

**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN
DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE PALMA UTILIZANDO EL
SOFTWARE ASPEN ICARUS PROCESS EVALUATOR 2006.5**

CINDY CAROLINA CARRILLO QUIJANO

COD: 2042132



**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2010

**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN
DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE PALMA UTILIZANDO EL
SOFTWARE ASPEN ICARUS PROCESS EVALUATOR 2006.5**

CINDY CAROLINA CARRILLO QUIJANO

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial
para optar el título de Ingeniera Química**

Director

PhD. VIATCHESLAV KAFAROV

Co-director

Ing. DIEGO MARTÍNEZ MERLANO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2010

Dedico este trabajo a Dios agradeciéndole al sentirme bendecida por todos los logros que he alcanzado en mi vida y en la realización de mi proyecto de grado.

A mi mami de la que aprendí a ser una luchadora incansable y de la que he recibido todo el amor y el cariño que me hacen cada día más fuerte.

A mi papi quien con su ejemplo me ha enseñado a ser una mujer digna y trabajadora.

A mi hermanita quien es mi mejor amiga y con la que sé que cuento hasta el final de mis días.

A mis tías y tíos que siempre me han apoyado en cada una de las decisiones de mi vida y me enseñan diariamente a ser mejor.

A mis abuelos quienes me brindan todo su amor y apoyo.

A Jonatan mi novio, quien siempre ha confiado y creído en mí dándome fuerza, afecto y apoyo cuando más lo he necesitado. A Xavi, Nata, Cinthia, Lala, Luchis, Mary, todas las personas de pivu y de la escuela quienes hicieron que estos años en la universidad fueran los mejores.

Cindy Carrillo Quijano

AGRADECIMIENTOS

Agradezco al Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov, a los ingenieros químicos Diego Martínez Merlano y Julian Andrés Quintero S. al CYSYC, a los estudiantes de posgrado del CIDES, por toda su colaboración en la realización de este proyecto.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN.....	13
1. DISEÑO DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL.....	15
1.1 Aspectos importantes.....	15
2. SIMULACIÓN DEL PROCESO.....	21
3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	27
3.1. Comparación de los resultados obtenidos con otros estudios de plantas en Latinoamérica y Colombia.....	27
3.2. Requerimientos energéticos.....	28
3.3 Costos de capital y operativo.....	28
3.4 Costos de equipos e instalación.....	29
3.5 Índices de factibilidad.....	32
3.6 Costos de operación.....	34
3.7 Análisis de sensibilidad.....	34
4 CONCLUSIONES.....	38
5. RECOMENDACIONES.....	39
6. BIBLIOGRAFÍA.....	40
7. ANEXOS.....	45

LISTA DE ILUSTRACIONES

	Pág.
Ilustración 1. Diagrama de bloques para la obtención de biodiesel a partir de aceite de palma.	18
Ilustración 2. Diagrama de Proceso para la obtención de biodiesel a partir de aceite de palma.	19
Ilustración 3. Costos de capital y operativo	29
Ilustración 4. Costo total de los equipos	32
Ilustración 5. Flujos de caja y valor presente neto del proyecto	33
Ilustración 6. Costos de Operación promedio por período	34
Ilustración 7. Costo operativo inicial para los tres casos de costo en la materia prima	35
Ilustración 8. Valor presente neto para los diferentes precios de materia prima.	36
Ilustración 9. Ganancias netas para diferentes costos de materia prima	37

LISTADO DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Ácidos grasos presentes en el aceite de palma.	16
Tabla 2. Información económica utilizada para el análisis del proyecto.	22
Tabla 3. Parámetros de inversión y de costos de operación usados en la simulación.	23
Tabla 4. Aspectos generales, parámetros de operación e instalación y factores de escalamiento del proyecto.	24
Tabla 5. Diferentes plantas de producción de biodiesel en Colombia	27
Tabla 6. Requerimiento de servicios industriales.	28
Tabla 7. Resumen de costos de equipos.	30

LISTADO DE ANEXOS

	Pág.
Anexo 1. Resumen de costos por equipo	45
Anexo 2. Balances de masa y energía	61
Anexo 3. Dimensionamiento de equipos	62

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN TECNICO-ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE PALMA UTILIZANDO EL SOFTWARE ASPEN ICARUS PROCESS EVALUATOR 2006.5*

AUTORA: CINDY CAROLINA CARRILLO QUIJANO**

PALABRAS CLAVES: PRODUCCIÓN DE BIODIESEL, ANÁLISIS TECNICO-ECONÓMICO, SIMULACIÓN DE PROCESOS, ACEITE DE PALMA.

En este estudio se realizó una evaluación económica de una planta de producción de biodiesel a partir de aceite de palma como flujo de alimentación usando el software Aspen Icarus Process Evaluator 2006.5. En la investigación se encontró que el factor más influyente en el costo total del proyecto era el precio de la materia prima coincidiendo con un gran número de estudios desarrollados en diferentes países, por esta razón se realizó un análisis de sensibilidad en donde esta variable se modificó en un rango de 10% a 20% menos que el valor actual, para poder entender el impacto de esta sobre el proyecto. Con el fin de llevar a cabo el análisis económico, la simulación fue hecha en Aspen Hysys 2006.5 para obtener un mínimo de datos necesarios para realizar el dimensionamiento de los equipos y cuantificar los servicios industriales. El equipo más costoso fue la bomba P-102, debido a que esta estuvo en contacto con ácido sulfúrico de alta concentración, fue necesario que el material del que estuviera hecha fuera acero inoxidable. El costo total del proyecto fue de 24.1 millones de dólares, los costos operativos fueron de 79.5 millones de dólares y las ganancias netas después de impuestos para el décimo año fueron de 22.5 millones de dólares. Para concluir algunos índices de rentabilidad fueron determinados como el valor presente neto que dio positivo para el décimo año y la tasa interna de retorno que fue de 27.79%

*Trabajo de grado

**Facultad de Ingenierías Físicoquímicas: Escuela de Ingeniería Química.

Director: Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov Co-director: Diego Martínez Merlano

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL-ECONOMIC EVALUATION OF A BIODIESEL PRODUCTION PLANT USING PALM OIL AS FEED STREAM(FEEDSTOCK), EMPLOYING ASPEN ICARUS PROCESS EVALUATOR 2006.5 SOFTWARE.*

AUTHOR: CINDY CAROLINA CARRILLO QUIJANO**

KEY WORDS: BIODIESEL PRODUCTION, TECHNICAL-ECONOMIC ANALYSIS, PROCESS SIMULATION, OIL PALM.

In this study an economic evaluation for a biodiesel production plant using palm oil as feedstock was performed employing Aspen Icarus Process Evaluator 2006.5 software. In the investigation was found that the most influential factor in the total cost of the project was the raw material price coinciding with numerous studies developed in different countries, therefore, a sensitivity analysis was generated where this variable was modified in a range from 10% to 20% less than the current value to understand the impact in the project. In order to carry out the economic analysis, a simulation was run using Aspen Hysys 2006.5 software to obtain the minimum data needed for sizing the equipment and measuring utility requirements. The most expensive equipment was the pump P-102 due to the presence of high-concentration sulfuric acid requiring stainless steel for its construction. The total cost of the project was 24.1 million of dollars; the operating cost of the plant was 79.5 million of dollars and the net earnings after taxes for the tenth year were 22.5 million of dollars. To conclude, some feasibility indices were determined such as, the net present value which gave positive for the tenth year and the return on investment 27.79%.

*Bachelor degree project

**Physicochemical Engineerings Faculty. Chemical Engineering School Director: Dr.Sc. Viatcheslav Kafarov Co-director: Diego Martínez Merlano.

INTRODUCCIÓN

El desarrollo actual de la industria de biocombustibles surge como solución a problemas como el agotamiento de combustibles fósiles y la contaminación proveniente de su combustión. Es necesario que un combustible alternativo a los tradicionales sea técnicamente factible, económicamente competitivo, ambientalmente aceptable y de fácil acceso. Como opción para reemplazar el diesel tradicional existe el biodiesel, que es un combustible biodegradable, no tóxico y con bajas emisiones en comparación con el diesel derivado del petróleo. Es importante resaltar que la viabilidad de un proyecto se debe en gran parte a su perspectiva económica. Los análisis de tipo económico difieren dependiendo del tipo de aceite vegetal o grasa animal que se use como alimento, del tipo de catálisis empleada, de la relación molar alcohol-aceite, entre otros aspectos. Varios autores han publicado diferentes investigaciones de acuerdo con sus diseños de planta de producción de biodiesel y se han evaluado económicamente mediante los datos técnicos que obtuvieron por medio de diferentes simuladores. Zhang et al. [1] presentó el análisis técnico y económico para cuatro procesos continuos a partir de aceite de canola reutilizado y virgen, para esto empleó el simulador HYSYS™. Por otra parte Zapata et al. [2] evaluó económicamente una planta en donde se usaba aceite de palma virgen como materia prima, y utilizó el modelo económico de Guthrie, que se basa en la relación entre el costo de una planta y el costo de la adquisición de los equipos, además, creó un modelo computacional para realizar la evaluación económica de la planta que se alimenta con aceite de soya. Nelson et al. [3] hizo un estudio económico para una planta con una capacidad económica de 100 000 Ton/año de biodiesel con sebo vacuno y metanol en presencia de catálisis básica.

En este trabajo se desarrollará una evaluación técnica, económica y de sensibilidad de una planta de producción de biodiesel. El desempeño económico de una planta depende de diferentes factores como el costo de capital fijo, el costo

total de manufactura, el precio vigente del biodiesel, etc, estos se calculan basándose en ciertos factores como la capacidad de la planta, el proceso tecnológico, el costo de la materia prima, entre otros. Además, se realizará un estudio de sensibilidad en donde se medirá la magnitud del parámetro más importante y su influencia en la viabilidad económica de la planta. Al realizar esto será posible obtener información para optimizar el proceso de producción de biodiesel a partir de aceite de palma africana, este estudio se realizará con base en los resultados reportados en la simulación de Aspen Hysys 2006.5 que serán importados al simulador Aspen Icarus Process Evaluator (IPE) 2006.5. También, se evaluará el desempeño y confiabilidad del software realizando una comparación con datos reales de plantas de producción de biodiesel en Colombia, y otros estudios realizados en Latinoamérica.

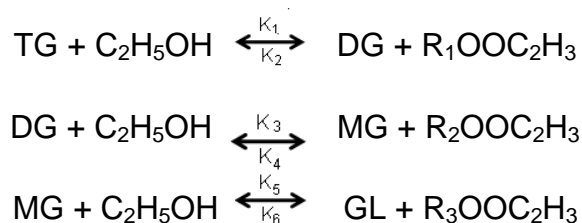
1. DISEÑO DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIODIESEL

En este capítulo se presentan los principales fundamentos que se tuvieron en cuenta para realizar el diseño de la planta.

1.1 Aspectos importantes

Químicamente el biodiesel está conformado por monoalquilesteres de cadenas largas de ácidos grasos, derivados de una fuente renovable como aceites vegetales y animales, éste se produce por medio de la transesterificación en la que participan como reactivos alcohol y aceite en presencia de un catalizador. [4]

El mecanismo de la reacción de la transesterificación en la que se producen los ésteres resultantes (metilésteres o etilésteres según el alcohol utilizado), consta de tres reacciones consecutivas reversibles, partiendo de triglicéridos (TG) y alcohol, formando como productos intermedios diglicéridos (DG) y monoglicéridos (MG) y como producto final ésteres y glicerina (GL) como se muestra a continuación: [5]



En el proceso de transesterificación, existen varios factores que influyen de manera significativa el comportamiento de la reacción. Estos factores se describen a continuación.

