

**ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICO PARA LA
PRODUCCIÓN DE ALCOHOLES GRASOS A PARTIR DE ACEITE DE
PALMISTE CRUDO**

**SOUL ANNIE LEAL MEZA
ALEJANDRA MARIA OJEDA HERNÁNDEZ**

**Profesor Titular
Ing. Químico Ph. D. MARIO ÁLVAREZ CIFUENTES**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA, ENERO DE 2004**

**ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONÓMICO PARA LA
PRODUCCIÓN DE ALCOHOLES GRASOS A PARTIR DE ACEITE DE
PALMISTE CRUDO**

**SOUL ANNIE LEAL MEZA
ALEJANDRA MARIA OJEDA HERNÁNDEZ**

Tesis de Grado para optar el título de Ingeniero Químico

**Profesor Titular
Ing. Químico Ph. D. MARIO ÁLVAREZ CIFUENTES**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA, ENERO DE 2004**

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	
1. ESTUDIO EXPLORATORIO DE MERCADOS	1
1.1 Descripción del Producto	1
1.1.1 Usos y Aplicaciones	2
1.1.2 Especificaciones de Calidad	3
1.2 Análisis de la Demanda	5
1.2.1 Demanda Mundial	5
1.2.2 Demanda Nacional	6
1.2.3 Proyección de la Demanda Nacional	6
1.3 Análisis de la Oferta	8
1.3.1 Oferta Mundial	8
1.3.2 Oferta Nacional	9
1.4 Análisis de Precios	10
1.5 Disponibilidad de Materia Prima	10
1.5.1 Demanda y Oferta	11
1.5.2 Precios	13
1.6 Canales de Comercialización	13
1.7 Conclusión del Estudio Exploratorio de Mercados	15
2. DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ALCOHOLES GRASOS	17
2.1 Tamaño de la Planta	17
2.1.1 Demanda	17
2.1.2 Disponibilidad de Materia Prima	18
2.1.3 Disponibilidad de Tecnología y Equipos	19
2.2 Localización de la Planta	20
2.2.1 Aplicación del Método Cualitativo de Puntos	21
2.2.2 Análisis de Factores para el Estudio de la Localización de la Planta	22
2.2.3 Ciudades más convenientes para la ubicación de la Planta	32

2.3 Tecnologías para la obtención de Alcoholes Grasos	34
2.3.1 Producción de Alcoholes Grasos por Hidrogenación de Ácidos Grasos	35
2.3.2 Producción de Alcoholes Grasos por Hidrogenación de Ésteres Grasos	37
2.3.3 Producción de Alcoholes Grasos por Hidrogenación de Ésteres de Metilo	39
2.4 Selección del Proceso de Producción	42
2.5 Descripción del Proceso Seleccionado	43
2.5.1 Etapas Principales	43
2.5.2 Diagrama del Proceso	53
2.5.3 Descripción del Diagrama de Flujo	56
2.6 Balances de Masa y Energía	59
2.7 Dimensionamiento de Equipos Principales	61
2.8 Consumo de Materia Prima y Servicios Industriales	65
2.9 Análisis de Impacto Ambiental	65
2.9.1 Emisiones	66
2.9.2 Vertimientos	67
2.9.3 Residuos Sólidos	68
2.10 Distribución de la Planta	69
2.10.1 Infraestructura	69
2.10.2 Personal	72
3. EVALUACIÓN ECONÓMICA Y FINANCIERA	74
3.1 Evaluación Económica de La Planta de Alcoholes Grasos	74
3.1.1 Costo de Producción	75
3.1.2 Inversión Total Inicial	76
3.1.3 Cronograma de Inversiones	77
3.1.4 Capital de Trabajo	78
3.1.5 Estado de Resultados	78
3.1.5.1 Sin Financiamiento	79
3.1.5.2 Con Financiamiento	79
3.2 Evaluación Financiera de La Planta de Alcoholes Grasos	79
3.2.1 Valor Presente Neto (VPN)	80
3.2.2 Tasa Interna de Retorno (TIR)	80

3.2.3 Tiempo de Retorno de la Inversión (TIR)	81
3.2.5 Análisis de Sensibilidad	81
CONCLUSIONES	84
RECOMENDACIONES	86
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	87
ANEXOS	92

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Propiedades Físico-químicas de los Alcoholes Laurílico y Miristílico	2
Tabla 2. Especificaciones Comerciales de los Alcoholes Grasos	4
Tabla 3. Regulaciones de Almacenamiento y Transporte de Alcoholes Grasos (C8-C18)	14
Tabla 4. Capacidad de Producción de las Principales Plantas Productoras de Alcoholes Grasos Naturales en el Mundo	20
Tabla 5. Factores Relevantes para la Localización de la Planta	21
Tabla 6.1 Productores de Aceite de Palmiste en Colombia	22
Tabla 6.2 Productores de Aceite de Palmiste en Colombia	23
Tabla 7. Productores de Metanol en la Comunidad Andina	23
Tabla 8. Productores de Hidrógeno en Colombia	23
Tabla 9. Vías de Acceso existentes en las Ciudades Preseleccionadas	26
Tabla 10. Costo Promedio de los Servicios en las Ciudades Preseleccionadas	27
Tabla 11. Tasa de Desempleo en las Ciudades Preseleccionadas	28
Tabla 12. IPC en las Ciudades Preseleccionadas	29
Tabla 13. Factor Regional en las Ciudades Preseleccionadas	30
Tabla 14. Costo Promedio de Terrenos Industriales en las Ciudades Preseleccionadas	31
Tabla 15. Estímulos Fiscales en las Ciudades Preseleccionadas	32
Tabla 16. Matriz de Evaluación de Ciudades para la Localización de la Planta	33
Tabla 17. Ventajas y Desventajas de las Rutas de Obtención	42
Tabla 18. Algunos Catalizadores de Transesterificación	48
Tabla 19. Composición del Aceite de Palmiste	60
Tabla 20. Detalle de los Equipos Principales	62
Tabla 21. Consumo de Materias Primas	65
Tabla 22. Consumo de Servicios Industriales	65
Tabla 23. Personal Requerido para La Planta	73
Tabla 24. Costo de Producción Anual	75
Tabla 25. Inversión Total Inicial	77
Tabla 26. Cronograma de Inversiones	77

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Árbol de Aplicaciones de Alcoholes Grasos	3
Figura 2. Comportamiento Comercial de los Alcoholes Grasos en Colombia 1996-2001 (1.000 Ton)	6
Figura 3. Proyección de la Demanda Nacional de Alcoholes Grasos	7
Figura 4. Distribución de la Producción Mundial de Alcoholes Grasos	9
Figura 5. Capacidad Mundial de Producción de Alcoholes Grasos (1.000 Ton)	9
Figura 6. Precio de los Alcoholes Grasos Naturales	10
Figura 7. Producción y Consumo Mundial de Aceite de Palmiste 1995-2001	11
Figura 8. Comportamiento Comercial de Aceite de Palmiste en Colombia 1997- 2001 (1.000 Ton)	12
Figura 9. Exportaciones e Importaciones de Aceite de Palmiste en Colombia 1997-2001	12
Figura 10. Precio del Aceite de Palmiste 1997-2001	13
Figura 11. Localización de Productores de Materia Prima e Insumos Principales	24
Figura 12. Producción Nacional de la Agrupación Industrial 352	25
Figura 13. Esquema de Bloques para la Ruta de Hidrogenación de Ácidos Grasos	36
Figura 14. Esquema de Bloques para la Ruta de Hidrogenación de Ésteres Grasos	38
Figura 15. Esquema de Bloques para la Ruta de Hidrogenación de Ésteres de Metilo	40
Figura 16. Diagrama de Flujo del Proceso	54
Figura 17. Distribución de la Planta de Alcoholes Grasos	71
Figura 18. Esquema Organizacional para la Planta de Alcoholes Grasos	73
Figura 19. Variación de la TIR con el aumento del precio del Aceite de Palmiste	82
Figura 20. Variación de la TIR con el Precio de Venta de los Alcoholes	83

LISTA DE REACCIONES

	Pág.
Reacción 1. Reducción de Esteres con Sodio Metálico	34
Reacción 2. Hidrólisis de Triglicéridos	36
Reacción 3. Hidrogenación de Ácidos Grasos	37
Reacción 4. Esterificación de Ácidos Grasos	38
Reacción 5. Hidrogenación de Ésteres Grasos	39
Reacción 6. Esterificación de Ácidos Grasos Libres	40
Reacción 7. Transesterificación de Triglicéridos	41
Reacción 8. Hidrogenación de Ésteres de Metilo	41

LISTA DE ANEXOS

	Pag.
ANEXO A. Empresas Productoras de Alcoholes Grasos en el Mundo	92
ANEXO B. Posibles Proveedores de Aceite de Palmiste Extranjeros	95
ANEXO C. Empresas Productoras y Comercializadoras de Productos de Aseo, Cuidado Personal y Cosméticos	96
ANEXO D. Costo Promedio de los Servicios	98
ANEXO E. Costo de Terrenos Industriales	100
ANEXO F. Zonas Francas	101
ANEXO G. Fichas Técnicas de los Catalizadores	108
ANEXO H. Detalle de los Balances de Masa y Energía	115
ANEXO I. Presupuesto de Producción y Ventas	125
ANEXO J. Costos Detallados para el cálculo del Costo de Producción	126
ANEXO K. Proyección del Costo Anual de Producción	128
ANEXO L. Costo de Equipos	130
ANEXO M. Proyección del Capital de Trabajo	133
ANEXO N. Estado de Resultados sin Financiamiento	134
ANEXO O. Estado de Resultados con Financiamiento	135
ANEXO P. Valor Presente Neto (VPN) sin Financiamiento	136
ANEXO Q. Valor Presente Neto (VPN) con Financiamiento	137

RESUMEN

1. TITULO

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICO-ECONOMICO PARA LA PRODUCCIÓN DE ALCOHOLES GRASOS A PARTIR DE ACEITE DE PALMISTE CRUDO*

2. AUTORES

Soul Annie Leal Meza**

Alejandra María Ojeda Hernández**

3. PALABRAS CLAVES

Alcoholes Grasos, Aceite de Palmiste, Transesterificación, Hidrogenación de Esteres de Metilo.

4. DESCRIPCIÓN

El objetivo del presente trabajo es hacer una evaluación técnica y económica para la producción de alcoholes grasos en Colombia, empleando como materia prima aceite de palmiste crudo.

Para desarrollar este estudio primero se analizó la información comercial referente a la oferta y la demanda nacional e internacional de alcoholes grasos y los precios del producto y la materia prima. Posteriormente se definió el tamaño para una planta que cubra las necesidades de Colombia y la Comunidad Andina y la mejor ubicación para esta planta dentro del territorio nacional. Se seleccionó la ruta tecnológica más conveniente y se realizó el diseño básico de la planta caracterizando los equipos principales y secundarios y calculando las cantidades necesarias de materia prima, insumos y servicios. Finalmente se hizo la evaluación económica y financiera para definir la factibilidad del proyecto.

El estudio arrojó como resultados que la capacidad indicada de una planta de alcoholes grasos naturales para cubrir la demanda de Colombia y la Comunidad Andina es 50.000 Ton / año. Las ciudades más favorables para la ubicación de dicha planta son Cali, Santafé de Bogotá D.C. y Cartagena. La Ruta de Hidrogenación de Ésteres de Metilo sería la más conveniente para el proceso de producción. En la evaluación económica y financiera se pudo concluir que el proyecto es rentable económicamente.

* Tesis de Grado

** Estudiantes de la Facultad de Ciencias Físico-químicas. Escuela de Ingeniería Química.

ABSTRACT

1. TITTLE

TECHNICAL-ECONOMIC PREFEASIBILITY STUDY FOR FATTY ALCOHOLS PRODUCTION FROM CRUDE PALM KERNEL OIL

2. AUTHORS

Soul Annie Leal Meza**
Alejandra María Ojeda Hernández**

3. KEYWORDS

Fatty Alcohols, Palm Kernel Oil, Transesterification, Methyl Ester Hydrogenation

4. DESCRIPTION

The objective of this work is making a technical and economic evaluation for fatty alcohols production in Colombia, using palm kernel oil as raw material.

To develop this study, first the commercial information was analyzed in regard to national and international demand and supply for fatty alcohols, and product and raw material prices. Next it was defined the capacity for a plant to cover Colombia and Comunidad Andina needs and the best location for this plant inside of national territory. It was selected the most convenient technological route and it was realized the plant basic design, defining the principal and secondary equipment devices and calculating necessary quantities of raw material, supplies and services. Finally it was made the economical and financial evaluation to define the project feasibility.

The study threw out as results the indicated capacity for a natural fatty alcohol plant to cover Colombia and Comunidad Andina demand is 50.000 Ton / year. The most favorable cities for the location of said plant are Cali, Santafé de Bogotá D.C., and Cartagena. Methyl Ester Hydrogenation would be the most convenient route for production process. On the economical and financial evaluation it could be concluded the project is economically viable.

* Graduation Thesis

** Students of Faculty of Physic-Chemical Sciences. Chemical Engineering School.

INTRODUCCIÓN

Colombia juega un papel representativo en el mercado mundial del Aceite de Palma y sus derivados ya que es el cuarto productor en el mundo y el primero de América Latina. Sin embargo la competitividad de Colombia en el mercado externo esta sujeta a las constantes variantes del precio internacional del aceite que presentan tendencia a disminuir debido al desarrollo tecnológico y el incremento en los niveles de producción de los grandes competidores. Esto limita la participación de Colombia porque el precio de venta nacional suele quedar por encima del precio de venta internacional porque los productores colombianos aún no logran reducir los costos de producción.

Es necesario romper la dependencia que tiene la competitividad de la industria del aceite de palma y sus derivados del comportamiento de los precios internacionales. Una buena alternativa para lograr este quiebre es dar valor agregado al aceite dentro del territorio nacional a través de la producción de oleoquímicos básicos que permitan constituir la industria oleoquímica en el país y así disminuir el riesgo de la rentabilidad del aceite en función única de su valor individual.

El aceite de palmiste es el subproducto principal del aceite de palma y gracias a su alto contenido de ácido laurico es materia prima preferida para la producción de alcoholes grasos (oleoquímicos básicos).

El mercado de alcoholes grasos es más rentable que el de aceites comestibles y jabones por lo que resulta de alto interés para la palmicultura colombiana realizar un estudio de prefactibilidad para la producción de estos alcoholes.

El presente trabajo tiene como objetivo desarrollar un estudio de prefactibilidad técnico-económico para la producción de alcoholes grasos a partir de aceite de palmiste crudo, el cual hace parte un proyecto de investigación realizado y financiado por el Centro de Trasferencia de Tecnología Interfase de la Universidad Industrial de Santander.

El documento contiene un estudio exploratorio de mercados con el cual se determina la demanda de alcoholes grasos en el país, así mismo se desarrolla el diseño conceptual del proceso de producción y finalmente se presenta la evaluación económica y financiera para una planta de 50.000 Ton / año de alcoholes grasos naturales (C8 – C18).

El trabajo desarrollado resulta de especial importancia puesto que es uno de los primeros estudios sobre la producción de alcoholes grasos en Colombia.

1. ESTUDIO EXPLORATORIO DE MERCADOS

1.1 DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO

Los alcoholes grasos o alcoholes superiores como son algunas veces designados, son predominantemente alcoholes lineales monohídricos con cadenas carbonadas de seis y más átomos de carbono (usualmente con un número par de átomos de carbono). Su fórmula química es: $\text{CH}_3 - (\text{CH}_2)_x - \text{CH}_2\text{OH}$, donde $x = 4:20$.

Pueden ser obtenidos a partir de aceites vegetales o a partir del petróleo. Los alcoholes grasos derivados de aceites vegetales como aceite de coco y aceite de palmiste son conocidos como alcoholes grasos naturales. Los derivados de petroquímicos (parafina y etileno) son conocidos como alcoholes grasos sintéticos.

Los alcoholes grasos sintéticos tienen muchas más cadenas ramificadas que los alcoholes grasos naturales y cantidades sustanciales de cadenas de carbono impares. Una excepción de lo anterior es mediante el proceso Alfol, en el cual se obtienen alcoholes de cadenas de carbono de número par.

La distribución de ácidos grasos presentes en el aceite de palmiste, abarca cadenas carbonadas que van de los 6 hasta los 18 átomos de carbono. Los ácidos láurico y mirístico (C12 y C14) corresponden al 70% de la composición de los ácidos grasos en el aceite, por lo tanto la fracción de alcoholes producto contendrá en su mayoría alcoholes laurílico y mirístico. En la Tabla 1 se presenta las propiedades físico-químicas de estos alcoholes.

