

**EXTRACCIÓN DE COMPUESTOS AROMÁTICOS CON FURFURAL EN
ACEITES LUBRICANTES RECUPERADOS**

MARIANNA ANDREA MELÉNDEZ HERNÁNDEZ

UNIVERSIDAD EAFIT

ESCUELA DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS

MEDELLÍN

2015

**EXTRACCIÓN DE COMPUESTOS AROMÁTICOS CON FURFURAL EN
ACEITES LUBRICANTES RECUPERADOS**

MARIANNA MELÉNDEZ HERNÁNDEZ

Proyecto de Grado

Asesor:

Javier Arley Sánchez Cossio

Ingeniero de Procesos

UNIVERSIDAD EAFIT

ESCUELA DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS

MEDELLÍN

2015

Nota de aceptación

Jurado

Jurado

Jurado

Ciudad _____

Fecha _____

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	9
1. FUNDAMENTACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN	11
1.1. Preguntas de investigación.....	11
1.2. Hipótesis	11
2. JUSTIFICACIÓN.....	11
2.1. Académica	11
2.2. Científica.....	11
2.3. Tecnológica.....	12
2.4. Ambiental.....	12
2.5. Económica	12
3. OBJETIVOS.....	12
3.1. General.....	12
3.2. Específicos	12
4. MARCO TEÓRICO.....	13
4.1. Obtención de aceites lubricantes.....	13
4.2. Aceite lubricante usado.....	14
4.3. Usos del aceite lubricante usado	15
4.4. Re-refinado de aceite lubricante usado.....	16
4.4.1. Pre tratamiento.....	17
4.4.2. Limpieza	17
4.4.3. Fraccionamiento	17
4.4.4. Acabado	17
4.5. Tipos de procesos de regeneración de aceites lubricantes usados	18
4.6. Hidrocarburos aromáticos.....	19
4.7. Extracción de compuestos aromáticos usando solventes.....	19
5. ANTECEDENTES.....	21
6. METODOLOGÍA	24
6.1. Caracterización de la base lubricante re-refinada	24
6.2. Diseño de experimentos.....	27
6.3. Diseño conceptual.....	29
7. RESULTADOS.....	30

7.1.	CARACTERIZACIÓN DE LA BASE LUBRICANTE	30
7.2.	DISEÑO DE EXPERIMENTOS	32
7.3.	DISEÑO CONCEPTUAL	40
7.3.1.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	40
7.3.2.	DIAGRAMA DE ENTRADAS Y SALIDAS.....	42
7.3.3.	DIAGRAMA DE BLOQUES	43
7.3.4.	DIAGRAMA PFD	44
7.3.5.	DISEÑO DE EQUIPOS	45
7.3.6.	HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS	75
7.3.7.	ANÁLISIS ECONÓMICO Y ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO	80
8.	CONCLUSIONES.	88
9.	BIBLIOGRAFÍA.....	90

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Niveles de contaminantes permisibles en aceites lubricantes usados (Convenio de cooperación científica, 2006).	16
Tabla 2. Procesos de regeneración (Montes Casanova, 2006).	18
Tabla 3. Variables diseño de experimentos.	27
Tabla 4. Niveles de cada variable.	28
Tabla 5. Resultados cromatografía de gases.	30
Tabla 6. Resultados propiedades físicas.	31
Tabla 7. Resultados cromatografía de gases.	33
Tabla 8. Cantidad en mL de compuestos aromáticos removidos.	34
Tabla 9. Resultados propiedades físicas.	34
Tabla 10. Tabla ANOVA.	36
Tabla 11. Matriz de correlación para efectos estimados.	36
Tabla 12. Respuesta optimizada.	37
Tabla 13. Ventajas y desventajas (tipos de columna de extracción líquido-líquido) (Universidad Nacional mayor de San Marcos, 2014).	46
Tabla 14. Factores que afectan la selección de equipo (Universidad Nacional mayor de San Marcos, 2014).	46
Tabla 15. Cálculo de extractor líquido-líquido tipo disco rotatorio con solvente como fase continua (González & Martin, 1990).	55
Tabla 16. Datos iniciales (Diseño de intercambiador de tubos y coraza).	60
Tabla 17. Cálculos diseño de intercambiador de tubos y coraza.	61
Tabla 18. Dimensiones intercambiador de tubos y coraza.	61
Tabla 19. Datos iniciales diseño condensador horizontal.	63
Tabla 20. Cálculos diseño condensador horizontal.	63
Tabla 21. Dimensiones diseño intercambiador horizontal.	64
Tabla 22. Cálculos y dimensiones del V-101.	66
Tabla 23. Cálculos y dimensiones del V-102.	67
Tabla 24. Parámetros de diseño bomba P-101.	68
Tabla 25. Parámetros de diseño bomba P-102.	69
Tabla 26. Parámetros de diseño bomba P-103.	69

Tabla 27. Parámetros de diseño bomba P-104.	69
Tabla 28. Parámetros de diseño bomba de vacío (VP-101).	72
Tabla 29. Parámetros de diseño bomba de vacío (VP-102).	73
Tabla 30. Parámetros de diseño estándar para bomba de vacío de paletas rotativas.....	74
Tabla 31. Hoja de especificación de la columna de extracción líquido-líquido.....	75
Tabla 32. Hoja de especificación de intercambiadores de calor.....	76
Tabla 33. Hoja de especificación de tanque de destilación flash V-101.	77
Tabla 34. Hoja de especificación de tanque de destilación flash V-102.	78
Tabla 35. Hoja de especificación de condensadores de tubos y coraza.	79
Tabla 36. Costos de materia prima.	83
Tabla 37. Costos de manufactura del proceso.	84
Tabla 38. Costos de capital del proceso de extracción.	85
Tabla 39. Ventas anuales de base lubricante recuperada.....	86
Tabla 40. Margen de ganancia para el año 2015.	86
Tabla 41. Flujo de caja para puesta en marcha del proceso de extracción líquido-líquido. .	87

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Obtención de aceites lubricantes (Calles Martin, 1994)	13
Figura 2. Bomba calorimétrica para determinación de azufre en combustibles (EFIAP, 1987).....	24
Figura 3. Medidor de residuo de carbono (IC instrumentación científica, s.f).....	25
Figura 4. Equipo para prueba de punto de fluidez (American National Standard, s.f)	25
Figura 5. Escala de colores color saybolt (greatlakesgeartech.com, s.f)	26
Figura 6. Viscosímetro SVM/3000.....	26
Figura 7. Montaje extracción líquido-líquido escala laboratorio	28
Figura 8. Rotoevaporador Universidad EAFIT.	29
Figura 9. Extracto después de ensayos experimentales.	32
Figura 10. Refinado después de ensayos experimentales.	33
Figura 14. Gráfico de probabilidad normal para aromáticos (Statgraphics).	37
Figura 15. Gráfico de Pareto estandarizado (Statgraphics).	38
Figura 16. Gráfico de interacción de los factores (Statgraphics).	38
Figura 17. Superficie de respuesta estimada (Statgraphics).	39
Figura 18. Contornos de superficie de la respuesta estimada.	39
Figura 19. Extractor de disco rotatorio (González & Martin, 1990).	47
Figura 20. Ubicación propuesta del proceso de extracción líquido-líquido.	80
Figura 21. Plano de ubicación de proceso de extracción líquido-líquido.....	81
Figura 22. Esquema en 3D del proceso de extracción líquido-líquido.....	81

RESUMEN

Se presenta un estudio experimental y diseño conceptual con especificación de equipos y análisis económico de un proceso de extracción con furfural de compuestos aromáticos presentes en la base lubricante recuperada, para su decoloración y desodorización, después del proceso de regeneración de aceites usados en la empresa Biochemical Group. Se realiza un diseño de experimentos factorial 3^2 para evaluar el proceso determinando la composición de hidrocarburos aromáticos en el extracto y refinado, se tiene en cuenta los factores de relación solvente/base lubricante y temperatura de operación.

De acuerdo a los resultados obtenidos en el diseño experimental la concentración adecuada es 50% de base lubricante recuperada y 50% de furfural, a una temperatura de 90°C obteniendo una remoción de 0,034 mL, equivalente al 0,04% de compuestos aromáticos.

INTRODUCCIÓN

Los aceites usados son cualquier aceite que haya sido refinado del petróleo crudo o cualquier aceite sintético que haya sido usado, y como resultado de tal uso esté contaminado con impurezas físicas o químicas (Agencia de protección ambiental de los estados unidos, 1996). Las mayores fuentes de generación son los vehículos motorizados, motores de combustión, cajas de velocidades y transformadores (Cempre, cempre.org.uy, s.f). Siendo clasificados en la mayoría de los países como residuos tóxicos y peligrosos, su vertimiento está prohibido y su recogida, reciclaje o valoración energética están regulados (Aramburu, J. Angulo, 2002).

En Colombia se comercializan 52 millones de galones de lubricantes al año y se estima que 27 millones son consumidos por el sector automotriz, generando una gran cantidad de aceite lubricante usado; de esto aproximadamente el 40% de los residuos son recolectados para quema y uso como combustible, que origina un desecho o lodo con alto contenido de metales pesados que debe ser dispuesto para que asegure que estos no sean absorbidos por los seres vivos (Ministerio de minas y energía, 2001). Además el 60% de aceites usados restantes tiene una disposición final desconocida (Vélez de Restrepo, 2004).

Como respuesta ante la problemática, BIOCHEMICAL GROUP S.A.S, empresa colombiana perteneciente a un grupo empresarial especializado en la industria petroquímica con 17 años de experiencia en la creación y operación de solventes, lubricantes, asfaltos, combustibles marinos y combustibles blancos; ofrece una propuesta ambiental para la recolección, manejo, tratamiento y disposición final de los residuos petroquímicos, como los aceites usados.

Su proceso de tratamiento actual para el aceite lubricante usado posee las siguientes etapas:

- 1. Pre-tratamiento:** Centrifugación para retirar los sólidos presentes en el aceite lubricante usado que puedan generar obstrucciones en la etapa de re-refinación.
- 2. Re-refinación:** Proceso físico mediante el cual, por medio de destilación, se separan los diferentes compuestos que contienen los aceites usados como livianos, gasóleo, solventes, fondos de destilación y base lubricante.

A pesar de que el proceso descrito extrae un 70% de base lubricante del aceite usado, esta base recuperada no cumple con los estándares fisicoquímicos requeridos para competir comercialmente con los aceites lubricantes de refinería, debido a que no se retiran los hidrocarburos aromáticos que al ser sometidos a altas temperaturas o al estar en contacto con el aire, no solo afectan la apariencia del producto sino que tiende a oxidarse formando ácidos corrosivos que generan la aparición de depósitos produciendo bloqueos de válvulas y circuitos, ocasionando de esta manera un mal funcionamiento de los equipos (Aranzabe, A; Ciria, Ignacio, 2013)

Para compensar este inconveniente, la refinería implementó un proceso de post-tratamiento de la base lubricante recuperada en donde se utilizaron arenas y calizas, como medio filtrante para mejorar sus propiedades fisicoquímicas. Sin embargo, al realizarse las pruebas de gravedad API, Flash Point, Color ASTM y viscosidad no presentó mejora considerable respecto a la base lubricante comercial, por lo que la empresa ha decidido buscar otras alternativas que mejoren la calidad del producto.

Este proyecto tiene como propósito el diseño de un proceso de post-tratamiento para la base lubricante recuperada que reduzca la cantidad de hidrocarburos aromáticos por medio de extracción con furfural. En este diseño se determinará experimentalmente la concentración de solvente, los principales parámetros de diseño y evaluación económica del proyecto.

1. FUNDAMENTACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

1.1. Preguntas de investigación

- ¿La cantidad de hidrocarburos aromáticos en la base lubricante recuperada es mayor que en la base lubricante comercial?
- ¿Es apropiada la extracción con furfural para reducir la composición de hidrocarburos aromáticos presentes en la base lubricante recuperada?
- ¿Es económicamente viable la adición de una etapa de post-tratamiento al proceso para la eliminación de compuestos aromáticos en la base lubricante?

1.2. Hipótesis

Es posible retirar los hidrocarburos aromáticos presentes en la base lubricante obtenida a partir del proceso de regeneración de aceites usados por medio de extracción con furfural.

2. JUSTIFICACIÓN

2.1. Académica

En el desarrollo de este proyecto se integran los conocimientos necesarios para el diseño conceptual de procesos adquiridos a lo largo de la carrera de Ingeniería de Procesos en asignaturas como fisicoquímica, termodinámica, transferencia de calor, transferencia de masa, diseño en Ingeniería de Procesos, fenómenos químicos y simulación de procesos.

2.2. Científica

La justificación científica del proyecto se basa en el estudio del fenómeno involucrado en el proceso de extracción líquido-líquido, mediante la revisión del estado del arte y el desarrollo de un diseño experimental para seleccionar el solvente más adecuado y la relación solvente/base que permita retirar la mayor cantidad de los hidrocarburos aromáticos presentes en la base lubricante recuperada.

2.3. Tecnológica

El diseño de la etapa de post-tratamiento para el aceite lubricante trae consigo la implementación de nuevas tecnologías para la empresa, sirviendo como modelo para la realización de nuevos proyectos en el país.

2.4. Ambiental

El proceso de post tratamiento se rige bajo la filosofía empresarial de reutilización de todos los subproductos, con el fin de minimizar la generación de emisiones y agentes perjudiciales para el ambiente. Otorgando un valor agregado a la compañía al disponer adecuadamente los residuos que se generan tras la utilización de lubricantes derivados del petróleo, que de otro modo atentarían contra la vida al ser carcinógenos, mutágenos y teratógenos.

2.5. Económica

El desarrollo exitoso del proyecto trae consigo una mejora en el producto final. Significando para la empresa una competencia directa con el aceite lubricante de refinería aportando mayores ingresos.

3. OBJETIVOS

3.1. General

Diseñar conceptualmente un proceso de extracción con furfural para retirar los compuestos aromáticos de la base lubricante producida por la regeneración de aceites lubricantes usados en la empresa BIOCHEMICAL GROUP.

3.2. Específicos

- Determinar la composición de hidrocarburos aromáticos presentes en el aceite lubricante comercial y el recuperado.
- Evaluar el desempeño del furfural como solvente para retirar compuestos aromáticos en la base lubricante recuperada
- Determinar la concentración y temperatura adecuada para el proceso de extracción de aromáticos a escala de laboratorio.

- Diseñar conceptualmente un proceso de extracción de hidrocarburos aromáticos de la base lubricante recuperada.

4. MARCO TEÓRICO

4.1. Obtención de aceites lubricantes

Los aceites minerales son mezclas complejas de hidrocarburos de alto peso molecular que están contenidos naturalmente en el petróleo y que se obtienen como resultado de una serie de procesos de refinación (Ardines, 2009).

La primera etapa es la destilación atmosférica del crudo, en la cual éste se calienta hasta aproximadamente 400°C y luego se envía a una columna de destilación. En ella condensan y se extraen cortes con distintas temperaturas de ebullición que constituyen el punto de partida para la elaboración de los distintos combustibles destilados (nafta, gas-oil, jet, etc.) (Ardines, 2009).

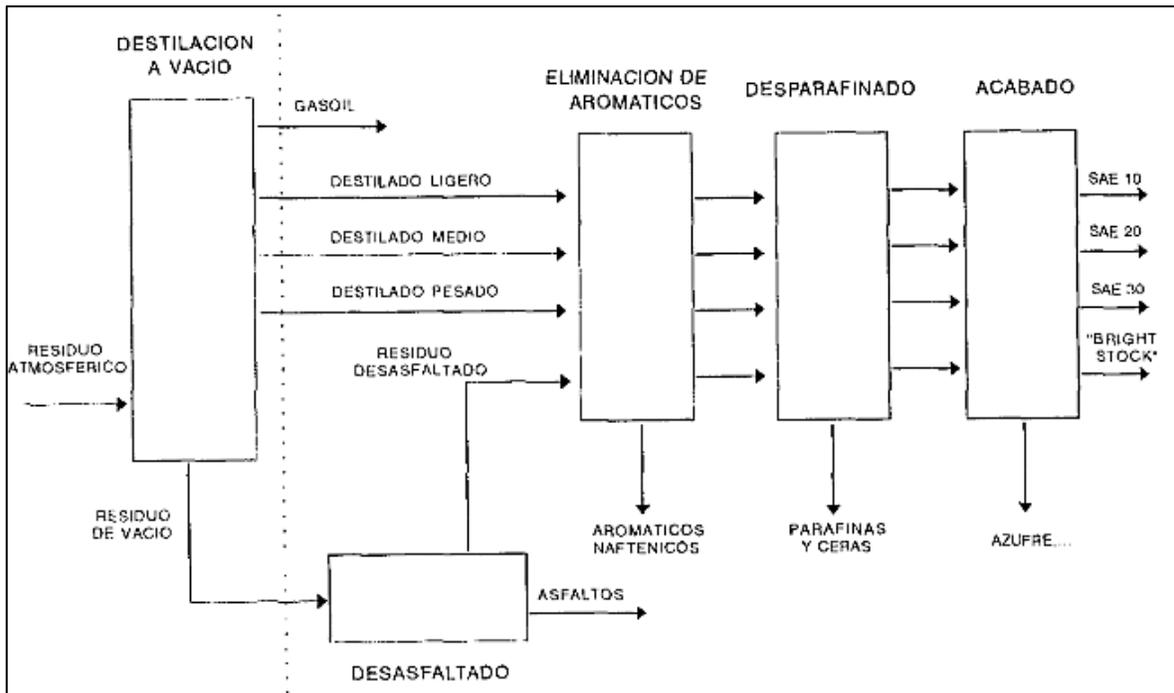


Figura 1. Obtención de aceites lubricantes (Calles Martin, 1994)

Al residuo (líquido) que se recupera en el fondo de la columna se lo somete a una segunda destilación, pero esta vez al vacío. Las fracciones más volátiles se emplean para la

elaboración de combustibles destilados, las más pesadas para combustibles residuales y asfaltos mientras que las fracciones intermedias constituyen la materia prima para producir las bases lubricantes (Ardines, 2009).

A estas fracciones se las somete primero a un tratamiento con propano y luego a una refinación con solvente que permite eliminar respectivamente los componentes asfálticos y aromáticos residuales. El último paso es el des-parafinado ya sea por enfriamiento o por acción catalítica. Para algunas aplicaciones especiales (aceites dieléctricos, blancos, medicinales, etc.) es necesario un proceso adicional denominado hidrotreatmento que permite reducir a valores mínimos los contenidos de aromáticos y asfaltenos (Ardines, 2009).

Finalmente, los aceites base se mezclan convenientemente entre sí, con el eventual agregado de aditivos, a fin de lograr los grados de viscosidad y las características requeridas en cada aplicación para los lubricantes terminados (Ardines, 2009).

4.2. Aceite lubricante usado

Se considera que el aceite lubricante usado es todo aquel aceite lubricante (de motor, de transmisión o hidráulico, con base mineral o sintética), de desecho, generado luego del momento en que deja de cumplir la función inicial para la cual fue destinado (Convenio de cooperación científica, 2006).