- Efecto de los ácidos grasos

Para que la reacción se lleve a cabo de manera conveniente (sin que ocurra la reacción de saponificación), es necesario que haya un valor máximo de 0,5% en

peso de ácidos grasos libres presentes en el aceite. La tabla 1 muestra los ácidos grasos existentes en el aceite de palma, este será objeto de estudio gracias a su disponibilidad y a las políticas del estado que promueven el uso de este cultivo en la producción de biodiesel en Colombia. [6]

Tabla 1. Ácidos grasos presentes en el aceite de palma

Ácido graso		Aceite de palma
Laurico	C12:0	0.1
Mirístico	C14:0	0.7
Palmítico	C16:0	36.7
Palmitoleico	C16:1	0.1
Esteárico	C18:0	6.6
Oleico	C18:1	46.1
Linoleico	C18:2	8.6
Linoleico	C18:3	0.3
Araquídico	C20:0	0.4
Gadoleico	C20:1	0.2
Behénico	C22:0	0.1
Erúcico	C22:1	0.1
Lignócerico	C24:0	0.1
Nervónico	C24:1	0

Fuente: Knothe et al. (2003) [7]

El número de cetano es extensamente usado como parámetro relacionado con el tiempo de retardo de ignición en la combustión y baja formación de humo, a mayor número de cetano en los ácidos grasos, mejores propiedades en el biodiesel. Se ha comprobado que los ácidos grasos como el palmítico y el esteárico son los que tienen un mayor número de cetano, estos son dos de los tres ácidos grasos más representativos del aceite de palma con una composición de 36,7% y 6,6% respectivamente, manifestando un número de cetano de 61 y unas excelentes propiedades para ser utilizado en la producción de biodiesel. [7,8]

- Tipo de catálisis y concentración

Los tipos de catálisis que se emplean regularmente en la producción de biodiesel son ácida y básica, la catálisis básica es mucho más rápida que la ácida. Sin embargo, si el contenido de ácidos grasos libres y agua es alto, es mucho más conveniente utilizar catálisis ácida. Por esta razón, cuando un aceite contiene un alto porcentaje de ácidos grasos libres, algunos estudios recomiendan realizar un pre-tratamiento (esterificación) debido a que de esta manera se disminuye notablemente el porcentaje de ácidos grasos presentes sin ser necesarias altas relaciones molares aceite-alcohol, ni largas horas de reacción. [9, 10] Los catalizadores ácidos más usados son: ácido fosfórico, ácido clorhídrico y ácido sulfúrico, y los básicos: hidróxido de sodio, metóxido de sodio e hidróxido de potasio. [9]

La catálisis básica se lleva a cabo generalmente usando como catalizador el hidróxido de sodio (NaOH), este debe ser usado junto a etanol o metanol (es más usado el etanol debido a que es menos tóxico), así como cualquier tipo de aceite sea refinado, crudo o utilizado. Este tipo de proceso se realiza a 60 °C con una relación molar de 6:1 alcohol – aceite, respectivamente, numerosos estudios documentan el rango de conversión de la reacción entre 90-98% en aproximadamente 90 minutos. [10-12]

La catálisis ácida aunque es insensible a la presencia de ácidos grasos libres en el aceite, ha sido ignorada por su relativa baja tasa de reacción, estudios documentan la temperatura de reacción a 65 °C con una relación molar de 30:1 alcohol-aceite para obtener una conversión de 90% en un tiempo aproximado de 69 h. [13]

- Relación molar entre el alcohol y el aceite

La relación estequiométrica de la transesterificación requiere 3 moles de alcohol y 1 mol de glicérido para producir 3 moles de ácido éster libre y 1 de glicerol. La relación molar es asociada con el tipo de catálisis usada. La catálisis ácida necesita una relación 30:1 alcohol-aceite, mientras que la básica requiere una

relación 6:1 alcohol-aceite. Aunque estas condiciones pueden variar de acuerdo al tipo de aceite y a las condiciones de reacción. [10]

Teniendo en cuenta los anteriores parámetros y además que la locación de la planta será en Sabana de Torres, en el departamento de Santander, se diseñó la planta de producción de biodiesel de acuerdo con las siguientes suposiciones: la materia prima fue aceite de palma debido a que este es el que se produce en mayor cantidad en la región. Gracias a que este aceite tiene un alto porcentaje de ácidos grasos libres (3%), se realizó un pre-tratamiento con ácido sulfúrico como catalizador, la transesterificación se realizó por medio de catálisis básica usando como catalizador el hidróxido de sodio, el alcohol que se utilizó fue etanol debido a que es menos tóxico que el metanol y la relación molar etanol-aceite fue de 6:1.

A continuación se muestra el diagrama de bloques que se utilizó para realizar la simulación en Aspen Hysys 2006.5

Fue necesario acomodar este diagrama de bloques en la simulación en Aspen Hysys 2006.5 adicionando algunos componentes como bombas, mezcladores,

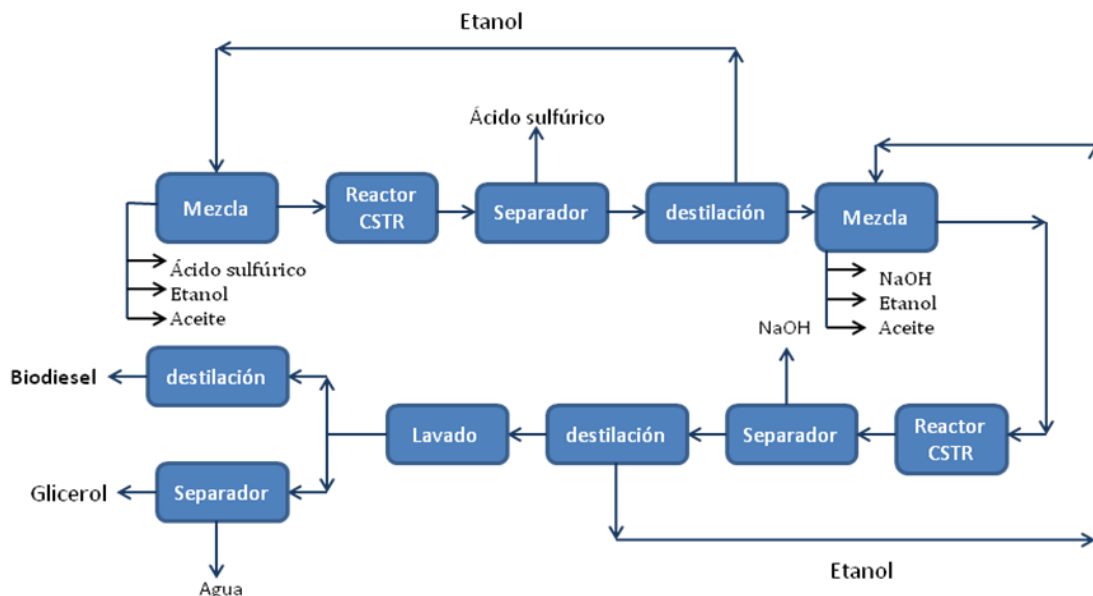


Ilustración 1. Diagrama de bloques para la obtención de biodiesel a partir de aceite de palma. Fuente la autora.

calentadores o enfriadores para adecuar el ingreso de las corrientes a los equipos principales como las torres de destilación y los reactores. [30]

La ilustración 2 muestra el ambiente de simulación en Aspen Hysys y cada uno de los componentes del proyecto, este se realizó teniendo en cuenta investigaciones anteriores, por ejemplo, en términos de pureza y rendimiento del producto, se ha concluido en diferentes estudios que al usar un lavado de agua a 50 °C fue la mejor manera de obtener la pureza más alta (99%) así como un mejor rendimiento (86%) de biodiesel. [14]

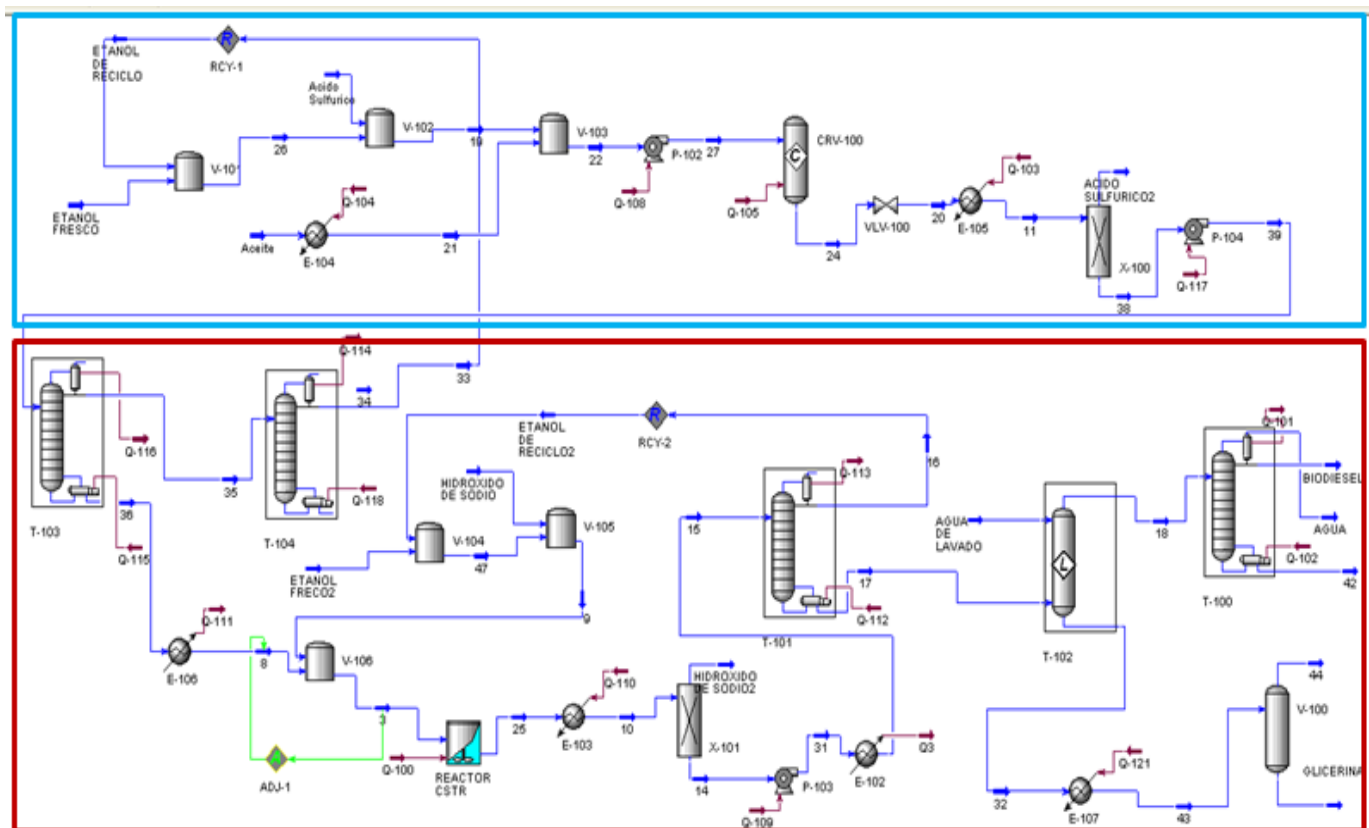


Ilustración 2. Diagrama de Proceso para la obtención de biodiesel a partir de aceite de palma.

Esterificación:

En la ilustración 2 la sección que se encuentra encerrada en un rectángulo azul es la que corresponde a la esterificación, esta comenzó con la entrada de 32 Kg/h de etanol fresco, junto a 80 Kg/h de ácido sulfúrico a un mezclador, la corriente que salió del mezclador fue impulsada por medio de una bomba a un nuevo tanque mezclador, en donde se combinó con aceite de palma para una vez hecho esto entrar al reactor de conversión en donde a una temperatura de 88 °C y a una presión de 304 Kpa se llevó a cabo la esterificación, después fue necesario aumentar la temperatura para que ingresara a un separador en donde por diferencia de temperaturas de ebullición, el ácido sulfúrico y el aceite esterificado se separaron.

Transesterificación:

Después de esterificar y realizar la destilación por medio de dos torres de platos para recuperar y reciclar el etanol que se usó en la etapa de esterificación, se realizó la transesterificación, esta se encuentra encerrada con una línea de color rojo en la ilustración 2, y comenzó con la mezcla del hidróxido de sodio y aceite (pre-tratado) en donde se creó una nueva corriente que se mezcló con etanol fresco (teniendo en cuenta que la relación molar alcohol-aceite fue de 6:1) antes de entrar al reactor continuamente agitado, que se operó a una temperatura de 50 °C y a una presión de 101 Kpa, allí por medio de la reacción se produjo biodiesel y como subproducto glicerina, seguidamente se realizó un calentamiento para preparar la corriente que entró a un separador en donde se retiró el hidróxido de sodio, más adelante se requirió de la presencia de una torre de destilación para recuperar y reciclar el alcohol. Posteriormente se realizó un lavado con agua a 50 °C para asegurar la separación de biodiesel y glicerina, la corriente de biodiesel que estaba acompañada en mayor cantidad por agua, se llevó a una torre de destilación para separar el agua y otros compuestos, simultáneamente a este paso se realizó también se separaron el agua de la glicerina por medio de un separador.