Tabla 1. Propiedades Físico-químicas de los Alcoholes Laurílico y Miristílico

PROPIEDAD	ALCOHOL LAURÍLICO	ALCOHOL MIRISTÍLICO
Peso Fórmula	186,33 g/mol	214,39 g/mol
Materia Grasa	> 97%	> 95%
Índice de Acidez	< 0.1	< 0.1
Índice de Saponificación	< 0.4	< 0.3
Índice de Yodo	< 0.3	< 0.3
Índice de Hidroxilo	292-301	255-262
Temperatura de Fusión	24-27 °C	37-39°C
Temperatura de Ebullición	260-262°C	277-288°C
Densidad a 25°C (g/cc)	0,83-0,84	0,82-0,83
Calor Específico (sólido)	-	426.5 J/mol K
Calor Específico (líquido)	439,4 J/mol K	516 J/mol K
Punto de Inflamación	127°C	145°C
Temperatura de Ignición	275°C	240°C
Gravedad Específica	0,83	0,8230
Solubilidad en Agua (20°C)	Insoluble	Insoluble
Solubilidad en Éter (20°C)	Soluble	Soluble
Solubilidad en Acetona (20°C)	Soluble	-

Fuente: ChemDAT – The Merck Chemical Databases

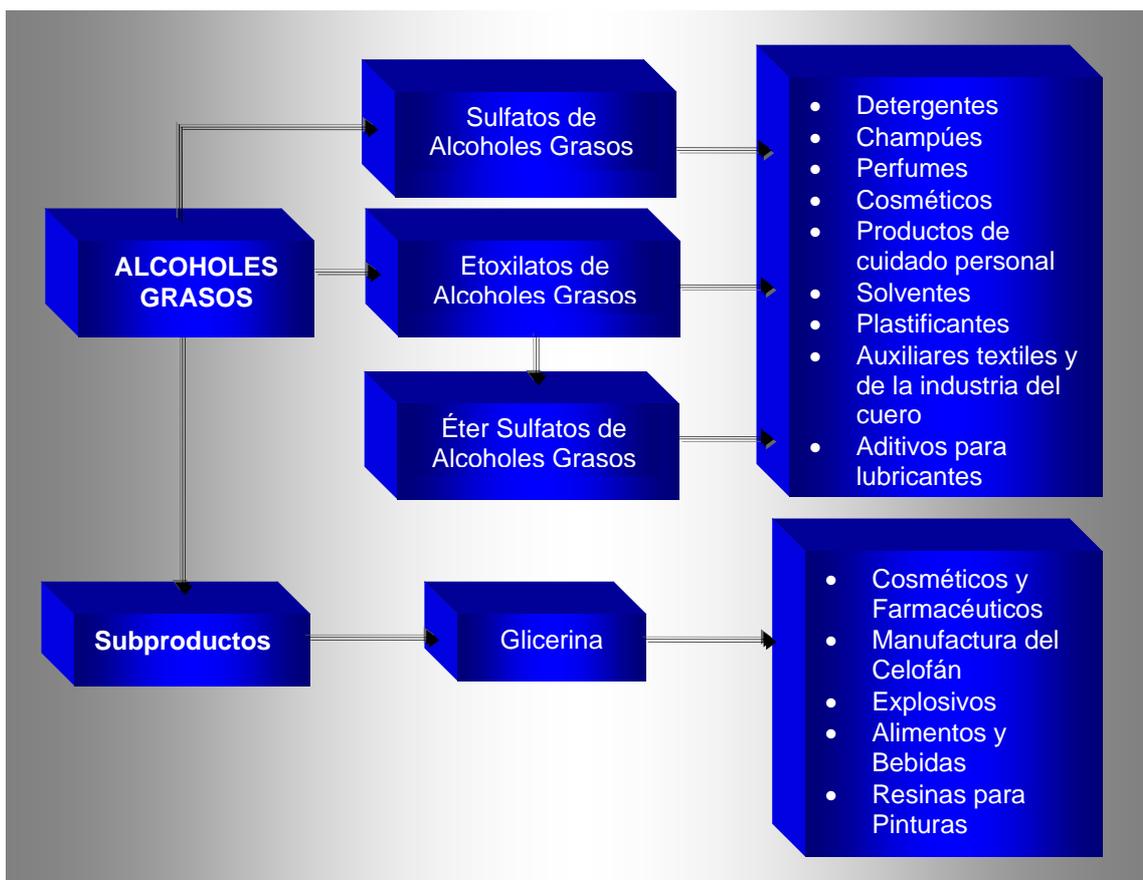
1.1.1 Usos y aplicaciones

Los alcoholes grasos son predominantemente usados como materia prima para la producción de surfactantes, plastificantes y resinas sintéticas. Son también usados como aditivos para varios productos de consumo tales como champú y cosméticos, Otras aplicaciones incluyen lubricantes y en los mercados químicos, ya sea como derivados o alcoholes base.

Son frecuentemente clasificados en el mercado según su uso. El principal uso de los alcoholes que contienen de 6 a 11 átomos de carbono es la producción de ésteres plastificantes, por lo tanto son también llamados alcoholes plastificantes. Para alcoholes superiores que contienen por ejemplo de 11 a 20 átomos de carbono, el mayor uso es la producción de detergentes sintéticos, por lo cual son llamados alcoholes detergentes.

La glicerina es un subproducto inevitable en la producción de alcoholes grasos por la ruta de hidrogenación de ésteres de metilo. Se utiliza en las industrias de cosméticos, fármacos, explosivos y alimentos. En la Figura 1 se resume las principales aplicaciones de los alcoholes grasos y la glicerina.

Figura 1. Árbol de Aplicaciones de Alcoholes Grasos



1.1.2 Especificaciones de Calidad

Los alcoholes grasos deben cumplir unas especificaciones mínimas que determinan su calidad y poder de comercialización. Estas especificaciones son presentadas en la Tabla 2.

Por otra parte cualquier empresa de base tecnológica debe implementar un sistema de administración de calidad de acuerdo con las normas ISO 9000 para garantizar la calidad del producto y tener fácil acceso a los mercados internacionales.

Tabla 2. Especificaciones Comerciales de los Alcoholes Grasos

PARÁMETRO	VALOR
Índice Ácido	0,1 máx.
Índice de Saponificación	1,0 máx.
Índice de Yodo	0,5 máx.
Índice de Hidroxilo	285-295
Índice de Carbonilo	100 ppm máx.
Humedad (%Peso)	0,2 máx.
Hidrocarburos (% Peso)	0,5 máx.
Color APHA	10 máx.

Fuente: Kao Corporation, KALKOL 2450 Product Specification Sheet.

A continuación se presenta algunas definiciones de las especificaciones comerciales contenidas en la tabla anterior.

Índice ácido: es una medida del contenido de ácidos grasos libres del alcohol producto. Se define como el número de mg de KOH requeridos para neutralizar el contenido de ácidos grasos libres en 1 g de alcohol.

Índice de Saponificación: es una medida del contenido de ésteres libres del alcohol producto. Se define como el número de mg de KOH requeridos para saponificar los ésteres y ácidos en un 1 g de alcohol.

Índice de Yodo: es una medida de la cantidad de enlaces dobles o insaturaciones que contiene el alcohol producto. El índice de yodo es determinado agregando yodo al doble enlace carbono carbono.

Índice de Carbonilo: durante el procesamiento y almacenaje de alcoholes grasos, es inevitable encontrar trazas de material oxidadas a carbonilos. La

concentración de carbonilo de alcoholes grasos es definida por el índice de carbonilo como partes por millón. Los alcoholes grasos de calidad superior tienen valores del índice de carbonilo menor de 50 ppm.

La calidad de los alcoholes producto se incrementa a medida que los valores de Índice Ácido e Índice de saponificación son más pequeños.

1.2 ANÁLISIS DE LA DEMANDA

1.2.1 Demanda Mundial

La demanda mundial de alcoholes grasos en el año 2000 fue de 1,6 millones de toneladas de la cual el 70% fue destinada a la producción de surfactantes.

La demanda proyectada para el año 2005 por la AOMG (*ASEAN¹ Oleochemicals Manufacturers Group*) es de 1,8 millones de toneladas. El 5% de esta demanda corresponde a los países de Asia Sureste [1].

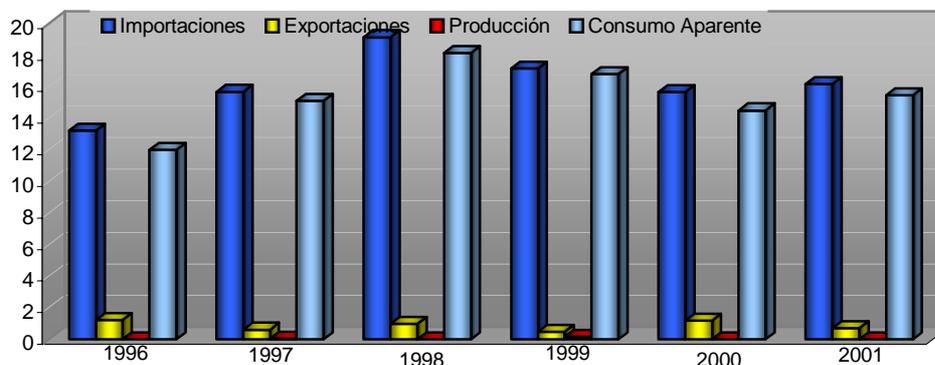
En general se espera que la demanda de alcoholes grasos crezca con el aumento de la población y se prevé que la mayor demanda ocurrirá en los mercados de Norte América y Europa Occidental. También se espera que el incremento en el consumo de estos mercados sea ampliamente dirigido de alcoholes grasos sintéticos a alcoholes grasos naturales [2].

La demanda mundial ha tenido una tasa de crecimiento anual de 2-3% en los últimos años y el mayor crecimiento de la demanda se espera en el mercado de Asia Pacífica [3].

¹ Association of Southeast Asian Nations

1.2.2 Demanda Nacional

Figura 2. Comportamiento Comercial de los Alcoholes Grasos en Colombia 1996-2001 (1.000 Ton)



Fuente: Departamento Nacional de Estadísticas, DANE

La Figura 2 muestra el comportamiento que los alcoholes grasos han tenido durante los últimos años en nuestro país. Se observa que las importaciones son el mecanismo para satisfacer la demanda nacional ya que la producción en nuestro país ha sido nula. En el año 1998 se importó la mayor cantidad y alcanzó un valor de 19.129 toneladas.

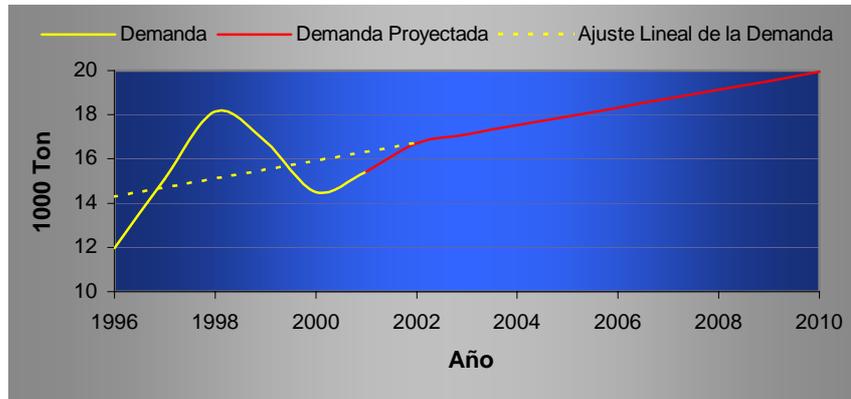
Las exportaciones no tienen valores significativos en comparación con los volúmenes de consumo e importación. En los años 1996, 1998 y 2000 se han registrado las mayores cantidades exportadas con valores de 1.217, 987 y 1.157 toneladas.

1.2.3 Proyección de la Demanda Nacional

En la Figura 3 se muestra la proyección de la demanda nacional de alcoholes grasos, la cual se hace a partir de la información del consumo nacional aparente. Esta proyección se realiza mediante un ajuste lineal del

comportamiento histórico de la demanda y su correspondiente extrapolación a 10 años.

Figura 3. Proyección de la Demanda Nacional de Alcoholes Grasos



Los alcoholes grasos son directamente convertidos a sulfatos y etoxilatos de alcoholes grasos (surfactantes) que son materias primas para la elaboración de cosméticos, productos de aseo y cuidado personal. Por esta razón la demanda de alcoholes grasos está ligada a la demanda de estos productos.

Los productos de aseo, que son principalmente jabones y detergentes junto con los de cuidado personal, por ser productos de la canasta familiar tienen una demanda más recurrente y estable que los cosméticos [4]. Sin embargo la demanda generalizada de este sector se incrementa en forma proporcional al crecimiento de la población. De acuerdo con lo anterior es acertada una proyección lineal para la demanda de alcoholes grasos en referencia al crecimiento poblacional, ya que hoy en día no hay productos disponibles que sustituyan a los alcoholes grasos [2].

La demanda nacional promedio en el período de 1996 a 2001 fue de 16.272 toneladas por año y la mayor demanda insatisfecha fue 18.140 toneladas en el año 1998.

A partir del análisis de regresión lineal se hace un pronóstico de la demanda hasta el año 2010, en el que la demanda sería aproximadamente 20.000 toneladas al año.

1.3 ANÁLISIS DE LA OFERTA

1.3.1 Oferta Mundial

La capacidad mundial de alcoholes grasos en el año 2000 era de 2,1 millones de toneladas al año, de las cuales el 50% se obtiene por la ruta oleoquímica y el otro 50% a partir del petróleo.

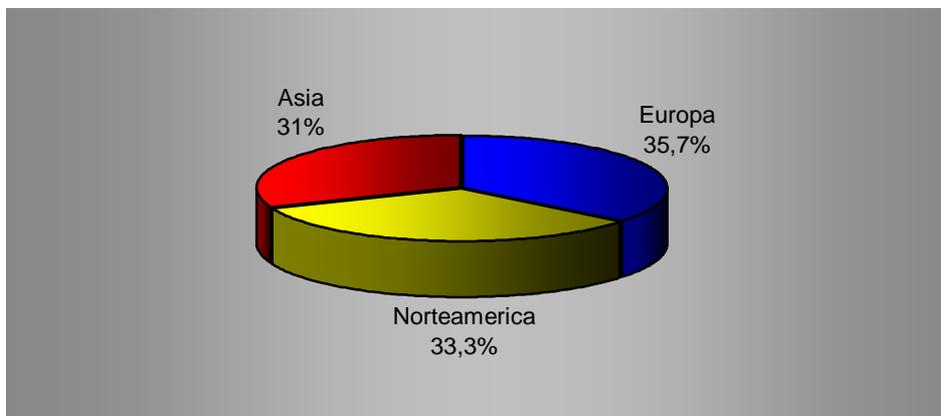
La producción esperada para el 2005 es 2,2 millones de toneladas [4].

El mayor productor es el continente europeo con una capacidad de 750.000 Ton / año y corresponde al 35,7% aproximadamente de la producción mundial. En segundo lugar se encuentra Norteamérica con un 33,3% y finalmente Asia con un 31% [6]. Ver Figuras 4 y 5.

En el Anexo A se presenta un listado de las principales empresas productoras de alcoholes grasos en el mundo.