Durante su utilización los aceites lubricantes se contaminan con productos orgánicos de oxidación, con otros materiales como carbón y con productos provenientes del desgaste de los metales y otros sólidos (arenas). Cuando los aditivos se degradan, el aceite pierde sus propiedades, generándose los aceites lubricantes usados, los cuales deben ser almacenados, transportados, reciclados, reprocesados o eliminados evitando la contaminación del ambiente y la afectación a los seres vivos (Convenio de cooperación científica, 2006).

Según la Organización de las Naciones Unidas-ONU el aceite lubricante usado es clasificado como un Residuo Peligroso, debido a que sus principales contaminantes son altamente tóxicos (Plomo, Cloro, Bario, Magnesio, Zinc, Fósforo, Cromo, Níquel, Aluminio, Cobre, Estaño y Azufre, entre otros) y su uso inadecuado afecta no sólo a los seres vivos sino también al ambiente (Convenio de cooperación científica, 2006).

4.3. Usos del aceite lubricante usado

Se permite la utilización de aceites lubricantes usados en forma pura o en mezclas de la siguiente manera:

Tratado

- Combustible para uso industrial (Convenio de cooperación científica, 2006).
- Regeneración de bases lubricantes, mediante su recuperación y aprovechamiento por re-refinación, entendiéndose como la serie de procesos que permiten utilizar nuevamente el lubricante obtenido (Convenio de cooperación científica, 2006).
- Recuperación y aprovechamiento en la fabricación de plastificantes, fluidos para temple, inmunización de maderas y cualquier otro uso, siempre y cuando esto no implique ingestión por humanos o animales y no afecte al ambiente (Convenio de cooperación científica, 2006).

Sin tratar

Sólo podrá usarse mediante aprovechamiento energético, como combustible, en procesos productivos de cemento y en el cual se garantice tanto la destrucción de los componentes orgánicos presentes en el aceite lubricante usado como la integración de los componentes inorgánicos inertes al Clinker (Convenio de cooperación científica, 2006).

De acuerdo con los criterios anteriores, la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos–EPA y la legislación de los países europeos, establecieron valores máximos para algunos contaminantes, los cuales fueron adoptados en Colombia como concentraciones máximas permisibles desde el punto de vista ambiental, de algunos compuestos y elementos contenidos en los aceites lubricantes usados tratados (Convenio de cooperación científica, 2006).

Especialmente, en el caso del azufre y sus compuestos, en razón a las mejoras en la calidad de los combustibles y con la introducción del etanol al mercado de gasolinas, las investigaciones desarrolladas al respecto permiten establecer límites cada vez más estrictos en relación con los vertimientos de estos compuestos a través de los aceites lubricantes usados. Con base en ello se establece que las concentraciones máximas permisibles de

contaminantes en aceites lubricantes usados se regirán de acuerdo con los parámetros presentados en la Tabla 1.

Tabla 1. Niveles de contaminantes permisibles en aceites lubricantes usados (Convenio de cooperación científica, 2006).

SUSTANCIA	CONCENTRACIÓN MÁXIMA PERMISIBLE (mg/kg – ppm)
Bifenilos policlorinados (PCB's)	50
Halógenos orgánicos totales (como Cloro)	1.000
Arsénico	5
Cadmio	2
Cromo	10
Plomo	100
Azufre	1.7% en peso

4.4.Re-refinado de aceite lubricante usado

La regeneración de aceites usados es la operación mediante la cual se obtienen de los aceites usados un nuevo aceite base comercializable. La legislación europea recomienda este destino final, como vía prioritaria de recuperación de aceites usados (Montes Casanova, 2006).

Técnicamente casi todos los aceites usados son regenerables, aunque en la práctica la dificultad y el costo hace inviable la regeneración de aceites usados con alto contenido de aceites vegetales, aceites sintéticos, agua y sólidos (Montes Casanova, 2006).

Como el aceite usado sigue siendo en esencia un conjunto de hidrocarburos con una serie de agentes contaminantes, se podrá volver a refinar y obtener un aceite base de igual o superior calidad que la del aceite virgen procedente del refinado original (Montes Casanova, 2006).

Actualmente existen diferentes tecnologías para la producción de aceite base a partir de aceites usados y aunque todas ellas tienen unos objetivos comunes, cada una resuelve técnicamente el problema de forma diferente. Un proceso de regeneración puede dividirse en cuatro fases:

4.4.1. Pre tratamiento

Esta primera fase consiste en eliminar una parte importante de los contaminantes del aceite usado, como agua, hidrocarburos ligeros, lodos, partículas gruesas, etc. Para ello cada proceso emplea un método determinado, o incluso una combinación de varios. Estos pueden ser: filtración, decantación, centrifugación, deshidratación, calefacción, tratamiento térmico, destilación atmosférica, desasfaltado térmico, des metalización, tratamiento químico, etc (Montes Casanova, 2006).

4.4.2. Limpieza

En esta fase hay que eliminar los aditivos, metales pesados y fangos asfálticos. Para ello cada tecnología emplea su procedimiento, siendo en este punto donde están las mayores diferencias entre ellas, así algunas utilizan el método químico clásico de adición de ácido sulfúrico seguido de filtración con tierras o posterior decantación y neutralización, otros emplean otros procedimientos químicos como adición de sodio líquido y evaporación; también se utiliza extracción con solventes, extracción con propano, y otros métodos físicos como destilación al vacío o ultrafiltración con membranas (Montes Casanova, 2006).

4.4.3. Fraccionamiento

En esta fase hay que separar la base de aceites por las diferentes temperaturas de ebullición por medio de una destilación fraccionada. Los procesos físicos utilizan los puntos de ebullición de los componentes y puede ser utilizada la destilación al vacío obteniendo las fracciones características: solventes, gasolinas, gasóleo, base lubricante y fondos de destilación (Montes Casanova, 2006).

4.4.4. Acabado

Todas las técnicas empleadas en las etapas anteriores son capaces de obtener un aceite libre de contaminantes aunque con una fuerte coloración generada por los hidrocarburos aromáticos presentes que lo hace inviable comercialmente, por esta razón todos incluyen una cuarta etapa de acabado (Montes Casanova, 2006).

Como en las etapas anteriores, cada tecnología utiliza un sistema diferente: unos emplean tierras decolorantes, otros hidrotreatmento catalítico seguido de destilaciones, tratamiento con zeolitas o destilación al vacío (Montes Casanova, 2006).

4.5. Tipos de procesos de regeneración de aceites lubricantes usados

De acuerdo con los principios que inspiran la normativa ambiental europea, la regeneración de aceites usados puede hacerse por varias alternativas, ya sea utilizando métodos físicos o químicos que contribuyen a alargar la vida útil de las bases lubricantes (Ortega, 1996). Por esta razón los desarrollos tecnológicos buscan concentrar los contaminantes en las formas más estables posibles y disponer de ellos de manera que queden completamente aislados de aquellas circunstancias que pueden liberarlos nuevamente al ambiente (Convenio de cooperación científica, 2006). Por esta razón se emplean varias estrategias de tratamientos para la regeneración de aceites usados, mostradas en la tabla 2:

Tabla 2. Procesos de regeneración (Montes Casanova, 2006).

Procesos	Tecnología empleadas
MEIKEN	Cracking térmico, sistema ácido / tierras y destilación fraccionada
PHILIPS (PROP)TURBO RESOURCESALUSINZKYDIESELCLENE	Tratamiento químico (fosfato diamónico) y destilación con decoloración o hidrogenación
RECYCLON DEGUSAENTRA	Tratamiento químico con sodio metálico y destilación con decoloración o hidrogenación
SELECTOPROPANOSNAMPROGETTI	Extracción con propano y tratamiento ácido con decoloración o hidrogenación
DOE BERCK RUPP TEXACO	Extracción con otros disolventes diferentes de propano, destilación y decoloración tierras activadas o hidrogenación
MOHAWK	Tratamiento químico, destilación a vacío e hidrogenación catalítica.
KTILUBREX	Hidrogenación catalítica y destilación en evaporadores especiales de flujo descendente
ULIBARRI-VISCOLUBE	Desasfaltado térmico, destilación al vacío y tratamiento con tierras
VAXON	Destilación al vacío y tratamiento final con reactivos
INTERLINE	Extracción con propano, destilación al vacío y tratamiento con tierras

4.6. Hidrocarburos aromáticos

Los hidrocarburos aromáticos policíclicos (HAP), también conocidos como hidrocarburos poli-aromáticos, son potentes contaminantes atmosféricos que se componen de anillos aromáticos fusionados. Los HAP están presentes en el petróleo, el carbón, y los depósitos de alquitrán, y se producen como subproductos de la combustión de combustibles (ya sea fósiles o biomasa) (Ecología hoy, 2011).

Los HAP son lipofílicos, es decir, se mezclan con más facilidad con el aceite que con el agua. Los compuestos más grandes son menos solubles en agua y menos volátiles. Debido a estas propiedades, los HAP en el medio ambiente se encuentran principalmente en suelos, sedimentos y sustancias oleosas. Sin embargo, se encuentran en el material particulado del aire (Ecología hoy, 2011).

El petróleo crudo natural y los yacimientos de carbón contienen cantidades significativas de hidrocarburos aromáticos policíclicos, que surgen de la conversión química de las moléculas de productos naturales, como los esteroides, a los hidrocarburos aromáticos. Además se encuentran en los combustibles fósiles que también se forman por la combustión incompleta de combustibles que contienen carbono, tales como madera, carbón, diesel, grasas, el tabaco y el incienso (Ecología hoy, 2011).

4.7. Extracción de compuestos aromáticos usando solventes

La extracción líquida, llamada algunas veces extracción con solventes, es la separación de los componentes de una solución líquida por contacto con otro líquido insoluble. Si las sustancias que componen la solución original se distribuyen de manera distinta entre las dos fases líquidas, se puede lograr cierto grado de separación, que puede incrementarse mediante el uso de contactos múltiples.

En todas las operaciones de este tipo, a la solución que se va a extraer se le llama alimentación y solvente al líquido con el cual se pone en contacto la alimentación. El producto de la operación rico en solvente se llama extracto; el líquido residual de donde se separa el soluto es el refinado (Treybal, 1986).

De esta manera el refinado es utilizado para la fabricación de aceites lubricantes. En cuanto al extracto, éste se puede implementar para la producción de gomas, tinta de imprenta, componentes del fuel-oil y alimento del crack para obtener gasolinas aromáticas. Es de resaltar que para el uso de estas dos fracciones es necesario eliminar el disolvente por destilación al vacío (Gutiérrez, 2003).

El refinado y extracto presentan diferentes características:

- Gravedad específica: En el extracto es superior al refinado. Por ello, en el proceso el extracto queda en la parte inferior de la columna de extracción.
- Viscosidad: El refinado es menos viscoso, ya que está compuesto de cadenas parafínicas que son menos viscosas que los anillos aromáticos que presenta el extracto.
- Contenido de azufre: En el extracto es menor que en el refinado
- Color: El refinado de forma general es color ámbar, por su parte el extracto presenta un color marrón oscuro.

Las variables que influyen en el proceso son, principalmente, el solvente utilizado, la relación disolvente-aceite y la temperatura a la que se lleva a cabo la extracción. A mayor relación, mejores serán los resultados obtenidos, ya que el disolvente tendrá capacidad para disolver más compuestos aromáticos (Gutiérrez, 2003).

El proceso de extracción tiene aplicación práctica con diversos disolventes como son el fenol, el furfural, el dióxido de azufre licuado, la N-metil-2-pirrolidina (NMP), etc. Cualquiera de estos disolventes debe cumplir, de forma general, el ser inmisible respecto a la base lubricante en el mayor grado posible y disolver preferentemente las especies de carácter muy aromático y no las de carácter parafínico que son las preferidas para la lubricación (Gutiérrez, 2003).

Además los disolventes utilizados para extracción deben poseer unas determinadas características (Gutiérrez, 2003):

- Alta densidad.
- No tener tendencia a formar emulsión.
- No corrosivo para los metales.

- Baja presión de vapor.
- Estabilidad térmica satisfactoria.

El dióxido de azufre fue el primer disolvente utilizado a gran escala, pero su uso ha decrecido a causa de su baja selectividad y a la formación de ácidos de azufre. Por su parte el fenol presenta problemas debido a que la selectividad depende altamente del contenido en agua, lo que también ocurre con la NMP.

El furfural es el solvente más utilizado en el proceso de extracción por ser el que tiene mayores niveles de selectividad, además, ésta decrece lentamente con el incremento de la temperatura si se compara con el resto de los disolventes utilizados para la separación de los componentes aromáticos (Gutiérrez, 2003).

En cuanto a la temperatura, su incremento producirá una mayor solubilidad de los compuestos aromáticos en el disolvente, pero también un aumento de ésta para el resto de los componentes. Es decir, cuando la temperatura aumenta, la selectividad del disolvente en los compuestos aromáticos decrecerá, y se empezarán a disolver el resto de los componentes en mayor grado que a temperaturas inferiores.

Por otro lado, el aumento de temperatura en el proceso de extracción está limitado (temperatura de miscibilidad), debido a que depende de la base lubricante; aunque aproximadamente se encuentra entre 120 a 145°C en el caso del furfural (Gutiérrez, 2003).

5. ANTECEDENTES

La industria petrolera posee unos procesos estrictos para la obtención de aceites lubricantes que contribuyen a que el producto final cumpla con altos estándares de calidad, como lo son: desfaltado, extracción de aromáticos, desparafinado e hidroterminado.

La regeneración de bases lubricantes usados debe tener un proceso similar al de las refinerías ya que este al ser sometido al desgaste continuo pierde sus condiciones iniciales, por lo que se debe mejorar sus propiedades fisicoquímicas retirando los compuestos aromáticos que recupera después de su implementación.

En la literatura se reporta que el método más adecuado para retirar un alto contenido de ellos es por medio de extracción con solvente, lo que lleva a la búsqueda del más adecuado.

Por ejemplo (Girón, 1986), presentan un estudio experimental para la selección de solventes de extracción para aceites lubricantes, proponiendo evaluar por separado el furfural, B-metoxi propionitrilo, n-metil-2-pirrolidona (NMP) y fenol. Obteniendo una mayor selectividad por parte del B-metoxi propionitrilo que los demás solventes, aunque recomienda realizar un estudio para la mezcla de ellos y así llegar a la proporción óptima que retire la mayor cantidad de hidrocarburos aromáticos.

Aunque el B-metoxi propionitrilo es el solvente de mayor selectividad, su uso se redujo debido a que es muy tóxico ya que produce afecciones respiratorias, vómitos, confusión, convulsiones y en algunos casos la muerte. Además al ser un subproducto de la fabricación del acrinitrilo depende totalmente de su mercado lo que no lo hace viable económicamente.

Por esta razón se siguen usando principalmente el furfural, NMP y fenol, siendo este último utilizado en Ecopetrol por muchos años, pero fue sustituido por la NMP debido a un estudio realizado por (Ballesteros & Monsalve, 2004), en donde se encontró que el fenol es muy corrosivo y sus gases son explosivos en contacto con el fuego a temperatura ambiente, por esta razón buscaban un solvente de mayor estabilidad y de fácil almacenamiento.

El proyecto constaba de la experimentación del NMP en la columna de extracción piloto del ICP de Ecopetrol en Bucaramanga, así mismo de la adición de aditivos que mantuvieran las propiedades fisicoquímicas de la base lubricante.

Pero determinaron que aunque es una opción adecuada para reemplazar el fenol, el NMP obtiene resultados óptimos sólo si se añade un co-solvente que disminuya la relación solvente/aceite lubricante y de esta manera los costos de materia prima.

Estudios similares se encontraron en la India donde los inventores (Raman, 2011) patentaron la extracción de compuestos aromáticos de aceite lubricante utilizando NMP y un co-solvente, por lo general una amida que se puede mezclar con agua para disminuir costos operativos.

Ellos proponen utilizar el NMP para la extracción, debido a su alto poder disolvente, miscibilidad completa en agua y porque es respetuoso con el medio ambiente.

Por último, el furfural, al ser el segundo solvente de mayor selectividad, es utilizado principalmente por Texaco (Texaco, 1977). Ellos emplean un sistema simple de extracción

en contracorriente que consiste en obtener un refinado libre de hidrocarburos aromáticos pero con un porcentaje del solvente que es eliminado por destilación al vacío.

Además en la literatura se encuentra un proyecto de grado de la universidad Rey Juan Carlos en Madrid (Gutiérrez, 2003) que realiza un estudio completo a escala de laboratorio, donde obtiene un 65% de remoción en la corriente de refinado de los compuestos aromáticos, empleando dos temperaturas (50°C y 90°C) y dos relaciones furfural/aceite lubricante (9/1 y 1/1).

De acuerdo a la revisión bibliográfica se deduce que los solventes más utilizados son el fenol, NMP y furfural; siendo el fenol reemplazado por la NMP, pero para que éste obtenga buenos resultados se debe emplear con ayuda de un co-solvente, contrario al furfural que obtiene una buena remoción implementándose puro.

Lo anterior puede usarse como punto de partida para realizar el diseño de experimentos con furfural, debido a que es un solvente estable, se han obtenido buenos resultados y posee buena selectividad puro sin necesidad de usarse en mezclas que otorguen mayor complejidad a la operación en escala industrial.

6. METODOLOGÍA

Para el desarrollo del proyecto se llevó a cabo las siguientes actividades:

6.1. Caracterización de la base lubricante re-refinada

La base lubricante que se obtiene tras la recuperación de los aceites usados no se encuentra caracterizada, por este motivo se realizaron los siguientes análisis en los laboratorios de Biochemical Group S.A.S y crudos, derivados y análisis instrumental de la Universidad Nacional:

Contenido de azufre:

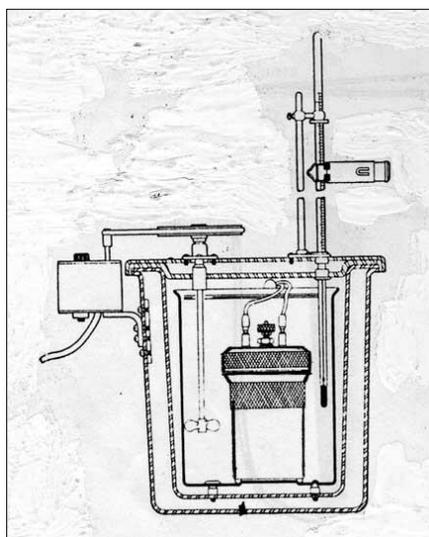


Figura 2. Bomba calorimétrica para determinación de azufre en combustibles (EFIAP, 1987)

Se realiza por medio de la norma ASTM D129 (Standard test method for sulfur in petroleum products –general bomb method) que consiste en la oxidación de la muestra por medio de combustión en una bomba que contiene oxígeno bajo presión.

Luego de la combustión la bomba es lavada con agua de bromo + HCl hasta ajustar un volumen de 600 mL, se lleva a evaporación hasta llegar a 200 mL y se agrega BaCl que torna de un color rojizo la solución, de esta manera se continua evaporando hasta llegar a 75 mL, se deja enfriar y luego es filtrada. Por cuantificación final del precipitado se determina el porcentaje másico de azufre presente en la muestra.