2. SIMULACIÓN DEL PROCESO

A pesar de que se esperan algunas diferencias entre la simulación de procesos y los resultados de la operación real, cada vez son más los simuladores que pueden proveer información confiable acerca de la operación de procesos gracias a sus diferentes paquetes termodinámicos, enormes librerías y técnicas de cálculo avanzadas. Para este estudio se utilizaron los simuladores Aspen Hysys 2006.5 y Aspen Icarus Process Evaluator (IPE) 2006.5 desarrollados por AspenTech.

Este capítulo se enfoca en la descripción del manejo de Aspen IPE debido a que éste fue el centro del estudio realizado y no se centra en Aspen Hysys ya que este fue tomado como una base teórica para realizar la simulación en Aspen IPE.

El procedimiento desarrollado en Aspen Hysys principalmente consistió en incluir y definir las propiedades químicas y físicas de los componentes, la selección de los modelos termodinámicos, así como de las unidades de operación y la creación de las condiciones de entrada (temperatura, presión, flujos, entre otras condiciones). Debido a que fue necesario puntualizar los flujos de alimentación se escogieron los dos tipos de ácidos grasos que se encuentran en mayor proporción en el aceite de palma, estos son el oleico con fórmula molecular $C_{18}H_{34}O_2$ (43,1%) y el palmítico con fórmula molecular $C_{16}H_{32}O_2$ (36,7%). Como estos no se encontraban directamente como componentes se utilizó la herramienta Hypo-Manager para construirlos y poder simular el flujo de entrada, los paquetes termodinámicos utilizados fueron el NTRL y el UNIQUAC, esto se realizó para tener en cuenta la diferencia de polaridades en los componentes.

La evaluación económica se basó en las siguientes suposiciones: (1) El proceso tiene una capacidad de producción de 80 000 Ton/año. (2) El aceite de palma está libre de agua así como de impurezas sólidas. (3) El precio del aceite de palma no incluye el transporte de la materia prima a la planta. (4) En la simulación la eficiencia de las bombas fue de 75%. (5) Los costos de la materia prima se encuentran en la tabla 2. (6) Todos los valores económicos se encuentran en dólares [US\$] y con una tasa de cambio de 1818,15 pesos/US\$. (7). La

simulación hecha en Aspen Hysys provee los balances de masa y energía y las condiciones de operación para cada equipo estos se encuentran en el anexo 2 y 3.
 (8) La simulación realizada en Aspen IPE provee la dimensionalización de los equipos.

Tabla 2. Información económica utilizada para el análisis del proyecto.

Descripción	Unidad	Precio
Aceite de palma	US\$/Ton	880
Etanol ²	US\$/Ton	210
Ácido sulfúrico ²	US\$/Ton	70
Hidróxido de sodio ²	US\$/L	33.13
Biodiesel ³	US\$/m ³	948
Glicerina ²	US\$/Ton	1200
Electricidad	US\$/KWh	0.08
Agua de enfriamiento	US\$/m ³ h	0.79
Vapor (690 Kpa)	US\$/Ton	8.18
Operario	US\$/h	4.12
Supervisor	US\$/h	7.63

Fuente: Autora

¹ Precio para el Aceite de Palma, creado mediante la Ley 101 de 1993, Capítulo VI, y organizado por el Decreto 2354 de 1996, modificado luego por el Decreto 130 de 1998. Actualizado: 1-83-2010.

² Promedio del costo de producción en Colombia.

³ Herrera B., Leyva S., Ortiz V., Cárdenas V., Garzón E., Biocombustibles en Colombia, Unidad de planeación minero energética, Ministerio de minas y energía 2009.

La producción de biodiesel a partir de aceite de palma se llevó a cabo como un proceso compuesto por dos etapas principales: Pre-tratamiento o Esterificación y transesterificación.

La evaluación económica se hizo en el evaluador de procesos Aspen Icarus Process Evaluator (IPE) 2006.5 (Aspen Technologies, Inc., EUA), que permite realizar diseños específicos, detallados, análisis de inversión y cronogramas, a partir de la información obtenida como los resultados de una simulación de un proceso. Este evaluador posee una interfaz con el paquete Aspen Hysys que permitió transferir los resultados de la simulación en la cual se trabajó. A continuación en las tablas 3 y 4 se muestran algunos de los parámetros que fueron usados en la simulación.

Tabla 3. Parámetros de inversión y de costos de operación usados en la simulación

Parámetros de inversión	
Descripción de período	año
Número de semanas por período	52
Número de períodos para análisis	20
Tasa de impuesto (%/período)	35
Tasa de intereses/tasa de retorno (%/período)	20
Vida económica del proyecto (por período)	20
Valor de salvamento (%)	15
Método de depreciación	lineal
Parámetros de costos de operación	
Capital de trabajo (%/período)	5
Suministros de operación (%/período)	25
Costos para laboratorio (%/período)	25
Cargos operativos (%/período)	25
Gastos generales (%/período)	50
Gastos administrativos (%/período)	8

Fuente: Autora

La tabla 3 muestra los parámetros de inversión y costos de operación, en la descripción de período es posible decidir cuantas semanas conforman uno, para este trabajo se escogieron 52 que son las correspondientes a un año, el número de períodos para realizar la evaluación fue de 20 años y la tasa de intereses se tomó de 35% gracias a las normativas estatales acerca de los biocombustibles [15], la tasa deseada de retorno fue de 20% debido a que este valor fue el recomendado por el programa por la ubicación de la planta en Suramérica, el valor de salvamento de 15% corresponde al recomendado por Peter and Timmerhaus [16] y que corresponde al valor que quedaría al finalizar. El método de depreciación escogido para el proyecto fue el de línea recta que indica que el valor de salvamento es sustraído del costo total del proyecto lo que significa que el proyecto se depreciará de forma pareja durante los 20 períodos de duración. [17]

El capital de trabajo corresponde al porcentaje del capital total que se suministrará por período para operar la instalación, hasta que se obtengan las ganancias necesarias para cubrir los costos del período. Incluye activos actuales como dinero en efectivo, cuentas por cobrar e inventarios. Cuando la instalación comienza a generar ingresos estos gastos son cubiertos por la venta de productos, este se tomó como el 5% del costo total de proyecto por período.

Los costos de operación de laboratorio se usan para realizar análisis de producto cada período, los gastos generales se utilizan para cubrir los costos de la operación y mantenimiento, este no debe ser usado para la construcción de las instalaciones únicamente para la operación después del arranque de la planta.

Los gastos administrativos incluyen los salarios administrativos, distribución del producto, costo de ventas entre otros, y se especifica como un porcentaje del subtotal de los costos operativos.

Tabla 4. Aspectos generales, parámetros de operación e instalación y factores de escalamiento del proyecto

Aspectos Generales	
Descripción del proceso	Probado

Complejidad del proceso	Típica
Control de proceso	Digital
Locación del proyecto	sur América
Tipo de proyecto	suelo despejado
Contingencia	10
Tipo de suelo	grava
Código de diseño para tanques	Asme
Parámetros de operación en la instalación	
Tipo de instalación	planta de procesos químicos
Tipo de operación	continuo
Horas de operación por período	8000
Fluidos en el proceso	líquidos y gases
Factores de escalamiento	
Capital de proyecto (%/período)	5
Producto (%/período)	5
Materia prima (%/período)	3.5
Operación y labor de mantenimiento (%/período)	3
Servicios industriales (%/período)	3

Fuente: Autora

Los parámetros de escalamiento indican el aumento que podrían tener el proyecto, los productos, la operación y mantenimiento y servicios industriales con el pasar de un período. Estos valores son los que sugiere el programa debido a que la planta se ubica en sur América.

Después de haber reconocido cada corriente y equipo de Aspen Hysys en Aspen IPE fue necesario revisar equipo por equipo los valores de dimensionalización corrigiendo algún error existente, además se verificó que cada una de las corrientes del proyecto estuvieran especificadas correctamente, en el caso de la bomba y su respectiva tubería que estaba en contacto con ácido sulfúrico fue necesario cambiarle el material del que estaba hecho por acero inoxidable para evitar la corrosión.

Además todos los equipos fueron especificados cumpliendo reglas empíricas y teóricas existentes en la base de datos del programa. Como una permitividad de 0.05 mm de corrosión para los equipos que usaron acero al carbón como material de construcción. [17,18]

Después de que se corrigió cualquier tipo de error y se verificaron los modelos de reconocimiento de los equipos se procedió a realizar la evaluación económica del proyecto, el programa realiza esto exportando los resultados a tres archivos de Excel diferentes.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

La duración de la fase de construcción de la planta fue de 1.3 períodos esto equivale a 68 semanas, además la fase de puesta en marcha después de tener lista la construcción de la planta fue de 0.38 períodos equivalentes a 20 semanas.

3.1. Comparación de los resultados obtenidos con algunas plantas en Colombia.

A continuación la tabla 5 muestra algunas plantas de producción de biodiesel en Colombia, que operan en el programa nacional de biodiesel – retos y perspectivas. En este estudio se encontró que la inversión para la puesta en marcha fue de 24.7 millones de dólares para una capacidad instalada de 80000 Ton/año, al comparar el resultado obtenido con estos se encuentra mayor similitud con la planta Ecodiesel de Colombia que se encuentra en Barrancabermeja y tiene una capacidad instalada de 100000 Ton/año.

Tabla 5. Diferentes plantas de producción de biodiesel en Colombia

Región	Empresa	Capacidad [Ton/año]	Inversión [millones de dólares]	Fecha de inicio
Norte, Codazi	Oleoflores	50000	11	enero de 2008
Norte, Santa Marta	Odin Energy	36000	12	Junio de 2008
Central B/bermeja	Ecodiesel de Colombia	100000	35	Abril de 2009

Fuente: Ministerio de minas y energía, República de Colombia, experiencia durante el primer año de operación del programa nacional de biodiesel en Colombia – retos y perspectivas. [31]

Además de estos datos reales de plantas de biodiesel en Colombia, este estudio también fue verificado por el Centro de investigación e innovación tecnológica en Palma de Aceite, (cenipalma) concordando con los datos que se encuentran allí, lamentablemente por cuestiones de confidencialidad no fue posible publicar esos valores en esta tesis.

3.2. Requerimientos energéticos

Los requerimientos de energía mediante servicios industriales total obtenidos a partir de los resultados de la simulación se encuentran en la tabla 5.

Tabla 6. Requerimiento de servicios industriales

Servicio Industrial	
Agua de enfriamiento [m ³ /h]	537,73
vapor a 690 Kpa [Ton/h]	1,79

Fuente: Cálculos realizados por el software

Estos servicios industriales fueron calculados gracias al módulo de servicios industriales que se encuentra en Aspen IPE, los equipos de los que forma parte este análisis son los intercambiadores E-102, 103, 104, 105, 106, 107 además los calentadores y condensadores de cada una de las torres de destilación.

3.3. Costos de capital y operativo

En la ilustración 3 se muestra el costo de capital y operativo para el proyecto.

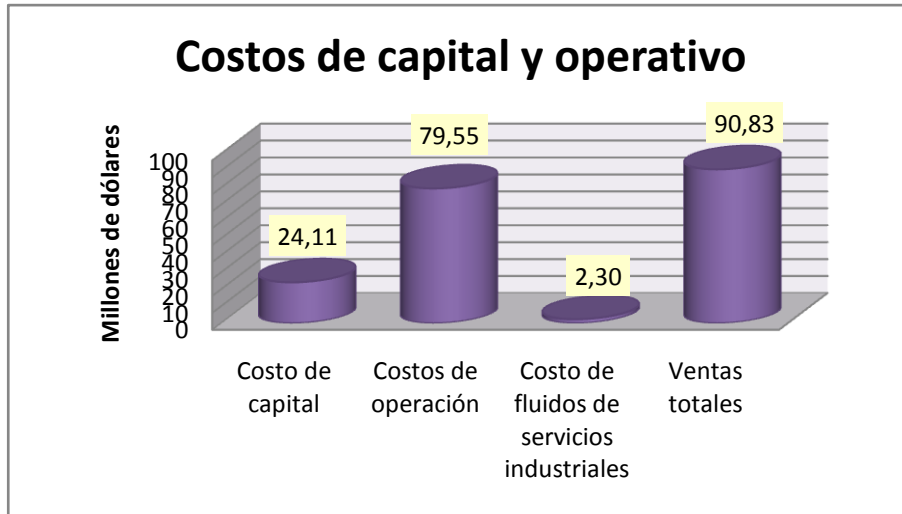


Ilustración 3. Costos de capital y operativo

Fuente: Cálculos realizados por el software

El costo de operación es el mayor de los costos en el proyecto debido a que incluye los costos de la materia prima y de operación de los equipos, este costo fue de 79.55 millones de dólares. El costo de capital es el que incluye todos los gastos necesarios para montar la planta en su parte operativa y fue de 24.11 millones de dólares. El costo de los fluidos de servicio industriales que incluye agua de enfriamiento y vapor de calentamiento a 690 Kpa fue uno de los más bajos con 2.3 millones de dólares. Las ventas totales fueron de 90.83 millones de dólares esto se debe a que los productos que se vendieron en la planta fueron biodiesel y glicerina.