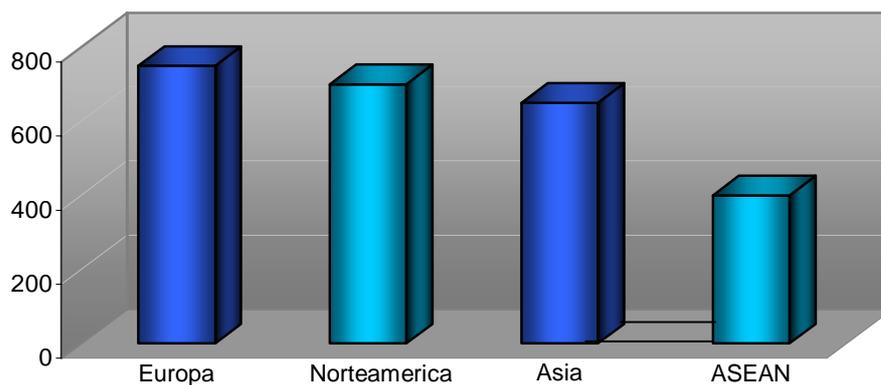
El 70% del mercado de alcoholes grasos naturales en el mundo se encuentra en manos de tres compañías, Procter & Gamble, Cognis (antiguamente llamado Henkel) y Kao

Figura 4. Distribución de la Producción Mundial de Alcoholes Grasos



Fuente: ASEAN Oleochemicals Manufacturers Group, AOMG

Figura 5. Capacidad Mundial de Producción de Alcoholes Grasos (1000 Ton)



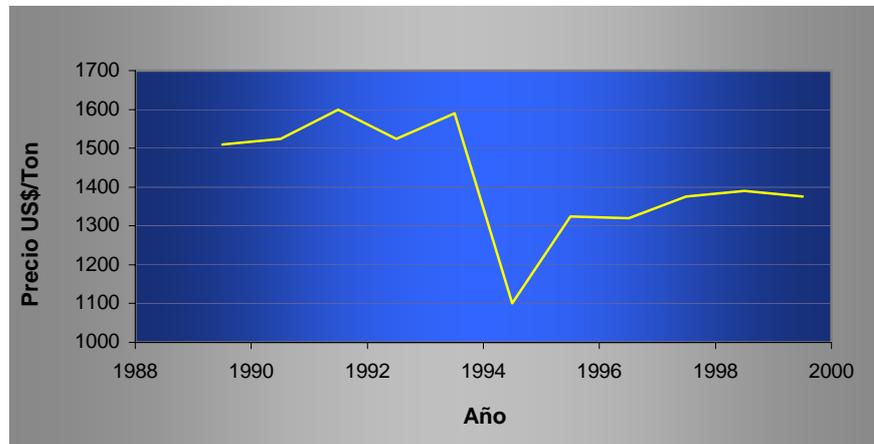
Fuente: ASEAN Oleochemicals Manufacturers Group, AOMG

1.3.2 Oferta Nacional

En Colombia no existen empresas productoras de alcoholes grasos. Algunos alcoholes grasos han sido obtenidos como subproductos de otros procesos pero no hay empresas dedicadas a la obtención exclusiva de estos productos. Como ya se mencionó anteriormente, se puede decir que la producción en nuestro país ha sido nula. Ver figura 2.

1.4 ANÁLISIS DE PRECIOS

Figura 6. Precio de los Alcoholes Grasos Naturales



Fuente: Holdiko Perkasa Olechemical Industry Overview, CIF Price

En la Figura 6 se presenta el comportamiento del precio de los alcoholes grasos naturales durante la década del 90. En ella se puede apreciar una caída sustancial del precio durante 1994 de US\$1.100 / Ton, debido a un incremento de la competencia en la industria. A partir del año 1995 el precio de venta fue relativamente estable y osciló entre US\$1.300 y US\$1.400 por tonelada [2].

1.5 DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA

La principal materia prima del proceso es el aceite de palmiste, el cual es obtenido del núcleo del fruto de la Palma Africana "*Elaeis Guineensis*". Junto al aceite de coco son conocidos como aceites láuricos ya que el ácido láurico es aproximadamente el 48% de su composición de ácidos grasos y ningún otro aceite tiene más de un 1% y las grasas alcanzan solo un 3%.

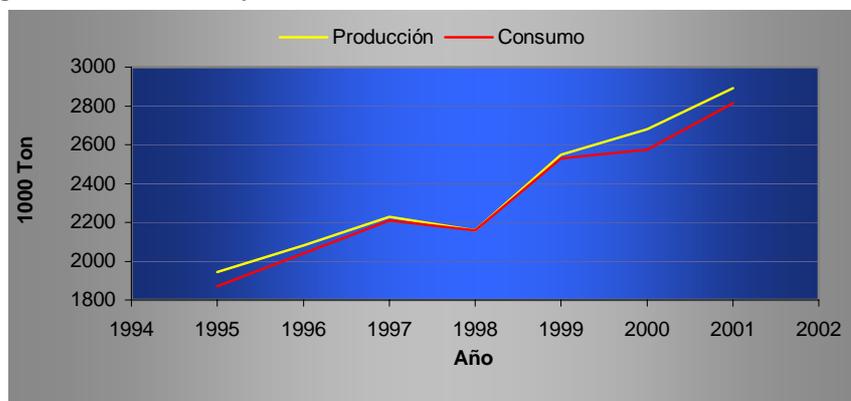
El aceite de palmiste es un aceite saturado en un 80%.

Colombia es el cuarto productor del mundo de aceite de palmiste después de Malasia, Indonesia y Nigeria.

A continuación se presenta un breve análisis de la demanda y la oferta del aceite de palmiste.

1.5.1 Demanda y Oferta

Figura 7. Producción y Consumo Mundial de Aceite de Palmiste 1995-2001

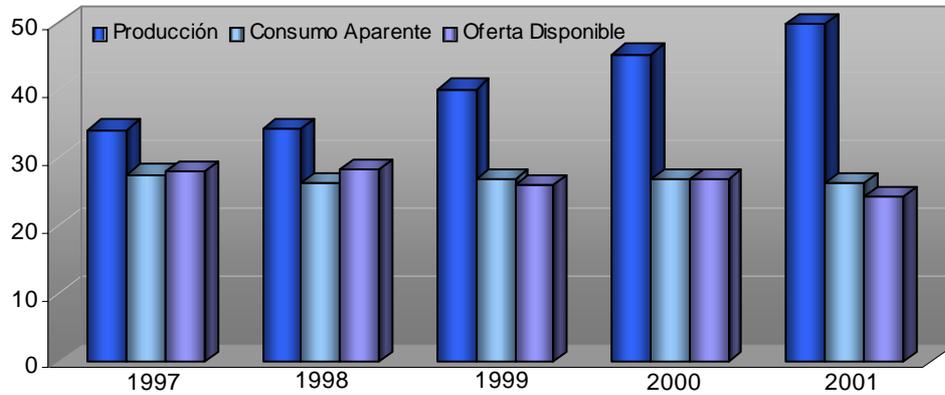


Fuentes: Oil World Annual 2001 y Estadísticas Fedepalma

En la Figura 7 se observa que la producción y el consumo mundial de aceite de palmiste en el período de 1995 a 1999 fueron muy similares; pero a partir del año 1999 la producción muestra una tendencia de incremento mayor que la del consumo.

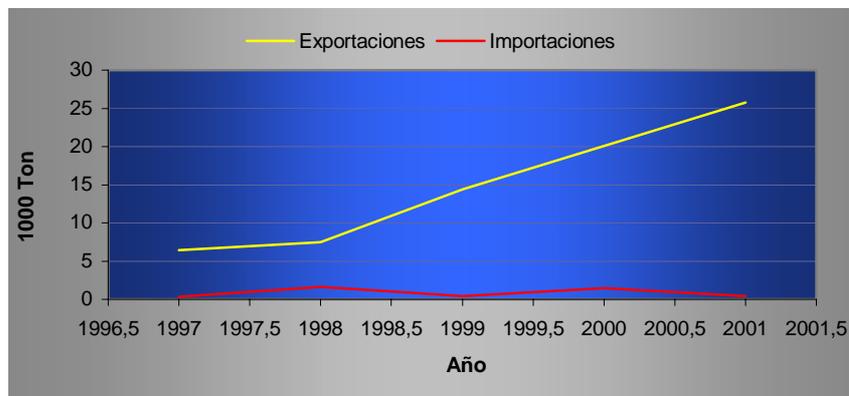
En la Figura 8 se puede apreciar que la producción nacional de aceite de palmiste se ha incrementado considerablemente durante los últimos años. Sin embargo la oferta disponible ha disminuido levemente a causa del aumento en las exportaciones mientras el consumo aparente se ha mantenido constante. Ver Figura 9.

Figura 8. Comportamiento Comercial de Aceite de Palmiste en Colombia 1997- 2001 (1000 Ton)



Fuente: Estadísticas Fedepalma

Figura 9. Exportaciones e Importaciones de Aceite de Palmiste en Colombia 1997-2001

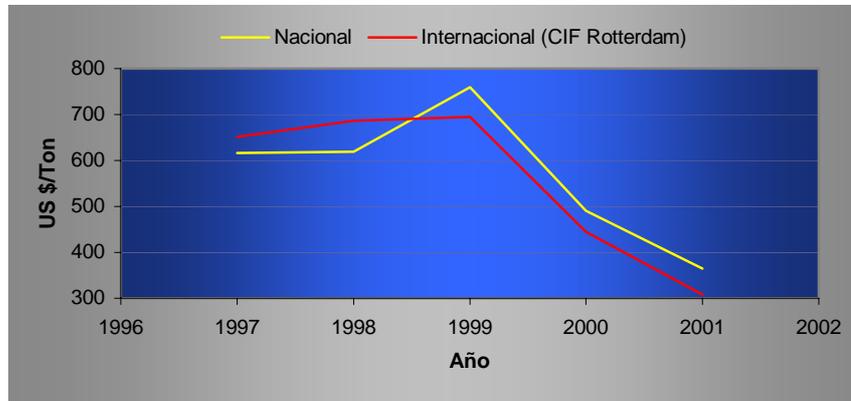


Fuente: Estadísticas Fedepalma

Las exportaciones de aceite de palmiste en Colombia han aumentado notablemente desde 1998, año en el cual se exportaron 7.500 Ton, mientras que en el período de 1997 a 2001 las importaciones han sido inferiores a las 1.600 Ton / año y su variación ha sido relativamente constante como se muestra en la Figura 9.

1.5.2 Precios

Figura 10. Precio del Aceite de Palmiste 1997-2001



Fuentes: Oil World Annual 2001 y Estadísticas Fedepalma

En La figura 10 se muestra que el precio nacional de venta del aceite de palmiste en el año 1997 y hasta mediados de 1998 estuvo por debajo del precio internacional en el mercado CIF Róterdam, pero en 1999 alcanzó un valor de US\$ 759 por tonelada mientras el precio internacional fue US\$ 694 por tonelada. Desde 1999 el precio nacional estuvo por encima del precio internacional de venta hasta el 2001.

1.6 CANALES DE COMERCIALIZACIÓN

Los alcoholes grasos son compuestos que tienen aplicaciones definidas en la industria de cosméticos, productos de aseo y cuidado personal, por lo tanto los consumidores o clientes potenciales son las empresas de este sector industrial.

La mejor vía para comercializar estos productos es la venta directa a los clientes para evitar intermediarios que aumenten el precio de venta.

Los alcoholes grasos obtenidos (C8-C18) son líquidos a temperatura ambiente.

La información que debe tenerse en cuenta para la comercialización se resume en la Tabla 3.

Tabla 3. Regulaciones de Almacenamiento y Transporte de Alcoholes Grasos (C8-C18)

NOMBRE	FÓRMULA	ALMACENAMIENTO	INFORMACIÓN RELATIVA AL TRANSPORTE*
Alcohol Caprílico	$C_8H_{18}O$	-Bien Cerrado -Bien Ventilado -Lejos de Fuentes de Ignición o Calor -No hay restricciones para la temperatura de almacenamiento	No está sujeto a regulaciones de transporte
Alcohol Cáprico	$C_{10}H_{22}O$	-Bien Cerrado -Bien Ventilado -Lejos de Fuentes de Ignición o Calor -Temperatura de almacenamiento: 15 – 25°C	Terrestre: GGVS, GGVE, ADR, RID Fluvial: ADN, ADNR Marítimo: IMDG, GGVSee Aéreo: ICAO, IATA
Alcohol Laurílico	$C_{12}H_{26}O$	-Bien Cerrado -Seco -Temperatura de almacenamiento: 15 – 25°C	Terrestre: GGVS, GGVE, ADR, RID Fluvial: ADN, ADNR Marítimo: IMDG, GGVSee Aéreo: ICAO, IATA
Alcohol Miristílico	$C_{14}H_{30}O$	-Bien Cerrado -Seco -Temperatura de almacenamiento: 15 – 25°C	No está sujeto a regulaciones de transporte
Alcohol Palmítico	$C_{16}H_{34}O$	-Bien Cerrado -Seco -Bien Ventilado -Temperatura de almacenamiento: < 30°C	No está sujeto a regulaciones de transporte
Alcohol Estearílico	$C_{18}H_{38}O$	-Bien Cerrado -Seco -Temperatura de almacenamiento: 15 – 25°C	No está sujeto a regulaciones de transporte
Alcohol Oleílico	$C_{18}H_{36}O$	-Bien Cerrado -Sin más exigencias -Temperatura de almacenamiento: 15 – 25°C	No está sujeto a regulaciones de transporte

* La información relativa al transporte se menciona de acuerdo a la reglamentación internacional y en la forma como se aplica en Alemania (GGVS/GGVE). Estas restricciones son válidas para el embalaje completo!

Fuente: ChemDAT – The Merck Chemical Databases

1.7 CONCLUSIÓN DEL ESTUDIO EXPLORATORIO DE MERCADOS

La demanda de alcoholes grasos en Colombia, como se mencionó anteriormente, está ligada a la demanda de productos de aseo para el hogar, el cuidado personal y cosméticos. El crecimiento de esta demanda se debe principalmente al desarrollo de nuevos y mejores productos en el sector de detergentes. En general la demanda de alcoholes grasos se caracteriza por ser una demanda creciente, estable y proporcional al crecimiento de la población.

Un aspecto que beneficia la demanda de alcoholes grasos naturales en particular, es la renovabilidad de sus fuentes de obtención, ya que facilita el proceso de certificación para que los productos ingresen a los mercados verdes. Así mismo han mostrado tener mayor preferencia por los consumidores debido a las estrategias de mercadeo usadas en los últimos años en pro de la protección del medio ambiente.

Una característica particular de la industria de alcoholes grasos naturales, es la existencia de pocas empresas productoras. Cerca del 70% de la producción mundial se encuentra en manos de 3 compañías: Procter & Gamble, Kao Chemicals y Cognis (Henkel). Estas empresas son líderes en el mercado mundial de productos de aseo y cuidado personal por lo tanto son también las mayores consumidoras de alcoholes grasos [6].

La demanda nacional de alcoholes grasos en el año 2001 ascendía a 15.430 toneladas y constantemente ha sido satisfecha mediante la importación de estos productos ya que no existen empresas productoras en el país. La proyección realizada de la demanda señala que para el año 2010 el consumo de alcoholes grasos será aproximadamente 20.000 toneladas por año.

Por otra parte la producción de aceite de palmiste en el año 2001 alcanzó un valor de 49.871 toneladas y el incremento en la producción se ha mantenido en constante crecimiento, lo cual garantiza la disponibilidad de materia prima.

Se puede concluir que el establecimiento de una planta para producir alcoholes grasos es viable comercialmente ya que la demanda nacional está insatisfecha dentro del mercado nacional.

2. DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ALCOHOLES GRASOS

2.1 TAMAÑO DE LA PLANTA

Para determinar el tamaño de la planta se tiene en cuenta factores como la demanda nacional que fue previamente establecida con el estudio exploratorio de mercados, la disponibilidad de materia prima y la disponibilidad de la tecnología y los equipos.

2.1.1 Demanda

El tamaño propuesto debería ser tal que pueda cubrir como mínimo la demanda nacional actual; por lo tanto el tamaño de la planta puede ser igual o mayor a dicha demanda.

En el estudio exploratorio de mercados realizado se demostró que Colombia tiene una demanda promedio insatisfecha de 16.272 Ton / año y la demanda proyectada para el año 2010 es de 20.000 Ton / año aproximadamente.

Para que el proyecto garantice una buena rentabilidad debe tener la posibilidad de suplir nuevos mercados, de manera que se tiene también en cuenta la demanda de la CAN (Comunidad Andina de Naciones: Bolivia, Colombia, Ecuador, Perú y Venezuela).

Durante el período de 1991 a 2001, la Comunidad Andina registra valores promedio de importaciones y exportaciones de alcoholes grasos de 50.900

Ton / año y 8.590 Ton / año respectivamente. Debido a que no existen empresas productoras de alcoholes grasos en toda la CAN se puede concluir que hay un consumo aparente promedio de 42.310 Ton / año que corresponde a la demanda actual de esta región.

De acuerdo con lo anterior, se propone inicialmente un tamaño de planta de 50.000 Ton / año que permita cubrir la demanda nacional y el resto de la Comunidad Andina.

2.1.2 Disponibilidad de Materia Prima

Para producir 50.000 Ton/año de alcoholes grasos se requiere procesar alrededor de 60.000 Ton/año de aceite de palmiste, si se asume una conversión total del 85% que corresponde a un valor en el rango de los procesos actualmente existentes.

La producción nacional de aceite de palmiste en el año 2001 fue 49.781 Ton/año con una tasa de crecimiento anual de 9.6% lo cual indica que en el 2003 la producción nacional estará muy cerca de las 60.000 Ton/año.