Residuo carbonoso Conradson:



Figura 3. Medidor de residuo de carbono (IC instrumentación científica, s.f).

De acuerdo a la norma ASTM D189 (Standard test method for conradson carbon residue of petroleum products) en un equipo provisto de un crisol de porcelana de 30 mL, crisol de hierro de 75 mL y un mechero tipo bunsen, la muestra es sometida a una evaporación y luego a pirolisis dejando un residuo carbonoso.

Punto de fluidez:

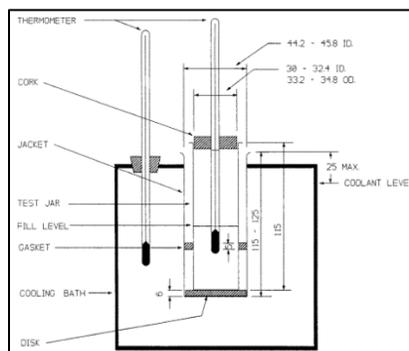


Figura 4. Equipo para prueba de punto de fluidez (American National Standard, s.f)

Se determina por medio de la norma ASTM D97 (Standard test method for pour point of petroleum products), donde tras un calentamiento previo, la muestra es enfriada a una velocidad especificada y se examina su flujo a intervalos de 3 °C. La temperatura más baja a la que se observa el movimiento de la muestra, se registra como punto de gota.

Color Saybolt:

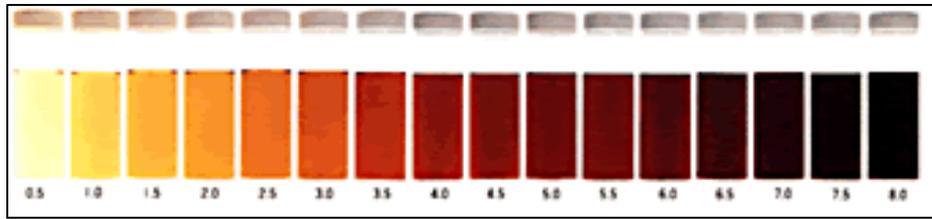


Figura 5. Escala de colores color saybolt (greatlakesgeartech.com, s.f)

ASTM D97 (Standard test method for ASTM color of petroleum products) se realiza por medio de una escala de colores definida por 16 estándares de vidrio, 0,5 para el color más claro y 8 el más oscuro, es utilizado para productos del petróleo tales como aceites lubricantes, aceites de calefacción, diésel, entre otros.

Viscosidad a 40°C, 100°C, densidad y API:



Figura 6. Viscosímetro SVM/3000

La viscosidad cinemática y densidad se calcula por medio de un viscosímetro SVM 3000/G2 (Anton Paar) a partir del principio de medición Stabinger con termostato peltier regido por la norma ASTM D7042 (Estándar test method for dynamic viscosity and density of liquids by stabinger viscometer, an the calculation if kinematic viscosity).

Así mismo el gravedad API al ser dependiente de la densidad se calcula con la siguiente ecuación

$$API = \frac{141,5}{G} - 131,5 \quad (1)$$

$$G = \frac{\rho_F}{\rho_W @ 15^\circ C} \quad (2)$$

Dónde:

G: gravedad específica

ρ_F : Densidad del fluido a analizar.

ρ_W : Densidad del agua a 15°C

Cromatografía de gases: La cromatografía de gases para determinar la composición de los compuestos aromáticos presentes en la corriente de refinado y extracto después de los ensayos experimentales, fue realizada en el laboratorio de análisis instrumental de la Universidad Nacional en un cromatógrafo de gases con detector selectivo de masas (GC-MS), marca Agilent, modelo 6890N.

El principio de la prueba consiste en el análisis de mezclas de sustancias volátiles basado en la distribución de los componentes de una mezcla entre dos fases inmiscibles, una fija y otra móvil, la fase móvil es un gas que fluye a través de una columna que contiene a la fase fija.

El equipo combina la capacidad de separación que presenta la cromatografía de gases con la sensibilidad y capacidad selectiva del detector de masas, permitiendo analizar y cuantificar compuestos trazas en mezclas complejas con un alto grado de efectividad.

6.2. Diseño de experimentos

Para determinar la proporción solvente-base lubricante y temperatura adecuada para la extracción líquido-líquido se realizó un diseño de experimentos factorial 3^2 con las siguientes variables (Tabla 3):

Tabla 3. Variables diseño de experimentos.

VARIABLE	NIVEL BAJO	NIVEL MEDIO	NIVEL ALTO
Relación solvente-base lubricante (v/v)	10-90	30-70	50-50
Temperatura (°C)	30	50	90
Variable de respuesta	Cantidad de hidrocarburos aromáticos removidos por mL de base lubricante recuperada		

De esta manera las variables se interrelacionaron de la siguiente manera, donde -1 es para el nivel bajo, 0 para el medio y 1 para el alto.

Tabla 4. Niveles de cada variable.

Ensayo	Composición	Temperatura
1	-1	-1
2	0	-1
3	1	-1
4	-1	0
5	0	0
6	1	0
7	-1	1
8	0	1
9	1	1



Figura 7. Montaje extracción líquido-líquido escala laboratorio

En el laboratorio de Biochemical Group se realizaron las corridas experimentales empleando furfural (Grado analítico) como solvente, utilizando un reactor circular de vidrio con 500 mL de capacidad provisto con manta de calentamiento y 4 Bocas en la parte superior para introducción de reactivos, medidor de temperatura, agitador de 4 paletas con motor, sistema de refrigeración de vapores e introducción de corriente de nitrógeno (Grado industrial) para evitar la oxidación del solvente.

Basado en el proyecto de grado de *extracción de aceites lubricantes con furfural* (Gutiérrez, 2003) mencionado en los antecedentes, el tiempo de extracción fue de una hora para cada corrida debido a que sólo se busca evaluar la temperatura y concentración adecuada, ya que si se involucra el tiempo de extracción se ampliarían los costos a la hora de evaluar la presencia de hidrocarburos aromáticos, en la corriente de extracto y refinado.



Figura 8. Rotoevaporador Universidad EAFIT.

Luego de los ensayos experimentales, para la eliminación del solvente de cada muestra de refinado, se empleó un roto evaporador con que cuenta la Universidad EAFIT utilizando un baño de aceite a 290 °C para calentamiento de la muestra y 0 kPa de presión de vacío.

Después de obtener las fracciones libres de solvente se procede a realizar las pruebas que se realizaron inicialmente al aceite liviano para evaluar la variable de respuesta tras la experimentación.

6.3. Diseño conceptual

En el diseño conceptual se incluye la descripción completa del producto libre de compuestos aromáticos, las características del solvente y especificaciones de los equipos a utilizar basados en algoritmos de cálculo presentados en: *Handbook del ingeniero químico de Perry* (Green & Perry, 1934), *Métodos y algoritmos en ingeniería química* (Palacio, Tapias, & Saldarriaga, 2005) y *Programa para el dimensionamiento de extractores líquido-líquido de disco rotatorio* (González & Martin, 1990); asimismo el diagrama BFD y PFD del proceso, según lo propuesto en el libro “Analysis synthesis and design of chemical

processes” (Turton, Bailie, & Whiting, 2008), incorporando los servicios industriales involucrados.

Además se llevó a cabo un análisis económico preliminar, estimando la tasa interna de retorno (TIR) y el valor actual neto (VNA).

7. RESULTADOS

7.1. CARACTERIZACIÓN DE LA BASE LUBRICANTE

La base lubricante obtenida en el proceso de regeneración de aceites usados no se encontraba caracterizada, luego de las pruebas descritas en la metodología realizadas en la Universidad Nacional y en el laboratorio de Biochemical Group, se obtuvo lo siguiente:

Tabla 5. Resultados cromatografía de gases.

Compuesto	Fórmula	Composición BLR	Composición BLC
Hexadecano	C ₁₆ H ₃₄	0,21	-
Heptadecano	C ₁₇ H ₃₆	2,02	-
Pentadecano	C ₁₅ H ₃₂	1,37	-
Octadecano	C ₁₈ H ₃₈	5,16	-
Dodecano	C ₁₂ H ₂₆	0,62	6,55
Tridecano	C ₁₃ H ₂₈	0,24	-
Nonadecano	C ₁₉ H ₄₀	2,79	-
Ácido palmítico	CH ₃ (CH ₂) ₁₄ COOH	9,5	-
Eicosano	C ₂₀ H ₄₂	8,96	-
Ácido oleico	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	14,73	-
Nonano	C ₉ H ₂₀	4,91	-
Androstan	CH ₃ (CH ₂) ₁₆ COOH	2,16	-
Decano	C ₂₀ H ₃₀ O ₄	2,82	-
Docosano	C ₁₁ H ₂₂	4,87	-
1-docoseno	C ₂₂ H ₄₆	5,76	-
Tricosano	C ₂₂ H ₄₄	1,34	-
Cyclotetradecano	C ₂₃ H ₄₈	5,93	-
Tetracosano	C ₁₄ H ₂₈	10,3	-
Hexacosano	C ₂₄ H ₄₈	11	-
hexacosane	C ₂₆ H ₅₄	5,31	-
Nonadecilamina	C ₁₆ H ₃₅ N	-	8,45
Hexano	C ₆ H ₁₄	-	29,98

Ciclopentano	$C_{11}H_{14}$	-	2,09
Benzeno	C_6H_6	-	2
Naftaleno	$C_{10}H_8$	-	2,45
Tetradecano	$C_{14}H_{30}$	-	4,43
Binaftaleno	$C_{20}H_{14}$	-	8,32
Ácido resorcilico	$C_7H_6O_4$	-	11,31
Ciclohexano	C_6H_{12}	-	6,37
Hopane	$C_{30}H_{52}$	-	18,05
TOTAL		100	100

Donde,

BLR: Base lubricante recuperada.

BLC: Base lubricante comercial.

Donde el porcentaje de cada compuesto es obtenido por el área bajo la curva del cromatograma presentado en la cromatografía de gases-masas Anexo (1).

Tabla 6. Resultados propiedades físicas.

BASE LUBRICANTE RECUPERADA							
Color Sybolt	Contenido de azufre	Punto de fluidez	Densidad	API	Viscosidad a 40°C	Viscosidad a 100°C	Residuo carbonoso
4	0,2	-15	3,2914	30,94	37,76	4,76	0,016
BASE LUBRICANTE COMERCIAL							
3	-	-6	3,43	24,36	81,98	7,89	0,2

Unidades

Color Saybolt: N/A

Contenido de azufre: % másico

Punto de fluidez: °C

Residuo carbonoso Conradson: % másico

Densidad: kg/gal

API: N/A

Viscosidad: cst

7.2. DISEÑO DE EXPERIMENTOS

Luego de realizar 9 ensayos de extracción de componentes aromáticos en el laboratorio, se obtuvieron dos corrientes para cada una (refinado y extracto), 18 muestras en total. Las muestras resultantes fueron sometidas a análisis de cromatografía de gases para cuantificación aproximada de los componentes aromáticos en el refinado y en el extracto, cada cromatograma se presenta en el Anexo (1). Se analizaron también la base lubricante recuperada sin tratamiento y la base lubricante comercial. Además se realizaron pruebas de color Saybolt, contenido de azufre, punto de fluidez, residuo carbonoso Conradson, densidad, API, y viscosidad a 40 y 100 °C.

A continuación se presentan los resultados de los análisis descritos anteriormente y la evidencia fotográfica del cambio físico que se produjo tras el proceso de extracción:



Figura 9. Extracto después de ensayos experimentales.



Figura 10. Refinado después de ensayos experimentales.

Tabla 7. Resultados cromatografía de gases.

ENSAYO	REFINADO (%)			EXTRACTO (%)		
	Aromáticos	Hidrocarburos	Furfural	Aromáticos	Hidrocarburos	Furfural
1	0	64,47	35,53	0,02	0	97,97
2	0	79,66	20,34	0,02	1,47	96,47
3	0	58,13	41,87	0,01	1,47	97,30
4	0	100	0	0	65,48	34,52
5	0	78,25	21,75	0,02	2,34	95,78
6	0	70,84	29,16	0,01	1,35	97,39
7	0	84,32	15,68	0,09	2,65	87,74
8	0	72,56	27,44	0,03	2,40	95,84
9	0,78	75,25	23,97	0,03	2,48	94,09

De acuerdo a lo mencionado en la metodología, la variable de respuesta (Cantidad de hidrocarburos aromáticos en el extracto), se evaluó por mL de base lubricante recuperada, mostrado en la siguiente tabla.

Tabla 8. Cantidad en mL de compuestos aromáticos removidos.

ENSAYO	Volumen base (mL)	Volumen solvente (mL)	Arom. totales removidos (mL)	Arom. Removidos por mL de base lubricante recuperada(mL)
1	135	15	0,305	0,002
2	105	45	0,927	0,009
3	75	75	0,923	0,012
4	135	15	0,000	0,000
5	105	45	0,846	0,008
6	75	75	0,945	0,013
7	135	15	1,442	0,011
8	105	45	0,792	0,008
9	75	75	2,573	0,034

A continuación se presentan los resultados de las propiedades físicas solo para el refinado, debido a que es la corriente de interés en el proyecto.

Tabla 9. Resultados propiedades físicas.

ENSAYO	REFINADO							Residuo carbonoso
	Color Sybolt	Contenido de azufre	Punto de fluidez	Densidad	API	Viscosidad		
						40°C	100°C	
1	4 1/2	0,18	-15	3,29	30,71	27,92	5,08	0,036
2	3 1/2	0,2	-15	3,28	31,16	31,42	5,46	0,002
3	4	0,21	-15	3,29	30,91	28,82	5,21	0,046
4	3 1/2	0,21	-15	3,29	30,84	30,65	5,38	0,008
5	4	0,2	-18	3,28	31,27	32,67	5,59	0,008
6	3 1/2	0,2	-18	3,29	30,95	29,62	5,28	0,007
7	4	0,22	-18	3,28	31,53	36,79	5,94	0,012
8	3 1/2	0,2	-15	3,29	30,76	28,99	5,23	0,011
9	3 1/2	0,15	-15	3,28	31,74	34,92	5,81	0,007

Unidades:

Color Saybolt: N/A

Contenido de azufre: % másico

Punto de fluidez: °C

Residuo carbonoso Conradson: % másico

Densidad: kg/gal

API: N/A

Viscosidad: cst

Se evaluó la presencia de hidrocarburos aromáticos en el extracto y aunque no se evidencie su presencia en la cromatografía de gases para la base lubricante sin tratamiento, en el extracto si se obtuvieron unas fracciones. Esto significa que al contener un porcentaje tan pequeño de estos compuestos no se detectó fácilmente, además, el cambio visual es notorio lo cual es consistente con la metodología planteada inicialmente y se evalúa la composición adecuada para remover la mayor cantidad posible de aromáticos utilizando un diseño factorial 3^2 con 3 niveles y 2 factores (relación solvente-base lubricante y temperatura).

Para analizar los datos obtenidos y determinar la relación adecuada de solvente-base se usó el software Statgraphics plus, ingresando los valores de la tabla (9) aromáticos removidos por mL de base lubricante recuperada. Se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 10. Tabla ANOVA.

Fuente	Suma de cuadrados	Gl	Cuadrado medio	F-Ratio	P-valor
A: Relación solvente-base	0,00035	1	0,00035	8,71	0,06000
B: Temperatura	0,00015	1	0,00015	3,7	0,15000
AA	0,00003	1	0,00003	0,66	0,47490
AB	0,00004	1	0,00004	1,04	0,38230
BB	0,00006	1	0,00006	1,59	0,29700
Error Total	0,00012	3	0,00004		
Total (Corr.)	0,00076	8			
R-cuadrado=	83,96%				
R-cuadrado(ajustado por g.l)=	57,22%				
Error estándar de Est.=	0,00636				
Error absoluto de la media=	0,00321				
Estadístico Durbin-Watson=	3,22549 (P=0,0034)				
Auto correlación residual Lag 1=	-0,71027				

De acuerdo al p-valor presentado en el ANOVA, ninguna de las interacciones tiene un valor menor a 0,05, garantizando que el diseño de experimentos es correcto y que todas las variables tienen una significancia en el experimento. La suma de mínimos cuadrados explica el 83,9579% de la variabilidad en el porcentaje de aromáticos. El R-cuadrado ajustado, el cual es más adecuado para la comparación de números diferentes de variables independientes, es de 57,2211% y para el estadístico de Durbin-Watson, que examina los residuos para determinar si hay cualquier correlación significativa basada en el orden en el que suceden en los datos, el p-valor es inferior a 0,05, lo que indica que hay indicios de correlación de serie en los residuos.

Tabla 11. Matriz de correlación para efectos estimados.

		1	2	3	4	5	6
1	Promedio	1,0	0,0	0,0	-0,6	0,0	-0,6
2	A: Composición	0,0	1,0	0,0	0,0	0,0	0,0
3	B: Temperatura	0,0	0,0	1,0	0,0	0,0	0,0
4	AA	-0,6	0,0	0,0	1,0	0,0	0,0
5	AB	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	0,0
6	BB	-0,6	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0

Al observar la matriz de correlación se muestra la magnitud de la confusión entre los efectos. Un perfecto diseño ortogonal muestra una matriz con 1 en la diagonal y 0 fuera de ella, cualquier término que no cumpla con lo anterior fuera de la diagonal implica que las estimaciones de los efectos que corresponden a esa fila y columna estarán correlacionadas. En este caso, no hay ninguna correlación entre los efectos, significando que se consiguen estimaciones claras de todos ellos.

Tabla 12. Respuesta optimizada.

Meta:	Maximizar Aromáticos removidos		
Valor óptimo=	0,0298056		
Factor	Inferior	Mayor	Óptimo
Relación Solvente-Base	-1	1	1
Temperatura	-1	1	1

De acuerdo al análisis estadístico la operación óptima maximizando la composición de aromáticos en el extracto es para una composición 50% base lubricante + 50% de Furfural a 90°C.

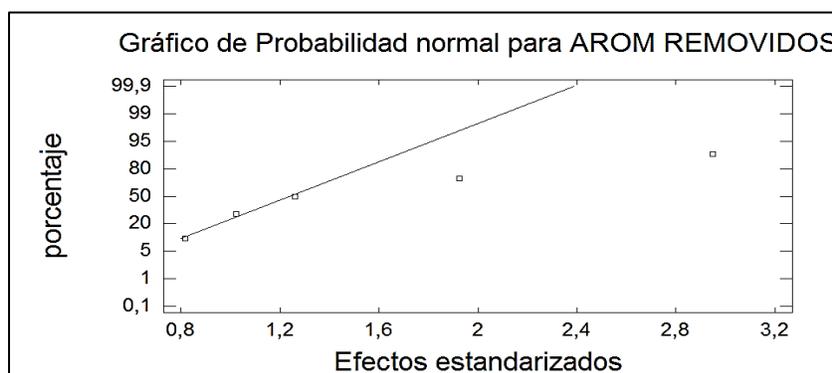


Figura 11. Gráfico de probabilidad normal para aromáticos (Statgraphics).

