recuperación de aceite (62) para producir un lodo seco (66); y
 - (b) Extracción del aceite residual (67) de los mencionados lodos secos (66) utilizando un disolvente.
27. El método según una cualquiera de las Reivindicaciones anteriores, en donde el mencionado método se adapta a un proceso de molienda utilizando la técnica de esterilización por lotes.
28. El método según una cualquiera de la Reivindicaciones 1 a 26, en donde el mencionado método se adapta a un proceso de molienda, que utiliza la técnica de esterilización continua.

RESUMEN

MÉTODO PARA LA EXTRACCIÓN DE ACEITE CRUDO DE PALMA

Un método para la extracción de aceite crudo de palma a partir de racimos de fruta fresca basado en la eliminación de una parte de la humedad en el extracto de licor (51) mediante un proceso de evaporación (54) seguido del proceso de clarificación de aceite (56) usando un sistema que permite la separación del aceite y los lodos sin necesidad de la adición de agua, para reducir así los efluentes procedentes del proceso de extracción en el molino de aceite de palma.

52

1/5

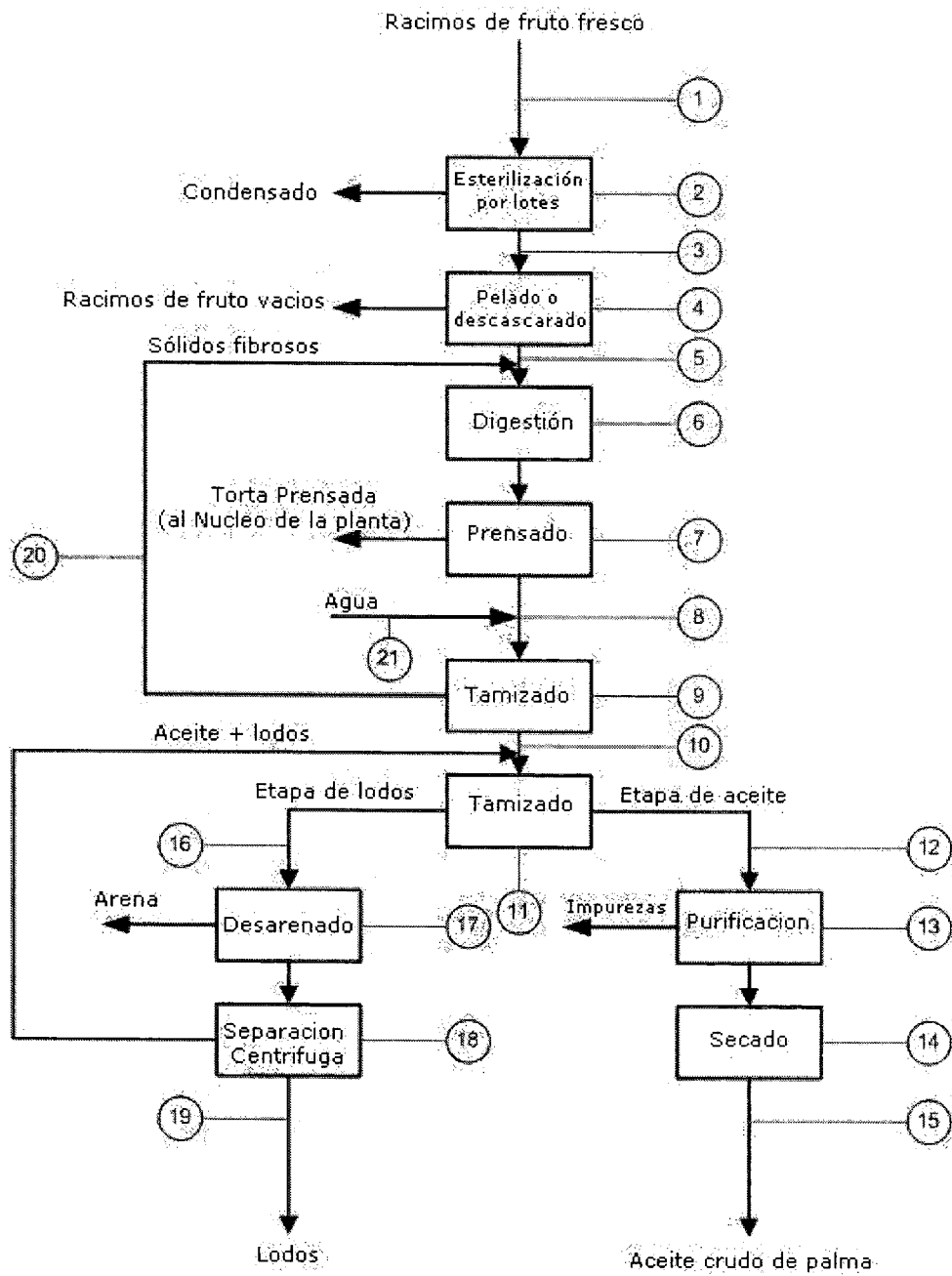


Figura 1
(Arte previo)