Históricamente se observa que el 50% de la producción nacional se exporta y se ha mantenido una oferta disponible aproximada de 25.000 Ton/año. Ver Figura 8, página 12.

En cuanto a la disponibilidad de materia prima se tienen dos opciones, la primera es lograr acuerdos económicos para poder comprar todo el aceite de palmiste necesario a los productores nacionales y la segunda comprar toda la oferta disponible del país e importar el resto.

Para la primera alternativa es claro que en la posible fecha de ejecución de este proyecto la producción nacional habría superado considerablemente las 60.000 Ton/año según la tasa de crecimiento anual reportada por Fedepalma luego se podría comprar toda la materia prima en el país, la cual representa la mejor opción porque se evitarían gastos de importación y también se logra retener buena parte del capital nacional que se escapa en la importación de alcoholes grasos y productos derivados de estos.

En caso que los productores nacionales prefieran seguir exportando el aceite, se compraría la oferta disponible remanente y el resto se puede importar de países como Ecuador, Brasil y Costa Rica e incluso de Malasia e Indonesia que son los mayores productores mundiales.

En la Tabla 6 se presenta un listado de los proveedores nacionales y en el Anexo B se presenta un listado de los principales proveedores internacionales de aceite de palmiste.

En cualquiera de los casos anteriormente citados; el tamaño de la planta propuesto inicialmente es viable con respecto a la disponibilidad de materia prima.

2.1.3 Disponibilidad de la Tecnología y Equipos

Una planta de 50.000 Ton/año de alcoholes grasos es viable tecnológicamente, ya que se encuentra dentro del intervalo de capacidad instalada de las principales plantas productoras del mundo. Además existen fabricantes que ofrecen un amplio rango de capacidad que incluyen el tamaño propuesto; tal como se ilustra en la Tabla 4.

La información presentada en la Tabla 4 no solo permite confirmar que existe la posibilidad de comprar la tecnología y los equipos para el tamaño de la planta deseado; también permite concluir que de ser instalada una planta de 50.000 Ton/año para producir alcoholes grasos en Colombia, se puede entrar con paso firme en el mercado de alcoholes grasos pues la capacidad de producción sería muy cercana a los principales productores del mundo.

Tabla 4. Capacidad de Producción de las Principales Plantas Productoras de Alcoholes Grasos Naturales en el Mundo

PAÍS	EMPRESA	CAPACIDAD (Ton / año)
Alemania	Cognis (Henkel) - Dusseldorf	50.000
	Lurgi (Fabricante)	20.000 - 75.000
USA	Procter & Gamble – Sacramento	No encontrada
Filipinas	Kao Chemicals	30.000
Inglaterra	Davy Process Technology (Fabricante)	30.000 - 80.000
Malasia	Ecogreen – Medan	30.000
	Ecogreen – Batam	80.000
	Kao Chemicals	165.000
	Procter & Gamble – Kuantan	75.000
Indonesia	P.T. Batamas Megah	60.000
	P.T. Prima Inti Perkasa	30.000

Fuente: Web Sites de las Empresas

2.2 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

Para determinar la mejor ubicación del proyecto, se analizaron diversos factores en diferentes ciudades del país, mediante la aplicación de un método cualitativo de puntos [7].

El método cualitativo de puntos consiste en:

- A. Hacer un listado de las posibles ciudades donde podría ubicarse la planta.
- B. Hacer un listado de los factores relevantes para la ubicación de la planta.
- C. Asignar un valor porcentual a cada factor, para indicar su importancia relativa (La suma de los porcentajes debe ser 100%).

- D. Asignar una escala común de valoración a cada factor.
- E. Evaluar la información obtenida y asignar puntuaciones a los distintos factores en las diferentes ciudades.
- F. Determinar las puntuaciones ponderadas parciales y totales.

La ciudad que obtenga la mayor puntuación total ponderada es la indicada para la localización de la planta.

2.2.1 Aplicación del Método Cualitativo de Puntos

Las ciudades preseleccionadas para la posible localización de este proyecto fueron: Barrancabermeja, Barranquilla, Bucaramanga, Cali, Cartagena, Ciénaga, Medellín, Pasto, Santafé de Bogotá D.C. y Villavicencio. Estas ciudades fueron preseleccionadas bajo los criterios de: ciudades principales, con tendencia industrial establecida y ciudades más grandes, cercanas a los principales municipios productores de aceite de palmiste crudo, que es la materia prima a la cual se quiere dar valor agregado con el presente proyecto. En la Tabla 5 se presenta el listado de los factores considerados como relevantes para determinar la ubicación de la planta y el porcentaje asignado para la puntuación total.

Tabla 5. Factores Relevantes para la Localización de la Planta

FACTOR	PORCENTAJE ASIGNADO
Cercanía a la materia prima	20
Cercanía al mercado consumidor	15
Vías de acceso	13
Disponibilidad de servicios	12
Mano de obra disponible	10
Costo de vida	9
Impacto ambiental	8
Costo de terrenos	8
Estímulos fiscales	5

La valoración de todos los factores se hace con una escala de 0 a 10, asignando 10 a la ciudad en que determinado factor es óptimo, 0 a la ciudad donde el factor es nulo ó deficiente y valores intermedios según el caso.

2.2.2 Análisis de Factores para el Estudio de la Localización de la Planta

◆ Cercanía a la Materia Prima

La principal materia prima del proceso, como ya se mencionó, es el aceite de palmiste. En menores proporciones se requieren otros insumos como metanol e hidrógeno y en cantidades más pequeñas, catalizadores y algunas otras sustancias.

Los volúmenes requeridos de catalizadores y otras sustancias no son significativos comparados con los volúmenes de los otros insumos del proceso por lo tanto no son tenidos en cuenta para la evaluación de este factor.

En las Tablas 6, 7 y 8 se presentan los listados de los productores más cercanos y en la Figura 11 se muestra la localización de los productores y las ciudades analizadas.

Tabla 6.1 Productores de Aceite de Palmiste en Colombia

DEPARTAMENTO	MUNICIPIO	EMPRESA O RAZÓN SOCIAL
Cesar	Agustín Codazzi	Oleoflores Ltda.
	San Alberto	Indupalma
	San Martín	Palmas del Cesar S.A.
Magdalena	Ciénaga	Gradesa S.A.
		Extractora de Aceite El Roble S. A.
		Padelma Ltda.
	El Retén	Aceites S.A.
Meta	Cumaral	Hacienda La Cabaña S.A.
	San Carlos de Guaroa	Manuelita S.A.

Tabla 6.2 Productores de Aceite de Palmiste en Colombia

DEPARTAMENTO	MUNICIPIO	EMPRESA O RAZÓN SOCIAL
Nariño	Tumaco	Astorga S.A.
		Palmeiras S.A.
Santander	Puerto Wilches	Palmas Oleaginosas Bucarelia S.A
		Palmeras de Puerto Wilches S.A.

Fuente: Fedepalma

Tabla 7. Productores de Metanol en la Comunidad Andina

PAÍS	CIUDAD	EMPRESA O RAZÓN SOCIAL
Perú	Lima	Induquímica del Sol S.R.L.
Venezuela	Caracas	PEQUIVEN
	Puerto La Cruz	Metanol de Venezuela C. A.
	Antonio José	Metanol de Oriente
		Supermetanol

Fuente: Comunidad Andina

Tabla 8. Productores de Hidrógeno en Colombia

DEPARTAMENTO	CIUDAD	EMPRESA O RAZÓN SOCIAL
Antioquia	Medellín	AGA Fano S.A.
		Cryogas
Atlántico	Barranquilla	AGA Fano S.A.
		Praxair Inc.
Bolívar	Cartagena	AGA Fano S.A.
		Praxair Inc.
Cundinamarca	Santafé de Bogotá D.C.	AGA Fano S.A.
		Praxair Inc.
	Faca	Praxair Inc.
Santander	Barrancabermeja	AGA Fano S.A.
	Bucaramanga	AGA Fano S.A.
		Praxair Inc.
Valle del Cauca	Cali	AGA Fano S.A.

Fuente: Directorio Industrial y Comercial 2002

Figura 11. Localización de Productores de Materia Prima e Insumos Principales



Una vez hecho el análisis de este factor, las ciudades que presentan mayor ventaja por su cercanía a la materia prima son en primero y segundo lugar, Barrancabermeja y Ciénaga, en tercer lugar se encuentran Barranquilla y Bucaramanga.

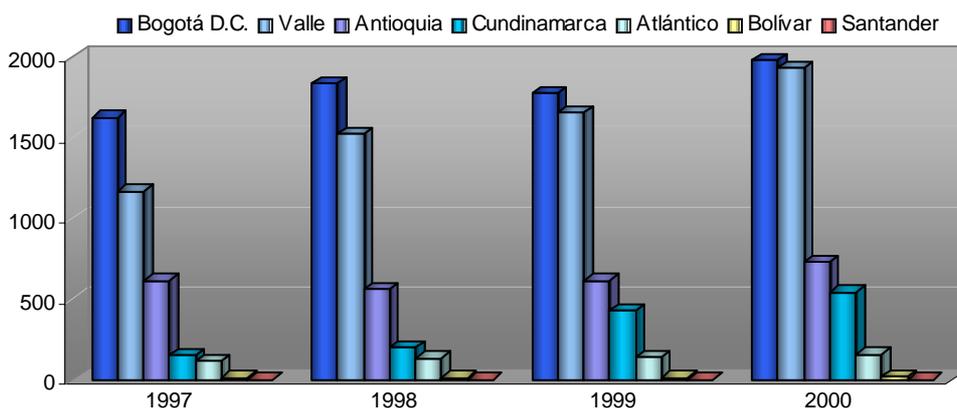
◆ Cercanía al Mercado Consumidor

La fracción de alcoholes grasos obtenida en el proceso propuesto, es rica en alcohol laurílico (42 - 48%) y miristílico. Estos alcoholes son usados para la producción de surfactantes y otros compuestos que tienen su aplicación final en la industria de cosméticos y productos de aseo.

En Colombia las principales zonas de producción de surfactantes, productos de aseo, cuidado personal y cosméticos son las tres ciudades más importantes del país, Santafé de Bogotá D.C., Cali y Medellín.

En la Figura 12 se reproducen datos de la encuesta anual manufacturera del DANE del año 2000 en la que se observa que Santafé de Bogotá D.C. registra las más altas cifras de producción de la agrupación industrial que contiene el grupo de jabones, preparados de limpieza, perfumes, cosméticos y otros productos de tocador; esto permite suponer que en Santafé de Bogotá D.C. se concentra el mayor consumo de alcoholes grasos.

Figura 12. Producción Nacional de la Agrupación Industrial 352² (1.000 Millones)



Fuente: Encuesta Anual Manufacturera 2000, DANE

En el Anexo C se presenta un listado de las principales empresas productoras y comercializadoras de productos de aseo, cuidado personal y cosméticos en Colombia, en el cual se puede confirmar que la capital del país es la zona de mayor producción de ésta industria y por lo tanto es la zona de mayor consumo de alcoholes grasos.

² El código 352 corresponde a la agrupación industrial: "Fabricación de otros productos químicos", la cual contiene los siguientes grupos industriales: 3521 Fabricación de Pinturas, Barnices y Lacas, 3522 Fabricación de productos farmacéuticos y medicamentos, 3523 Fabricación de jabones y preparados de limpieza, perfumes, cosméticos y otros productos de tocador, 3528 Fabricación de diversos productos químicos, 3529 Fabricación de productos químicos nep; según CIUU Rev. 2.

Con base en lo anterior, Santafé de Bogotá D.C. es considerada como el mercado consumidor objetivo para la evaluación de este factor.

En la valoración de este factor se concluye que las ciudades privilegiadas por su cercanía al mercado consumidor son Santafé de Bogotá D.C., Cali y Medellín respectivamente.

◆ Vías de acceso

Para evaluar este factor se tiene en cuenta las principales vías de acceso aéreas, marítimas y terrestres que tienen las ciudades preseleccionadas, las cuales se resumen en la Tabla 9. La ciudad mejor calificada será aquella donde hay mejores posibilidades de acceso.

Tabla 9. Vías de Acceso existentes en las Ciudades Preseleccionadas

CIUDAD	VÍAS DE ACCESO		
	AÉREAS	MARÍTIMAS	TERRESTRES
Barrancabermeja	Aeropuerto Yariguiez	-	Troncal del Magdalena Medio
Barranquilla	Aeropuerto Internacional Ernesto Cortissoz	Tiene Puerto de Carga General	Vía Panamericana
Bucaramanga	Aeropuerto Principal Palonegro	-	Vía Panamericana
Cali	Aeropuerto Internacional Alfonso Bonilla Aragón	Cerca al Puerto de Buenaventura	Vía Panamericana
Cartagena	Aeropuerto Internacional Rafael Núñez	Tiene Puerto de Carga General	Vía Panamericana
Ciénaga	-	Cerca al Puerto de Santa Marta	Vía Panamericana
Medellín	Aeropuerto Internacional José María Córdoba	-	Vía Panamericana
Pasto	Aeropuerto Principal Antonio Nariño	Cerca al Puerto de Tumaco	Vía Panamericana
Santafé de Bogotá D.C.	Aeropuerto Internacional El Dorado	-	Vía Panamericana
Villavicencio	Aeropuerto Vanguardia	-	Vía Panamericana

Fuentes: Aeronáutica Civil, Ministerio de Transporte

◆ Disponibilidad de Servicios

Los principales servicios requeridos para el funcionamiento de la planta son agua, energía eléctrica y gas.

Todas las ciudades analizadas tienen disponibilidad de los servicios requeridos, por lo tanto para la evaluación de este factor se tiene en cuenta el costo de los servicios en las diferentes ciudades como criterio de selección.

En la Tabla 10 se presenta el costo promedio de los servicios en sectores industriales según el reporte de la CRA (Comisión de Reguladora de Agua Potable) y la CREG (Comisión Reguladora de Energía y Gas).

En el Anexo D se muestra el cálculo detallado del costo promedio de los servicios.

Tabla 10. Costo Promedio de los Servicios en las Ciudades Preseleccionadas

CIUDAD	AGUA	ENERGÍA ELÉCTRICA	GAS
	(\$ / m ³)	(\$ / kWh)	(\$ / m ³)
Barrancabermeja	426,00	214,90	368,75
Barranquilla	1159,36	176,17	134,36
Bucaramanga	731,66	214,90	375,07
Cali	1148,40	130,75	315,50
Cartagena	1307,45	125,88	135,49
Ciénaga	1110,00	168,34	134,36
Medellín	1571,86	122,87	346,08
Pasto	870,31	176,11	262,06
Santafé de Bogotá D.C.	2072,97	149,64	340,94
Villavicencio	1615,97	131,28	208,00

Fuente: CRA, CREG

Al evaluar el costo de los servicios, las ciudades más convenientes son Cartagena, Ciénaga y Cali respectivamente, en donde los servicios son más económicos.

◆ Mano de obra disponible

El principal indicador para cualificar la mano de obra disponible en cada ciudad es la tasa de desempleo, la cual es mostrada en la Tabla 11.

Tabla 11. Tasa de Desempleo en las Ciudades Preseleccionadas

CIUDAD	TASA DE DESEMPLEO %			
	2000	2001	2002	Promedio
Barrancabermeja	14,91	14,30	16,10	15,10
Barranquilla	13,10	13,00	14,40	13,50
Bucaramanga	18,00	21,10	21,10	20,07
Cali	18,30	20,30	16,70	18,43
Cartagena	15,60	17,50	15,10	16,07
Ciénaga	13,53	13,00	11,40	12,64
Medellín	19,50	20,60	18,80	19,63
Pasto	13,70	18,70	21,40	17,93
Santafé de Bogotá D.C.	17,90	21,10	20,40	19,80
Villavicencio	18,30	19,40	16,40	18,03

Fuente: DANE, Encuesta a los hogares

Las ciudades con mayores tasas de desempleo en los últimos tres años son Bucaramanga, Santafé de Bogotá D.C. y Medellín, por lo tanto obtienen las mayores calificaciones en este factor.

◆ Costo de Vida

El IPC o índice de precios al consumidor, es un indicador que mide la variación de precios de una canasta de bienes y servicios representativos del consumo de los hogares del país. Con este indicador se tiene una idea del costo de vida en las ciudades.

Las ciudades con menor costo de vida son las más indicadas para la ubicación de la planta. En la Tabla 12 se muestra el IPC de los últimos tres años.