La verificación de los supuestos se hace por medio de un método gráfico, donde no todos los datos se ajustan a una línea de 45°, obteniendo de esta manera un comportamiento no normal.

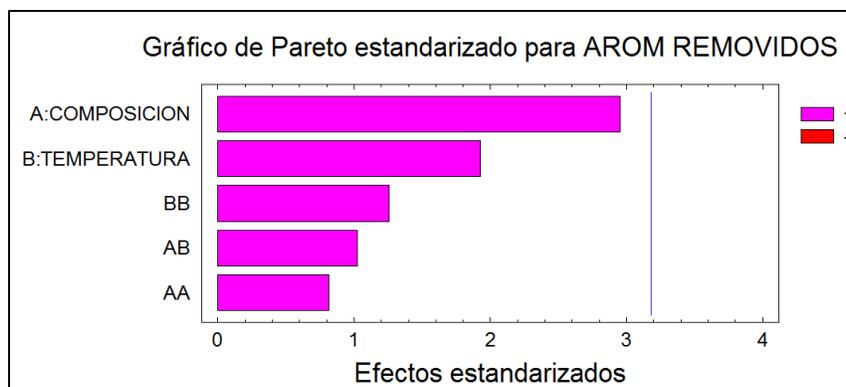


Figura 12.Gráfico de Pareto estandarizado (Statgraphics).

En el diagrama de Pareto de la Figura 15 se puede observar la influencia de cada factor en la variable de respuesta de composición de aromáticos en orden decreciente, además se evidencia que ninguno de los factores ni la combinación de ellos cruzan la línea que hace referencia al valor de significancia.

Los factores de color morado (Composición, Temperatura, BB, AB, AA) si aumentan en el experimento se obtendrán una remoción mayor de compuestos aromáticos.

En el gráfico de interacción de los factores de estudio se confirma que no existen efectos de interacción significativos al no evidenciarse un cruce de las líneas.

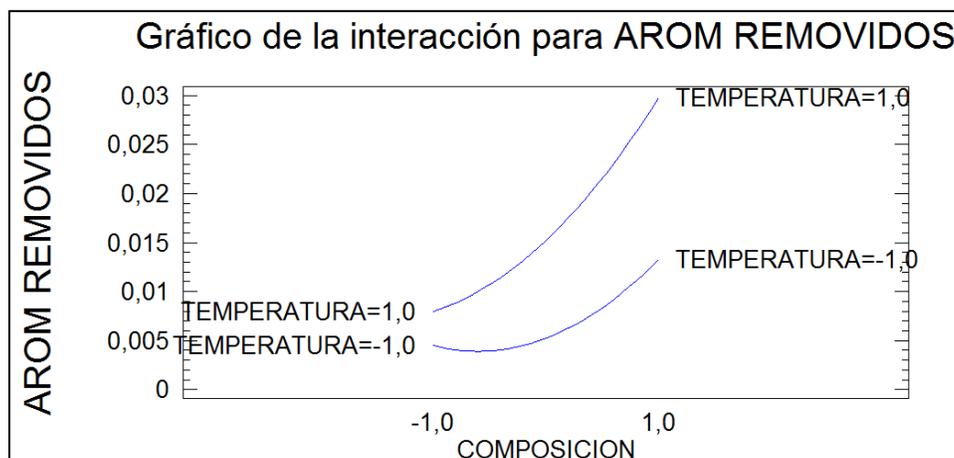


Figura 13.Gráfico de interacción de los factores (Statgraphics).

A continuación se presenta la superficie de respuesta estimada para el experimento

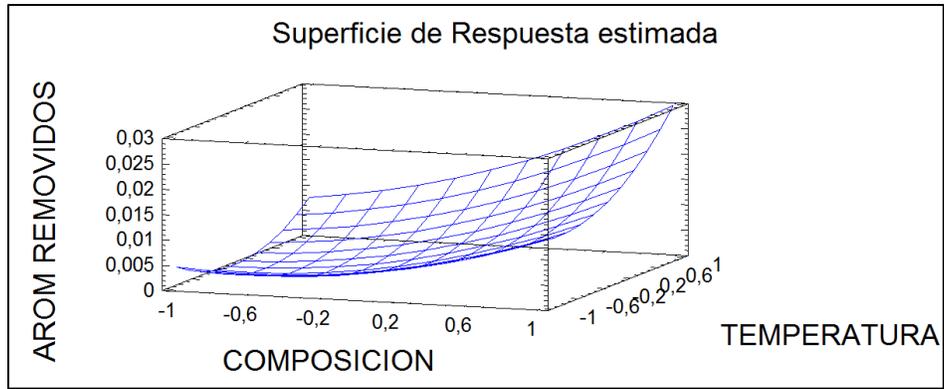


Figura 14. Superficie de respuesta estimada (Statgraphics).

Se observa que hay un punto de inflexión en la gráfica que no es claro, para esto se presenta la superficie de contorno que evidencia la presencia de un valor óptimo en el experimento.

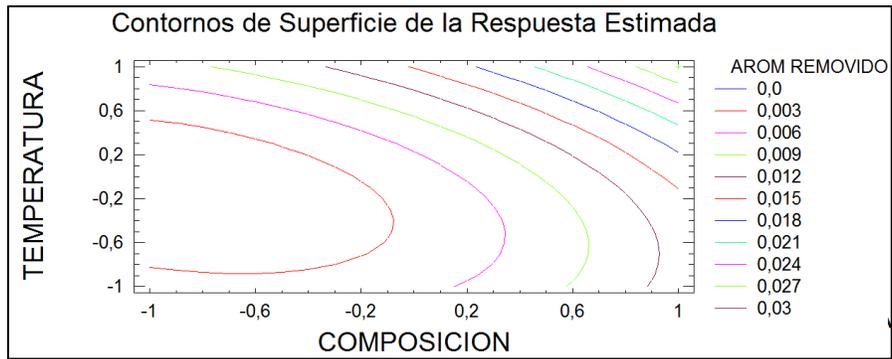


Figura 15. Contornos de superficie de la respuesta estimada.

7.3.DISEÑO CONCEPTUAL

7.3.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El aceite lubricante usado que es recolectado por Ecologística o por los grandes acopiadores de aceite del país es llevado a tanques de almacenamiento desde donde ingresa al proceso de centrifugación para retirar los sólidos suspendidos que este pueda poseer para evitar posibles obstrucciones. A continuación el aceite usado centrifugado pasa a los tanques de materia prima, donde se filtra nuevamente para retirar los sólidos presentes, y se bombea hacia un intercambiador de calor de tubos y coraza donde se precalienta y se obtienen las condiciones requeridas de temperatura y presión antes de entrar a la destilación.

En la primera etapa de destilación a vacío; se realiza una evaporación flash adiabática al aceite usado con el fin de separar las fracciones de agua y livianos. Esta fase gaseosa se conduce hacia un condensador vertical de tubos y coraza donde se realiza un cambio de fase y es bombeada hacia un decantador, para retirar el agua de la fracción liviana.

La fase líquida proveniente de la destilación se lleva a un proceso de rectificación en un evaporador de capa fina para eliminar las trazas de agua y livianos, que se mezclan con la fase gaseosa de la etapa anterior.

La corriente líquida es impulsada por una bomba centrífuga hacia la segunda etapa del proceso (Similar a la primera etapa). Allí, en una columna con demister donde se lleva a cabo una destilación a vacío, se separa la base lubricante y el gasóleo en fase gaseosa, y la corriente líquida que contiene las fracciones pesadas se rectifica en un evaporador de capa fina donde las trazas de base y gasóleo se incorporan en la etapa anterior. Los fondos pesados pasan a almacenarse en containers (Bitutainers).

La base y el gasóleo proveniente de la corriente gaseosa son llevados a un condensador de contacto donde se separan; el condensado es la base lubricante y el gasóleo se retira por la parte superior para condensarlo en un intercambiador de tubos y coraza y almacenarlo posteriormente.

La base lubricante luego de condensarse es bombeada a un intercambiador de tubos y coraza para refrigerarla, este se divide en dos corrientes, una es utilizada para realizar el

cambio de fase en el condensador de contacto, y la otra se almacena como producto terminado.

Aquí comienza la parte nueva, también podría introducirse con un pequeño comentario al respecto.

Luego, la base lubricante almacenada es impulsada por una bomba centrífuga para ingresar por la parte inferior de la columna de extracción líquido-líquido y el solvente (Furfural) por la parte superior de éste. La temperatura dentro del equipo es 90 °C, además se debe de incorporar una corriente constante de nitrógeno en la torre de extracción, para evitar que el solvente se oxide.

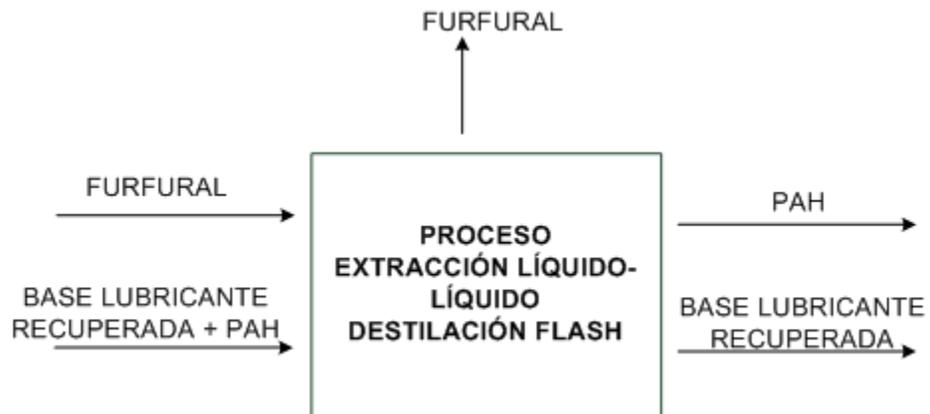
Una vez terminada la extracción se presentan dos corrientes líquidas en la columna donde el refinado (Rico en base lubricante) sale por la parte superior de la columna y es precalentado en un intercambiador de calor de tubos y coraza para aportar calor latente facilitando el cambio de fase entre la base lubricante y el solvente en el tanque de destilación flash.

De la destilación la corriente líquida (Base lubricante) reducida en hidrocarburos aromáticos es almacenada, contrario a la fase gaseosa (Furfural) que debe ser enfriado en un condensador para ser recirculado nuevamente a la corriente de entrada de la columna de extracción.

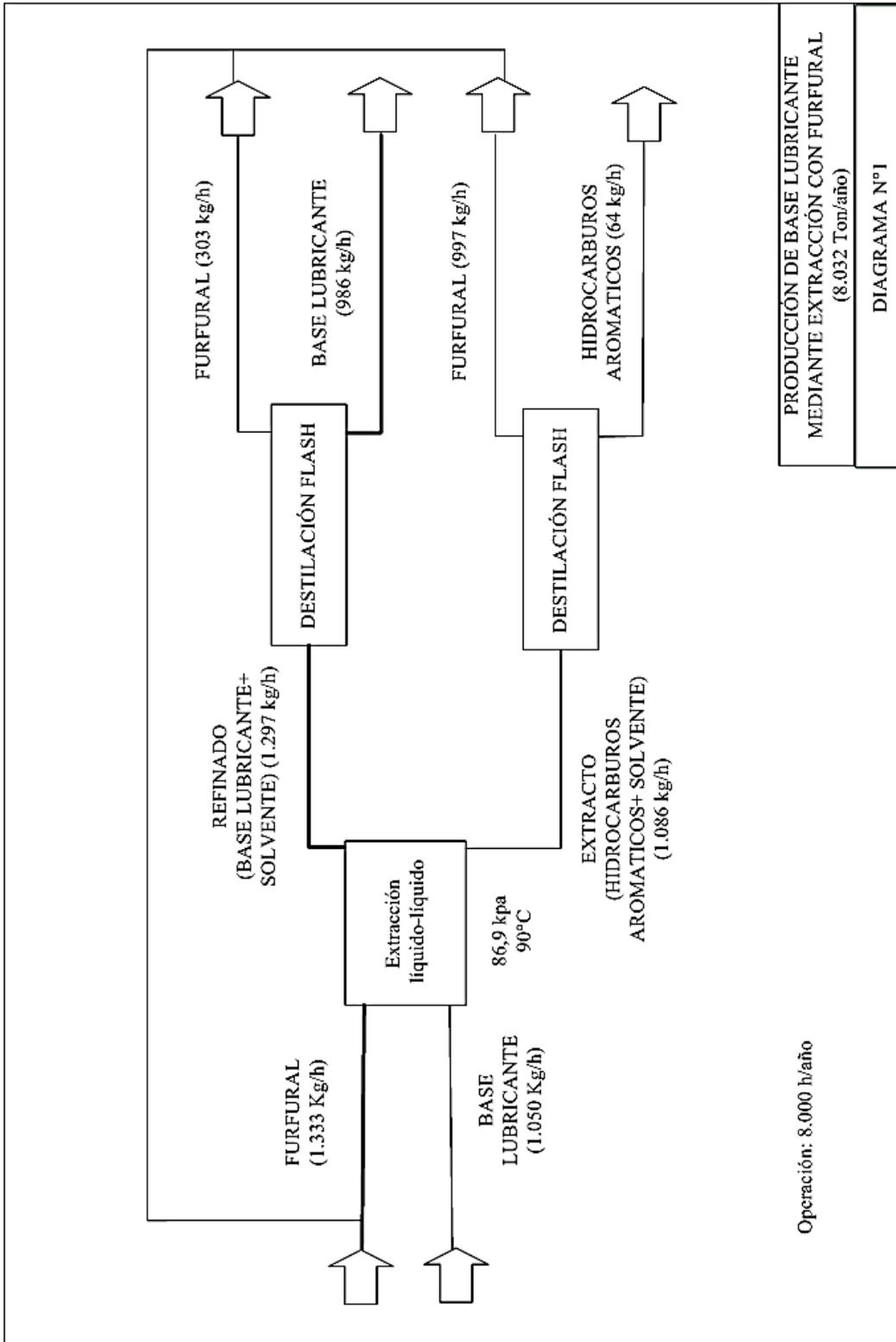
El extracto que es la corriente líquida que sale por la parte inferior de la columna rica en solvente, sufre el mismo proceso que el refinado para retirar el furfural y ser re-utilizado en el proceso. Los residuos sólidos (hidrocarburos aromáticos) son enviados a los bitutainers para que se mezclen con la fracción más pesada del proceso y sean inactivados en él.

Tanto para el refinado y extracto es necesario utilizar vacío en la etapa de destilación, debido que es de mayor complejidad retirar el solvente solamente con temperatura.

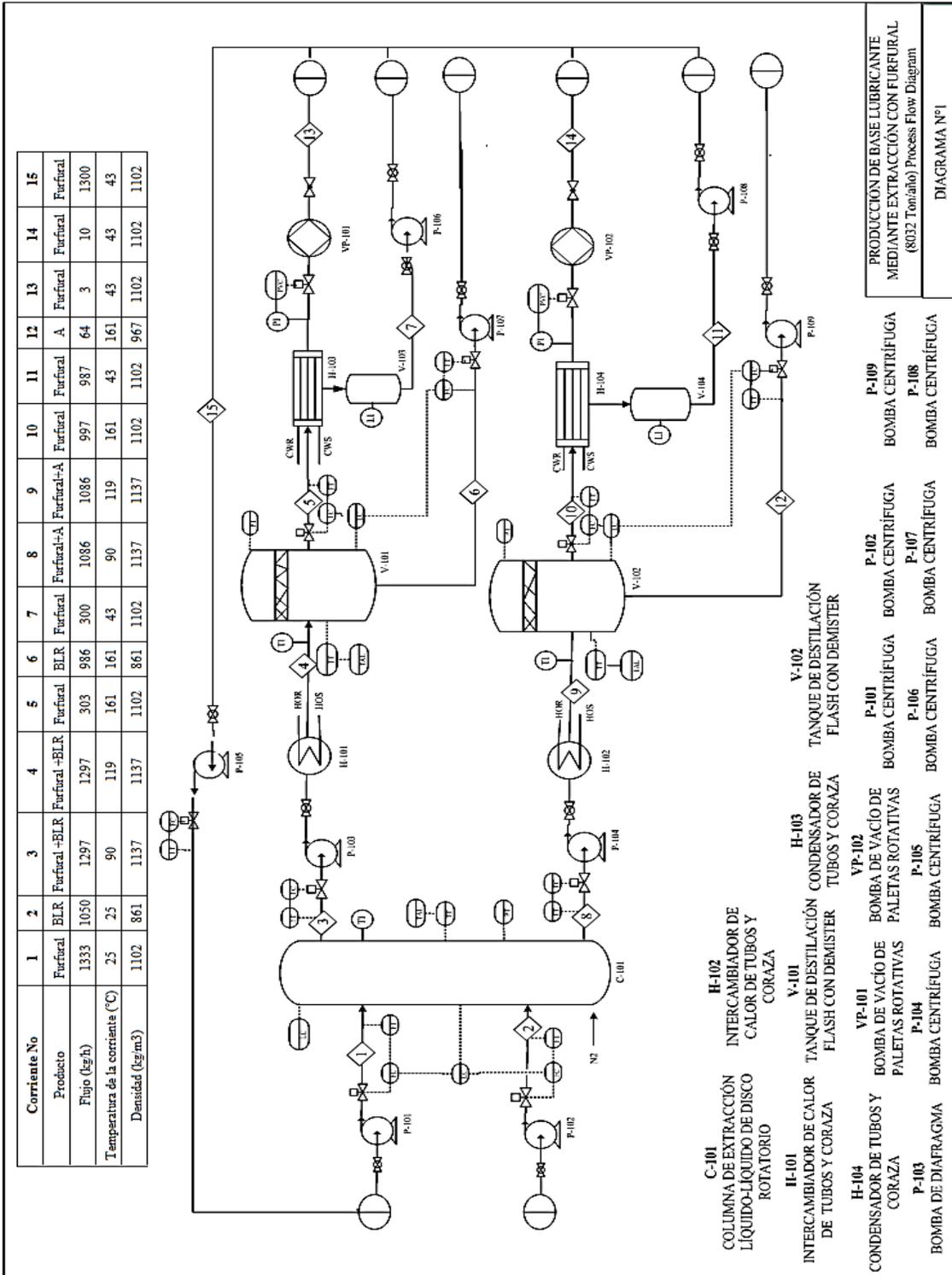
7.3.2. DIAGRAMA DE ENTRADAS Y SALIDAS



7.3.3. DIAGRAMA DE BLOQUES



7.3.4. DIAGRAMA PFD



7.3.5. DISEÑO DE EQUIPOS

Para el diseño de equipos se toma como base de los cálculos el balance de masa, presentado en el BFD.