3.4. Costos de equipos e instalación

En el siguiente resumen que se realiza en la tabla 6, se encuentra el costo de cada uno de los equipos y el costo total directo que incluye el transporte la instalación, construcción de bases y soportes, instrumentación, instalación eléctrica, instalación de tuberías, mano de obra, aislamiento y pintura. En el anexo 1 se encuentra específicamente el costo total directo de cada equipo. El costo de los equipos de separación en cada torre de destilación no fueron

incluidos por medio de Aspen IPE debido a que estos son muy bajos en comparación con el resto de los equipos.

Tabla 7. Resumen de costos de equipos

Nombre del componente	Descripción	Costo total directo [US\$]	Costo Equipo [US\$]
Intercambiador T-100 trim	Intercambiador de calor	113800	7800
intercambiador T-103 cond	condensador	60300	1800
intercambiador T-104 cond	condensador	66200	3200
intercambiador T-100 prec	Intercambiador de calor	76500	7900
intercambiador T-101 cond	condensador	72100	8000
intercam T-104 reboiler	rehervidor	68200	3600
V-100	tanque mezclador	190800	41400
V-101	tanque mezclador	153500	23800
V-102	tanque mezclador	174100	36600
V-103	tanque mezclador	226600	66000
V-104	tanque mezclador	206100	56900
V-105	tanque mezclador	206100	56900
V-106	tanque mezclador	217900	66700
CRV-100	reactor CSTR	227200	66100
E-102	Intercambiador de calor	67800	8300
E-103	Intercambiador de calor	60500	2800
E-105	Intercambiador de calor	67100	3300
E-106	Intercambiador de calor	71800	7300
E-107	Intercambiador de calor	72900	8100
P-103	bomba	83700	31800
P-102	bomba	426800	318800
P-104	bomba	75200	30900
REACTOR CSTR	reactor CSTR	226700	74100
T-100-tower	torre de destilación	745600	178300
T-100-cond acc	condensador	149200	17500

T-100-reflux pump	bomba	48000	5200
T-101-tower	torre de destilación	226300	39300
T-101-cond acc	condensador acumulador	141200	15500
T-101-reflux pump	bomba	39600	3900
T-101-reb	rehervidor	155500	23900
T-102-tower	torre de lavado	299700	67300
T-103-tower	torre de destilación	183500	19700
T-103-cond acc	condensador acumulador	108700	14500
T-103-reflux pump	bomba	34200	3900
T-103-reb	rehervidor	156500	27900
T-104-tower	torre de destilación	183300	19800
T-104-cond acc	condensador acumulador	141200	15500
T-104-reflux pump	bomba	34200	3900
E-104	Intercambiador de calor	54400	1100

Fuente: Cálculos realizados por el software

El costo total de adquisición de los equipos fue de 1.38 millones de dólares y el costo directo total fue de 5.93 millones de dólares. El equipo que más contribuyó en el costo total es la bomba P-102 junto con su tubería debido a que esta es la que suministra el ácido sulfúrico en el área de pre-tratamiento y el material del que está hecha es acero inoxidable para evitar la corrosión, esto mismo sucedió en el estudio realizado por Henao et al. [19]. La ilustración 4 muestra la distribución de los costos de los equipos, allí se encontró que la red de intercambiadores de calor ocupa el mayor porcentaje del costo total de los equipos con un 32 %, a diferencia de las bombas que ocupan un 12 %, esto se dio gracias al gran número de intercambiadores de calor existentes, 6 fueron colocados en puntos necesarios manualmente y 12 fueron adicionados por Aspen IPE ya que cada torre de destilación de Hysys es reconocida por Aspen IPE como un arreglo de siete equipos en donde se incluye: la torre, 3 intercambiadores de calor, una bomba y dos separadores uno en el fondo y otro en el tope además los intercambiadores

están contruidos con acero A285C que también es usado en la construcción de calderas.

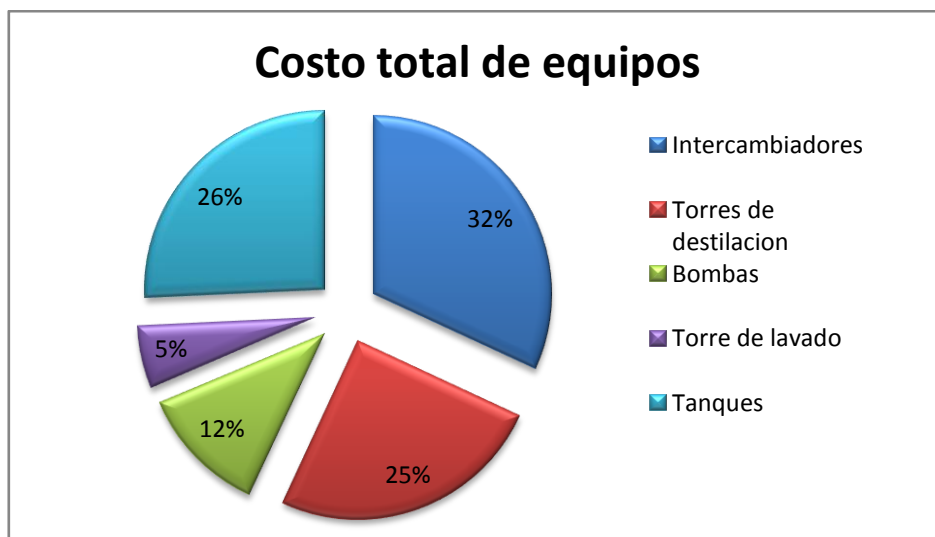


Ilustración 4. Costo total de los equipos

Fuente: Autora

El 26 % de los costos corresponde a los tanques mezcladores debido a que en total son 7 y además requieren de agitadores mecánicos, el material del que se fabricaron fue acero al carbón.

El 25 % del costo total de los equipos fue para las torres de destilación estas tienen un diámetro que oscila entre los 0.94 – 3.81 m y una cantidad de platos entre 8 y 10, el material del que están construidas es A-525 este es acero al carbón que se utiliza para soportar medianas y altas temperaturas y presiones. Finalmente el 5% corresponde a la torre de lavado que se utilizó para hacer más fácil la separación biodiesel-glicerina, esta obtuvo un diámetro de 1.52 m, 9 platos y también fue fabricada con Acero A-525 igual que las torres de destilación.

3.5. Índices de factibilidad

El proyecto obtuvo un índice de rentabilidad de 1.2, al ser mayor a uno indica que el proyecto es viable, un período de pago de la inversión de 9.61 años y un valor presente neto positivo para el décimo año de 1.57 millones de dólares. La tasa

interna de retorno fue de 27.79% al ser mayor que la tasa de interés que se manejó en el proyecto, la cual era de 20% indica que es un proyecto de inversión rentable. [20]

A continuación se muestra la ilustración 5 con los flujos de caja en millones de dólares para el proyecto.

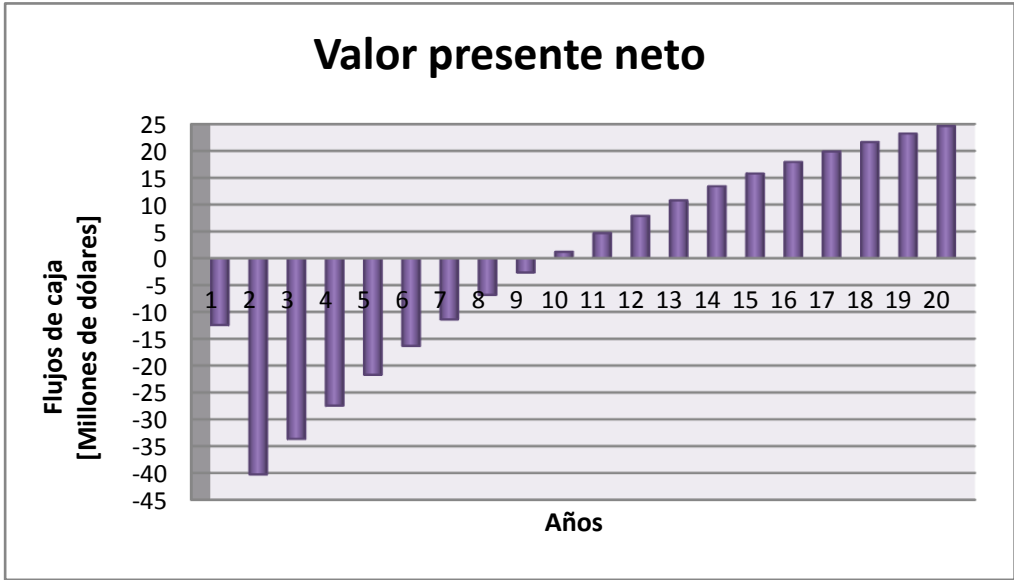


Ilustración 5. Flujos de caja y valor presente neto del proyecto

Fuente: Cálculos realizados por el software

Uno de los índices de rentabilidad más importantes es el valor presente neto, debido a que este es masivamente usado para saber si se debe invertir en un proyecto a largo plazo o no debido a que toma en cuenta el valor del dinero en el tiempo [21]. Este es la diferencia de los flujos de caja que se esperan conseguir de la inversión y la cantidad que se invirtió inicialmente. En la gráfica se pudo observar que el corte con el eje x fue a los 9.6 años, esto indica que en este valor el flujo de dinero es cero ó que el valor de inversión inicial y el flujo de dinero para ese período será igual, lo que indica que en ese momento no existen ganancias o deudas y que a partir de esa fecha se empezarán a obtener beneficios del proyecto. [22]

3.6 Costos de operación

La ilustración 6 resume los resultados de los costos de operación en la planta.

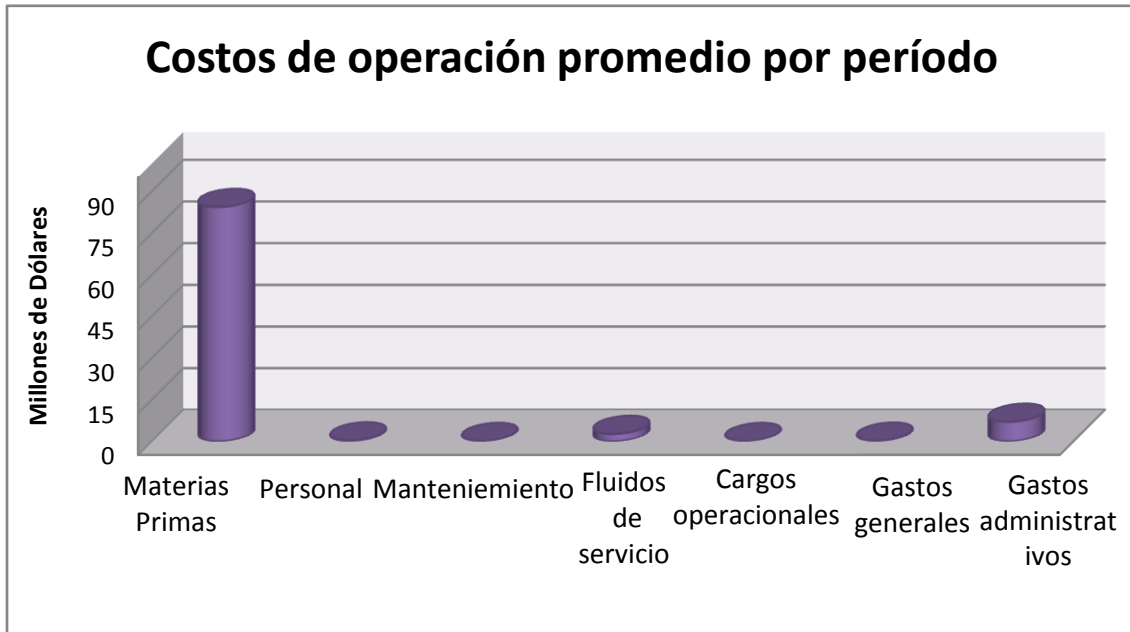


Ilustración 6. Costos de Operación promedio por período

Fuente: Cálculos realizados por el software

Es fácil notar que la variable que más influye en los costos de operación es la materia prima, siendo el aceite de palma el más costoso. Diversos estudios específicamente establecen que un porcentaje entre 60 y 85 % del total del costo de la producción de biodiesel pertenece a la materia prima, en este estudio se estableció que el aporte del costo de las materias primas fue de 89 % [23,24].