Tabla 12. IPC en las Ciudades Preseleccionadas

CIUDAD	ÍNDICE DE PRECIOS AL CONSUMIDOR %			
	2000	2001	2002	Promedio
Barrancabermeja	8,75	7,65	6,99	7,80
Barranquilla	8,12	9,24	7,18	8,18
Bucaramanga	9,59	8,37	7,57	8,51
Cali	8,08	8,25	7,74	8,02
Cartagena	8,60	9,17	7,45	8,41
Ciénaga	8,75	7,65	6,99	7,80
Medellín	8,65	7,10	6,11	7,29
Pasto	10,54	8,15	8,80	9,16
Santafé de Bogotá D.C.	8,87	7,11	6,93	7,64
Villavicencio	7,29	8,10	6,57	7,32

Fuente: DANE, Encuestas Dinámicas

Las ciudades con menor costo de vida durante los últimos tres años son Medellín, Villavicencio y Santafé de Bogotá D.C., por lo tanto en este factor son las más convenientes.

◆ Impacto Ambiental

La valoración del impacto ambiental se hace a partir del **Fr** (Factor Regional)³ asignado en cada una de las ciudades analizadas. Este factor es usado en el cálculo de la tasa retributiva la cual está directamente ligada a la cantidad de vertimientos.

El valor de la Tasa Retributiva⁴ es proporcional al valor del Factor Regional, por lo tanto se desea construir la planta en las ciudades donde el Factor Regional es menor.

³ Factor Regional: es un factor que incide en la determinación de la tasa retributiva y está compuesto por un coeficiente de incremento de la tarifa mínima que involucra los costos sociales y ambientales de los daños causados por los vertimientos al valor de la tarifa de la tasa.

⁴ Tasa Retributiva: es impuesto que debe pagar una persona natural o jurídica, de derecho público o privado por la utilización directa o indirecta del agua como receptor de vertimientos.

En la Tabla 13 se presenta el Factor Regional de las ciudades preseleccionadas y las corporaciones autónomas encargadas en cada ciudad del recaudo de la tasa retributiva.

Tabla 13. Factor Regional en las Ciudades Preseleccionadas

CIUDAD	FACTOR REGIONAL (Fr)	CORPORACIONES AUTÓNOMAS
Barrancabermeja	5	CAS
Barranquilla	1	CRA
Bucaramanga	5	CDMB
Cali	3	CVC
Cartagena	1	CARDIQUE
Ciénaga	1	CORPOMAG
Medellín	1	CORANTIOQUIA
Pasto	1	CORPONARIÑO
Santafé de Bogotá D.C.	1	DAMA
Villavicencio	1	CORPORINOQUIA

Fuente: Ministerio de Medio Ambiente

En la evaluación de este factor solo Bucaramanga, Barrancabermeja y Cali serían inconvenientes para la ubicación de la planta.

◆ **Costo de terrenos**

El costo de terrenos industriales varía de una ciudad a otra y en una misma ciudad depende de la zona específica en que está ubicada el terreno.

Para evaluar este factor se determina el valor promedio del metro cuadrado en cada ciudad y a partir de este valor se asigna la calificación final.

En la Tabla 14 se presenta el costo promedio por metro cuadrado de terrenos industriales en cada ciudad. En el Anexo E se presenta el cálculo detallado de este valor.

Tabla 14. Costo Promedio de Terrenos Industriales en las Ciudades Preseleccionadas

CIUDAD	COSTO PROMEDIO (\$/ m²)
Barrancabermeja	74.167
Barranquilla	200.000
Bucaramanga	100.000
Cali	62.500
Cartagena	117.500
Ciénaga	200.000
Medellín	288.333
Pasto	300.000
Santafé de Bogotá D.C.	250.000
Villavicencio	400.000

Fuente: Lonjas de Propiedad Raíz

Cali, Barrancabermeja y Bucaramanga, en su orden presentan mayores ventajas en referencia al costo de terrenos industriales.

◆ **Estímulos Fiscales**

Cualquier proyecto de base tecnológica desarrollado dentro del territorio nacional, goza de los estímulos fiscales vigentes, contenidos en el estatuto tributario nacional de manera que estos estímulos no son tenidos en cuenta para la evaluación de este factor puesto que todas las ciudades obtendrían el mismo puntaje.

Para evaluar este factor se tiene en cuenta la existencia de zonas francas en las ciudades analizadas y los estímulos particulares otorgados por los gobiernos locales.

Las zonas francas son áreas del territorio nacional que gozan de un régimen aduanero y fiscal especial según ley 109 del 12/12/85. El Anexo F resume la información básica sobre las Zonas Francas y muestra los estímulos fiscales existentes en una zona franca.

En la Tabla 15 se presenta el resumen de los estímulos existentes para cada ciudad.

Tabla 15. Estímulos Fiscales en las Ciudades Preseleccionadas

CIUDAD	ESTÍMULOS Ó INCENTIVOS
Barrancabermeja	-
Barranquilla	Zona Franca
Bucaramanga	Acuerdo 059 30/12/1999
Cali	Zona Franca
Cartagena	Zona Franca
Ciénaga	-
Medellín	Zona Franca
Pasto	-
Santafé de Bogotá D.C.	Zona Franca
Villavicencio	-

Fuente: CIDEIBER, COLCIENCIAS

Las ciudades más convenientes son aquellas en las cuales existen zonas francas porque presentan un régimen fiscal con mayores beneficios para la ubicación de la planta. En Cali existen dos zonas francas por lo tanto es la ciudad que recibe mayor puntuación.

2.2.3 Ciudades más convenientes para la ubicación de la planta

En la Tabla 16 se muestra la matriz final hecha para la valoración de los factores mencionados anteriormente.

Las ciudades más convenientes para la ubicación de una planta para la producción de alcoholes grasos naturales en Colombia son Cali, Santafé de Bogotá D.C. y Cartagena respectivamente.

Tabla 16. Matriz de Evaluación de Ciudades para la Localización de la Planta

CIUDADES		Barrancabermeja		Barranquilla		Bucaramanga		Cali		Cartagena	
FACTORES	PESO	CA	CP	CA	CP	CA	CP	CA	CP	CA	CP
Cercanía a la materia prima	20	8,70	174,00	7,50	150,00	7,50	150,00	4,70	94,00	6,70	134,00
Cercanía al mercado consumidor	15	6,50	97,50	6,00	90,00	6,00	90,00	9,00	135,00	5,50	82,50
Vías de acceso	13	4,50	58,50	10,00	130,00	5,50	71,50	8,50	110,50	10,00	130,00
Disponibilidad de servicios	12	6,04	72,47	6,55	78,58	5,16	61,98	6,68	80,20	7,50	90,03
Mano de obra disponible	10	4,65	46,49	2,93	29,26	10,00	100,00	8,23	82,34	5,69	56,93
Costo de vida	9	7,82	70,36	6,19	55,73	4,78	43,03	6,88	61,89	5,21	46,88
Impacto Ambiental	8	2,00	16,00	10,00	80,00	2,00	16,00	6,00	48,00	10,00	80,00
Costo de terrenos	8	9,72	77,79	6,74	53,93	9,11	72,89	10,00	80,00	8,70	69,57
Estímulos Fiscales	5	2,00	10,00	9,00	45,00	7,00	35,00	10,00	50,00	9,00	45,00
Totales	100	623,11		712,50		640,39		741,93		734,91	
CIUDADES		Ciénaga		Medellín		Pasto		Santafé de Bogotá		Villavicencio	
FACTORES	PESO	CA	CP	CA	CP	CA	CP	CA	CP	CA	CP
Cercanía a la materia prima	20	8,90	178,00	5,60	112,00	7,00	140,00	6,00	120,00	6,40	128,00
Cercanía al mercado consumidor	15	5,50	82,50	8,00	120,00	5,80	87,00	10,00	150,00	7,00	105,00
Vías de acceso	13	4,50	58,50	6,50	84,50	7,50	97,50	6,50	84,50	4,50	58,50
Disponibilidad de servicios	12	6,90	82,75	5,55	66,60	6,54	78,53	3,49	41,83	6,06	72,73
Mano de obra disponible	10	2,00	20,00	9,53	95,26	7,70	76,96	9,71	97,09	7,80	78,03
Costo de vida	9	7,82	70,36	10,00	90,00	2,00	18,00	8,50	76,52	9,87	88,84
Impacto Ambiental	8	10,00	80,00	10,00	80,00	10,00	80,00	10,00	80,00	10,00	80,00
Costo de terrenos	8	6,74	53,93	4,65	37,18	4,37	34,96	5,56	44,44	2,00	16,00
Estímulos Fiscales	5	2,00	10,00	9,50	47,50	2,00	10,00	9,50	47,50	2,00	10,00
Totales	100	636,04		733,04		622,95		741,89		637,11	

Fuente: Cálculo de los Autores

CA: Calificación Asignada
CP: Calificación Ponderada

2.3 TECNOLOGÍAS PARA LA OBTENCIÓN DE ALCOHOLES GRASOS

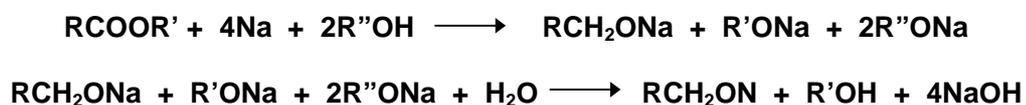
La obtención de alcoholes grasos o alcoholes superiores se inició en 1903 cuando Bouvealt y Blanc descubrieron la técnica de reducción con sodio metálico de ésteres naturales y sintéticos en presencia de alcohol a los correspondientes alcoholes.

La reacción original de reducción con sodio (originada como una técnica de laboratorio satisfactoria) fue relativamente ineficiente desde el punto de vista comercial; pero años más tarde fue mejorada por Hansley y Peddicord y su trabajo resultó en un proceso que proporcionaba excelentes rendimientos con alcoholes de la más alta pureza haciendo el proceso disponible para la aplicación comercial.

La primera empresa en producir alcoholes grasos naturales comercialmente por reducción con sodio metálico fue Procter & Gamble en 1942.

En el proceso de reducción con sodio, el hidrógeno es obtenido de la reacción del sodio metálico con un alcohol reductor. Este proceso mantiene los enlaces insaturados originales por lo tanto produce alcoholes insaturados. Las reacciones que toman lugar son mostradas a continuación:

Reacción 1. Reducción de Esteres con Sodio Metálico



Desde mediados de 1950's la hidrogenación catalítica reemplazó la reducción con sodio metálico por ser una ruta más económica, que permitía obtener productos más puros y mayor cantidad de alcoholes saturados. El

beneficio de obtener alcoholes insaturados por reducción con sodio también es posible en la reducción por hidrogenación gracias a catalizadores específicos que son capaces de conservar los dobles enlaces.

Las condiciones generales de operación se encuentran en el rango de 2.000 – 3.000 KPa y 200 – 300°C.

En los procesos que implican la reducción por hidrogenación es indispensable garantizar la pureza de los reactivos para alcanzar altos rendimientos. Los rendimientos de alcoholes purificados de ambos procesos (reducción con sodio y reducción por hidrogenación) obtenidos a partir de triglicéridos están en el intervalo de 90 – 95% [8].

A partir de la reducción por hidrogenación existen hoy día tres rutas bien definidas para la obtención de alcoholes grasos derivados de aceites vegetales: Hidrogenación de Ácidos Grasos, Hidrogenación de Esteres Grasos e Hidrogenación de Esteres de Metilo. A continuación se describen brevemente cada una de estas rutas y se presentan condiciones de operación para las reacciones en fase líquida ya que son las usadas a escala industrial actualmente.

2.3.1 Producción de Alcoholes Grasos por Hidrogenación de Ácidos Grasos

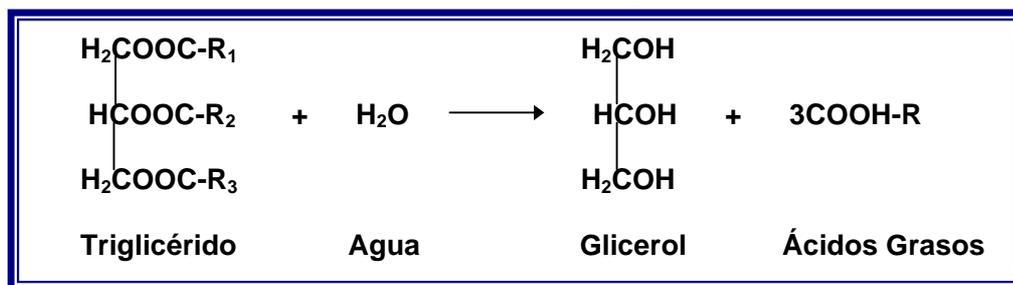
El proceso consta de una hidrólisis del aceite para la obtención de los ácidos grasos libres y su posterior hidrogenación a los correspondientes alcoholes grasos. En la Figura 13 se presenta el esquema de bloques de esta ruta. Y más adelante se describe brevemente cada etapa.

Figura 13. Esquema de Bloques para la Ruta de Hidrogenación de Ácidos Grasos



◆ Hidrólisis

Reacción 2. Hidrólisis de Triglicéridos



Los triglicéridos presentes en el aceite son hidrolizados para producir ácidos carboxílicos y glicerol. La reacción que ocurre se muestra en el cuadro de la Reacción 2. Las condiciones de operación normalmente usadas están en el rango de 4.000 – 5.500 KPa y 240 – 270 °C.

El equipo requerido para llevar a cabo esta reacción es bastante costoso y frecuentemente un catalizador de óxido de zinc es adicionado para mejorar la conversión de la reacción. Sin embargo hay muchas plantas modernas que operan en continuo y no emplean catalizador.

◆ Hidrogenación

Los ácidos grasos reaccionan con el hidrógeno para formar los alcoholes grasos correspondientes, de acuerdo con la Reacción 3 que se muestra a continuación. Esta reacción se lleva a cabo a condiciones de presión y temperatura elevadas.

Reacción 3. Hidrogenación de Ácidos Grasos



La mayoría de procesos comerciales utilizan temperaturas por encima de 220°C y presiones iguales o mayores a 2.500 KPa. Cuando el proceso se lleva a cabo en lecho fijo, en la práctica se utiliza un catalizador de paladio y cuando se prefiere la operación en lecho suspendido se usa un catalizador de níquel.

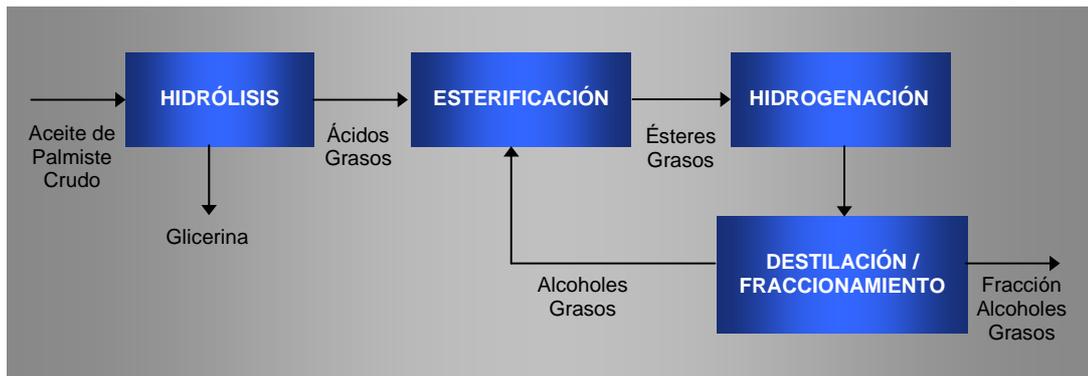
2.3.2 Producción de Alcoholes Grasos por Hidrogenación de Ésteres Grasos

Esta ruta es relativamente nueva; fue desarrollada por la compañía alemana Lurgi a comienzos de la década de los 90's como una variación de la tecnología de hidrogenación de ésteres de metilo. La primera planta comercial se construyó en 1994.

El primer paso es la hidrólisis del aceite que se hace para retirar los ácidos grasos unidos a la molécula de triglicérido. Estos ácidos son llevados a esterificación usando una mezcla de alcoholes grasos que son obtenidos del

proceso y así se obtiene una mezcla de ésteres grasos que son llevados finalmente a hidrogenación. El esquema de bloques se presenta en la Figura 14 y a continuación se describe brevemente cada etapa.

Figura 14. Esquema de Bloques para la Ruta de Hidrogenación de Ésteres Grasos



◆ Hidrólisis

En esta etapa el proceso es el mismo que en la hidrólisis para la ruta de hidrogenación de ácidos grasos descrita anteriormente.

◆ Esterificación

Los ácidos grasos reaccionan con una mezcla de alcoholes grasos para formar ésteres grasos y agua según la Reacción 4.