7.3.5.1. Columna de extracción líquido-líquido

En el diseño de columnas de extracción líquido-líquido según el *Handbook del ingeniero químico de Perry* (Green & Perry, 1934) se debe tomar en cuenta lo siguiente para la selección de la columna:

1. Esquema de la base de diseño, incluyendo la especificación de composición de la alimentación, la recuperación o eliminación del soluto requerida, la pureza del producto y la tasa de producción.
2. Buscar en la literatura las columnas usadas para la aplicación.
3. Generar una lista de candidatos para los solventes basados en experiencia y conocimientos químicos.
4. Estimar las propiedades físicas más importantes, las medidas de seguridad y requisitos ambientales.
5. Determinar la solubilidad del solvente en la alimentación.
6. Analizar la dificultad de transferencia de masa para determinar las etapas teóricas (3- 10 rentables).
7. Estimar el costo de la columna seleccionada.
8. Si la viabilidad técnica y económica es buena, se debe determinar los valores exactos de las propiedades físicas, equilibrio de fases, densidades de los líquidos, viscosidades y opciones de reciclaje del solvente.
9. Realizar el esquema general del proceso con el balance de materia incluida la recuperación del solvente, implementar los métodos que ayuden a no generar desperdicios.
10. Selección final del equipo
11. Determinar el material de la columna y si es adecuado para el proceso.

De acuerdo a lo anterior se realiza una búsqueda bibliográfica para determinar el tipo de columna adecuado. En la tabla 10, se presenta las ventajas y desventajas de los equipos más utilizados para extracción.

Tabla 13. Ventajas y desventajas (tipos de columna de extracción líquido-líquido)
(Universidad Nacional mayor de San Marcos, 2014)

EQUIPO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
Mezclador-sedimentador	Buen contacto Alta eficiencia	Alta inversión Gran espacio
Contactores continuos sin agitación	Bajo costo inicial Bajo costo de operación	Baja eficiencia No puede manejar altos flujos
Contactores continuos con agitación	Buena dispersión Posibilidad de varias etapas	No puede manejar altos flujos
Extractores centrífugos	Requiere poco espacio	Altos costos iniciales de operación

Tabla 14. Factores que afectan la selección de equipo (Universidad Nacional mayor de San Marcos, 2014).

	Mezclador-sedimentador	Extractor centrífugo	Columnas estáticas	Columnas agitadas
Número de etapas	Bajo	Bajo	Moderado	Alto
Velocidad de flujo	Alto	Bajo	Moderado	Moderado
Tiempo de residencia	Muy alto	Muy bajo	Moderado	Moderado
Tensión interfacial	Moderado alto	Bajo a moderado	Bajo a moderado	Moderado a alto
Viscosidad	Bajo a alto	Bajo a moderado	Bajo a moderado	Bajo a alto
Diferencia de densidades	Bajo a alto	Bajo a moderado	Bajo a moderado	Bajo a alto
Espacio	Alto	Moderado	Bajo	Bajo

Además se realizó una búsqueda concreta para las columnas de extracción líquido-líquido de bases lubricantes de refinería con furfural, donde se evidencia que la mejor selección para este caso son las columnas de disco rotatorio, que están constituidas por un recipiente

vertical con mamparas y aberturas circulares centradas, con discos unidos a un eje central conectado a un motor (González & Martín, 1990).

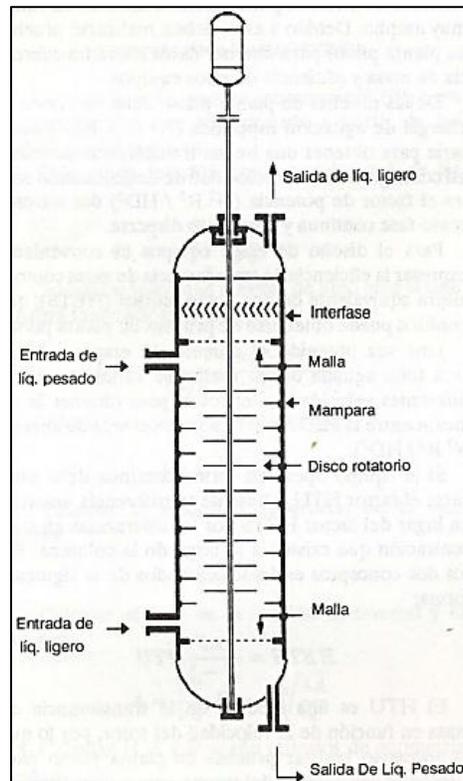


Figura 16. Extractor de disco rotatorio (González & Martín, 1990).

En la parte superior e inferior del recipiente hay compartimientos para el asentamiento de las fases, divididos de la sección agitada por medio de una malla. Estos pertenecen al tipo de extractores agitados, para los cuales la dispersión requerida para obtener una adecuada transferencia de masa se proporciona aplicando energía mecánica externa.

Algunas de las aplicaciones industriales de los extractores de disco rotatorio son las siguientes:

- Remoción de componentes cuya concentración sea muy baja
- Extracción + reacción química
- Extracción sólido-líquido

No deben utilizarse extractores de disco rotatorio en los siguientes casos:

-Cuando el número de etapas de equilibrio es muy pequeño. En la mayoría de los casos es más económico utilizar otro tipo de extractor.

-En sistemas con tensión superficial y diferencia de densidad entre las fases muy bajas; pueden formarse emulsiones estables por exceso de agitación.

-En sistemas donde alguna sustancia pueda descomponerse ya que el tiempo de residencia en estos equipos es normalmente grande.

Los extractores de disco rotatorio se han estudiado ampliamente pero hasta el momento no se han podido encontrar las relaciones teóricas sobre transferencia de masa necesarias para predecir con suficiente aproximación la geometría del equipo en función de las propiedades físicas de las fases. Por lo tanto, para el diseño de estos equipos, es necesario basarse en resultados de planta piloto para determinar el comportamiento del sistema de extracción, con la posibilidad de escalar de un extractor de 65 mm a un de hasta de 4 a 4,5 m de diámetro (González & Martin, 1990).

La elección del fluido que formará la fase dispersa depende de consideraciones prácticas y de resultados de planta piloto. Normalmente se elige como fase continua la que presente mayor volumen en el extractor, sin embargo, cualquiera de las fases puede elegirse como dispersa siempre y cuando el nivel de la interface se localice adecuadamente en los dos compartimientos para asentamiento (González & Martin, 1990).

Patrón de flujo

El patrón de flujo en los extractores de disco rotatorio es complejo. La totalidad del líquido fluye en el sentido del rotor, la fase ligera fluye en forma ascendente y la pesada en forma descendente. Entre las mamparas existe un flujo de tipo remolino que va del eje hacia la pared del recipiente y en sentido inverso. La combinación de la rotación horizontal y el flujo remolino produce un flujo toroidal en cada compartimiento (González & Martin, 1990).

El rotor proporciona la energía necesaria para la dispersión de una de las fases; las gotas de la fase dispersa se forman en el extremo del rotor y generalmente son de tamaño uniforme. La velocidad del rotor puede utilizarse como medio para controlar el tamaño de las gotas

durante la operación. La energía que proporciona el rotor al sistema está dada por la siguiente ecuación (González & Martin, 1990).

$$\frac{P}{\rho * N^3 R^5} = f\left(\frac{\rho * N * R^2}{\mu}\right) \quad (3)$$

En la mayoría de los casos, las columnas de disco rotatorio operan con $\left(\frac{\rho * N * R^2}{\mu}\right) > 10^5$, por lo que $\left(\frac{P}{\rho * N^3 R^5}\right)$ es prácticamente constante.

Diseño

Para el diseño de estos extractores se han establecido algunas relaciones geométricas:

$$\frac{S}{D} = 0,7; \frac{R}{D} = 0,6 \quad (4)$$

Diámetro (m)	0,5-1	1-1,5	1,5-2,5	>2,5
H/D	0,15	0,12	0,10	0,08-0,1

En el diseño de extractores de disco rotatorio intervienen dos criterios muy importantes: la capacidad y la velocidad de transferencia de masa; estos dos conceptos están relacionados entre sí y dependen del tamaño de las gotas de la fase dispersa (González & Martin, 1990).

La capacidad o carga de líquido del extractor se expresa como la suma de las velocidades superficiales de la fase continua y la fase dispersa. Para un sistema a ciertas condiciones de operación existe una carga máxima de líquido arriba de la cual aumenta considerablemente el arrastre de la fase dispersa en la fase continua. La carga máxima se determina por la velocidad de caída de las gotas (González & Martin, 1990).

La velocidad de transferencia de masa en un extractor de disco rotatorio es función del tamaño de las gotas y del coeficiente de difusión. Uno de los principales problemas para obtener ecuaciones para el diseño de este tipo de equipos es la dificultad para predecir el diámetro promedio de gota bajo condiciones de transferencia de masa. El diámetro de gota depende de la tensión interfacial, la diferencia de densidad entre las fases, la viscosidad, la

agitación, la velocidad de transferencia de masa y la dirección del flujo. Por otra parte los datos publicados sobre el diámetro de gota y su distribución en procesos de transferencia e masa son muy escasos y limitados a sistemas ideales con alta tensión interfacial. En los procesos comerciales pueden existir cambios considerables en las propiedades físicas durante la extracción, debido a que el coeficiente de difusión puede variar dentro de un rango muy amplio. Debido a esto, deben realizarse pruebas en planta piloto para obtener datos sobre transferencia de masa y eficiencia de estos equipos (González & Martin, 1990).

De las pruebas de planta piloto debe obtenerse la energía de agitación específica $\left(\frac{N^2 * R^5}{H * D^2}\right)$ necesaria para obtener una buena transferencia de masa; así como graficas de la velocidad de deslizamiento contra el factor de potencia $\left(\frac{N^2 * R^5}{H * D^2}\right)$ del solvente como fase continua y como fase dispersa (González & Martin, 1990).

Para el diseño de estos equipos es conveniente expresar la eficiencia de transferencia de masa como la altura equivalente de una etapa teórica (HETS), que también puede obtenerse de pruebas de planta piloto (González & Martin, 1990).

Una vez obtenido el número de etapas y la altura total agitada deben realizarse varias pruebas a diferentes velocidades del rotor, para obtener la relación entre la HETS y el factor de entrada de energía $\left(\frac{N^2 * R^5}{H * D^2}\right)$ (González & Martin, 1990).

Si el equipo opera en forma continua debe utilizarse el factor HTU (altura de transferencia unitaria) en lugar del factor HETS por las diferencias en concentración que existe a lo largo de la columna. Estos dos conceptos están relacionados de la siguiente forma:

$$HETS = \frac{1nF}{F - 1} HTU \quad (5)$$

El HTU es una medida de la transferencia de masa en función de la velocidad del rotor, por lo que es necesario realizar pruebas en planta piloto para diferentes velocidades del rotor y para ambos tipos de dispersión (González & Martin, 1990).

Ya que se han obtenido los datos necesarios en la planta piloto debe diseñarse el equipo tanto para el caso en que el solvente sea la fase continua y elegir de entre ambos el mejor.

Margarita González y Ricardo Martín proponen un algoritmo de cálculo para el dimensionamiento de este tipo de columna realizando pruebas en planta piloto, el cual consiste (González & Martín, 1990):

1. Contar con los siguientes datos: densidad relativa, viscosidad y flujo de la alimentación y del solvente, NÚMERO de etapas de equilibrio, grafica de velocidades contra factor de potencia $\left(\frac{N^2 * R^5}{H * D^2}\right)$ para el solvente como fase continua y como fase dispersa (según datos de planta piloto), grafica de altura unitaria de transferencia de masa contra factor de potencia $\left(\frac{N^2 * R^5}{H * D^2}\right)$ para el solvente como fase continua y como fase dispersa (según datos de planta piloto)

Como en el caso del proyecto la densidad del solvente es mayor que la densidad de la alimentación se toma el solvente como fase continua, para esto los cálculos serían los siguientes:

2. Obtener la velocidad de asentamiento (v°) para el factor de potencia seleccionado a partir de las pruebas de planta piloto.
3. Calcular la relación entre la velocidad de las fases.

$$\alpha = \frac{V_d}{V_c} \quad (6)$$

4. Calcular la velocidad máxima de flujo para la cual no habrá inundación de los platos.

$$V_{cf} = \frac{V^{\circ} e^{-hf}}{\frac{\alpha}{hf} + \frac{1}{1-hf}} \quad (7)$$

5. Calcular la velocidad real del flujo

$$V_c = 0,75 * V_{cf} \quad (8)$$

6. Calcular la velocidad superficial de la fase dispersa

$$V_d = V_c * \alpha \quad (9)$$

7. Calcular el área de la sección transversal y el diámetro.

$$A = \frac{F^{\circ}}{V_c} ; D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} \quad (10)$$

8. Calcular H, S y R según criterios de geometría standard.

9. Calcular la velocidad del rotor

$$N = \left(\frac{0,4 * H * D^2}{R^5} \right)^{1/3} \quad (11)$$

10. Calcular la altura total agitada por iteración.

$$V_c = \frac{V^{\circ} e^{-h}}{\frac{\alpha}{h} + \frac{1}{1-h}} \quad (12)$$

11. Obtener HTU para el factor de potencia seleccionado según pruebas de planta piloto.

12. Calcular el coeficiente de difusión de la fase continua

$$E_c = 0,5 * V_c * H + 0,012 * R * N * H * \left(\frac{S}{D} \right)^2 \quad (13)$$

13. Calcular el coeficiente de difusión de la fase dispersa

$$E_d = E_c \left[\frac{4,2 * 10^5}{D^2} * \left(\frac{V_d}{h} \right)^{3,3} \right] \quad (14)$$

14. Calcular números de Peclet (Pe)

$$\frac{1}{Pec} = \frac{E_c(1-h)}{H * V_c} ; \frac{1}{Ped} = \frac{E_d(h)}{H * V_d} \quad (15)$$

15. Calcular HDU

$$HDU = \frac{H}{Ped} + \frac{H}{Pec} \quad (16)$$

16. Calcular la altura efectiva de transferencia unitaria

$$HTU_{eff} = HTU + HDU \quad (17)$$

17. Calcular la altura total agitada.

$$L = HTU_{eff} * \left(\frac{1nF}{F-1} \right) N^{\circ}q \quad (18)$$

$$F: \text{Coeficiente de extracción} = K \left(\frac{Qa}{Qs} \right)$$

18. Se redondea L y se repiten los cálculos a partir del paso 10, tantas veces como sea necesario para que el valor inicial L tenga un acercamiento suficiente con el valor de L calculada.

19. Al valor de L obtenido se le agrega un 10%

20. Calcular el número de compartimientos.

$$No. \text{compartimientos} = \frac{L}{H} \quad (19)$$

21. El valor obtenido en el paso anterior se aproxima al número entero próximo superior.

22. Se recalcula la altura total agitada utilizando el valor de H y el número de compartimientos del paso 21.

23. Calcular la altura total de la columna: agregar dos metros a la altura total agitada para disponer de altura de asentamiento en las partes superior e inferior de la torre.

24. Calcular la potencia del rotor:

-Se considera para la potencia del rotor un rango de 50 a 200%, $N_{max} = 2N$

-Para la fase continua calcular $\frac{\rho * N_{max} R^2}{\mu}$

-Si $\frac{\rho * N_{max} R^2}{\mu} > 105 \frac{P}{\rho * N_{max}^3 * R^5} = 0,03$ por compartimiento.

-Calcular potencia

$$P = 0,03 * \rho * N_{max}^3 R^5 * No. \text{compartimientos} \quad (20)$$

La potencia así calculada es únicamente para el proceso

Nomenclatura

D: Diámetro.

$E_{c,d}$: Coeficiente de difusión.

F: Coeficiente de extracción.

H: Altura de un compartimento.

HDU: Altura de una unidad de difusión.

HETS: Altura equivalente a una etapa teórica.

HTU: Altura de una unidad de transferencia.

K: Coeficiente de distribución= (Concentración en la alimentación/Concentración en el solvente).

N: Velocidad del rotor.

P: Energía suministrada.

$Pe_{c,d}$: Número de Peclet.

Q: Flujo volumétrico.

R: Diámetro del plato rotatorio.

S: Diámetro de la abertura de las mamparas.

V: Velocidad superficial.

V° : Velocidad de deslizamiento.

α : Relación de fases.

ρ : Densidad.

μ : Viscosidad.

Subíndices

c: Fase continua.

d: Fase dispersa.

eff: Efectivo.

f: Inundación.

De acuerdo a lo anterior se propone un ejemplo para un caso similar del tratado en el proyecto, donde se trata de calcular las dimensiones de un extractor de disco rotatorio a una mezcla de hidrocarburos que contiene 10% de aromáticos que van a ser extraídos con un solvente polar. De cálculos de proceso encontraron que para la extracción de aromáticos se requiere una relación 90:10 en concentración, obteniendo 10 etapas de equilibrio.

Como el cálculo de las dimensiones del extractor es complejo sin contar con una simulación previa en planta piloto, ellos al presentar un caso afín al proyecto se tomara para el diseño conceptual estas dimensiones que se presentan a continuación como punto de partida en el momento que se realice el diseño de detalle de la operación propuesta.

Tabla 15. Cálculo de extractor líquido-líquido tipo disco rotatorio con solvente como fase continua (González & Martín, 1990).

Diámetro (m)	2,1
Altura total (m)	10,9
Número de compartimientos	39
Altura del compartimiento (m)	0,21
Potencia del mezclado (kW)	4,2
Velocidad máxima del rotor (rpm)	59
Velocidad mínima del rotor (rpm)	15
Diámetro del plato rotatorio (m)	1,260
Diámetro de la abertura de las mamparas (m)	1,47

7.3.5.2. INTERCAMBIADORES DE TUBO Y CORAZA

Los intercambiadores de calor de tubos y coraza, son hasta ahora, entre los equipos de transferencia de calor, el más comúnmente usado en la industria química. Las ventajas de este tipo de intercambiador son (Vega Alarcón, 2012):

- Su configuración proporciona grandes áreas de transferencia en pequeños espacios.
- Soporta altas presiones y altas temperaturas de operación.
- Procedimientos de diseño y técnicas de fabricación bien establecidas

El intercambiador consta de una envoltura cilíndrica denominada carcasa (coraza o casco) la cual envuelve a un conjunto de tubos. Un fluido circula por el interior de los tubos y otro

por el exterior de los mismos. Para las dimensiones de los tubos se usan comúnmente de diámetros en el rango de 16 mm (5/8") a 50 mm (2"). Los diámetros pequeños 16 a 25 mm (5/8" a 1") son preferidos para la mayoría de los servicios, obteniéndose así intercambiadores más compactos. Las dimensiones BWG para tubos usados en este tipo de intercambiadores más comunes son los del 10 al 20 BWG (Vega Alarcón, 2012).

Las longitudes preferidas para intercambiadores son 1,83 m (6 ft); 2,44 m (8 ft); 3,66 m (12 ft); 4,88 m (16 ft) y 6,1 m (20 ft). Para un área dada, el uso de tubos largos reducirá el diámetro del intercambiador (Vega Alarcón, 2012).

Los tubos son usualmente dispuestos en forma de un triángulo equilátero o de un cuadrado. El arreglo triangular permite albergar un mayor número de tubos dentro del casco y de mayores coeficientes de película, se emplea con fluidos limpios y cuando la limpieza se realiza con medios químicos.