3.7 Análisis de sensibilidad

Debido a la gran importancia de la variable costo de materia prima (porque gracias a ésta la producción de biodiesel es mucho más costosa que la del diesel [25]), se realizó un análisis de sensibilidad en donde se varió el precio de la materia prima

en los valores de 10 a 20 % menos del costo actual para poder entender que sucedería con el costo del proyecto en estos casos.

A continuación, la ilustración 7 muestra la diferencia de costos operativos para un rango entre 0, 10 y 20% de descuento en el costo de materia prima, como resultado la diferencia en el costo operativo entre el costo de materia prima normal y un costo de materia prima 10% menor es inicialmente de 7.67 millones de dólares y un total acumulado de 214 millones de dólares, para una evaluación económica de 20 años.

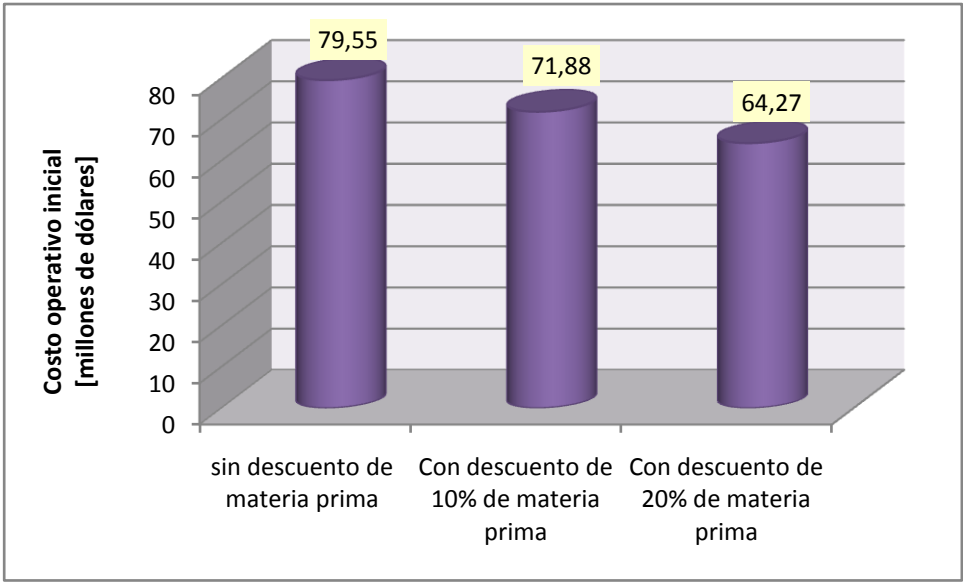


Ilustración 7. Costo operativo inicial para los tres casos de costo en la materia prima

Fuente: Cálculos realizados por el software

Por otra parte la diferencia entre el costo operativo inicial entre un precio normal de materia prima con un descuento de 20% inicialmente es de 15.28 millones de dólares y un total acumulado de 426 millones de dólares para 20 años de evaluación económica.

Esto indica que en ambos casos el ahorro en costos operativos fue de más de 200 millones de dólares por la variación de 10 y 20% en el costo de la materia prima.

Además se encontró que el valor presente neto (ilustración 8) para los tres casos dio bastante diferente, ya se sabía que para el costo regular de materia prima este sería positivo para el décimo año, pero para un descuento de 10% este fue positivo en el séptimo año y para un valor de descuento de 20% fue positivo en el quinto año.

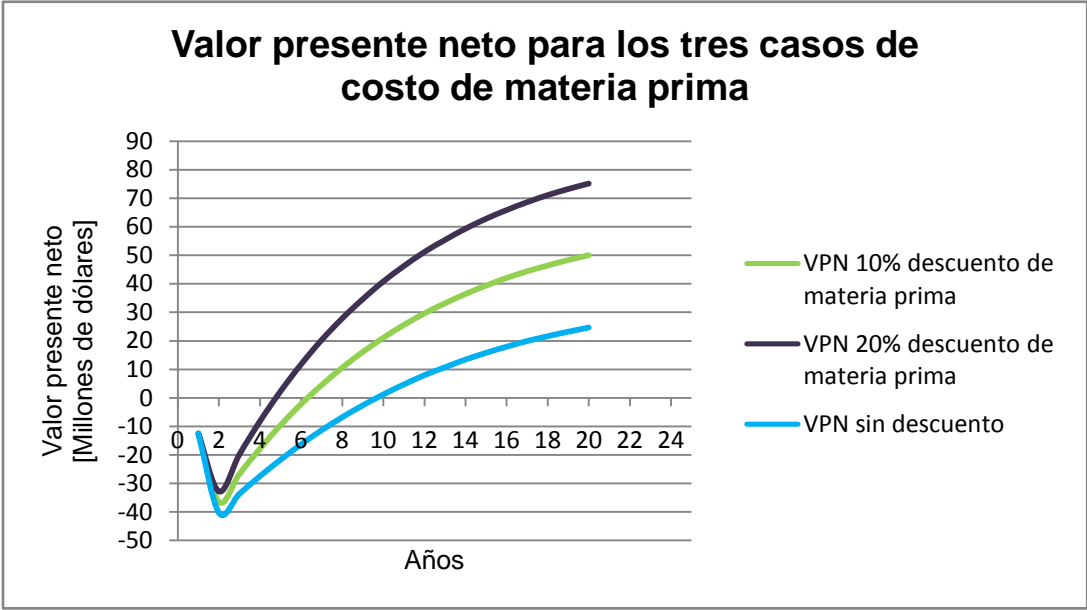


Ilustración 8. Valor presente neto para los diferentes precios de materia prima.

Fuente: Cálculos realizados por el software

La gran diferencia entre los resultados en el valor presente neto que es uno de los indicadores de rentabilidad más importantes en la evaluación de un proyecto a largo plazo, reveló la gran importancia que tiene esta variable debido a su severo cambio con una disminución de 10 y 20%. [21]

A continuación en la ilustración 9 se muestra la grafica que relaciona las ganancias netas de la empresa según y cómo fueron afectadas por el valor de la materia prima.

Es importante destacar que entre los 0 y 3 años de inicio la ganancia neta para los tres casos es casi la misma sin embargo a partir de este año se nota el desfase

que existe entre los tres casos aunque poseen la misma pendiente esto indica que en los tres casos la empresa tiene una rentabilidad notable y que se comportará de manera similar.

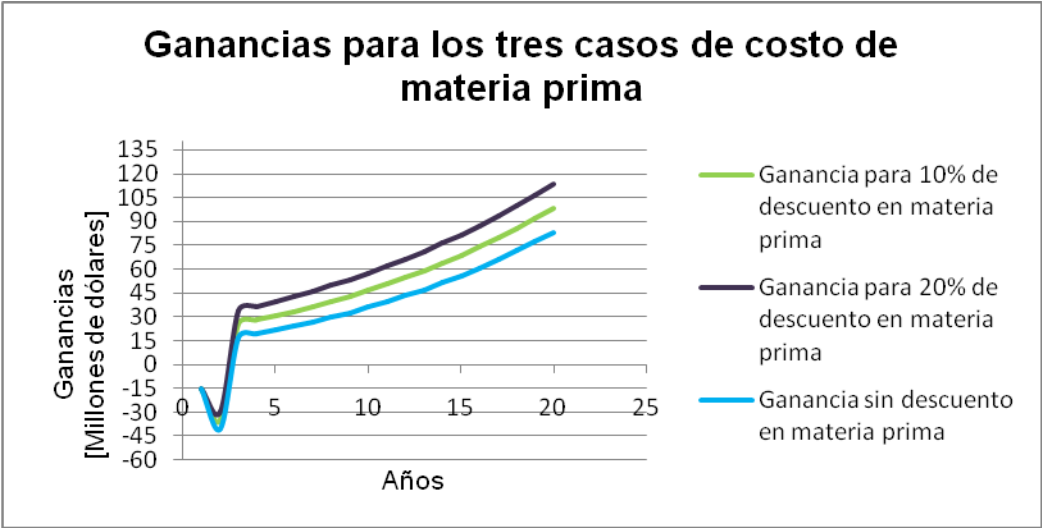


Ilustración 9. Ganancias netas para diferentes costos de materia prima

Fuente: Cálculos realizados por el software

A partir del tercer año las ganancias netas son mayores para el caso en el que la materia prima tiene un costo 20% menor, sucesivamente la que tiene un costo 10% menor y finalmente la que tiene un costo regular.

4. CONCLUSIONES

En este estudio se realizó una evaluación económica de una planta de biodiesel a partir de aceite de palma con una capacidad a instalar de 80000 Ton/año, el costo total del proyecto fue de 24.1 millones de dólares, el costo operativo de 79.5 millones de dólares y el retorno de la inversión en el 9.6 año. Al igual que en diferentes estudios realizados en diferentes evaluaciones económicas en la producción de biodiesel, los costos operativos son mucho mayores que total del costo del capital [1, 26, 29].

Al ser comparados los resultados obtenidos por medio del software con otras plantas de producción en Colombia, y al ser tan cercanos además de contar con la verificación por parte de Cenipalma de los datos obtenidos, se concluye que se debe validar el software como una herramienta muy útil para evaluar un proyecto en su fase inicial, aunque este no tenga una manera concreta de medir el riesgo o la competencia que se genera con el diesel tradicional.

La variable más importante fue el costo de la materia prima y esto se reflejó en el cambio drástico del valor presente neto al disminuir el costo en un 10 y en un 20%.

Una posible razón por la que el costo de la materia prima tuviera un 89% del costo total operativo, se podría atribuir a que el análisis realizado por medio del software no sólo está basado en porcentajes y curvas costo-capacidad, sino en datos reales de diferentes empresas como Capitan Overlay Technologies, Inc, Dow Plastic-Lined piping products, Fisher control International, Honeywell Inc, Jhon Zink company, Victaulic Company of America y Hawke International.

5. RECOMENDACIONES

Se recomienda realizar un análisis de sensibilidad teniendo en cuenta la variable capacidad a instalar. Además sería bastante interesante llevar a cabo un análisis de factibilidad técnico-económico a una planta de producción de biodiesel a partir de aceite de cocina reciclado, debido a que el costo de materia prima sería considerablemente bajo respecto al aceite de palma y además se disminuiría la contaminación por desecho de este tipo de residuos.

Finalmente aunque los requerimientos energéticos fueron uno de los costos más bajos para este proyecto (2.81% de los costos operativos totales), valdría la pena realizar un análisis exergético con el fin de identificar corrientes de masa desperdiciadas y pérdidas de energía. [28]

6. BIBLIOGRAFÍA

[1] ZHANG Y, M.A. DUB, D. MCLEAN, M. KATES Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic assessment and sensitivity analysis. En: Bioresource Technology 90 (2003) 229–240

[2] ZAPATA, CARLOS DAVID, MARTINEZ, IVÁN DARÍO, ERIKA *et al.* Biodiesel production from crude palm oil: 2. Economic assessment. En: dyna rev.fac.nac.minas, jan./apr. 2007, vol.74, no.151, p.83-96. Issn 0012-7353.

[3] R.G. NELSON, S.A. HOWELL, J.A. WEBER. Potential feedstock supply and costs for biodiesel production, En: Bioenergy '94 Proceedings of the Sixth National Bioenergy Conference, Reno/Sparks, Nevada, 1994

[4] L.C. MEHER, D. VIDYA SAGAR, S.N. NAIK. Technical aspects of biodiesel production by transesterification—a review. En: Renewable and Sustainable Energy Reviews 10 (2006) 248–268.