Reacción 4. Esterificación de Ácidos Grasos



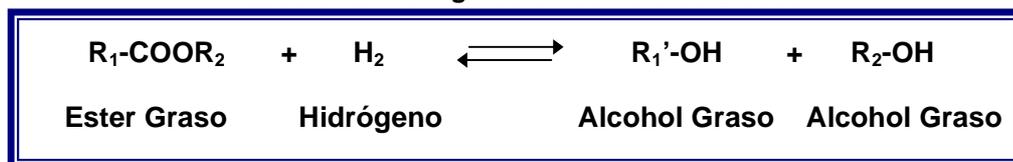
La esterificación ocurre a condiciones de alta temperatura (250°C) y presión atmosférica sin el uso de catalizador.

◆ **Hidrogenación**

Los ésteres grasos reaccionan directamente con el hidrógeno en presencia de un catalizador que contiene principalmente cobre, para producir los alcoholes grasos de acuerdo a la Reacción 5.

Las temperaturas de reacción se encuentran en el rango de 100 - 300°C y las presiones de operación varían entre 2.000 KPa y 40.000 KPa.

Reacción 5. Hidrogenación de Ésteres Grasos



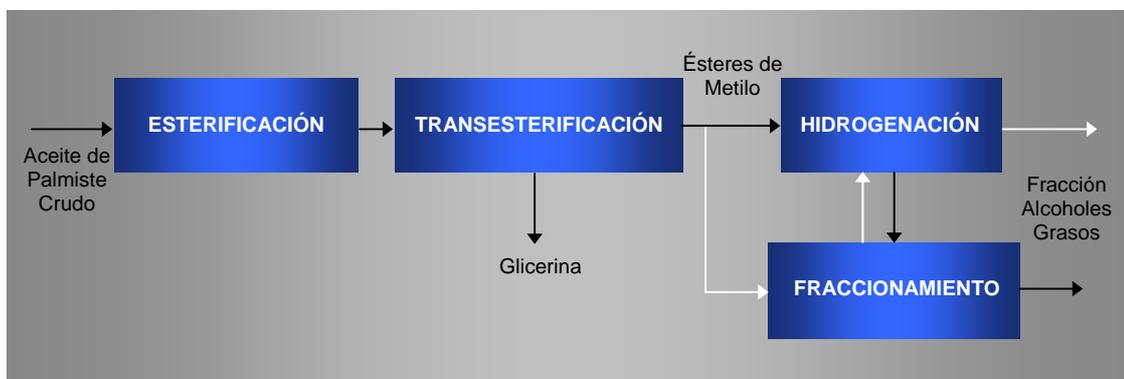
Los catalizadores actualmente disponibles para la hidrogenación de ésteres contienen principalmente óxido de zinc, óxido de cobre y cromito de cobre. Los catalizadores preferidos son los óxidos de cobre-zinc que también incluyen otros metales como aluminio, zirconio o magnesio y mezclas de tierras raras.

2.3.3 Producción de Alcoholes Grasos por Hidrogenación de Ésteres de Metilo

El proceso se inicia con una esterificación del aceite crudo usando metanol en presencia de un catalizador ácido para esterificar los ácidos grasos libres.

Seguidamente los triglicéridos que representan aproximadamente el 95% de la composición del aceite se someten a transesterificación usando también metanol y un catalizador alcalino. Los ésteres de metilo obtenidos en las etapas anteriores finalmente se hidrogenan para obtener los alcoholes grasos. Las etapas se describen brevemente más adelante y el diagrama de bloques se muestra en la Figura 15.

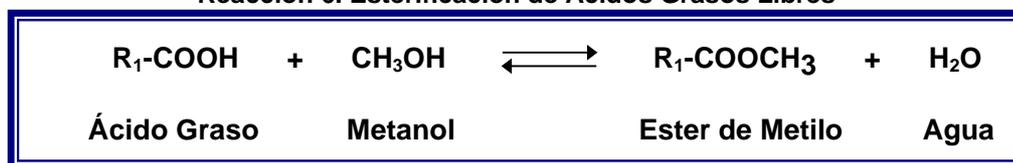
Figura 15. Esquema de Bloques para la Ruta de Hidrogenación de Ésteres de Metilo



• Esterificación

Los ácidos grasos libres en el aceite reaccionan con metanol en exceso en presencia de un catalizador ácido para producir ésteres de metilo según la Reacción 6.

Reacción 6. Esterificación de Ácidos Grasos Libres

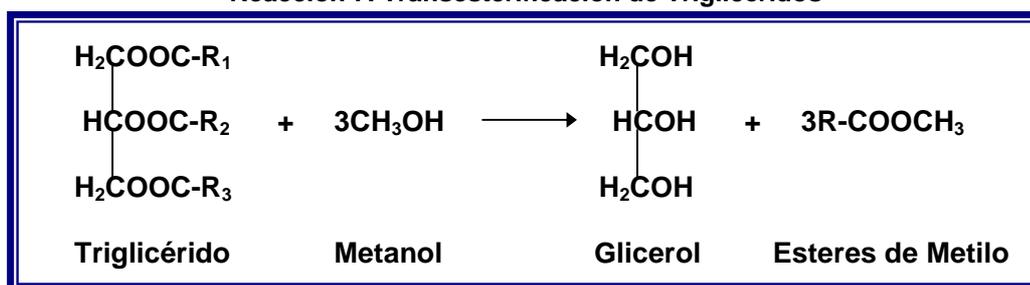


La esterificación de ácidos grasos libres se lleva a cabo a una temperatura en el rango de 60 -120°C y presiones atmosféricas. Algunos catalizadores

ácidos usados para este propósito, son el ácido sulfúrico y el ácido para-tolueno sulfónico.

◆ Transesterificación

Reacción 7. Transesterificación de Triglicéridos



La reacción química en la cual un éster reacciona con otro compuesto para formar un éster diferente recibe el nombre de transesterificación. Para el proceso en mención, los triglicéridos (ésteres de glicerol) reaccionan con el metanol en presencia de un catalizador básico formando glicerol y ésteres de metilo tal como se presenta en la Reacción 7.

Esta reacción toma lugar a condiciones de temperatura en el intervalo de 50 – 60°C y presiones alrededor de 101,325 KPa. Los catalizadores de transesterificación incluyen titanatos alquílicos, alcóxidos metálicos alcalinos, hidróxido de sodio, estaño metálico, hidróxido estañoso, entre otros.

◆ Hidrogenación

Reacción 8. Hidrogenación de Ésteres de Metilo



Los ésteres de metilo reaccionan con hidrógeno a alta presión en presencia de un catalizador para producir alcoholes grasos y metanol como se muestra en la Reacción 8.

Las condiciones para la hidrogenación de ésteres de metilo se encuentran en el rango de 15.000 – 25.000 KPa y 280 – 350°C. Los catalizadores para la hidrogenación de ésteres en general se mencionó en la ruta de hidrogenación de ésteres grasos, los cuales incluyen la hidrogenación de ésteres de metilo.

2.4 SELECCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN

Tabla 17. Ventajas y Desventajas de las Rutas de Obtención

RUTA	VENTAJAS	DESVENTAJAS
Hidrogenación de Ácidos Grasos	<ul style="list-style-type: none"> -Los productos intermedios (ácidos grasos) tienen alta demanda. -La hidrólisis no requiere catalizador -Existen varios fabricantes de la tecnología. 	<ul style="list-style-type: none"> -La hidrólisis para obtener los ácidos grasos requiere condiciones elevadas de temperatura y presión. -La purificación de ácidos grasos es más costosa por su alto punto de ebullición. -Los ácidos grasos atacan fuertemente el catalizador de hidrogenación. -Requiere equipos más costosos y complejos. -El glicerol que se obtiene como subproducto no está libre de agua.
Hidrogenación de Esteres Grasos	<ul style="list-style-type: none"> -Los productos intermedios (ácidos grasos) tienen alta demanda. -La hidrólisis no requiere catalizador 	<ul style="list-style-type: none"> -La hidrólisis para obtener los ácidos grasos requiere condiciones elevadas de temperatura y presión. -El glicerol que se obtiene como subproducto no está libre de agua. -Existe un solo fabricante de la tecnología (Lurgi PSI).

<p>Hidrogenación de Esteres de Metilo</p>	<p>-La esterificación y transesterificación requieren bajas temperaturas y presiones de operación.</p> <p>-Evita la agresividad de los reactivos sobre el catalizador de hidrogenación.</p> <p>-Requiere equipo menos costoso para la etapa de hidrogenación.</p> <p>-El glicerol obtenido en la transesterificación está libre de agua</p> <p>-Existen varios fabricantes de la tecnología.</p> <p>-Es la ruta más favorecida en la industria y ampliamente aplicada.</p>	<p>-La separación directa de los alcoholes grasos de los ésteres de metilo que no reaccionaron se dificulta debido a los puntos cercanos de ebullición que tienen el alcohol y el éster de metilo del mismo número de carbonos.</p> <p>-El mercado de los productos intermedios (esteres de metilo) es más limitado que el de ácidos grasos.</p>
---	--	--

Fuente: Síntesis de los Autores

A partir del análisis de ventajas y desventajas para las tres rutas de obtención de alcoholes grasos presentado en la Tabla 17, la ruta seleccionada para el presente proyecto fue la Hidrogenación de Esteres de Metilo.

2.5 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO SELECCIONADO

2.5.1 Etapas Principales

• Esterificación

En esta etapa los ácidos grasos libres presentes en el aceite crudo son sometidos a una reacción de esterificación en la cual los ácidos reaccionan con un alcohol, en este caso particular metanol, para producir los correspondientes ésteres de los ácidos (ésteres de metilo) y agua. La esterificación de ácidos grasos puede llevarse a cabo en el rango de

temperaturas de 50 a 100°C y presiones atmosféricas, en presencia de un catalizador ácido fuerte.

Esta etapa es obviada algunas veces en la producción de alcoholes grasos, dependiendo del tipo de materia prima utilizada. Si se parte de aceites y grasas refinadas (acidez libre inferior a 1% en peso del aceite) la etapa de esterificación no es necesaria.

La revisión bibliográfica realizada indica que la mayoría de casos en que se aplica la ruta de hidrogenación de ésteres de metilo, una etapa de esterificación previa es usada como alternativa para disminuir el valor ácido del aceite (refinamiento) que es llevado a transesterificación, puesto que los procesos se inician con grasas crudas (acidez libre superior al 2% en peso de la grasa).

Los aceites vegetales no refinados (caso del aceite de palmiste crudo) contienen de 2 a 5% de ácidos grasos libres e impurezas (algunas veces puede ser mayor), en su composición total.

Adicionalmente cuando el aceite es almacenado por largos períodos de tiempo la presencia de humedad, la temperatura y la acción enzimática tienden a deteriorar el aceite incrementando la acidez libre. Si la acidez libre no es removida antes de la etapa de transesterificación, los ácidos grasos se saponifican con el catalizador básico y forman jabones, los cuales disminuyen el rendimiento de la reacción. Por otra parte se requeriría mayor consumo de catalizador de transesterificación para neutralizar la acidez libre.

Es importante asegurar que la grasa inicial sometida a esterificación contiene la menor cantidad posible de agua porque inhibe la reacción, para esto el

aceite que entra a la planta permanece en tanques con calentamiento que permiten su almacenamiento líquido y la constante remoción de la humedad.

Catalizadores de Esterificación

Los catalizadores que han sido ampliamente usados para la esterificación de ácidos grasos son el ácido sulfúrico, el ácido para-tolueno sulfónico y el ácido metano sulfónico, entre otros. Muchos estudios han demostrado que el ácido sulfúrico es superior entre los ácidos convencionales usados como catalizadores por ejemplo el ácido clorhídrico y el ácido fosfórico, razón por la cual ha sido ampliamente usado como catalizador de esterificación de ácidos grasos y en general de ácidos carboxílicos [9].

Otros estudios han reportados las bondades del ácido para-tolueno sulfónico y el ácido metano sulfónico sin embargo requieren condiciones más altas de temperatura que el ácido sulfúrico para obtener mejores resultados que este. Su uso también ha tenido una buena acogida; pero ha sido más limitado.

La presión que ejerce la legislación ambiental sobre las industrias químicas ha orientado recientemente el uso de catalizadores hacia los catalizadores sólidos heterogéneos en lugar de los minerales ácidos convencionales (homogéneos), ya que estos últimos presentan inconvenientes para su remoción, no se pueden reutilizar y generan corrientes de desecho altamente contaminantes, por lo que las industrias que los emplean deben pagar un alto precio.

Aunque generalmente los catalizadores homogéneos permiten obtener mayores rendimientos, en definitiva las tendencias industriales y las

investigaciones van dirigidas hacia la implementación de procesos catalizados heterogéneamente [10].

Algunas ventajas de los catalizadores heterogéneos son: la fácil separación del producto y el catalizador, la reutilización del catalizador, la reducción de reacciones secundarias, no se necesita material especial o cubrimientos para los reactores, la posibilidad de operar en continuo, etc.

Para el caso específico de la reacción de esterificación de ácidos grasos, en que uno de los productos de reacción es agua, se presenta una ventaja adicional con los catalizadores heterogéneos. Mientras que los catalizadores heterogéneos son higroscópicos y retienen el agua de la reacción limitando la hidrólisis del éster, los homogéneos no remueven el agua y la presencia de esta por el contrario genera mayores inconvenientes para separar el catalizador.

Existe en el mercado una gran variedad de catalizadores ácidos heterogéneos que se aplican para la esterificación de ácidos grasos, algunos de estos son Amberlyst 15 Wet y 36 Wet del fabricante Rohm Haas, CT-151 de Purolite, Nafion-H de Du Pont y Dowex DR-2030 de Dow, entre otros. Todos estos son resinas de intercambio iónico y requieren temperaturas por encima de 60°C y su límite de operación está alrededor de 150°C. Las presiones pueden ser atmosféricas o ligeramente superiores.

El catalizador que se propone para la etapa de esterificación es un catalizador heterogéneo de resina de intercambio iónico, específicamente el catalizador Dowex DR-2030 porque es más accesible en Colombia, tiene menor costo y ofrece los mismos beneficios que los demás catalizadores de este tipo. En el Anexo G se presenta la ficha técnica de este catalizador.

◆ Transesterificación

La transesterificación es una reacción en la cual un éster reacciona con otro compuesto para formar un éster diferente. El otro compuesto puede ser un ácido, un alcohol o un éster. En la transesterificación de aceites vegetales los triglicéridos (ésteres de glicerol) reaccionan con un alcohol, en este caso metanol, para producir ésteres de metilo y glicerol.

La transesterificación es una reacción de equilibrio y va acompañada de efectos térmicos pequeños. Generalmente las reacciones se realizan en fase líquida y en presencia de catalizador, el cual puede ser ácido o básico.

Es importante asegurar que el aceite que se va a transesterificar está exento de ácidos grasos libres para evitar la formación de jabones que posteriormente complican la fase de purificación de los ésteres metilo y de la glicerina.

Catalizadores de Transesterificación

Cuando el catalizador es un ácido, preferiblemente ácidos sulfónico y sulfúrico se pueden obtener altos rendimientos, sin embargo las reacciones son muy lentas y requieren temperaturas sobre 100°C. Por otra parte cuando el catalizador es básico la reacción procede más rápido y fácilmente se alcanzan altos rendimientos con temperaturas en el rango de 50 – 100°C.

Por esta razón y puesto que los compuestos alcalinos son menos corrosivos que los ácidos, los procesos industriales favorecen el uso de catalizadores básicos.

Los catalizadores básicos de transesterificación incluyen titanatos alquílicos, alcóxidos metálicos alcalinos, estaño metálico e hidróxido estañoso. Otros catalizadores también han sido propuestos pero no son muy usados, incluyen bases, compuestos alcalinos, metales de tierras alcalinas y metales tales como zinc y cadmio. Son también consideradas las resinas acidificadas que contienen por ejemplo grupos $-SO_3H$ y/o $-COOH$ o resinas básicas que contienen por ejemplo grupos amoniacó sustituido básico.

En la Tabla 18 se presentan algunos catalizadores usados en las reacciones de transesterificación y las condiciones para su uso.