El arreglo cuadrado se emplea cuando se quiere albergar un menor número de tubos y cuando la limpieza debe hacerse con medios mecánicos. Se emplea con fluidos con tendencia a formar incrustaciones y produce bajas caídas de presión en el lado del casco (Vega Alarcón, 2012).

La distancia recomendada entre centros de tubos, Pt (Pitch), es de 1,25 veces el diámetro exterior del tubo y la mínima distancia entre tubos debe ser 0,25 pulgadas (6,4 mm)(Vega Alarcón, 2012):

Placa fija: fija en el casco y se usa para diferencias de temperatura en los extremos de hasta 90°C (200°F).

Placa de cabeza flotante: Para diferencias de temperaturas mayores a 90°C (200°F), evitando que los esfuerzos térmicos produzcan fracturas.

Placa de tubos en U: Se usan tubos en U para la evaporación y en este caso la placa que sostiene a los tubos en el extremo donde se produce el retorno se denomina placa de tubos en U.

La coraza del intercambiador se construye con tuberías de acero u otro material, con una pared estándar hasta 24" de diámetro. La "British Standard (BS 3274) cubre

intercambiadores con diámetro de coraza desde 150 mm (6") hasta 1067 mm (42"). La TEMA "Tubular Exchanger manufactures association" tiene intercambiadores estándares de hasta 1520 mm (60") de diámetro de coraza (Vega Alarcón, 2012).

El diámetro de la coraza se debe seleccionar de tal manera que se pueda obtener cierto espacio entre el diámetro del conjunto de tubos y el diámetro del interior de la coraza. Su espesor de hasta 610 mm (24") de diámetro, usa la tolerancia dada para las tuberías NPS, y usualmente se usan espesores de 10 mm (3/8") y se construyen a partir de tuberías de dimensiones estándar. Para fluidos muy corrosivos o cuando la presión en el lado de la coraza excede a 2,07 MPa (300 psig) se sugieren los métodos para el cálculo de espesores de estanques y recipientes a presión. La longitud de la coraza es la misma que la de los tubos que protege (Vega Alarcón, 2012).

Las corazas pueden ser de un paso, y si se colocan desviadores longitudinales, pueden ser de dos o más pasos. A mayor número de pasos se obtiene mayor eficiencia térmica, pero su construcción se hace más compleja y aumentan las pérdidas de presión por fricción (Vega Alarcón, 2012).

Los pasos múltiples en el lado de la coraza se encuentran solamente en grandes instalaciones; su uso depende de factores tales como costo, facilidad de limpieza, diferencia de temperatura, corrosión, presión de operación, caída de presión y riesgos (Vega Alarcón, 2012).

Ahora la selección del número de pasos depende de, si es mayor aumentan las velocidades lineales de flujo, por lo que se incrementan los coeficientes de película y por lo tanto el coeficiente total, disminuyendo el área necesaria para la transferencia de calor (disminuye el tamaño). Al aumentar la velocidad disminuye la formación de incrustaciones. A mayor número de pasos los rendimientos térmicos también son mayores (Vega Alarcón, 2012).

Como desventaja se tiene que a mayor número de pasos y al aumentar la velocidad, aumenta la caída de presión por lo que el costo de bombeo aumenta. Así mismo a mayor número de pasos el costo debido a la geometría de la unidad aumenta (Vega Alarcón, 2012).

Demasiadas generalidades sobre estos equipos. Creo que eso no es necesario. Es mejor concentrarse en la aplicación, el diseño hecho.

(Palacio, Tapias, & Saldarriaga, 2005) propone un algoritmo de cálculo para intercambiadores de tubos y coraza basada en el libro de procesos de transferencia de calor de Donald Q.Kern este consiste en:

1. Defina las temperaturas T1, T2, t1 y t2 (T: Caliente, t: frio, 1: entrada, 2: salida) de los fluidos en el proceso. Realice el balance de energía en el equipo, dependiendo de si lo que se aprovecha del fluido es su calor sensible o latente.

$$Q = WC(T1 - T2) \quad (21)$$

Donde

W: Flujo másico del fluido caliente (lb/h)

C: Calor específico del fluido caliente (BTU/lb°F)

2. Calcule la diferencia verdadera de temperatura.

$$\Delta t = LMDT * F_T \quad (22)$$

$$LMDT = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln\left(\frac{T1 - t2}{T2 - t1}\right)} \quad (23)$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} \quad (24)$$

$$S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1} \quad (25)$$

Para hallar F_T se consultaron las figuras 18 a 23 del texto *Procesos de transferencia de calor* de Kern, usando como parámetros R y S.

3. Si ninguno de los fluidos es viscoso en el terminal frio del intercambiador, es decir, las viscosidades no superan 1 cp, si los rangos de temperatura, ΔT y Δt , no exceden 100 °F y si la diferencia de temperatura, Δt , obtenida en el paso anterior es menor de 50 °F, calcule las temperaturas promedio para el estimado de las propiedades, haga $\phi = \frac{\mu}{\mu_w} = 1$, y continúe en el numeral 5. En caso contrario calcule las temperaturas calóricas:

$$T_{av} = \frac{(T1 + T2)}{2} ; t_{av} = \frac{(t1 + t2)}{2} \quad (26)$$

4. Calcule las temperaturas calóricas T_c y t_c

$$T_c = T_2 + F_c(T1 - T2) ; t_c = t_1 + F_c(T2 - T1) \quad (27)$$

Dónde:

F_c : fracción calórica, obtenida de la figura 17 del libro *procesos de transferencia de calor* de Kern, con el valor del factor calórico, K_c y $\Delta t_c/\Delta t_h$

K_c : factor calórico, obtenido de la figura 17 del citado texto de Kern para hidrocarburos o calculando mediante la ecuación:

$$K_c = \frac{(U_h - U_c)}{U_c} \quad (28)$$

Dónde:

U_c : Coeficiente global en el lado frío del intercambiador.

U_h : Coeficiente global en el lado caliente del intercambiador.

Δt_c : Diferencia de temperatura del lado frío del intercambiador.

Δt_h : Diferencia de temperatura del lado caliente del intercambiador.

5. Suponga un valor tentativo para U_D con ayuda de la tabla 8 del citado texto de Kern y calcule la superficie inicial:

$$A_o = \frac{Q}{U_D \Delta t} \quad (29)$$

Si hay un rango para U_D es mejor suponerlo alto ya que esta práctica asegura llegar a la mínima superficie.

6. Defina la configuración del intercambiador:

- a. Seleccione los materiales de los tubos y la carcaza
- b. Especifique el diámetro, la longitud efectiva, el BWG (*Birmingham wire gauge*) y el tipo de arreglo de los tubos.
- c. Estime el número de tubos:

$$Nt_o = \frac{A_o}{a''L_e} \quad (30)$$

Donde a'' es el área exterior de los tubos por unidad de longitud, en $\text{pies}^2/\text{pies}$.

- d. Especifique el diámetro de la carcasa y la cantidad de tubos Nt_o , el diámetro de los tubos, el tipo de arreglo de los tubos y el número de pasos.
7. Calcule el área de transferencia para el intercambiador especificado en el numeral anterior:

$$A = Nt * a'' * L_e \quad (31)$$

A partir del modelo de cálculo anterior se presentan los resultados del diseño del intercambiador para el proceso.

Tabla 16. Datos iniciales (Diseño de intercambiador de tubos y coraza).

Parámetro		Unidades
T1 (Fluido Caliente entrada)	392	°F
T2 (Fluido Caliente salida)	303,8	°F
t1 (Fluido frio entrada)	194	°F
t2 (Fluido frio salida)	266	°F
W (Flujo másico del fluido caliente lb/h)	1.102,29	lb/h
C (Calor especifico del fluido caliente BTU/(lb °F)	0,45	BTU/lb°F
FT	0,71	-
Fc	0,46	-
Uc	30	BTU/h $\text{ft}^2\text{°F}$
Uh	40	BTU/h $\text{ft}^2\text{°F}$
U _D	40	BTU/h $\text{ft}^2\text{°F}$
A''	0,2618	ft^2/ft

Tabla 17. Cálculos diseño de intercambiador de tubos y coraza.

CÁLCULOS		Unidades
Balance de energía (Q)	43.749,9	BTU/h
R	1,2	-
S	0,4	-
LMDT	117,7	-
Δt	83,6	$^{\circ}\text{F}$
Tc	344,4	$^{\circ}\text{F}$
tc	227,1	$^{\circ}\text{F}$
A0	13,1	ft^2
Nto	6,4	-
At	28,7	ft^2
delta tc	72,0	$^{\circ}\text{F}$
delta th	88,2	$^{\circ}\text{F}$
Kc	0,3	-

Tabla 18. Dimensiones intercambiador de tubos y coraza.

Material de tubos y carcasa	SS
Arreglo de tubos	Triangular
NÚMERO de tubos	14
NÚMERO de pasos	6
Diámetro interno de tubos (in)	1,00
Longitud efectiva (ft)	7,83
BWG	14
Diámetro de la carcasa (in)	8

7.3.2.3. CONDENSADOR

En el proceso luego de realizar la separación entre la base lubricante recuperada y el solvente, se quiere recuperarlo para su reutilización en la columna de extracción, de esta manera se toman datos de la literatura para proceder con el cálculo, siguiendo el siguiente algoritmo para un condensador horizontal de tubos y coraza presentado en el libro de la universidad de Antioquia *Métodos y algoritmos de diseño en ingeniería química* (Palacio, Tapias, & Saldarriaga, 2005).

1. Determine el rango de condensación calculando el punto de rocío, T1, y el punto de burbuja, T2, de la mezcla por condensar.

Como no es una mezcla de dos componentes sino del solvente se toma el punto de rocío y de burbuja del furfural.

2. Defina las temperaturas de entrada, t1, y de salida, t2, del fluido refrigerante.
3. Calcule la carga térmica del condensador:

$$Q = W * (H1 - H2) \quad (32)$$

Dónde:

W: Flujo másico del vapor por condensar, en lb/h

H1: Entalpia de la mezcla como vapor saturado a T1, en BTU/lb

H2: Entalpia de la mezcla como líquido saturado a T2, en BTU/lb

4. Calcule el flujo de refrigerante:

$$w = \frac{Q}{c(t2 - t1)} \quad (33)$$

Donde c es la capacidad calórica promedio del fluido refrigerante, en BTU/lb °F.

5. Estime Δt_{av} como la media aritmética de las diferencias de temperatura en los extremos del condensador:

$$\Delta t_{av} = \frac{(T1 - t2) + (T2 - t1)}{2} \quad (34)$$

6. Suponga U_D entre 50 y 100 BTU/h ft² °F

7. Estime el área de intercambio inicial

$$A_o = \frac{Q}{U_D \Delta t_{av}} \quad (35)$$

8. Defina la configuración del condensador:

- a. Elija un paso por la coraza, por donde fluirá la mezcla condensante, y n pasos por los tubos para el fluido refrigerante.
- b. Especifique el diámetro, la longitud efectiva, y el tipo de arreglo de los tubos.
- c. Estime el número de tubos:

$$Nt_o = \frac{A_o}{a''L_e} \quad (36)$$

Donde a'' es el área exterior de los tubos por unidad de longitud, en ft^2/ft

- d. Especifique el diámetro de la carcasa y la cantidad de tubos, más aproximada de la tabla 9 del libro de *Procesos de transferencia de calor* de Kern, entrando con el número de tubos, el diámetro de los tubos, el tipo de arreglo y número de pasos.
9. Calcule el área de transferencia para el intercambiador especificado en el numeral anterior

$$A = Nt * a'' * L_e \quad (37)$$

De acuerdo al modelo anterior se presentan los cálculos realizados y el diseño del condensador horizontal.

Tabla 19. Datos iniciales diseño condensador horizontal.

Parámetro		Unidades
T1 (Punto de rocío)	263,6	°F
T2 (Punto de burbuja)	323,6	°F
t1 (Entrada fluido refrigerante)	46,4	°F
t2(Salida fluido refrigerante)	51,8	°F
W (flujo másico del fluido)	1.616	lb/h
H1 entalpia de la mezcla vapor sat	260,34	BTU/lb
H2 entalpia de la mezcla como liq sat	45,31	BTU/lb
Cp	0,00201	BTU/lb F
UD	100	BTU/h ft^2 °F
a''	0,2618	ft^2/ft

Tabla 20. Cálculos diseño condensador horizontal.

Q (Carga térmica)	347.492,255	BTU/h
w (Flujo refrigerante)	31.923.719,2	lb/h
Δt_{av}	244,5	°F
Ao (Área de intercambio)	14,21	ft^2
Nto (NÚMERO de tubos)	6,93	-
Ar (Área real)	28,71	ft^2

Tabla 21. Dimensiones diseño intercambiador horizontal.

Material de tubos y carcaza	SS
NÚMERO de tubos	14
NÚMERO de pasos	6
Arreglo de tubos	Triangular
Diámetro de tubos (in)	1,00
Longitud efectiva (ft)	7,83
BWG	14
Diámetro de la carcasa (in)	8

7.3.5.3. TANQUE DE DESTILACIÓN FLASH

Para recuperar el solvente tanto para la corriente de extracto y refinado se sigue el siguiente modelo de cálculo para determinar sus dimensiones (Walas, 1990):

1. Calcular la densidad de la fase vapor.

$$\rho_v = \frac{P * \bar{M}}{R * T} \quad (38)$$

Dónde:

P: Presión absoluta

\bar{M} : Peso molecular promedio

R: Constante de gases

T: Temperatura absoluta

2. Calcular la velocidad de ascenso del gas y corregirla

$$\mu = k \sqrt{\left(\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1\right)}; \quad \mu_{act} = 0,75 * \mu \quad (39)$$

Dónde:

K= constante de proporcionalidad (k=0,1 sin demister, k=0,5 con demister)

3. Calcular el diámetro del tanque

$$D = \sqrt{\frac{4 * \dot{m}_v}{\mu_{act} * \rho_v * \pi}} \quad (40)$$

Dónde:

\dot{m}_v : Flujo másico en lb/h del vapor

4. Asumir un tiempo de residencia de 10 minutos para calcular el volumen del líquido

$$V_l = \frac{t_l * \dot{m}_l}{\rho_l} \quad (41)$$

5. Calcular la longitud del tanque

$$L = \frac{4 * V_l}{\pi * D^2 * 0,5} \quad (42)$$

6. Determinar la diferencia L/D, si es igual a 4 las dimensiones permanecen sin cambios, de lo contrario se debe calcular nuevamente la longitud, el volumen del líquido y el tiempo de residencia con las siguientes ecuaciones:

$$L = D * 4 \quad (43)$$

$$V_l = 0,5 * L * \frac{\pi * D^2}{4} \quad (44)$$

$$t_l = \frac{V_l * \rho_l}{\dot{m}_l} \quad (45)$$

A continuación se presentan los cálculos realizados para las dimensiones de ambos tanques de destilación flash.

Tabla 22. Cálculos y dimensiones del V-101.

Parámetro		Unidades
t_l	10	min
\dot{m}_l	2214	lb/h
\dot{m}_v	697	lb/h
\bar{M}	296	lb/mol
P	1,31	Psia
R	10,73	psia*ft ³ /lbmol*R
T	797	R
ρ_l	53,93	lb/ft ³
ρ_v	0,05	lb/ft ³
μ	3,45	ft/s
μ_{act}	2,59	ft/s
D	1,45	ft
V_l	6,84	ft ³
L	8,28	ft
L/D	5,71	-
L	5,80	ft
V_l	4,80	ft ³
t_l	0,12	h
	7,01	min

Tabla 23. Cálculos y dimensiones del V-102.

Parámetro		Unidades
t_l	10	Min
\dot{m}_l	101	lb/h
\dot{m}_v	1.616	lb/h
\bar{M}	100	lb/mol
P	1,31	Psia
R	10,73	Psia*ft ³ /lbmol*R
T	797	R
ρ_l	53,93	lb/ft ³
ρ_v	0,015	lb/ft ³
μ	29,704	ft/s
μ_{act}	22,278	ft/s
D	1,296	ft
V_l	0,311	ft ³
L	0,471	ft
L/D	0,364	-
L	5,184	ft
V_l	3,419	ft ³
t_l	1,834	h
	110,034	min

7.3.5.4. BOMBAS

Para el proceso de extracción son necesarias 8 bombas para impulsar el fluido y dos bombas de vacío para facilitar la extracción del solvente. En este caso se presenta el algoritmo de cálculo realizado para ambos tipos de bombas.

De acuerdo a lo planteado en (Walas, 1990) el diseño de una bomba se realiza de la siguiente manera:

1. Calcular la caída de presión.

$$\Delta p = P_{descarga} - P_{succión} \quad (46)$$

2. Calcular la cabeza de la bomba.

$$\Delta h = \frac{\Delta p}{\rho * g} \quad (47)$$

3. Calcular el caudal del fluido.

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad (48)$$

4. Calcular la potencia de la bomba.

$$\dot{w} = \frac{Q(gpm) * \Delta_p(Psi)}{1.714 * n} \quad \text{o} \quad \dot{w} = \frac{1,67 * Q \left(\frac{m^3}{min} \right) * \Delta_p(bar)}{n} \quad (49)$$

Donde

n: Eficiencia de la bomba

Para la selección de la bomba adecuada, se utiliza la gráfica tomada del *Handbook del ingeniero químico de Perry* (Green & Perry, 1934).

De acuerdo a lo anterior se toma una caída de presión estándar de 380.000 N/m² y una eficiencia de 0,7 que luego en la evaluación económica se determinara si es la más adecuada, las bombas principales seleccionadas se presentan a continuación:

Tabla 24. Parámetros de diseño bomba P-101.

P-101	
Densidad (kg/m ³)	1160
Flujo (lb/h)	231,481
Δh (m)	33,427
Caudal (gpm)	0,399
Potencia (HP)	0,014
TIPO	Bomba centrífuga

Tabla 25. Parámetros de diseño bomba P-102.

P-102	
Densidad (kg/m ³)	869,590
Flujo (lb/h)	2314,815
Δh (m)	44,591
Caudal (gpm)	5,316
Potencia (HP)	0,182
TIPO	Bomba centrífuga

Tabla 26. Parámetros de diseño bomba P-103.

P-103	
Densidad (kg/m ³)	858,650
Flujo (lb/h)	696,649
Δh (m)	45,159
Caudal (gpm)	1,620
Potencia (HP)	0,056
TIPO	Bomba de diafragma

Tabla 27. Parámetros de diseño bomba P-104.

P-104	
Densidad (kg/m ³)	1120,100
Flujo (lb/h)	696,649
Δh (m)	34,618
Caudal (gpm)	1,242
Potencia (HP)	0,043
TIPO	Bomba centrífuga

BOMBA DE VACÍO

Las aplicaciones de vacío en la industria son numerosas y variadas. Una bomba de vacío es un dispositivo empleado para extraer los gases y sustancias en un proceso, producto o sistema (Quiminet, 2011).

Elas trabajan solamente en un rango de PRESIONES limitado, por ellos la evacuación de los sistemas de vacío se realizan en varias etapas, usándose para cada una de ellas una clase de bomba diferente (Quiminet, 2011).