[5] TSUTOMU SAKAI, AYATO KAWASHIMA, TETSUYA KOSHIKAWA. Economic assessment of batch biodiesel production processes using homogeneous and heterogeneous alkali catalysts. En: Bioresource Technology 100 (2009) 3268–3276.

[6] LEY 939 DE 31 de Diciembre de 2004 República de Colombia. Mediante la cual se estimula la producción y comercialización de biocombustibles de origen vegetal o animal para uso en Motores diesel y se dictan otras disposiciones.

[7] KNOTHE, G., MATHEAUS, A.C., RYAN III, T.W. Cetane numbers of branched and straight chain fatty esters determined in an ignition quality tester. En: Fuel 82, 971–975 (2003)

[8] RAMOS M., FERNANDEZ C., CASAS A., RODRIGUEZ L. PÉREZ A. Influence of fatty acid composition of raw materials on biodiesel properties. En: Bioresource Technology 100 (2009) 261–268

[9] FANGRUI M, MILFORD A. HANNAB. Biodiesel production: a review1. En: Bioresource Technology 70 (1999) 1±15

[10] FREEDMAN, B., BUTTERFIELD, R.O., PRYDE, E.H., 1986. Transesterification kinetics of soybean oil. En: J. Am. Oil Soc. Chem. 63, 1375–1380.

[11] KARMEE K y CHADHA A. Preparation of biodiesel from crude oil of Pongamia pinnata Sanjib. En: Bioresource Technology Volume 96, Issue 13, September 2005, Pages 1425-1429.

[12] SLINN M Y KENDALL K. Developing the reaction kinetics for a biodiesel reactor En: Bioresource Technology Volume 100, Issue 7, April 2009, Pages 2324-2327

[13] FREEDMAN, B., PRYDE, E.H., MOUNTS, T.L. Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils. J. Am. OilSoc. Chem. 61, 1638–1643. (1984)

[14] KARAOSMANOG F., BARIS K., CIG I., MELEK T. AND ERTEKIN S. Investigation of the Refining Step of Biodiesel Production. En: Energy Fuels, 1996, 10 (4), pp 890–895

[15] Ley 14 de 1983: CAPITULO II Impuesto de Industria y Comercio.

[16] PETER M.S. Y TIMMERHAUS K.D. "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*".Ed. McGraw Hill 1991

[17] Aspen Ipe 206.5 User guide versión numero: 2006.5 Aspen Technology, Inc.

[18] Corrosion understanding the basis, the material information society, Edited by J.R. Davis Davis & Associate Ohio 2000

[19] Zapata C., Martínez I., Arenas E., Henao C. Producción de biodiesel a partir de aceite crudo de palma: 1 Diseño y simulación de dos procesos continuos. ISSN 00 12 73-53 (2007)

[20] DONALD G. NEWNAN JAMES L. RIGGS, BEDWORTH D., SABAH U. Ingeniería económica. 4ta ed. Mc Graw hill.

[21] Salih N. Neftci, Principles of financial engineering, ed. academic press segunda edicion. México

[22] Ingeniería económica: toma de decisiones económicas ed. Limusa. Fecha publicación: 1970.

[23] MAA, MILFORD A. HANNAB, Biodiesel production: a review. *Bioresource Technology* 70 (1999) 1±15

[24] KRAWCZYK, T., CONNEMANN, J., FISCHER, J. Biodiesel in Europe: biodiesel processing technologies. *Biodiesel. INFORM* 7 (8), 801–822 (1998)

[25] FANGRUI M, MILFORD A. Biodiesel production: a review. En: *Bioresource Technology*: 70 , 1–15 (1999).

[26] TURTON, RICHARD et al. Analysis, synthesis and design of chemical process. New jersey: Prentice Hall, 1998. p. 39-75, 679-694.

[27] HASS, M. A process model to estimate biodiesel production costs. En: *Bioresource technology*. New York. N 97 (2006); p. 671-678.

[28] RONSEN, M.A. and DINCER I. Exergy cost energy mass analysis of thermal system and processes. En: *Energy conversion & Management*. Vol. 44 pag. 1633-1652. (2003)

[29] NOORDAM, M., WITHERS, R. Producing biodiesel from canola in the inland northwest: an economic feasibility study. En: *Idaho Agricultural Experiment Station Bulletin* No. 785

[30] RAMÍREZ J. y CASAS C. Evaluación de los impactos ambientales en un proceso integrado para la producción de biodiesel a partir de palma africana

usando etanol lignocelulósico obtenido de los residuos de la extracción del aceite
proyecto de grado esperando a ser publicado.

[31] Ministerio de minas y energía, República de Colombia, experiencia durante el
primer año de operación del programa nacional de biodiesel en Colombia – retos y
perspectivas. Julio César Vera Díaz, director de hidrocarburos, bogotá, noviembre
25 de 2008

ANEXOS

Anexo 1. Resumen de costos por equipo

Summary Costs CRV-100

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	66100.	1563.	65
Piping	14582.	33256.	1296
Civil	754.	2729.	136
Structural Steel	4472.	4042.	188
Instrumentation	44397.	31571.	1133
Electrical	1782.	2783.	113
Insulation	5819.	11573.	522
Paint	451.	2279.	119
Subtotal	138357	89796	3572

Total material and manpower cost=USD 228200.

Intercambiador T-100 trim

Summary Costs

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	7800.	1609.	64
Piping	26410.	36229.	1404
Civil	993.	3939.	195
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	10969.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	6485.	11353.	512
Paint	241.	1262.	66
Subtotal	52898	60874	2476

Total material and manpower cost=USD 113800

intercambiador T-103 cond

Summary Costs

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	1800.	1149.	46
Piping	8646.	19690.	766
Civil	864.	3564.	176
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8232.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	2922.	5721.	258
Paint	186.	1035.	54
Subtotal	22650	37641	1535

Total material and manpower cost=USD 60300

intercambiador T-104 cond

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	3200.	1318.	52
Piping	12174.	18726.	733
Civil	891.	3651.	180
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8854.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	3306.	6119.	276
Paint	241.	1262.	66
Subtotal	28666	37558	1542

Total material and manpower cost=USD 66200

intercambiador T-100 prec

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	7900.	1609.	64
Piping	12174.	18726.	733

Civil	993.	3939.	195
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8854.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	5177.	9138.	412
Paint	241.	1262.	66
Subtotal	35339	41156	1705

Total material and manpower cost=USD 76500.

intercambiador T-101 cond

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	8000.	1609.	64
Piping	12174.	18726.	733
Civil	993.	3939.	195
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8854.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	3376.	6411.	289
Paint	241.	1262.	66
Subtotal	33638	38429	1582

Total material and manpower cost=USD 72100

intercam T-104 reboiler

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	3600.	1318.	52
Piping	12174.	18726.	733
Civil	891.	3651.	180
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8854.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	3963.	7030.	317
Paint	241.	1262.	66
Subtotal	29723	38469	1583

Total material and manpower cost=USD 68200

V-100

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	41400.	1563.	65
Piping	14447.	32835.	1279
Civil	460.	1904.	95
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	44059.	31571.	1133
Electrical	829.	1828.	74
Insulation	6238.	11336.	511
Paint	351.	1939.	101
Subtotal	107784	82976	3258

Total material and manpower cost=USD 190800

v-101

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	23800.	1563.	65
Piping	9186.	30459.	1182
Civil	340.	1553.	77
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	38507.	31571.	1133
Electrical	829.	1828.	74
Insulation	3585.	8522.	384
Paint	257.	1494.	78
Subtotal	76504	76990	2993

Total material and manpower cost=USD 153500

V-102

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	36600.	1563.	65
Piping	14414.	32692.	1274

Civil	340.	1553.	77
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	44059.	31571.	1133
Electrical	829.	1828.	74
Insulation	1482.	2943.	132
Paint	785.	3467.	180
Subtotal	98509	75617	2935

Total material and manpower cost=USD USD 226600

V-103

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	66000.	1563.	65
Piping	14582.	33308.	1298
Civil	754.	2729.	136
Structural Steel	4472.	4042.	188
Instrumentation	44059.	31571.	1133
Electrical	1782.	2783.	113
Insulation	5202.	11074.	500
Paint	450.	2272.	118
Subtotal	137301	89342	3551

Total material and manpower cost=USD 226600

V-104

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	56900.	1563.	65
Piping	14521.	33079.	1289
Civil	598.	2338.	117
Structural Steel	4063.	3685.	171
Instrumentation	44059.	31571.	1133
Electrical	1781.	2781.	113
Insulation	1488.	2954.	133
Paint	898.	3849.	200
Subtotal	124308	81820	3221

Total material and manpower cost=USD 206100

V-106

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	66700.	1563.	65
Piping	14605.	33394.	1302
Civil	754.	2729.	136
Structural Steel	4541.	4070.	189
Instrumentation	44059.	31571.	1133
Electrical	1782.	2785.	113
Insulation	1499.	2976.	134
Paint	933.	3967.	206
Subtotal	134873	83055	3278

Total material and manpower cost=USD 217900

X-100

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	66100.	1563.	65
Piping	14582.	33308.	1298
Civil	754.	2729.	136
Structural Steel	4472.	4042.	188
Instrumentation	44059.	31571.	1133
Electrical	1782.	2783.	113
Insulation	5798.	11510.	519
Paint	450.	2272.	118
Subtotal	137997	89778	3570

Total material and manpower cost=USD 227800

X-101

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	72800.	1563.	65
Piping	14622.	33458.	1304

Civil	922.	3126.	156
Structural Steel	4837.	4374.	204
Instrumentation	44059.	31571.	1133
Electrical	1789.	2800.	114
Insulation	5274.	11449.	517
Paint	460.	2308.	120
Subtotal	144763	90649	3613

Total material and manpower cost=USD 235400

E-102

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	8300.	1609.	64
Piping	12174.	18726.	733
Civil	993.	3939.	195
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8854.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	1464.	3086.	139
Paint	397.	1800.	94
Subtotal	32182	35642	1460

Total material and manpower cost=USD 67800

E-103

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	2800.	1230.	49
Piping	12174.	18726.	733
Civil	879.	3614.	179
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8854.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	943.	2312.	104
Paint	463.	1992.	104
Subtotal	26113	34356	1404

Total material and manpower cost=USD 60500

E-105

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	3300.	1318.	52
Piping	12174.	18726.	733
Civil	891.	3651.	180
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8854.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	3620.	6541.	295
Paint	241.	1262.	66
Subtotal	29080	37980	1561

Total material and manpower cost=USD 67100

E-106

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	7300.	1545.	61
Piping	12174.	18726.	733
Civil	939.	3797.	188
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8854.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	3721.	6783.	306
Paint	241.	1262.	66
Subtotal	33229	38595	1589

Total material and manpower cost=USD 71800

E-107

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	8100.	1609.	64
Piping	12174.	18726.	733

Civil	993.	3939.	195
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	8854.	6482.	235
Electrical	0.	0.	0
Insulation	3710.	6805.	307
Paint	241.	1262.	66
Subtotal	34072	38823	1600

Total material and manpower cost=USD 72900

P-103

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	31800.	4446.	184
Piping	6836.	15870.	612
Civil	1527.	4374.	217
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	6284.	4198.	152
Electrical	808.	1533.	61
Insulation	1853.	4204.	190
Paint	0.	0.	0
Subtotal	49108	34625	1416

Total material and manpower cost=USD 83700

P-102

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	307700.	13684.	566
Piping	10338.	23435.	909
Civil	9713.	15796.	785
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	11345.	8169.	290
Electrical	2426.	3019.	120
Insulation	2959.	6881.	311
Paint	220.	1244.	65
Subtotal	344701	72228	3046

Total material and manpower cost=USD 416900

P-104

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	30900.	4446.	184
Piping	2925.	12071.	466
Civil	1527.	4374.	217
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	5673.	4198.	152
Electrical	808.	1533.	61
Insulation	1853.	4204.	190
Paint	90.	562.	29
Subtotal	43776	31388	1299