Tabla 18. Algunos Catalizadores de Transesterificación

CATALIZADOR	% Peso	T(°C)	TIEMPO
Sales de metales, acetatos, carbonatos, nitratos, cloruros, óxidos de Sn, Zn, Fe y Pb.	0.1-2	120-260	0.5-6 h, bajo vacío
Hidróxidos alcalinos: NaOH, KOH, LiOH.	0.5-2	250	1.5 h, bajo vacío
Hidróxidos alcalinos: glicerol, jabones metálicos.	0.5-1	60-160	30-45 min, bajo vacío
Estearato de sodio, glicérido.	0.5-1	250	1h, bajo vacío
Estearato de LiAl, estearato de NaTi.	0.2	250	1h, bajo vacío
Metales alcalinos: Na, K, Na/K aleación.	0.1-1	25-270	3-120 min
Alquilatos metálicos, metilato de sodio, etilato, butirato de sodio.	0.2-2	50-120	5-120 min
Hidruros metálicos: Hidruro de Litio.	0.2-2	170	3-120 min
Amidas Metálicas: Amidas de Sodio.	0.1-1.2	80-120	10-60 min

Fuente: Tesis de Grado UIS, Juan Pablo Arruba, 2002

Recientemente, se ha reportado una serie de catalizadores para transesterificación, entre los que se incluyen $P(RNCH_2CH_2)_3N$, algunos ácidos como $Al(OR)_3$, $BuSn(OH)_3$ y alternativamente bases no iónicas como 4-Dimetilaminopiridina (DMAP) y el 1.8-Diazobicyclo-Undeceno/bromuro de litio DBU/LiBr.

A pesar de la amplia variedad de catalizadores reportados para la transesterificación los catalizadores particularmente preferidos son los alquil-titanatos y los alcóxidos metálicos alcalinos, tales como metóxido de sodio o etóxido de sodio.

Los alquil-titanatos requieren temperaturas de operación en el rango de 120 a 200°C y los alcóxidos entre 40 y 100°C. Normalmente se prefiere operar a presión atmosférica o por debajo, por ejemplo en el rango de 10 KPa a 120 KPa. Catalizadores y condiciones de temperatura similares pueden ser empleados con presiones superatmosféricas, por ejemplo de 150 KPa a 5.000 KPa, con el objeto de mantener el metanol en fase líquida en la zona de transesterificación.

Los alcóxidos de sodio son especialmente activos para la transesterificación, ya que permiten alcanzar velocidades de reacción adecuadas a temperaturas inferiores a las empleadas al utilizar otro tipo de catalizador. Cuando el catalizador es metóxido de sodio puede ser removido con agua, neutralización ácida, filtración y desodorización.

Los alquil-titanatos presentan la ventaja que en los pasos siguientes de destilación y/o evaporación pueden efectuarse sin previa remoción del catalizador.

El catalizador seleccionado para la reacción de transesterificación es el metóxido de sodio ya que requiere condiciones de temperatura inferiores a los alquil-titanatos lo cual representa menor costo de operación, es de menor costo, es el catalizador más ampliamente usado en la industria y aunque la necesidad de remoción es la única desventaja en comparación con los alquil titanatos esto puede ser obviado dependiendo del acoplamiento del proceso,

ya que la mayor parte del catalizador es consumido en la inevitable formación de jabones que son removidos en la capa de glicerina. En el Anexo G se presenta la ficha técnica del Metóxido de Sodio.

◆ **Hidrogenación**

En esta etapa los ésteres de metilo reaccionan con hidrógeno a alta presión en presencia de un catalizador para producir alcoholes grasos y metanol. La hidrogenación de ésteres de metilo es una reacción exotérmica y el calor de reacción es aproximadamente constante para las diferentes cargas. Las condiciones de hidrogenación para ésteres de metilo se encuentran en el rango de 20.000-30.000 KPa y 200 - 330°C, y se obtienen conversiones alrededor del 96%. La operación puede efectuarse en lecho fijo o en lecho suspendido.

Los ésteres de metilo comúnmente usados como materia prima para la producción de alcoholes grasos, son aquellos del rango de detergentes (C6 – C22), en este caso se utilizan ésteres en el rango de C8 – C18.

Los ésteres de metilo de cadena corta no pueden ser hidrogenados tan bien como aquellos de cadena relativamente larga, ya que la velocidad de reacción de estos últimos es mayor. Un problema común cuando la carga de ésteres de metilo no se ha fraccionado antes de la hidrogenación es la formación de hidrocarburos porque los alcoholes grasos que se forman primero tienden a hidrolizarse y formar olefinas que luego reaccionan con hidrógeno hasta formar hidrocarburos saturados que puede alcanzar valores intolerables en el producto. Esta reacción secundaria se puede controlar manteniendo la temperatura tan bajo como sea posible durante la hidrogenación, específicamente por debajo de 250°C.

La operación en lecho fijo es necesaria en el proceso propuesto debido al volumen que debe ser procesado. En los reactores de lecho fijo, la reacción se lleva a cabo adiabáticamente y puesto que la reacción de hidrogenación es exotérmica, la temperatura se incrementa a medida que la mezcla reaccionante avanza a lo largo del lecho de catalizador empacado. El control de la temperatura de reacción es un factor muy importante que debe ser tomado con especial consideración en el diseño del proceso. Es indispensable asegurar que una vez la reducción de los ésteres de metilo ha comenzado, el calor de reacción es disipado en una forma apropiada. La forma convencional de disipar el calor en la operación en lecho fijo es el aumento de flujo de la corriente de hidrógeno, que se puede recircular totalmente al proceso sin tener pérdidas del compuesto.

Las relaciones hidrógeno / carga varían ampliamente dependiendo del tamaño y diseño del reactor y el acoplamiento de toda la operación, pero en general se encuentran en el rango de 10:1 a 1.000:1.

Catalizadores de Hidrogenación

En los procesos industriales, la hidrogenación de ésteres carboxílicos ha sido llevada a cabo por años, usando catalizador de cromo-cobre, llamado catalizador de cromito de cobre, ya que contiene cromo como su mayor componente. El manejo de este catalizador requiere especial cuidado en su manipulación y una gran cantidad de trabajo en el tratamiento, disposición y recuperación de los desechos del catalizador, ya que el cromo puede existir en diferentes estados de oxidación y algunos de estos estados son tóxicos para los humanos, por lo tanto su disposición final es un grave problema ambiental, aunque a pesar de esto es ampliamente utilizado en la industria.

Catalizadores de óxidos de aluminio-cobre han sido estudiados como alternativa al catalizador de cromito-cobre. Estos catalizadores tienen la ventaja de que no hay sustancias nocivas involucradas en el proceso de producción. Sin embargo los catalizadores óxidos de cobre-aluminio son producidos por métodos convencionales y tienen el defecto de tener actividades inferiores comparados con los catalizadores de cromo-cobre y las partículas de cobre reducidas son especies activas que coagulan para ser rápidamente desactivados en condiciones de uso ordinario. La patente japonesa JP-B-55-41815 presenta una solución al problema de actividad de los catalizadores de óxido de cobre y óxido de aluminio, sin embargo la vida del catalizador es muy corta en la producción de alcoholes superiores que requiere condiciones severas de operación, por lo tanto los catalizadores de óxidos de cobre-aluminio no han sido utilizados a escala industrial.

Varios catalizadores de cobre, aluminio y hierro han sido propuestos los cuales presentan propiedades similares a los de cromito de cobre en términos de actividad, selectividad y durabilidad y adicionalmente elevan la productividad y permiten llevar a cabo la reacción a condiciones más suaves [11, 12]; pero aún no se ha reportado su aplicación en la industria.

Otros catalizadores para la hidrogenación de esteres de metilo reportados incluyen como componentes principales óxidos de cobre y titanio [13, 14], cobalto, cobre y zinc [15, 16, 17] y rodio y rutenio [18, 19].

Los catalizadores disponibles en el mercado además de aquellos que contienen altos porcentajes de cromito de cobre son pocos, ya que las grandes compañías productoras de alcoholes grasos como Procter & Gamble, Cognis (Henkel) y Kao han desarrollado sus propios catalizadores para reemplazar los tradicionales basados en cromito de cobre.

El catalizador escogido para la etapa de hidrogenación es el PRICAT™ CU 51/8 T de la empresa alemana Johnson Matthey. Esta selección se basa en la recomendación directa de la empresa de dicho catalizador para la aplicación de hidrogenación de ésteres de metilo a alcoholes grasos. La empresa Jonson Matthey está catalogada en el mercado internacional como la empresa líder en el suministro de catalizadores para las industrias oleoquímicas. En el Anexo G se presenta la ficha técnica de este catalizador.

2.5.2 Diagrama del Proceso

Para el desarrollo del diagrama de flujo del proceso se emplea información pública disponible de patentes, artículos y web sites de las empresas licenciatarias de la tecnología y productoras de alcoholes grasos.

La revisión bibliográfica necesaria para la elaboración del diagrama de flujo fue extensa puesto que no hay información pública detallada del proceso completo. Algunas referencias relevantes son: La patente australiana AU-A-43519/89, las patentes estadounidenses 5.157.168, 5.324.871 y 6.262.285 y algunos artículos de PORIM (Palm Oil Research Institute of Malaysia) [20, 21].

En la Figura 16 se presenta el diagrama de flujo del proceso.

Figura 16A. Diagrama de Flujo del Proceso de Producción Alcoholes Grasos

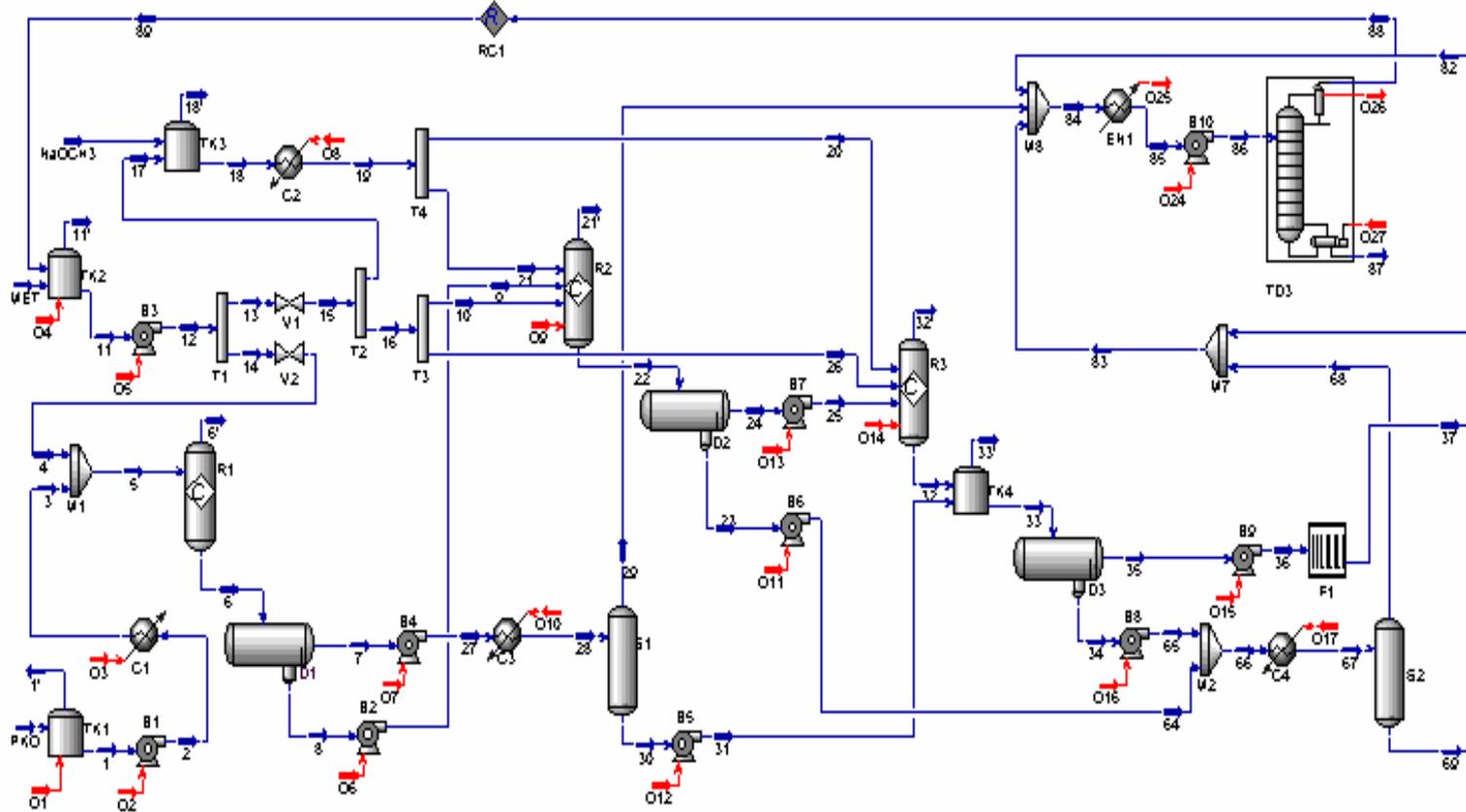
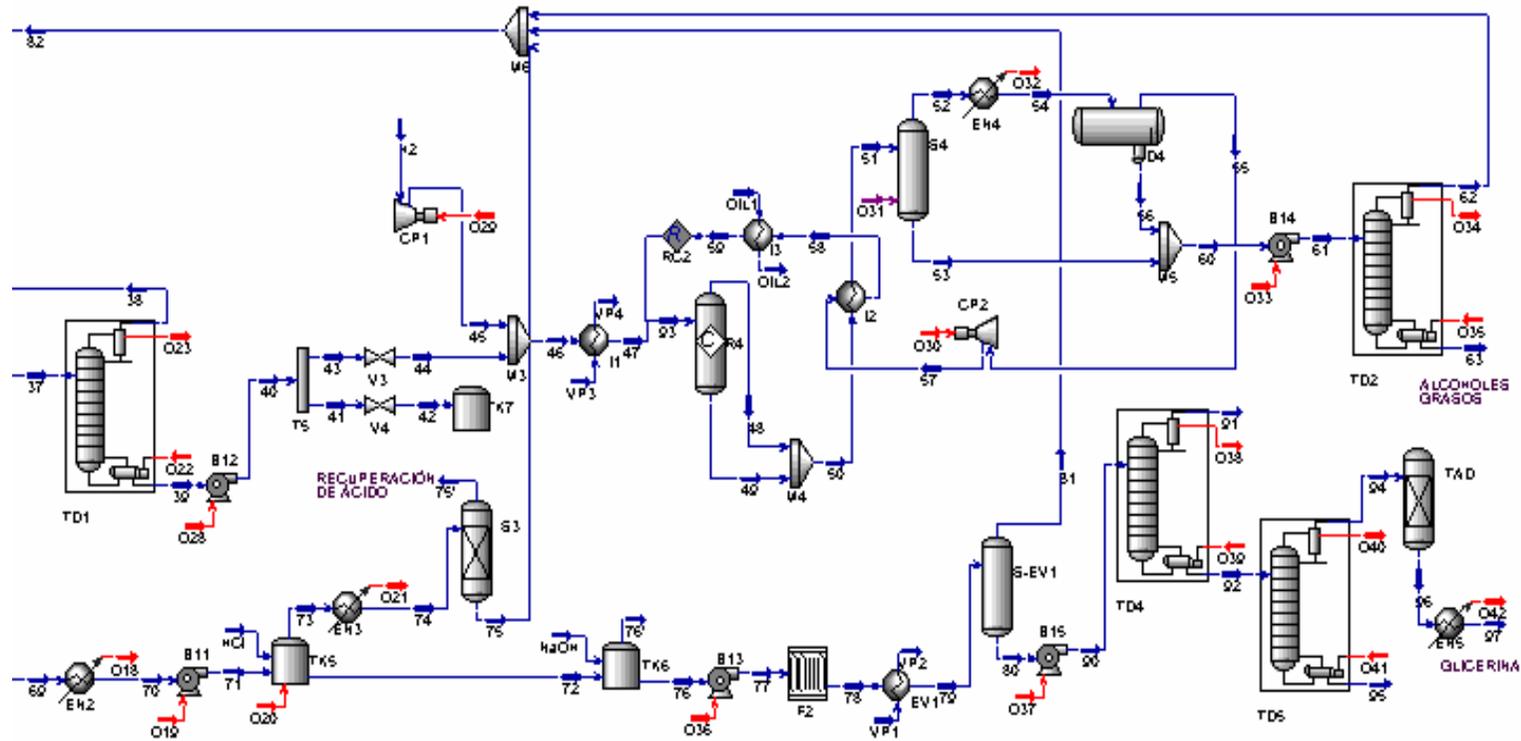


Figura 16B. Diagrama de Flujo del Proceso de Producción Alcoholes Grasos



2.5.3 Descripción del Diagrama del Flujo

La corriente PKO (Palm Kernel Oil) que contiene el aceite de palmiste crudo ingresa al tanque TK1 donde se precalienta a 40°C para mantenerlo en estado líquido. Luego es calentado a 100°C para ingresar al mezclador M1 donde se mezcla con metanol en exceso. La cantidad de metanol que se adiciona debe ser una cantidad mayor a la que es soluble en el aceite, generalmente esta cantidad se encuentra entre el 20 – 30% del peso del aceite. En el reactor R1 que contiene un catalizador en lecho fijo, tiene lugar la reacción de esterificación de los ácidos grasos libres presentes en el aceite, a 70°C y presión atmosférica. La conversión que se alcanza es del 100% gracias al exceso de metanol y las condiciones de mezcla que se logran en el mezclador M1 y en el reactor R1.