Su funcionamiento está caracterizado por su velocidad de bombeo y la cantidad de gas evacuado por unidad de tiempo. Toda bomba de vacío tiene una presión mínima de entrada, que es la presión más baja que puede obtenerse, y también un límite superior a la salida o presión previa. Si la presión previa aumenta por encima de este valor, el bombeo cesa (Quiminet, 2011).

Las bombas de vacío cuentan con grandes ventajas, como son:

-Alta eficiencia: proporcionan alta eficiencia por su doble cámara, por lo que el desplazamiento se mantiene a vacíos muy elevados y es posible evacuar grandes cantidades de aire o gas en un corto tiempo (Quiminet, 2011).

-Larga vida: por su simplicidad de diseño y construcción y no hay contacto entre sus partes internas (Quiminet, 2011).

-Operación sencilla: están libres de vibración, golpes y trabajan silenciosamente (Quiminet, 2011).

-Opción de construcción: se pueden construir en una amplia variedad de materiales resistentes a los gases o vapores especiales (Quiminet, 2011).

En el proceso de extracción con furfural, es necesario recuperar el solvente, para disminuir los costos de materia prima, por esta razón se propone un sistema de vacío para la recuperación de este tanto en la corriente del refinado como el extracto.

Basado en el siguiente algoritmo para el diseño de un compresor se determinan los parámetros principales y que tipo de bomba es adecuada para esta aplicación.

1. Hallar el flujo volumétrico a condiciones estándar (0°C y 1 atma).

$$V_o = \frac{P_i * V_i * t_o}{P_o * t_i} \quad (50)$$

Donde

P_i = Presión antes del vacío en atma.

V_i =Flujo de entrada en acfm.

t_o =Temperatura estándar (0 °C-273,15 K).

P_o =Presión estándar (1 atma).

t_i =Temperatura antes del vacío en K.

2. Calcular la temperatura de salida.

$$t_2 = t_i * \left(\frac{P_2}{P_i}\right)^a \quad (51)$$

$$a = \frac{k-1}{k}, \quad k = \frac{C_p}{C_v}, \quad C_v = C_p - R \quad (52)$$

Donde

P_2 =Presión de vacío en atma.

k =Constante del gas.

C_p =Calor específico del gas a presión constante.

C_v =Calor específico del gas a volumen constante.

R =Constante de los gases ideales.

3. Calcular el número de etapas.

$$n = \frac{\ln\left(\frac{P_2}{P_i}\right)}{\ln(r)} \quad (53)$$

Donde

r =Relación de compresión.

4. Calcular el flujo volumétrico (scfm) a condiciones atmosféricas (25 °C-298,15 K, 1 atma).

$$V_o = \frac{P_i * V_i * t_o}{P_o * t_i} \quad (54)$$

5. Calcular la potencia de cada etapa.

$$W_s = \left(\frac{scfm * t_i(R)}{8130 * a}\right) * \left[\left(\frac{P_2}{P_i}\right)^a - 1\right] \quad (55)$$

6. Calcular la potencia real.

$$W_R = \frac{W_s}{\eta} (56)$$

Donde

η =Eficiencia del tipo de bomba seleccionada.

De acuerdo al algoritmo anterior se calculan los principales parámetros para la selección de las bombas de vacío requeridas, donde el flujo volumétrico de entrada es tan pequeño que se requiere una bomba que maneje flujos pequeños.

Tabla 28. Parámetros de diseño bomba de vacío (VP-101).

VP-101		Unidades
Vi	0,160	acfm
ti	433,150	K
Pi	0,858	atma
P2	0,004	atma
Po	1,000	atma
Vo (0°C a 1 atma)	0,087	ft ³ /min
Vo (25°C a 1 atma)	0,095	ft ³ /min
Cp	132,696	J/mol K
Cv	124,381	J/mol K
k	1,067	-
T2	309,175	K
a	0,063	
Potencia	0,041	Hp
n	3,882	-
rs	4	-
r	0,250	-

Tabla 29. Parámetros de diseño bomba de vacío (VP-102).

VP-102		Unidades
Vi	0,372	acfm
ti	433,150	K
Pi	0,858	atma
P2	0,004	atma
Po	1,000	atma
Vo (0°C a 1 atma)	0,201	ft ³ /min
Vo (25°C a 1 atma)	0,219	ft ³ /min
Cp	132,696	J/mol K
Cv	124,381	J/mol K
k	1,067	-
T2	309,175	K
a	0,063	
Potencia	0,096	HP
n	3,882	-
rs	4	-
r	0,250	-

Al determinar los parámetros de diseño, se procede a la selección de bomba adecuada, donde se escoge una bomba de vacío rotativa de paletas ya que según los cálculos realizados se necesitan 4 etapas de secuencia de bombas para alcanzar el vacío requerido, lo que con una bomba de este tipo solo se necesita una de estas por línea ya que son especiales para alcanzar un vacío de $9,8 \cdot 10^{-4}$ atm, además son compactas gracias a la integración del motor y el sistema de transmisión.

Los parámetros estándar para este tipo de bomba son:

Tabla 30. Parámetros de diseño estándar para bomba de vacío de paletas rotativas.

Bomba de vacío de paletas rotativas		unidades
Caudal nominal	4	m ³ /h
Vacío limite	2	hpa (mbar)
Potencia nominal del motor	0,1	kW
Velocidad nominal de rotación	3000	min-1
Nivel sonoro (ISO 2151)	59	dB(A)
Capacidad de aceite	0,06	L
Peso aproximado	5,1	kg
Dimensiones (L*W*H)	231 x 133/148 x 141	mm

7.3.6. HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS

Tabla 31. Hoja de especificación de la columna de extracción líquido-líquido.

ETAPA DE EXTRACCIÓN DE COMPUESTOS AROMÁTICOS			
UNIDAD	C-101	HOJA DE ESPECIFICACIONES	FECHA: 31 MARZO 2015
EQUIPO	Columna de extracción de disco rotatorio		
DIMENSIONES	DIÁMETRO (m)	2,1	ALTO (m)
	ORIENTACIÓN	Vertical	
	VOLUMEN (m³)	38	
MATERIAL		Acero inoxidable AISI 316	
CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN		1050 kg/h	
TEMPERATURA DE OPERACIÓN		90 °C	
PRESIÓN DE OPERACIÓN		86,9 kPa	
ELEMENTOS AUXILIARES		Mamparas	
CONDICIONES DE PROCESO- MATERIAS PRIMAS			
Furfural		Concentración 95%	
Base lubricante		Producción re-refinación	
AGITADOR			
TIPO	Mampara	POTENCIA (kW)	4,2
MATERIAL	Acero inoxidable AISI 316	VELOCIDAD MAX (rpm)	59
GEOMETRÍA DE DISEÑO			
NÚMERO DE COMPARTIMIENTOS	39		
ALTURA DE COMPARTIMIENTO (m)	0,21		
DIÁMETRO DEL PLATO ROTATORIO (m)	1,26		
DIÁMETRO DE LA ABERTURA DE LAS MAMPARAS (m)	1,47		

Tabla 32. Hoja de especificación de intercambiadores de calor.

ETAPA DE EXTRACCIÓN DE COMPUESTOS AROMÁTICOS				
UNIDAD	H-101-H-102	HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA: 31 MARZO 2015
EQUIPO	Intercambiador de calor de tubos y coraza			
DIMENSIONES	DIÁMETRO TUBOS(m)	0,0254	DIÁMETRO CARCAZA (m)	0,2032
	ORIENTACIÓN	Horizontal	LONGITUD EFECTIVA (m)	2,38
	BWG	14		
MATERIAL		Acero inoxidable AISI 316		
ARREGLO DE TUBOS		Triangular		
NÚMERO DE TUBOS		14		
NÚMERO DE PASOS		6		
SERVICIO INDUSTRIAL		Aceite térmico (Therminol 55)		
CORRIENTE				
REFINADO		1.310 kg/h Composición		

Tabla 33. Hoja de especificación de tanque de destilación flash V-101.

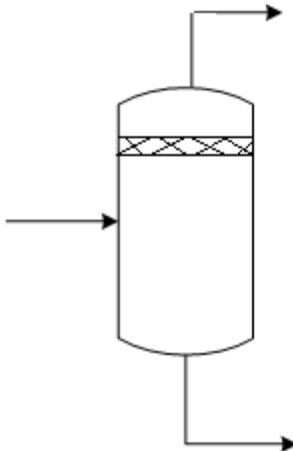
ETAPA DE EXTRACCIÓN DE COMPUESTOS AROMÁTICOS				
UNIDAD	V-101	HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA: 31 MARZO 2015
EQUIPO	Tanque de destilación flash con demister			
DIMENSIONES	DIÁMETRO (m)	0,44	ALTO (m)	1,77
	ORIENTACIÓN	Vertical		
	VOLUMEN(m³)	0,27		
MATERIAL		Acero inoxidable AISI 316		
VOLUMEN DEL LÍQUIDO		0,19 m ³		
TEMPERATURA DE OPERACIÓN		161 °C		
PRESIÓN DE OPERACIÓN		0,2 kPa		
TIEMPO DE RESIDENCIA		7 min		
VELOCIDAD DE ASCENSO		0,79 m/s		
ELEMENTOS AUXILIARES		Demister		
CORRIENTE				
Base lubricante + Furfural		1.310 kg/h		
				

Tabla 34. Hoja de especificación de tanque de destilación flash V-102.

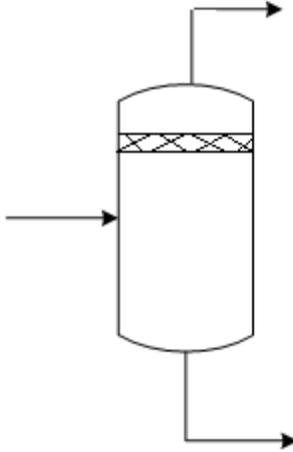
ETAPA DE EXTRACCIÓN DE COMPUESTOS AROMÁTICOS				
UNIDAD	V-102	HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA: 31 MARZO 2015
EQUIPO	Tanque de destilación flash con demister			
DIMENSIONES	DIÁMETRO (m)	0,39	ALTO (m)	1,58
	ORIENTACIÓN	Vertical		
	VOLUMEN(m³)	0,19		
MATERIAL		Acero inoxidable AISI 316		
VOLUMEN DEL LÍQUIDO		0,096 m ³		
TEMPERATURA DE OPERACIÓN		161 °C		
PRESIÓN DE OPERACIÓN		0,2 kPa		
TIEMPO DE RESIDENCIA		110 min		
VELOCIDAD DE ASCENSO		6,8 m/s		
ELEMENTOS AUXILIARES		Demister		
CORRIENTE				
Furfural+ Compuestos aromáticos		190 kg/h		
				

Tabla 35. Hoja de especificación de condensadores de tubos y coraza.

ETAPA DE EXTRACCIÓN DE COMPUESTOS AROMÁTICOS				
UNIDAD	H-103-H-104	HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA: 31 MARZO 2015
EQUIPO	Condensador de tubos y coraza			
DIMENSIONES	DIÁMETRO TUBOS(m)	0,025	DIÁMETRO CARCAZA (m)	0,2
	ORIENTACIÓN	Horizontal	LONGITUD EFECTIVA (m)	2,38
	BWG	14		
MATERIAL		Acero inoxidable AISI 316		
ARREGLO DE TUBOS		Triangular		
NÚMERO DE TUBOS		14		
NÚMERO DE PASOS		6		
ÁREA DE INTERCAMBIO		2,67 m ²		
SERVICIO INDUSTRIAL		Agua a 8 °C		
CORRIENTE				
H-103(FURFURAL)		266 kg/h		
H-104 (FURFURAL)		184 kg/h		

7.3.7. ANÁLISIS ECONÓMICO Y ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

A continuación se presentan las especificaciones del proyecto dentro de la empresa, mostrando la posible localización del proceso, las limitaciones y el comparativo económico entre la base lubricante comercial, la producida actualmente y la obtenida después de la extracción.

Las limitaciones del proceso son básicamente dos: la producción de base lubricante ya que si la refinería se encuentra en mantenimiento la etapa de extracción no podría operar y la consecución del furfural. Además de que la columna de extracción líquido-líquido necesita una corriente de nitrógeno que se gasta 3 m^3 por día que equivalen a 84 m^3 al mes tomando 28 días de producción continúa.

7.3.7.1. Ubicación

La empresa Biochemical Group se encuentra situada en el km 26 de la autopista norte en la vereda San Andrés en Girardota-Antioquia. No es necesaria la ampliación de la empresa para la implementación del proyecto, se propone situarla en la zona de tank farm 2 en la zona de post-tratamiento, debido a que queda contiguo a la etapa de re-refinación permitiendo que el supervisor de planta y operario puedan integrar este proceso a las actividades cotidianas que se realizan en la regeneración de aceites usados.

A continuación se muestran las imágenes de la ubicación del proceso.



Figura 17. Ubicación propuesta del proceso de extracción líquido-líquido.

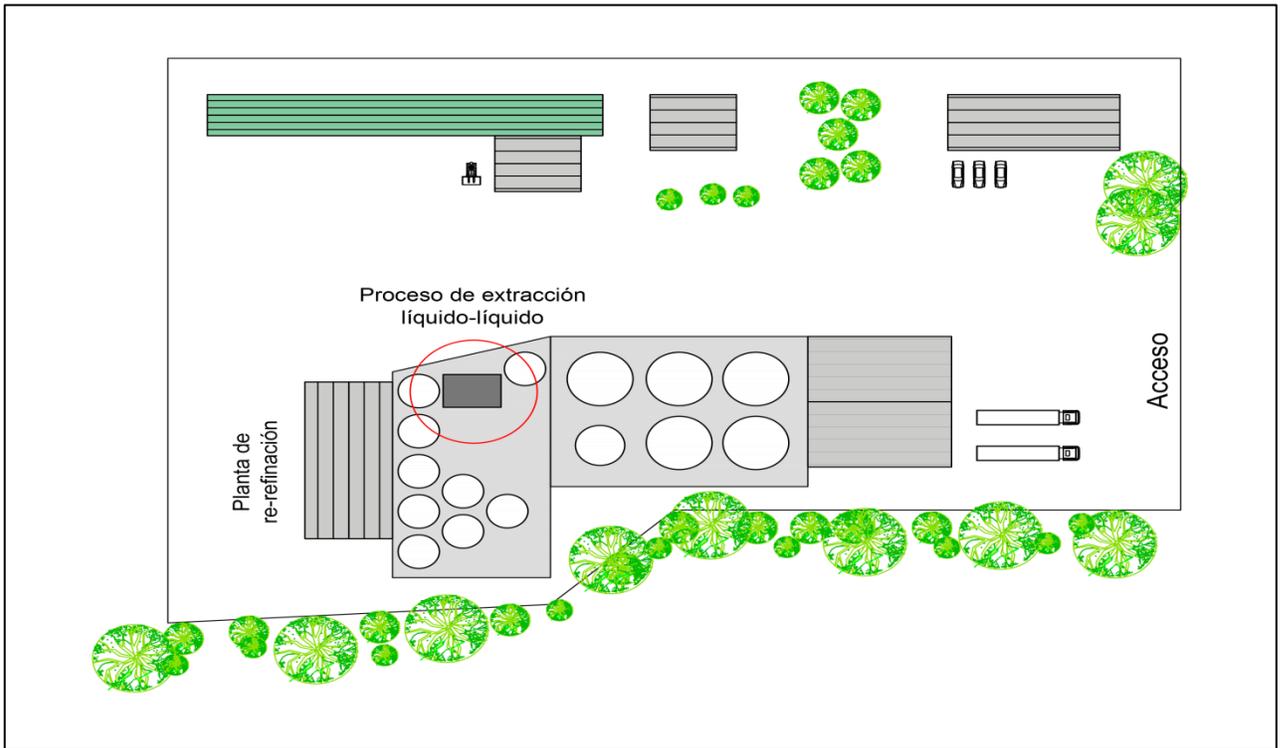


Figura 18. Plano de ubicación de proceso de extracción líquido-líquido.

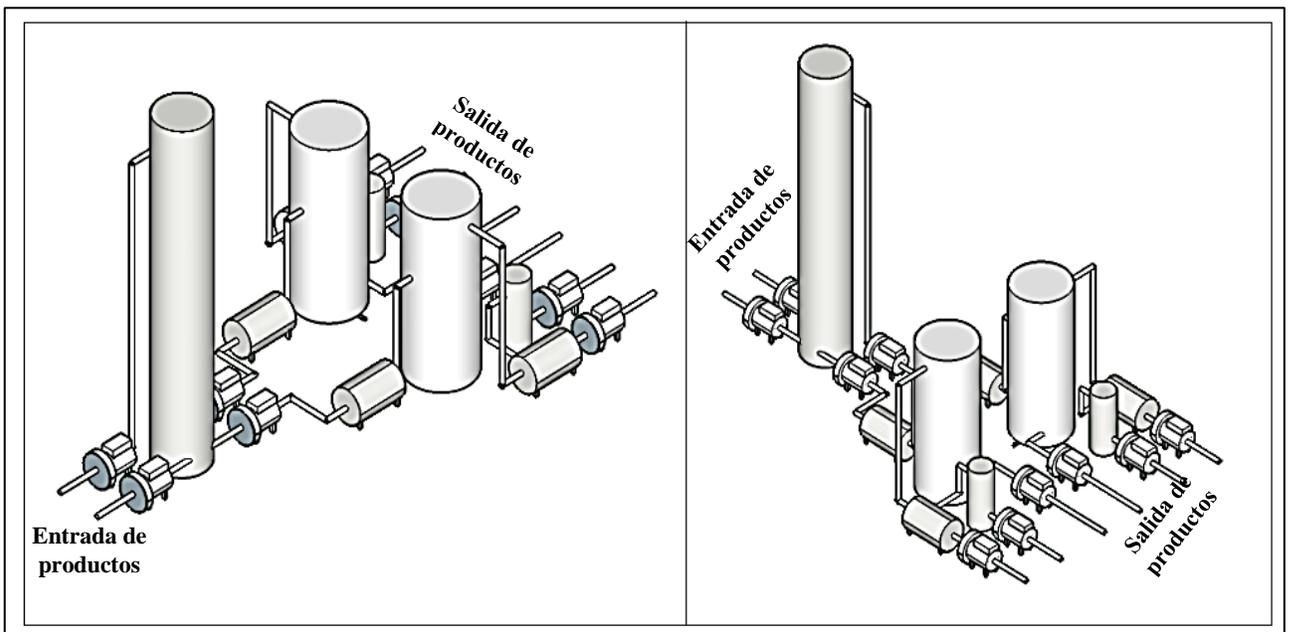


Figura 19. Esquema en 3D del proceso de extracción líquido-líquido.

7.3.7.2. Costos de materia prima

La materia prima que se utiliza es el furfural como solvente y nitrógeno grado industrial como servicio para la torre de extracción líquido-líquido. Debido a que el aceite térmico necesario para el calentamiento de la torre, así como el agua de enfriamiento para los condensadores de la recuperación del solvente se utiliza del proceso de re-refinación, los costos de materia prima, y servicios industriales se reducen.