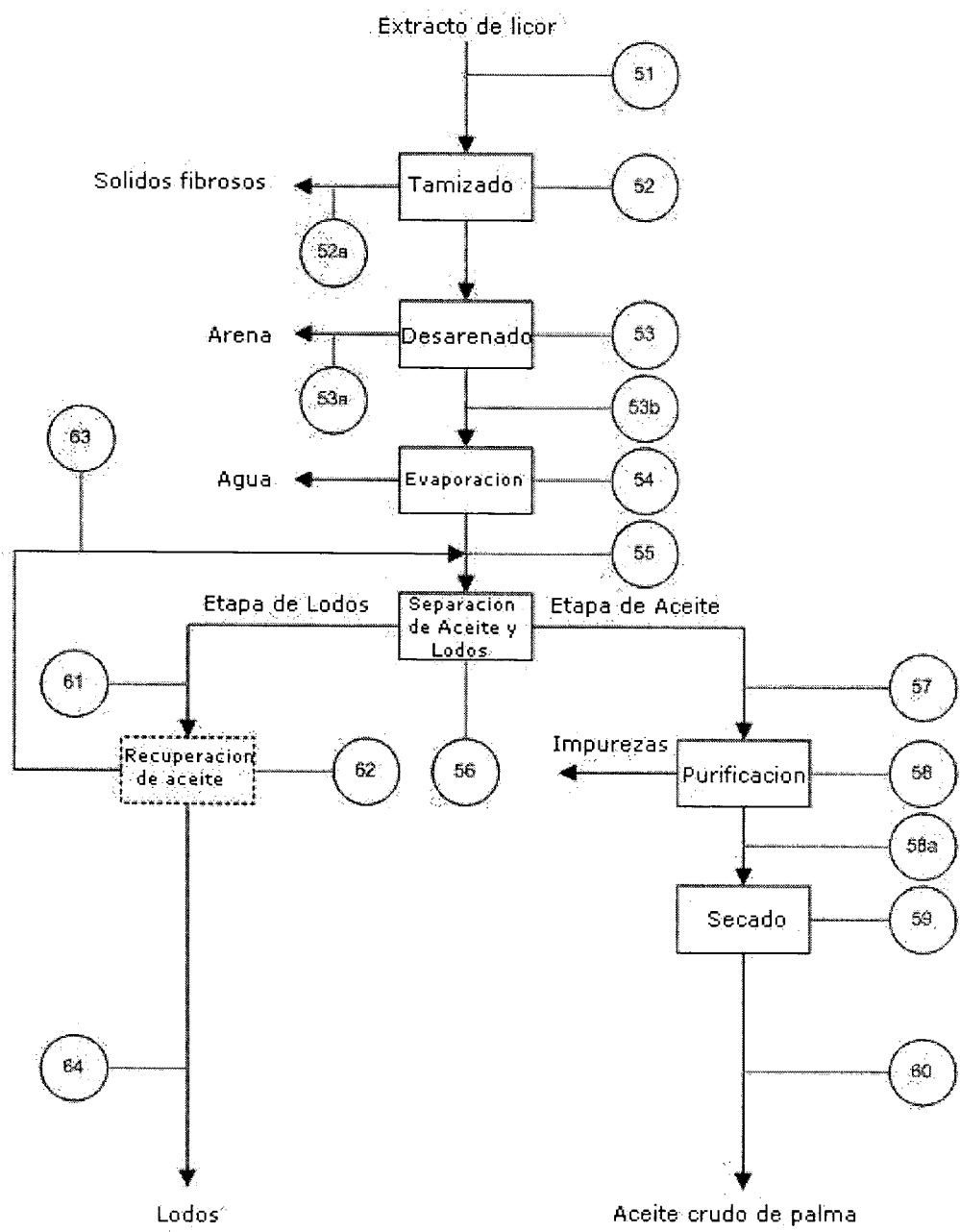


Figura 2

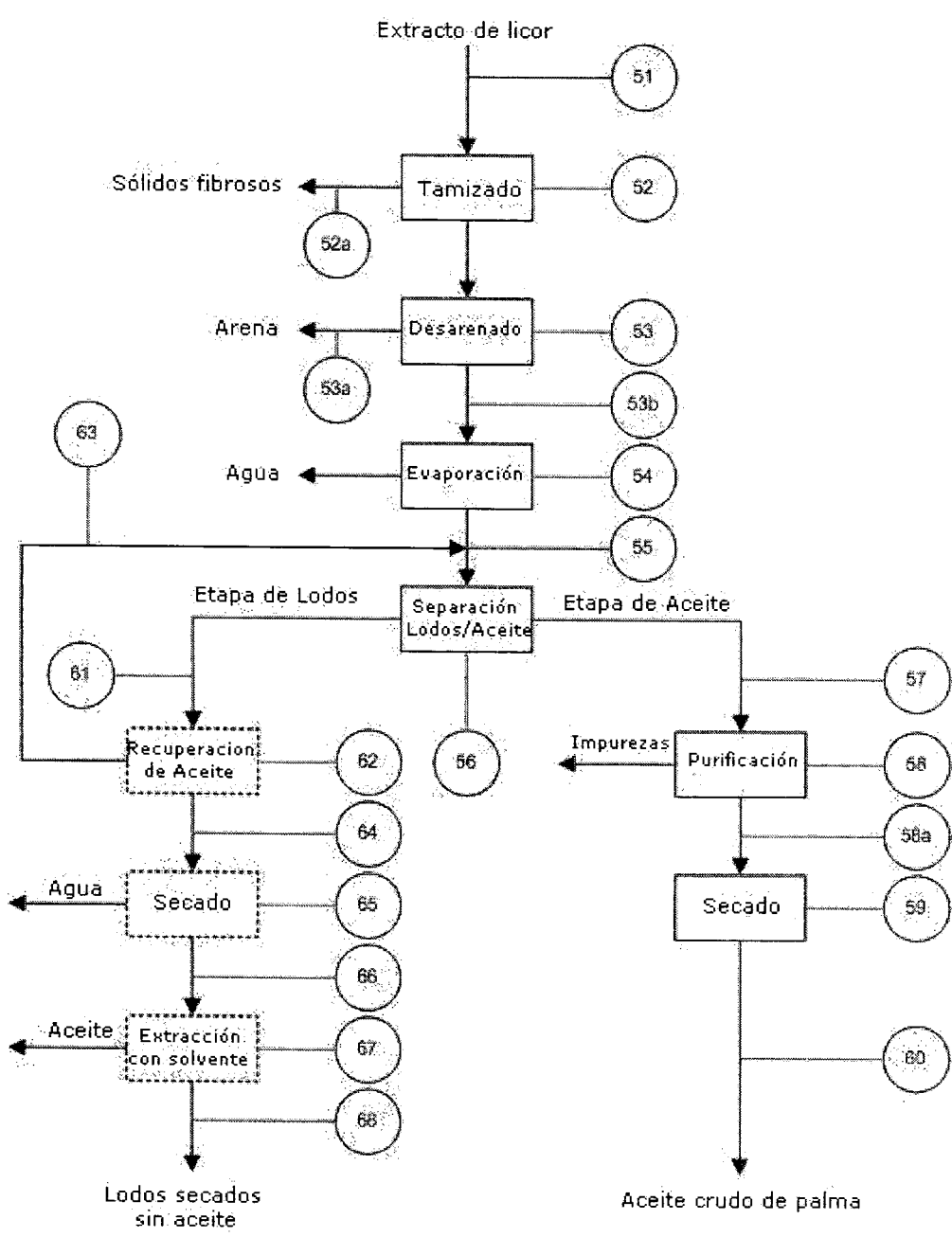


Figura 3

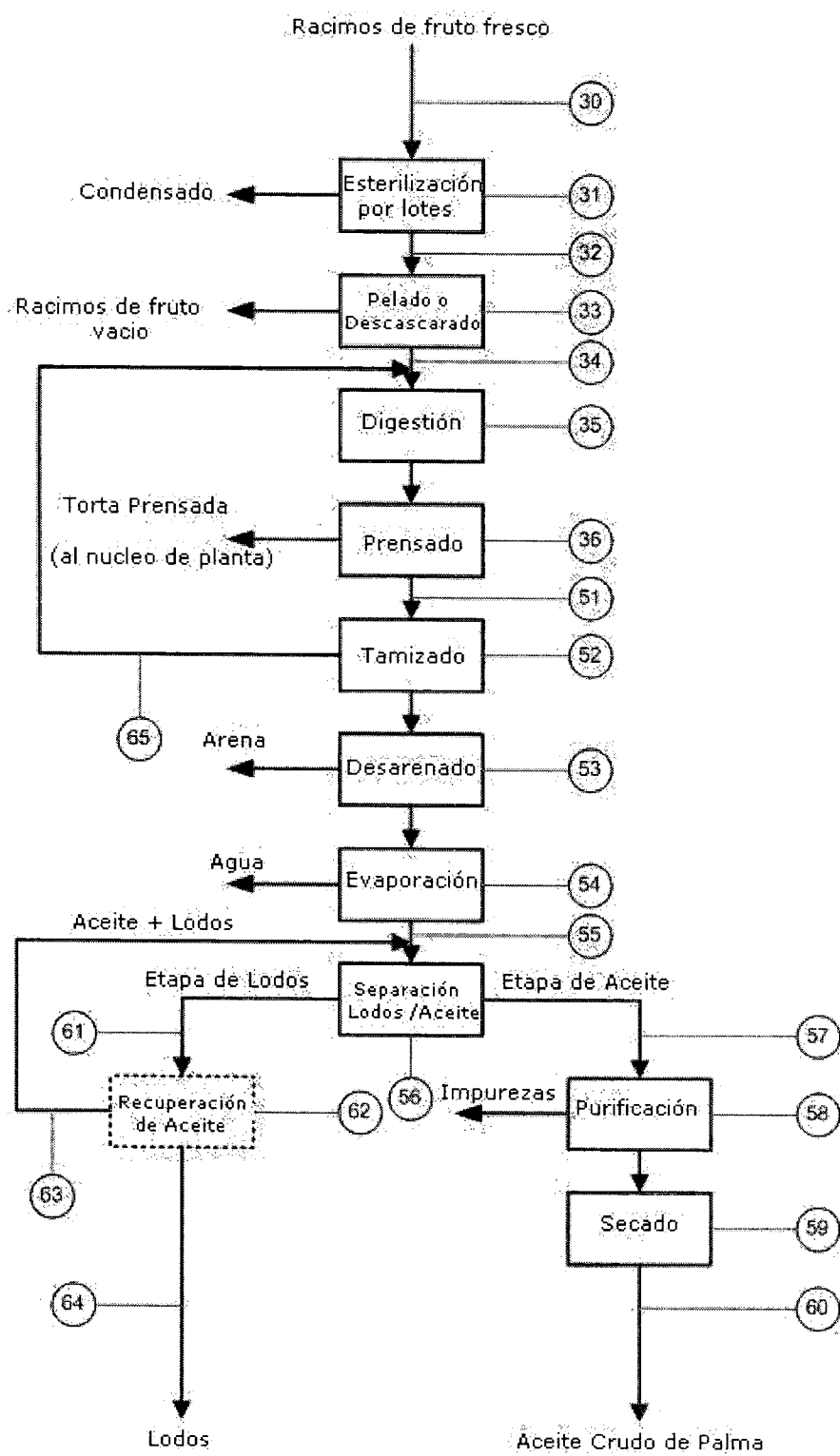


Figura 4

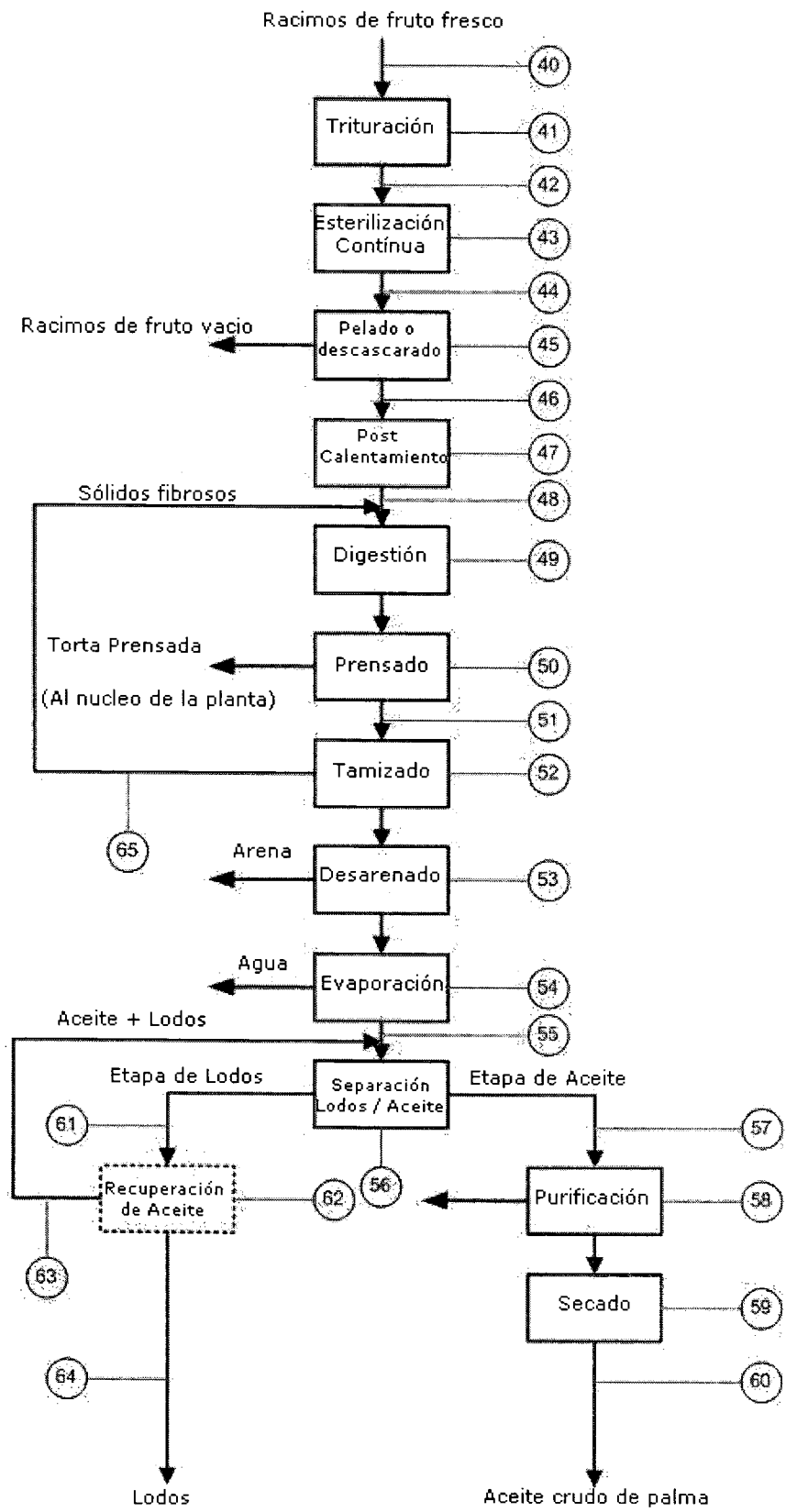


Figura 5

57



Bogotá,
2020

Doctor(a)
VILLAMIL JIMENEZ LUZ HELENA

REFERENCIA	Radicación No.	10 23927
	Solicitud internacional	PCT/MY2008/000076
	Fecha inicio fase nacional	01/03/2010
	Trámite	11
	Evento	378
	Actuación	430
	Oficio No.	4299

Como resultado del examen de forma, realizado con fundamento en el artículo 38 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, artículo 27 del Tratado de Cooperación en