Total material and manpower cost=USD 75200

Reactor CSTR

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	74100.	1563.	65
Piping	14622.	33458.	1304
Civil	932.	3148.	157
Structural Steel	4853.	4391.	204
Instrumentation	44059.	31571.	1133
Electrical	1789.	2800.	114
Insulation	1499.	2976.	134
Paint	954.	4035.	209
Subtotal	142808	83942	3320

Total material and manpower cost=USD 226700

T-100

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	178300.	7555.	312
Piping	190226.	107593.	4177

Civil	7438.	16881.	832
Structural Steel	14628.	13488.	628
Instrumentation	68913.	39798.	1416
Electrical	1344.	1420.	59
Insulation	37583.	52069.	2363
Paint	1482.	6880.	358
Subtotal	499914	245684	10145

Total material and manpower cost=USD 745600

T-100 cond acc

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	17500.	1560.	65
Piping	19287.	24538.	956
Civil	1858.	5993.	296
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	48788.	9805.	354
Electrical	0.	0.	0
Insulation	6451.	11196.	506
Paint	361.	1909.	99
Subtotal	94245	55001	2276

Total material and manpower cost=USD 149200

T-100-reflux pump

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	5200.	1007.	42
Piping	7987.	10664.	416
Civil	221.	1542.	76
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	6672.	4198.	152
Electrical	606.	1357.	54
Insulation	2444.	5291.	239
Paint	127.	669.	35
Subtotal	23257	24728	1014

Total material and manpower cost=USD 48000

T-101-tower

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	39300.	1563.	65
Piping	22571.	33789.	1317
Civil	1542.	5289.	260
Structural Steel	7276.	5975.	278
Instrumentation	41963.	39863.	1419
Electrical	1343.	1418.	59
Insulation	7103.	13801.	625
Paint	613.	2937.	153
Subtotal	121711	104635	4176

Total material and manpower cost=USD 226300

T-101-cond acc

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	15500.	1560.	65
Piping	19197.	24347.	948
Civil	1657.	5546.	274
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	48384.	9718.	351
Electrical	0.	0.	0
Insulation	4370.	8684.	393
Paint	356.	1886.	98
Subtotal	89464	51741	2129

Total material and manpower cost=USD 141200

T-101-reflux pump

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	3900.	625.	26
Piping	2925.	12071.	466

Civil	184.	1377.	68
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	5673.	4198.	152
Electrical	606.	1357.	54
Insulation	1853.	4204.	190
Paint	90.	562.	29
Subtotal	15231	24394	985

Total material and manpower cost=USD 39600

T-101-reb

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	23900.	2099.	83
Piping	25337.	50476.	1944
Civil	1177.	4408.	218
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	17260.	10876.	392
Electrical	0.	0.	0
Insulation	7062.	11274.	510
Paint	245.	1357.	71
Subtotal	74981	80490	3218

Total material and manpower cost=USD 155500

T-102-tower

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	67300.	2277.	94
Piping	31189.	35852.	1399
Civil	2104.	6617.	326
Structural Steel	8852.	7556.	352
Instrumentation	53942.	39841.	1418
Electrical	1344.	1420.	59
Insulation	13929.	22855.	1036
Paint	812.	3844.	200
Subtotal	179472	120262	4884

Total material and manpower cost=USD 299700

T-103-tower

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	19700.	1563.	65
Piping	11723.	34518.	1336
Civil	1236.	4489.	220
Structural Steel	5809.	4659.	217
Instrumentation	39961.	39798.	1416
Electrical	1342.	1413.	59
Insulation	4412.	10073.	455
Paint	465.	2382.	124
Subtotal	84648	98895	3892

Total material and manpower cost=USD 183500

T-103-cond acc

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	14500.	1560.	65
Piping	14444.	22196.	865
Civil	1657.	5546.	274
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	25644.	9718.	351
Electrical	0.	0.	0
Insulation	3398.	8256.	373
Paint	284.	1513.	79
Subtotal	59927	48789	2007

Total material and manpower cost=USD 108700

T-103-reflux pump

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
-------------	----------------------	----------------------	-----------------

Equipment&Setting	3900.	625.	26
Piping	1812.	10666.	413
Civil	176.	1340.	66
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	4853.	4198.	152
Electrical	606.	1357.	54
Insulation	986.	3283.	149
Paint	49.	306.	16
Subtotal	12382	21775	876

Total material and manpower cost=USD 34200

T-103-reb

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	27900.	2099.	83
Piping	22522.	49172.	1894
Civil	1330.	4783.	236
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	17260.	10876.	392
Electrical	0.	0.	0
Insulation	7154.	11945.	540
Paint	221.	1230.	64
Subtotal	76387	80105	3209

Total material and manpower cost=USD 156500

T-104-tower

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	19800.	1563.	65
Piping	11723.	34518.	1336
Civil	1234.	4483.	220
Structural Steel	5799.	4648.	216
Instrumentation	39961.	39798.	1416
Electrical	1342.	1413.	59
Insulation	4264.	9879.	446

Paint	465.	2381.	124
Subtotal	84588	98683	3882

Total material and manpower cost=USD 183300

T-104-cond acc

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	15500.	1560.	65
Piping	19197.	24347.	948
Civil	1665.	5563.	274
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	48384.	9718.	351
Electrical	0.	0.	0
Insulation	4374.	8697.	393
Paint	356.	1886.	98
Subtotal	89476	51771	2129

Total material and manpower cost=USD 141200

T-104-reflux pump

Item	Material(USD)	Manpower(USD)	Manhours
Equipment&Setting	3900.	625.	26
Piping	1812.	10666.	413
Civil	176.	1340.	66
Structural Steel	0.	0.	0
Instrumentation	4853.	4198.	152
Electrical	606.	1357.	54
Insulation	986.	3283.	149
Paint	49.	306.	16
Subtotal	12382	21775	876

Total material and manpower cost=USD 34200

Anexo 2. Balances de masa y energía

Material Streams												
	3	5	19	Acetate	21	22	23	24	27	31		
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature C	50.00	49.91	25.00	61.26	25.00	90.00	88.72	88.00	88.00	88.88	88.88	70.01
Pressure kPa	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	304.0	304.0	304.0	304.0	116.5
Molar Flow kmole/h	70.84	0.0000	0.8157	4.352	9.810	9.810	14.16	0.0000	14.16	14.16	14.16	88.84
Mass Flow kg/h	1.078e+004	0.0000	80.00	240.0	8000	8000	8240	0.0000	8240	8240	8240	1.070e+004
Liquid Volume Flow m3/h	11.93	0.0000	4.322e-002	0.2438	8.503	8.503	8.747	0.0000	8.740	8.747	8.740	12.11
Heat Flow kJ/h	-3.522e+007	0.0000	-5.517e+005	-1.612e+006	-1.919e+007	-1.930e+007	-1.991e+007	0.0000	-1.993e+007	-1.991e+007	-1.991e+007	-3.594e+007
	11	20	35	36	38	39	39	9	10	10	10	10
					ACIDO SULFURICO			HIPOXIDO DE SODIO				HIPOXIDO DE SODIO
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature C	95.00	88.00	80.69	294.0	95.00	95.00	95.01	25.00	51.47	70.00	70.00	70.00
Pressure kPa	101.3	101.3	101.3	120.0	101.3	101.3	116.5	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow kmole/h	14.16	14.16	3.506	9.841	0.8157	13.35	13.35	2.000	61.00	70.84	70.84	2.000
Mass Flow kg/h	8240	8240	145.1	8015	80.00	8160	8160	80.00	2765	1.078e+004	1.078e+004	80.00
Liquid Volume Flow m3/h	8.740	8.740	0.1796	8.517	4.322e-002	8.696	8.696	4.489e-002	3.413	12.15	12.15	4.489e-002
Heat Flow kJ/h	-1.982e+007	-1.993e+007	-9.509e+005	-1.474e+007	-6.440e+005	-1.918e+007	-1.918e+007	-1.668e+005	-1.634e+007	-3.610e+007	-3.610e+007	-1.522e+005
	14	8	15	16	17	18	18	32	33	34	34	34
						AGUA DE LAVADO						BIO DIESEL
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0457	0.0000	0.5204	0.3250	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature C	70.00	48.96	45.00	78.11	226.6	81.00	125.7	105.0	78.70	94.11	94.11	150.8
Pressure kPa	101.3	101.3	116.5	101.3	120.0	101.3	101.3	101.3	101.3	110.0	110.0	101.3
Molar Flow kmole/h	68.84	9.841	68.84	30.00	38.84	94.85	60.35	73.34	2.842	0.6841	0.6841	28.00
Mass Flow kg/h	1.070e+004	8015	1.070e+004	1360	9339	1709	8985	2063	1280	17.09	17.09	8200
Liquid Volume Flow m3/h	12.11	8.517	12.11	1.706	10.40	1.712	10.19	1.919	0.1603	1.926e-002	1.926e-002	9.389
Heat Flow kJ/h	-3.594e+007	-1.886e+007	-3.654e+007	-8.102e+006	-2.429e+007	-2.862e+007	-2.801e+007	-2.290e+007	-7.675e+005	-1.834e+005	-1.834e+005	-1.944e+007
	AGUA	42	43	44	45	45	ETANOL FRESCO	26	ETANOL DE RECICLO	47	ETANOL DE RECICLO	47
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.8512	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature C	150.8	454.6	150.0	150.0	150.0	49.91	25.00	68.31	78.70	78.11	78.11	52.41
Pressure kPa	101.3	111.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow kmole/h	32.08	0.2682	73.34	62.43	10.91	70.84	0.6950	3.536	2.841	30.00	30.00	59.00
Mass Flow kg/h	605.9	179.4	2063	1196	867.4	1.078e+004	32.02	180.0	1280	1360	1360	2685
Liquid Volume Flow m3/h	0.6125	0.1922	1.919	1.212	0.7078	12.15	4.023e-002	0.2006	0.1603	1.705	1.705	3.388
Heat Flow kJ/h	-7.631e+006	-2.880e+005	-2.111e+007	-1.487e+007	-6.242e+006	-3.656e+007	-1.933e+005	-9.608e+005	-7.674e+005	-8.101e+006	-8.101e+006	-1.617e+007
	1	12	30	30	46	2	29					
				ETANOL FRESCO	46	2						
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature C	66.31	61.26	88.72	25.00	52.41	51.47	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00
Pressure kPa	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow kmole/h	0.0000	0.0000	0.0000	29.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow kg/h	0.0000	0.0000	0.0000	1325	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow m3/h	0.0000	0.0000	0.0000	1.662	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Heat Flow kJ/h	0.0000	0.0000	0.0000	-8.068e+006	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Anexo 3. Dimensionamiento de equipos

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		56	59	60
Remarks 1				
Remarks 2				
Item description		Intercambiador T-100 trim	intercambiador T-103 cond	intercambiador T-104 cond
User tag number				
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost		USD		
Number of identical items		1	1	1
Heat transfer area	M2	10.101817	1.64728	3.068651
Tube material		CA443	CA443	CA443
Tube design gauge pressure	KPAG	243.67108	128.67108	128.67108
Tube design temperature	DEG C	367.777391	125	125
Tube operating temperature	DEG C			
Tube outside diameter	MM	25.4	25.4	25.4
Shell material		A285C	A285C	A285C
Shell design gauge pressure	KPAG	128.67108	243.67108	243.67108
Shell design temperature	DEG C	367.777391	125	125
Shell operating temperature	DEG C			
Number of tubes				
Tube length extended	M	1.4864	1.4864	1.4864
Tube gauge	BWG			
Tube wall thickness	MM	1	1	1
Tube corrosion allowance	MM	0.03	0.03	0.03
Tube pitch	MM	31.75	31.75	31.75
Tube pitch symbol		TRIANGULAR	TRIANGULAR	TRIANGULAR
Shell diameter	MM			
Shell wall thickness	MM		0.05	
Shell corrosion allowance	MM	0.05		0.05