-Furfural

El furfural es un aldehído industrial derivado de varios subproductos de la agricultura, maíz, avena, trigo y aserrín. En Colombia no existe su producción, pero el país más cercano que lo produce como opción de compra es Argentina, y lo obtienen con el grado de pureza que las refinerías necesitan para la extracción de compuestos aromáticos.

Para la extracción en el proceso planteado de acuerdo a la relación solvente-base lubricante recuperada que remueve mayor cantidad de compuestos aromáticos, se necesita un 50% del volumen de entrada de la base lubricante, o sea 1.333 kg/h (320 gal/h), lo se puede comercializar en camión- cisterna de 28 ton, tambores metálicos de 250 kg, cisternas de 1000 kg, isotanques de 21 tn, y en buques cisterna (300-400 tn); el packaging utilizado es realizado en acero y en una atmosfera de gas inerte nitrógeno (N₂), libre de oxígeno, para impedir la oxidación durante el transporte, teniendo de esta manera muchas presentaciones de exportación del producto, llegando a alianzas comerciales por su constante consumo.

La obtención de base lubricante actual es 1.050 kg/h lo que mensualmente tomando 28 días de producción continua son 705.600 kg (214.468 gal), necesitando de esta manera 49.385 kg (11.840 gal) de solvente para la extracción, que equivalen a \$ 130.023.037 pesos mensual.

Lo anterior no es un proceso rentable debido a que el solvente, envío y transporte son costosos, por ende se propone un sistema de recuperación por medio de destilación al vacío. Tomando como estimación una pérdida por hora del 5% del solvente en el proceso, equivalente a 2.469 kg (592 gal) cada mes, 29.631 kg/año (7.104 gal/año). De esta manera se recomienda realizar una compra inicial para el primer mes de 2 tractomulas de 10.000

galones; que alcanza a reponer por 8 meses el 5% de pérdida diaria, durante un año de producción continua.

De acuerdo a las consideraciones anteriores se muestra el resumen de los costos de materia prima.

Tabla 36. Costos de materia prima.

COSTOS DE MATERIA PRIMA			
	CANTIDAD (Kg/mes)	COSTO UNITARIO (COP\$/Kg)	COSTO TOTAL
FURFURAL	49.385	\$ 2.427	\$ 119.857.395,00
ENVIO		\$ 206	\$ 10.173.310
TOTAL			\$ 130.030.705
PERDIDA	2.469	\$ 2.427	\$ 5.992.263
ENVIO		\$ 206	\$ 508.614
TOTAL			\$ 6.500.877
NITROGENO (GRADO INDUSTRIAL m3)	84	\$ 5.565	\$ 467.460

7.3.7.3. Costos de operación

Los costos de operación que se evaluarán en este caso son los costos energéticos, eléctricos y de acueducto. Los costos de mano de obra directa se excluyen ya que al ser una etapa de la re-refinación no es necesario tener más personal en esta ampliación.

En los costos energéticos se encuentra el aceite térmico necesario para mantener a 90 °C la columna de extracción, así mismo el flujo de los intercambiadores de calor y las columnas de destilación flash, donde la re-refinería actualmente utiliza como sistema de calentamiento una caldera que usa como combustible gas natural que actualmente gasta 27.348 m³ al mes (27.741.051 \$/mes), estimando un aumento del 10% del consumo mensual de este combustible, los costos se aumentarían \$ 2'774.105 al mes.

Ahora en los costos eléctricos se incluyen: la columna de extracción que está provista de un agitador con una potencia aproximada de 4,2 kWh operando en continuo, 28 días al mes. Aporta \$907.373 pesos al mes extra al consumo de la re-refinación.

Las bombas del proceso aportando 0,3628 kWh en conjunto equivalente a \$ 78.393 pesos al mes, además de la potencia que usa el compresor para el aire que permite el movimiento de las válvulas que controlan el proceso.

El chiller para enfriar el agua de servicio de los condensadores consume actualmente en el proceso de regeneración de aceites usados 15,59 kWh, para el proceso de extracción no aumentaría su consumo debido a que se diseñaron los intercambiadores de calor con la temperatura de enfriamiento mínima que se utiliza actualmente, lo que no se incluyen en los costos eléctricos.

Para los dos condensadores que intervienen en la recuperación del solvente, se debe utilizar un volumen aproximado de 14.481 m³/h de agua, pero como se posee un chiller con sistema de recuperación de agua, y esta agua es tratada químicamente para eliminar costos de acueducto no se debe reponer en su totalidad, si en el momento se reponen 41,92 m³ al mes, debido a la evaporación de agua o a los mantenimientos de línea, se estima un incremento del 10% de reposición de acuerdo a los grandes volúmenes de agua por hora que deben ingresar a los condensadores que equivalen a \$4.767 extra al mes.

Los costos de manufactura para esta etapa son:

Tabla 37.Costos de manufactura del proceso.

ENERGÉTICOS			
	CANTIDAD (m³/mes)	COSTO UNITARIO (COP \$/m³)	COSTO TOTAL
GAS NATURAL	2.735	\$ 1.014	\$ 2.774.105
ELÉCTRICOS			
	CANTIDAD (kW/mes)	COSTO UNITARIO (COP \$/KW)	COSTO TOTAL
BOMBAS	244	\$ 321	\$ 78.393
AGITADOR COLUMNA DE EXTRACCIÓN	2.822		\$ 907.373
ACUEDUCTO			
	CANTIDAD (m³/mes)	COSTO UNITARIO (COP \$/m³)	COSTO TOTAL
CONDENSADORES	\$ 4	\$ 1.137	\$ 4.767
TOTAL			\$ 3.764.639

7.3.7.4. Costos de capital

Se eliminan los costos de terreno ya que la empresa cuenta con un espacio disponible para esta construcción, y se toman valores de equipos usados para disminuir el costo de compra, además la torre de extracción puede ser construida por los ingenieros de la empresa reduciendo aún más estos costos.

Tabla 38. Costos de capital del proceso de extracción.

COSTOS DE CAPITAL (COP)			
EQUIPOS	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
COLUMNA DE EXTRACCIÓN	1	\$ 169.000.000	\$ 169.000.000
TANQUE CON DEMISTER	2	\$ 1.600.000	\$ 3.200.000
INTERCAMBIADORES DE CALOR	4	\$ 15.210.000	\$ 60.840.000
BOMBAS	9	\$ 2.028.000	\$ 18.252.000
BOMBAS DE VACÍO	2	\$ 900.000	\$ 1.800.000
TOTAL			\$ 253.092.000
MONTAJE Y CONSTRUCCIÓN	1	\$ 10.000.000	\$ 10.000.000
INSTALACIÓN Y TUBERIAS	1	\$ 15.000.000	\$ 15.000.000
TOTAL			\$ 25.000.000

7.3.7.5. Ventas anuales

Las ventas anuales proyectadas son basadas para competir con la base lubricante nafténica media que es la más parecida a la base lubricante recuperada en el proceso de re-refinación, si esta base lubricante comercial es vendida a \$ 5.724 el galón sin IVA, según las tablas aproximadas de ECOPETROL en el 2015.

La base lubricante después del proceso de extracción al mejorar las propiedades de color, olor, composición, porcentaje de azufre y micro carbón residual se puede vender a \$5.500 el galón sin IVA, considerando la competencia directa con la base comercial, aumentando la demanda anual un 3% y el precio de venta de acuerdo a lo que estipule ECOPETROL cada actualización de precio considerando el 1,5 % para el aumento del precio en este caso,

y partiendo de las ventas históricas para el 2015 se obtendría la siguiente estimación partiendo de la ganancia de \$ 800 por galón vendido después de mejorar sus propiedades.

Tabla 39. Ventas anuales de base lubricante recuperada.

VENTAS ANUALES			
AÑO	DEMANDA (gal/año)	PRECIO (COP/gal)	VENTAS ANUALES TOTALES (COP)
2015	705.660	\$ 5.500	\$ 3.881.130.000
2016	726.830	\$ 5.583	\$ 4.057.527.359
2017	745.001	\$ 5.666	\$ 4.221.350.026
2018	763.626	\$ 5.751	\$ 4.391.787.033
2019	782.716	\$5.837	\$4.569.105.434

7.3.7.6. Ingresos anuales

Para determinar los ingresos anuales se consideran los gastos de manufactura y materia prima.

Pero para este primer año no se obtienen ganancias, sino pérdidas, lo que se deben incrementar las ventas para el próximo año o realizar un estudio de eliminación de costos..

Tabla 40. Margen de ganancia para el año 2015.

INGRESOS ANUALES	
MARGEN DE GANANCIA AÑO 2015 (COP)	
COSTO TOTAL ANUAL DE MATERIA PRIMA	-135.640.225
COSTO TOTAL ANUAL DE MANUFACTURA	-45.175.663
COSTO DE CAPITAL	-278.092.000
INGRESO ANUAL POR VENTAS	564.528.000
MARGEN DE GANANCIA AÑO 2015	105.620.112

7.3.7.7. Cálculo de VPN y TIR

A continuación se realiza el cálculo del valor presente neto, y la tasa interna de retorno para la relación óptima según el programa estadístico Stat Graphics 50-50(Furfural- Base lubricante rcuperada).

Tomando una tasa de impuestos de 35 %, un costo de capital del 10% y la depreciación de los equipos a 10 años.

Tabla 41. Flujo de caja para puesta en marcha del proceso de extracción líquido-líquido.

	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Ingresos	0	564.528.000	581.463.840	598.907.755	616.874.988	635.381.237
Egresos	0	128.795.707	129.439.686	130.086.884	130.737.319	131.391.005
Depreciación	0	25.309.200	25.309.200	25.309.200	25.309.200	25.309.200
Utilidades antes de impuesto (U.A.I)	0	410.423.093	426.714.954	443.511.671	460.828.469	478.681.032
Impuestos	0	143.648.082	149.350.234	155.229.085	161.289.964	167.538.361
Utilidades después de impuesto (U.D.I)	0	266.775.010	277.364.720	288.282.586	299.538.505	311.142.671
Inversiones	-458.907.888	-5.000.000	-5.000.000	-5.000.000	-5.000.000	-5.000.000
Flujo efectivo	-458.907.888	287.084.210	297.673.920	308.591.786	319.847.705	331.451.871
Tasa interna de retorno (TIR)	59%					
Valor presente neto (VNA)	\$ 640.186.053					

De acuerdo al flujo de caja calculado, es un proyecto económicamente viable ya que se obtiene una tasa interna de retorno del 59%, un valor presente neto positivo y la inversión inicial se recupera en el segundo año de puesta en marcha de la operación.

Se aclara que esto solo se cumple si el proceso de regeneración de aceites usados cumple con las demandas de volumen estipuladas y no sufre periodos largos de mantenimiento y paros.

8. CONCLUSIONES.

La base lubricante recuperada sin tratamiento al ser comparada por análisis cromatográfico, y propiedades físicas con la base lubricante comercial nafténica media, reporta una diferencia considerable en cuanto a la composición, debido a que se esperaba un porcentaje mayor de componentes aromáticos en la base lubricante adquirida después del proceso de regeneración de aceites usados. Pero se obtuvo un 9% de compuestos aromáticos en la base lubricante recuperada y un 50% para la base lubricante comercial, determinando que la cantidad de compuestos aromáticos no es mayor que la que posee la base lubricante comercial.

Aunque, solo se pudo evidenciar este 9% de aromáticos después del diseño experimental, ya que se le atribuye este margen de error no reportado por el equipo, a las cadenas extensas de hidrocarburos que esta posee; de acuerdo a la cromatografía de gases arrojada por la corriente de extracto, esta fue la composición más alta extraída después de los ensayos de laboratorio.

Se realizaron los ensayos experimentales basados en un diseño de experimentos para evaluar el desempeño del furfural como solvente para retirar compuestos aromáticos en la base lubricante recuperada, donde los resultados físicos determinaron que el color y el olor de la corriente de refinado cambia considerablemente, especialmente para una relación 50-50 a 30 ° C.

Ahora al evaluar las propiedades de viscosidad, porcentaje de azufre y micro carbón, residual siendo estas las más determinantes en este caso, se mejora la viscosidad del producto en la corriente 7 que utiliza una proporción 10-90 (Furfural-Base lubricante recuperada) a una temperatura de 90° C, el contenido de azufre es menor para la relación 50-50 a 90 °C y para el micro carbón residual se obtuvo un porcentaje más bajo para la proporción 30-70 a 90 °C. Lo que de acuerdo a lo anterior, no es una sola relación la mejor para optimizar todas las propiedades, sino que se debe determinar cuál propiedad, física o química es la que se quiere mejorar considerando las demandas del mercado o de cada cliente que requiera adquirir el producto.

Para evaluar la variable de respuesta planteada, se analizó la relación adecuada que removiera la mayor cantidad de hidrocarburos aromáticos en el software estadístico Stat

Graphics a partir del diseño factorial fraccionado 3^2 , estableciendo que la relación más apropiada es 50-50 a 90 °C.

Con esta relación se procedió a diseñar los equipos, servicios industriales necesarios para su ejecución y sistema de recuperación de solvente, donde la mayoría de ellos se pueden reutilizar de los encontrados en inventario de la empresa, pero de igual manera se calcula el costo de capital con precios de equipos usados, obteniendo un valor aproximado de COP\$ 253.092.000.

El análisis económico del proceso de extracción líquido-líquido, indicó que el proyecto es viable, debido a que se obtiene para esta relación una tasa interna de retorno del 59% y un valor presente neto de \$ 640.186.053, realizando la compra de los equipos iniciales se pagarían a los 2 años con los ingresos anuales, pero se recomienda una búsqueda de mercado más amplia que aumente la demanda considerablemente de la base lubricante, para generar mayores ingresos para las otras áreas del proceso de regeneración de aceites usados.

9. BIBLIOGRAFÍA

- Agencia de protección ambiental de los estados unidos. (Noviembre de 1996). Retrieved from http://webapp1.dlib.indiana.edu/virtual_disk_library/index.cgi/5035611/FID908/Pdfs/sp-mgoil.pdf
- American National Standard. (2005). Retrieved from <http://www.shxf17.com/pdf/ASTMD97-2005.pdf>
- Aramburu, J. A. (abril de 2002). Retrieved from <http://www.inese.es/html/files/pdf/amb/iq/389/08articulo.pdf>
- Aranzabe, A; Ciria, Ignacio. (2013). Retrieved from <http://lubrication-management.com/>
- Ardines, I.A, Fong, A.T, Ruiz, E.E. (2009). *Petróleo y su proceso de refinación*. Panamá.
- Ballesteros, R., & Monsalve, J. S. (2004). Retrieved from <http://repositorio.uis.edu.co/jspui/bitstream/123456789/6195/2/112760.pdf>
- Biegler, L. T., Grossmann, I. E., & Westerberg, A. W. (1997). *Systematic methods of chemical process design*. New Jersey: Prentice-hall.
- Cempre. (s.f.) Retrieved from http://www.cempre.org.uy/index.php?option=com_content&view=article&id=79&Itemid=85
- Convenio de cooperación científica, t. y. (2006). *Manual para el manejo integral de aceites lubricantes usados*. Colombia.
- depuroils.a. (s.f.). Retrieved from <http://www.euskalnet.net/depuroilsa/Riesgosmedioambiente.html>
- Ecología hoy. (25 de Octubre de 2011). *Noticias de Ecología y Medio Ambiente*. Retrieved from <http://www.ecologiahoy.com/hidrocarburos-aromaticos-policiclicos>
- EFIAP. (2 de Septiembre de 1987). Retrieved from <http://www.efiap.com.ar/Descripciones/bombacalorimetraparadestilaciondeazufreencombustibles.html>
- Florez Piedrahita , C. A. (26 de Agosto de 2001). Transformación de los aceites usados para su utilización como energéticos en procesos de combustión. En C. A. Piedrahita, *Escenarios y estrategias* (págs. 28-32). Bogotá.
- Girón, J. B. (1986). Selección de disolventes de extracción para aceites lubricantes. *Tecnología, ciencia y educación*, 21-30.
- González, B., & Martin, C. (1990). Programa para el dimensionamiento de extractores líquido-líquido de disco rotatorio. *Tecnología ciencia y educación-IMQ*, 20-25.

- greatlakesgeartech.com. (s.f). Retrieved from
<http://greatlakesgeartech.com/apollo/colorteststrip.gif>
- Green, D. W., & Perry, R. H. (1934). *Perry's chemical engineers' handbook*. Kansas: McGraw-Hill.
- Gutiérrez, M. A. (2003). Extracción de aceites lubricantes con furfural. Móstoles, Madrid, España.
- IC instrumentación científica. (s.f). Retrieved from
http://www.icientifica.com/Producto_Detalle.asp?PRODUCTO_ID=312&CATEGORIA_ID=127&CATEGORIA_NOMBRE=&SUBCATEGORIA_ID=93&SUBCATEGORIA_NOMBRE=Analizador%20de%20Carb%F3n%20Conradson%20seg%FAn%20ASTM%20D189
- Kern, D. Q. (2003). *Procesos de transferencia de calor*. México: McGraw Hill.
- Ministerio de minas y energía. (Octubre de 2001). Retrieved from
http://www.si3ea.gov.co/si3ea/documentos/documentacion/ure/estudios/EstudiosEficiencia_AceitesUsados.pdf
- Montes Casanova, M. (2 de Mayo de 2006). Re-refinado de aceites usados. Vigo, España.
- Ortega, I. (1996). Retrieved from
<https://www.serina.es/empresas/aecientificos/intereshtml/regeneracionaceites/aceites.htm>
- Palacio, S. L., Tapias, G. H., & Saldarriaga, M. C. (2005). *Métodos y algoritmos de diseño en ingeniería química*. Medellín: Universidad de Antioquia.
- Pohler, J., Mödler, M., Bruhnke, D., & Hindenberg, H. (2005). *Patente nº 2 222 051*.
- Quiminet. (30 de Diciembre de 2011). Retrieved from
<http://www.quiminet.com/articulos/usos-y-aplicaciones-de-las-bombas-de-vacio-2655428.htm>
- Raman, N. S. (2011). *Patente nº US2010243533-A1 ; IN200900584-I1*. India.
- Texaco. (1977). *Patente nº DE1545403-B*. Texas.
- Treybal, R. E. (1986). *Operaciones de transferencia de masa (2 ed.)*. Mexico: McGraw-Hill.
- Turton, R., Bailie, R. C., & Whiting, W. (2008). *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Prentice Hall.
- Universidad Nacional mayor de San Marcos. (2014). *procesosdeseparacion*. Retrieved from
<https://procesosdeseparacion.files.wordpress.com/2014/01/equiposextliq.pdf>
- Vega Alarcón, L. (2012). Retrieved from
http://caaeii.cl/wpcontent/uploads/2012/07/EIQ_303_2012_18_Intercambiadores_de_Calor_de_Tubo_y_Carcasa.pdf
- Vélez de Restrepo, L. (jueves de Agosto de 2004). Corpaúl, con planta de aceites usados. *El Colombiano*.

Walas, S. M. (1990). *Chemical process equipment*. Kansas: Butterworth-Heinemann.