Materia de Patentes (PCT), regla 51 bis del Reglamento y Circular Única de la Superintendencia de Industria y Comercio, se le comunica que:

1. La solicitud no contiene el poder debidamente otorgado, con el lleno de los requisitos exigidos por los artículos 63 y subsiguientes del Código de Procedimiento Civil. Adicionalmente, deberá presentar el documento que acredita la existencia y representación legal de la sociedad solicitante, cuando ésta fuere persona jurídica.
2. La solicitud no contiene la copia del documento en que consta la cesión del derecho a la patente del inventor al solicitante o a su causante, conforme a lo establecido por el artículo 26 literal k) de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina. Cuando se trate de documentos otorgados en el extranjero, estos deberán legalizarse de conformidad con lo dispuesto por los artículos 259 y 260 del Código de Procedimiento Civil. Cuando se trate de las declaraciones a que hace referencia la Regla 4.17 ii) del Tratado de Cooperación en Materia de Patentes PCT., el alcance de las tales declaraciones se determinará según indiquen claramente una cesión de derechos del inventor al solicitante o su causante, de conformidad con lo dispuesto en el numeral 5.2.15 del Capítulo Quinto, Título X de la Circular Única de Superintendencia de Industria y Comercio.

En cumplimiento de lo dispuesto por el artículo 39 de la Decisión 486, se le requiere para que dentro del término de dos meses siguientes a la fecha de notificación del presente oficio, complete los requisitos anteriormente enunciados. En caso de no dar cumplimiento al presente requerimiento, la solicitud se considerará abandonada y perderá su prelación.

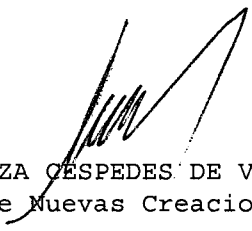
Notifíquese el presente oficio conforme a lo dispuesto en el numeral 5.2, literal e), del capítulo quinto del título primero de la Circular Única No.10 de 2001.

Continúa en la página siguiente...



Radicación No.:10 23927

58
Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA


ALIX CARMENZA CESPEDES DE VERGEL
Directora de Nuevas Creaciones (c)

El anterior requerimiento fue notificado por fijación en lista de
fecha 26 MAR. 2010
adpall

Al contestar favor indique el número
de radicación consignado en el rótulo

Sede Centro: Carrera 13 No. 27-00 pisos 2, 5, 7 y 10 PBX: 5870000
Sede CAN: Av. Carrera 50 No. 26 - 55 int.2. Tel 5880070
Call Center 6513240. Línea 01800-910165
Web: www.sic.gov.co e-mail: info@sic.gov.co
Bogotá D.C. Colombia