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		61	62	63
Remarks 1				
Remarks 2				
Item description		intercambiador T-100 prec	intercambiador T-101 cond	intercam T-104 reboiler
User tag number				
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost				
Number of identical items		1	1	1
Heat transfer area	M2	10.328729	10.595642	4.081382
Tube material		CA443	CA443	CA443
Tube design gauge pressure	KPAG	128.67108	128.67108	471.642215
Tube design temperature	DEG C	367.777391	125	194.3
Tube operating temperature	DEG C			
Tube outside diameter	MM	25.4	25.4	25.4
Shell material		A285C	A285C	A285C
Shell design gauge pressure	KPAG	243.67108	243.67108	758.127782
Shell design temperature	DEG C	125	125	194.3
Shell operating temperature	DEG C			
Number of tubes				
Tube length extended	M	1.4865	1.4864	1.4865
Tube gauge	BWG			
Tube wall thickness	MM	1	1	1
Tube corrosion allowance	MM	0.03	0.03	0.03
Tube pitch	MM	31.75	31.75	31.75
Tube pitch symbol		TRIANGULAR	TRIANGULAR	TRIANGULAR
Shell diameter	MM			
Shell wall thickness	MM			
Shell corrosion allowance	MM	0.05	0.05	0.05

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		1	2	3
Remarks 1		Equipment mapped from 'V-100'.	Equipment mapped from 'V-101'.	Equipment mapped from 'V-102'.
Remarks 2				
Item description		V-100	V-101	V-102
User tag number		V-100	V-101	V-102
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost		USD	USD	USD
Number of identical items		1	1	1
Application		CONT	CONT	CONT
Shell material		A285C	A285C	A285C
Liquid volume	M3	0.375302	0.144561	0.144561
Vessel diameter	M	0.4572	0.3048	0.3048
Vessel tangent to tangent height	M	2.286	1.9812	1.9812
Design gauge pressure	KPAG	2.67108	2.67108	2.67108
Vacuum design gauge pressure	KPAG	100	100	100
Design temperature	DEG C	180	125	125
Operating temperature	DEG C	150	68.31	61.26
Jacket design gauge pressure	KPAG	101.3	101.3	101.3
Jacket type		FULL	FULL	FULL
Jacket thickness	MM			
Jacket material		CS	CS	CS
Agitator power	KW			
Driver type		STD	STD	STD
Cladding material		NONE	NONE	NONE
Skirt or leg height	M			
Skirt thickness	MM			
Manhole diameter	MM			
Number of manholes				

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		4	5	7
Remarks 1		Equipment mapped from 'V-103'.	Equipment mapped from 'V-104'.	Equipment mapped from 'V-105'.
Remarks 2				
Item description		V-103	V-104	V-105
User tag number		V-103	V-104	V-105
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost		USD	USD	USD
Number of identical items		1	1	1
Application		CONT	CONT	CONT
Shell material		A285C	A285C	A285C
Liquid volume	M3	1.529008	0.845125	0.845125
Vessel diameter	M	0.762	0.6096	0.6096
Vessel tangent to tangent height	M	3.3528	2.8956	2.8956
Design gauge pressure	KPAG	2.67108	2.67108	2.67108
Vacuum design gauge pressure	KPAG	100	100	100
Design temperature	DEG C	125	125	125
Operating temperature	DEG C	88.72	52.41	51.47
Jacket design gauge pressure	KPAG	101.3	101.3	101.3
Jacket type		FULL	FULL	FULL
Jacket thickness	MM			
Jacket material		CS	CS	CS
Agitator power	KW			
Driver type		STD	STD	STD
Cladding material		NONE	NONE	NONE
Skirt or leg height	M			
Skirt thickness	MM			
Manhole diameter	MM			
Number of manholes				

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		8	12	24
Remarks 1		Equipment mapped from 'V-106'.	Equipment mapped from 'CRV-100'.	Equipment mapped from 'REACTOR CSTR'.
Remarks 2				
Item description		V-106	CRV-100	REACTOR CSTR
User tag number		V-106	CRV-100	REACTOR CSTR
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost		USD	USD	USD
Number of identical items		1	1	1
Application		CONT	CONT	CONT
Shell material		A285C	A285C	A285C
Liquid volume	M3	1.668009	1.529008	2.401933
Vessel diameter	M	0.762	0.762	0.9144
Vessel tangent to tangent height	M	3.6576	3.3528	3.6576
Design gauge pressure	KPAG	2.67108	243.67108	2.67108
Vacuum design gauge pressure	KPAG	100	100	100
Design temperature	DEG C	125	125	125
Operating temperature	DEG C	50	101.3	49.91
Jacket design gauge pressure	KPAG	101.3	620	620
Jacket type		FULL	FULL	FULL
Jacket thickness	MM			
Jacket material		CS	CS	CS
Agitator power	KW			
Driver type		STD	STD	STD
Cladding material		NONE	NONE	NONE
Skirt or leg height	M			
Skirt thickness	MM			
Manhole diameter	MM			

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		13	14	16
Remarks 1		Equipment mapped from 'E-102'.	Equipment mapped from 'E-103'.	Equipment mapped from 'E-105'.
Remarks 2				
Item description		E-102	E-103	E-105
User tag number		E-102	E-103	E-105
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost		USD	USD	USD
Number of identical items		1	1	1
Heat transfer area	M2	10.891786	2.850682	3.305144
Tube material		CA443	CA443	CA443
Tube design gauge pressure	KPAG	413.67108	471.67108	757.67108
Tube design temperature	DEG C	125	194.3	194
Tube operating temperature	DEG C	70	49.9	150
Tube outside diameter	MM	25.4	25.4	25.4
Shell material		A285C	A285C	A285C
Shell design gauge pressure	KPAG	243.67108	758.17108	471.67108
Shell design temperature	DEG C	125	194.3	125
Shell operating temperature	DEG C	45	70	
Number of tubes				
Tube length extended	M	1.4864	1.4864	1.4868
Tube gauge	BWG			
Tube wall thickness	MM	1	1	1
Tube corrosion allowance	MM	0.03	0.03	
Tube pitch	MM	31.75	31.75	31.75
Tube pitch symbol		TRIANGULAR	TRIANGULAR	TRIANGULAR
Shell diameter	MM			
Shell wall thickness	MM			
Shell corrosion allowance	MM	0.05	0.05	0.05

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		19	20	58
Remarks 1		Equipment mapped from 'E-106'.	Equipment mapped from 'E-107'.	Equipment mapped from 'E-105'.
Remarks 2				
Item description		E-106	E-107	E-105
User tag number		E-106	E-107	E-105
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost		USD	USD	
Number of identical items		1	1	1
Heat transfer area	M2	10.085424	10.419562	0.301193
Tube material		CA443	CA443	CA443
Tube design gauge pressure	KPAG	413	758.17108	3,001.56108
Tube design temperature	DEG C	323	194.3	259.2
Tube operating temperature	DEG C	171	180	
Tube outside diameter	MM	25.4	25.4	25.4
Shell material		A285C	A285C	A285C
Shell design gauge pressure	KPAG	243	471.67108	1,967.264413
Shell design temperature	DEG C	323	180	125
Shell operating temperature	DEG C	120	90	
Number of tubes				
Tube length extended	M	1.6448	1.4864	1.4864
Tube gauge	BWG			
Tube wall thickness	MM	1	1	1
Tube corrosion allowance	MM	0.03		
Tube pitch	MM	31.75	31.75	31.75
Tube pitch symbol		TRIANGULAR	TRIANGULAR	TRIANGULAR
Shell diameter	MM			
Shell wall thickness	MM			
Shell corrosion allowance	MM	0.05	0.05	

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		28	25	33
Remarks 1		Equipment mapped from 'T-100'.	Equipment mapped from 'T-100'.	Equipment mapped from 'T-101'.
Remarks 2				
Item description		T-100-cond acc	T-100-tower	T-101-tower
User tag number		T-100-cond acc	T-100-tower	T-101-tower
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost		USD	USD	USD
Number of identical items		1	1	1
Application		CONT	SIEVE	SIEVE
Shell material		A 515	DISTIL	DISTIL
Liquid volume	M3	4.270103	A 515	A 515
Vessel diameter	M	1.2192	3.81	0.9144
Vessel tangent to tangent length	M	3.6576	8.0772	9.2964
Design gauge pressure	KPAG	2.67108	243.67108	243.67108
Vacuum design gauge pressure	KPAG	100	100	100
Design temperature	DEG C	180.825992	425.498019	136.261047
Operating temperature	DEG C	150.825992	355.498019	106.261047
Cladding material			A285C	A285C
Manhole diameter	MM	450	8	10
Number of manholes		1	600	609.6
Allowance for internals	PERCENT	0		
Diameter of drip leg	MM		NONE	NONE
Length of drip leg	M			
Demister thickness	MM			
Demister area	M2			W+S
Base material thickness	MM		50	20
Corrosion allowance	MM	0.05		
Weld efficiency	PERCENT			

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		30	44	51
Remarks 1		Equipment mapped from 'T-100'.	Equipment mapped from 'T-103'.	Equipment mapped from 'T-104'.
Remarks 2				
Item description		T-100-reflux pump	T-103-reflux pump	T-104-reflux pump
User tag number		T-100-reflux pump	T-103-reflux pump	T-104-reflux pump
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost		USD	USD	USD
Number of identical items		1	1	1
Casing material		CS	CS	CS
Liquid flow rate	L/S	7.133641	0.116624	0.211215
Fluid head	M	70	70	70
Speed	RPM			
Fluid specific gravity		0.753638	0.760274	0.740708
Driver power	KW			
Driver type		MOTOR	MOTOR	MOTOR
Seal type		SNGL	SNGL	SNGL
Design gauge pressure	KPAG	2.67108	2.67108	2.67108
Design temperature	DEG C	180.825992	125	125
Fluid viscosity	MPA-S	1	1	1
Pump efficiency	PERCEIT	70	70	70
Steam gauge pressure	KPAG	2,800	2,800	2,800
Primary seal pipe plan		NONE	NONE	NONE
Secondary seal pipe plan		NONE	NONE	NONE
Cooling water pipe plan		NONE	NONE	NONE
Pipe plan pipe type		WELD	WELD	WELD
Pipe plan material type				

Name	Units	Item 1	Item 1
Item Reference Number		39	47
Remarks 1		Equipment mapped from 'T-101'.	Equipment mapped from 'T-103'.
Remarks 2			
Item description		T-101-reb	T-103-reb
User tag number		T-101-reb	T-103-reb
Structure tag			
Component WBS			
Quoted cost per item	USD		
Currency unit for matl cost		USD	USD
Number of identical items		1	1
Heat transfer area	M2	40.155723	50.779157
Number of shells			
Tube material		CS	CS
Heat exchanger design option			
Tube design gauge pressure	KPAG	1,810.82108	1,810.82108
Tube design temperature	DEG C	345	345
Tube operating temperature	DEG C		
Tube outside diameter	MM	25.4	25.4
Shell material		CS	CS
Shell design gauge pressure	KPAG	2,766.89608	2,766.89608
Shell design temperature	DEG C	345	345
Shell operating temperature	DEG C		
Tube side pipe material			
Shell side pipe material			
Number of tubes per shell			
Tube length extended	M	6.096	6.096
Tube gauge	BWG		
Tube wall thickness	MM	3.175	3.175
Tube corrosion allowance	MM		
Tube pitch	MM	31.75	31.75
Tube pitch symbol		TRIANGULAR	TRIANGULAR

Name	Units	Item 1	Item 1	Item 1
Item Reference Number		40	41	48
Remarks 1		Equipment mapped from 'T-102'.	Equipment mapped from 'T-103'.	Equipment mapped from 'T-104'.
Remarks 2				
Item description		T-102-tower	T-103-tower	T-104-tower
User tag number		T-102-tower	T-103-tower	T-104-tower
Structure tag				
Component WBS				
Quoted cost per item	USD			
Currency unit for matl cost		USD		USD
Number of identical items		1	1	1
Tray type		SIEVE	SIEVE	SIEVE
Application		DISTIL	DISTIL	DISTIL
Shell material		A 515	A 515	A 515
Vessel diameter	M	1.524	0.4572	0.4572
Vessel tangent to tangent height	M	8.6868	8.0772	8.0772
Design gauge pressure	KPAG	2.67108	243.67108	243.67108
Vacuum design gauge pressure	KPAG	100	100	100
Design temperature	DEG C	258.71033	132.504535	125
Operating temperature	DEG C	228.71033	102.504535	89.976678
Tray material		A285C	A285C	A285C
Number of trays		9	8	8
Tray spacing	MM	609.6	609.6	609.6
Demister thickness	MM			
Cladding material		NONE	NONE	NONE
Skirt height	M			
Skirt thickness	MM			
Wind or seismic design				
Fluid volume	PERCENT	20	20	20
Manhole diameter	MM			
Number of manholes				
Base material thickness	MM			

Fuente: Cálculos realizados por el software