La corriente 6 que deja el reactor de esterificación R1 se lleva a un decantador D1 en el cual la mezcla de reacción es separada en dos fases. La fase superior es rica en metanol y contiene la mayor parte del agua de reacción, los ésteres de metilo formados y las impurezas del aceite. La fase pesada contiene el aceite refinado (principalmente triglicéridos), algo de metanol y agua. La corriente 8 que corresponde a la fase pesada que sale del decantador D1 se lleva al reactor R2 de transesterificación donde se mezcla con la corriente 21 que contiene una mezcla de metóxido de sodio y metanol. La cantidad de metóxido adicionada corresponde al 1% en peso de la corriente que contiene los triglicéridos y la cantidad de metanol al 30% de la misma corriente. La primera etapa de transesterificación se lleva a cabo en el reactor R2 a una temperatura de 55°C, presión atmosférica y una conversión del 80%.

La corriente 22 que contiene la mezcla de reacción del reactor R2 es llevada a un decantador D2 donde se separa en dos fases. La corriente 23 que es la

fase pesada que sale del decantador D2 contiene el glicerol producto de la transesterificación, metanol, una pequeña cantidad de ésteres de metilo, metóxido de sodio y los jabones que se forman con el agua que viene de esterificación. La corriente 24 que es la fase liviana contiene los triglicéridos que aún no han reaccionado, la mayor parte de los ésteres de metilo que se producen en el reactor R2, metanol y metóxido sodio. Esta fase es llevada al segundo reactor de transesterificación R3 en donde se mezcla con la corriente 20 que contiene una mezcla de metanol y metóxido de sodio, la reacción se lleva a cabo a 55°C y presión atmosférica y se alcanza una conversión del 98%. Las corrientes 10 y 26 que llegan a los reactores de transesterificación R2 y R3 alimentan metanol con determinada frecuencia para facilitar la separación de las fases en los decantadores D2 y D3.

La corriente 32 que abandona el reactor R3 se mezcla en el tanque TK4 con la corriente 31 que contiene los ésteres de metilo que se producen en la etapa de esterificación, después que se ha removido el metanol en el separador S1. La corriente 33 que sale del tanque TK4 se lleva a otro decantador D3 para separar los ésteres de metilo del glicerol. La corriente 35 que contiene los ésteres de metilo que se producen en las etapas de esterificación y transesterificación es pasada por un filtro F1 para remover cualquier impureza sólida que contenga y luego es llevada a la torre TD1 para la purificación de los ésteres de metilo donde se remueve principalmente metanol.

La corriente 44 que contiene los ésteres metilo purificados se mezcla con la corriente 45 que contiene hidrógeno comprimido en el mezclador M3, la cantidad de hidrógeno adicionada es 200 veces la cantidad teórica requerida. La corriente 46 que sale del mezclador entra al intercambiador I1 para alcanzar una temperatura de 220°C en la corriente 47. Esta corriente ingresa al reactor de hidrogenación R4 que contiene un catalizador en lecho fijo. La

reacción de hidrogenación se lleva a cabo a 220°C y 26.000 KPa y se alcanza una conversión del 96%.

La corriente 50 que contiene la mezcla de reacción del reactor R4 se lleva al intercambiador I2 donde su contenido térmico es usado para precalentar el hidrógeno circulante. La fase gaseosa que sale del separador S5, corriente 52 consiste principalmente de hidrógeno y vapores de metanol. Esta mezcla es enfriada a 30°C para condensar los vapores de metanol los cuales son separados del hidrógeno en el decantador D4. La corriente 55 que es la fase gaseosa que deja el decantador D4 contiene hidrógeno el cual es recirculado al proceso. La fase líquida que sale del separador S5, corriente 53 contiene principalmente los alcoholes grasos producto de la hidrogenación, la cual fue enfriada y expandida a presión atmosférica se mezcla con la fase líquida del decantador D4, corriente 56, en el mezclador M5. La corriente 61 que contiene la mezcla del mezclador M5 entra a la torre TD2 para purificar los alcoholes grasos. La corriente 63 contiene 99 % en peso de alcoholes grasos, principalmente alcoholes laurílico, miristílico y oleílico.

La corriente 66 que sale del mezclador M2 contiene metanol, glicerol, una pequeña cantidad de ésteres de metilo que son arrastrados, impurezas del aceite, metóxido de sodio y jabones. Esta corriente se lleva a un separador S2 donde se remueve la mayor parte del metanol contenido en la corriente. La corriente 71 que contiene la fase líquida del separador S2 se lleva al tanque TK5, en el cual se adiciona ácido clorhídrico al 30% en peso para disolver los jabones. La corriente 72 que contiene la mezcla glicerol con los jabones disueltos se lleva al tanque TK6 donde se adiciona una solución al 40% en peso de hidróxido de sodio para neutralizar el ácido que no fue consumido en la disolución de jabones. La corriente 77 que contiene la mezcla que sale del tanque TK6 se pasa por un filtro para remover impurezas sólidas presentes en la corriente. La corriente 78 que contiene glicerol al 62%

en peso se lleva a un evaporador para concentrar la mezcla hasta un 80% en peso de glicerol. La corriente 90 contiene mezcla de glicerol al 80% se lleva a la unidad de destilación compuesta por las torres TD4 y TD5 para obtener glicerina al 99,5%. La corriente 95 que contiene glicerina refinada se pasa por un lecho de carbón activado para su blanqueamiento.

La corriente 73 que lleva los vapores que salen del tanque TK5, contiene principalmente ácido clorhídrico y metanol. Esta corriente es enfriada para condensar los vapores de metanol y luego separarlos del ácido en el separador S3. La fase líquida que abandona el separador S3 se lleva al mezclador M6 donde se mezcla con las corrientes 62 y 81 que contienen vapores de metanol.

Las corrientes 29, 82 y 83 que contienen principalmente metanol, son mezcladas en el mezclador M8 para ser condensadas y llevadas a la torre TD3 donde se purifica el metanol que luego es recirculado al proceso.

2.6 Balances de Masa y Energía

La herramienta usada para el cálculo de los balances de masa y energía fue el paquete de simulación HYSYS.plant versión 3.1. Para el uso de esta herramienta se tuvo en cuenta algunas consideraciones que se mencionan a continuación:

- Se considera que la distribución de ácidos grasos en los triglicéridos está dada por triglicéridos simples, por ejemplo, que todo el aporte de ácido caprílico en la mezcla de triglicéridos esta dado por el tricaprilin y de esta misma forma para los demás ácidos, ya que no se encuentra información sobre los triglicéridos compuestos presentes en el aceite de palmiste, ni de

las combinaciones más frecuentes de ácidos en este [22]. Por otra parte si se quisiera tomar algunas combinaciones al azar, la determinación de las propiedades físico-químicas por métodos matemáticos es inexacta.

- Se asume que no hay diglicéridos ni monoglicéridos en el aceite ya que la literatura reporta rara vez que el aceite de palmiste contiene trazas de estos compuestos y no se encuentran cantidades exactas reportadas.
- Con base en las dos consideraciones anteriores, el aceite de palmiste utilizado para la simulación tiene la composición presentada en la Tabla 19.

Tabla 19. Composición del Aceite de Palmiste

COMPUESTO		% PESO
Ácidos grasos libres	Ácido Caprílico	0,14
	Ácido Caprico	0,12
	Ácido Láurico	1,54
	Ácido Mirístico	0,54
	Ácido Palmítico	0,29
	Ácido Estearico	0,07
	Ácido Oleico	0,51
Total Ácidos Grasos		3,2
Triglicéridos	Tricaprilin	4,15
	Tricaprin	3,67
	Trilaurin	46,32
	Trimiristin	16,16
	Tripalmitin	8,69
	Triestearin	2,07
	Triolein	15,44
	Total Triglicéridos	
Impurezas	Tocoferol	0,05
	Colesterol	0,05
	B-Sitosterol	0,20
	Total Impurezas	

Fuente: Cálculo de los Autores con base en la Referencia [22]

- Los reactores usados para la simulación fueron reactores conversión, es decir que solo requieren la estequiometría y la conversión de la reacción para que puedan simularse, puesto que se tienen datos exactos de las

conversiones y no se encuentra información detallada de la cinética de las reacciones en la literatura.

- El paquete de simulación HYSYS.plant tiene la flexibilidad de cambiar la composición de todas las corrientes de entrada, los datos de las reacciones, por ejemplo cambiar los valores de las conversiones o introducir la cinética de las reacciones si se encuentra dicha información y cambiar condiciones de operación de los equipos en cualquier momento y obtener resultados para los balances de masa y energía inmediatos.

Como resultado de los balances de masa se obtiene que la planta procesa 7.000 Kg de aceite de palmiste crudo por hora y produce 6.054,3 Kg por hora de mezcla de alcoholes grasos en el rango de detergentes (C8 – C18) de 99% de pureza. La conversión total del proceso es del 86%. El detalle de los balances de masa y energía se presenta en el Anexo H y en la sección 2.8 se hace referencia al consumo de materias primas y servicios industriales de la planta.

2.7 DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PRINCIPALES

El dimensionamiento de equipos principales se hace con la ayuda de HYSYS, para ello se suministra principalmente información de los tiempos de residencia en cada equipo, la mayoría encontrada en patentes y se tiene en cuenta recomendaciones de diseño reportadas en la literatura [23].

En la Tabla 20 se muestra el detalle de los equipos principales requeridos en el proceso.

Tabla 20. Detalle de los Equipos Principales

EQUIPO	CARACTERÍSTICAS	CONDICIONES	ESPECIFICACIONES
Reactor R1	Reactor de Esterificación de los ácidos grasos libres presentes en el aceite de palmiste. Es un reactor de lecho fijo con catalizador La reacción es	Temperatura: 70°C Presión: 101,325 KPa Conversión: 100%	Volumen: 3,01 m ³ Material: Acero Inoxidable 304
Reactor R2	Reactor de Transesterificación de triglicéridos para obtener Esteres de Metilo. Es un reactor CSTR y tiene chaqueta de enfriamiento. El catalizador usado es Metóxido de Sodio. La reacción es ligeramente exotérmica.	Temperatura:55°C Presión: 101,325 KPa Conversión: 80%	Volumen: 6,98 m ³ Material: Acero al Carbón
Reactor R3	Reactor de Transesterificación de triglicéridos para obtener Esteres de Metilo. Es un reactor CSTR y tiene chaqueta de enfriamiento. El catalizador usado es Metóxido de Sodio. La reacción es ligeramente exotérmica.	Temperatura:55°C Presión: 101,325 KPa Conversión: 98%	Volumen: 23 m ³ Material: Acero al Carbón
Reactor R4	Reactor de Hidrogenación de Esteres de Metilo para obtener Alcoholes Grasos. Es un reactor de lecho fijo con catalizador La reacción es exotérmica	Temperatura: 220°C Presión: 26.000 KPa Conversión: 96%	Volumen: 9,71 m ³ Material: Acero Inoxidable 304
Torre TD1	Torre de Destilación, retira metanol de la corriente de ésteres de metilo que va a ser llevada a hidrogenación. Opera a presión atmosférica.	Temperatura Tope: 64.5°C Presión Tope: 101,325 KPa Temperatura Fondo: 260°C Presión Fondo: 101,325 KPa	Torre de Platos Diámetro: 1,5 m Altura: 4,4 m Número de Platos: 7 Material: Acero al Carbón

Torre TD2	Torre de Destilación, retira metanol de los alcoholes grasos producto de hidrogenación. Opera a presión atmosférica.	Temperatura Tope: 64,5°C Presión Tope: 101,325 KPa Temperatura Fondo: 242°C Presión Fondo: 101,325 KPa	Torre de Platos Diámetro: 1,5 m Altura: 4,4 m Número de Platos: 7 Material: Acero al Carbón
Torre TD3	Torre de Destilación, purifica los vapores de metanol que se recogen de todo el proceso. Opera a presión atmosférica.	Temperatura Tope: 64,52°C Presión Tope: 101,325 KPa Temperatura Fondo: 88,79°C Presión Fondo: 101,325 KPa	Torre de Platos Diámetro: 1,5 Altura: 6,05 m Número de Platos: 10 Material: Acero al Carbón
Torre TD4	Torre de Destilación, separa los compuestos más volátiles contenidos en la corriente de glicerol al 80% que sale del evaporador EV1 y se obtiene un residuo de glicerol al 90%	Temperatura Tope: 173,5°C Presión Tope: 6,66 KPa Temperatura Fondo: 205°C Presión Fondo: 6,66 KPa	Torre de Platos Diámetro: 1,5 m Altura: 11,55 m Número de Platos: 20 Material: Acero Inoxidable
Torre TD5	Torre de Destilación, purifica el glicerol para obtener un destilado de 98,5% en peso de glicerol.	Temperatura Tope: 204,7°C Presión Tope: 6,66 KPa Temperatura Fondo: 244,4°C Presión Fondo: 6,66 KPa	Torre de Platos Diámetro: 1,5 m Altura: 6,05 m Número de Platos: 10 Material: Acero Inoxidable
Torre TAD	Torre de Adsorción, blanquea la glicerina refinada en un lecho de carbón activado.	Temperatura Tope: 204,7°C Presión Tope: 6,66 KPa Temperatura Fondo: 204,7°C Presión Fondo: 6,66 KPa	Volumen: 3,2 m ³ Material: Acero al Carbón
Separador S1	Separa vapores de metanol de la fase liviana del decantador D1.	Temperatura: 100°C Presión: 51,32 KPa	Volumen: 1,87 m ³ Material: Acero al Carbón
Separador S2	Separa vapores de metanol de las fases pesadas de los decantadores D2 y D3	Temperatura: 100°C Presión: 51,32 KPa	Volumen: 3,45 m ³ Material: Acero al Carbón
Separador S3	Separa vapores de ácido clorhídrico de condensado de metanol que viene del tanque TK5	Temperatura: 25°C Presión: 81,32 KPa	Volumen: 0,5 m ³ Material: Acero Inoxidable 304
Separador S4	Separa hidrógeno y vapores de metanol de la corriente alcoholes grasos producto de hidrogenación. Utiliza un sistema de enfriamiento.	Temperatura: 80°C Presión: 101,325 KPa	Volumen: 246 m ³ Material: Acero al Carbón

Decantador D1	Separa la mezcla que abandona el reactor de esterificación R1 en una fase liviana rica en metanol y una pesada rica en triglicéridos.	Temperatura: 60°C Presión: 99,325 KPa	Volumen: 3,75 m ³ Material: Acero al Carbón
Decantador D2	Separa la mezcla que abandona el reactor de transesterificación R2 en una fase liviana rica en ésteres de metilo y una pesada rica en glicerol y metanol.	Temperatura: 45°C Presión: 99,325 KPa	Volumen: 4,65 m ³ Material: Acero al Carbón
Decantador D3	Separa la mezcla que abandona el reactor de transesterificación R3 en una fase liviana rica en ésteres de metilo y una pesada rica en glicerol y metanol.	Temperatura: 45°C Presión: 99,325 KPa	Volumen: 3,98 m ³ Material: Acero al Carbón
Decantador D4	Separa hidrógeno de metanol condensado	Temperatura: 30°C Presión: 91,325 KPa	Volumen: 19,70 m ³ Material: Acero al Carbón

Fuente: Cálculo de los Autores y Resultados de HYSYS.plant

2.8 CONSUMO DE MATERIA PRIMA Y SERVICIOS INDUSTRIALES

El consumo de materias primas para la planta de alcoholes grasos se presenta en la Tabla 21.

Tabla 21. Consumo de Materias Primas

MATERIA PRIMA	CANTIDAD
ALCOHOLES GRASOS	
Aceite de Palmiste	1.175 Kg / Ton Producto
Metanol	120 Kg / Ton Producto
Hidrógeno	200 m ³ STP / Ton Producto
Metóxido de Sodio	15 Kg / Ton Producto
GLICERINA	
Ácido Clorhídrico 30%	12,5 Kg / 100 Kg Subproducto
Hidróxido de Sodio 40%	1,9 Kg / 100 Kg Subproducto
Carbón Activado	0,3 Kg / 100 Kg Subproducto

Fuente: Cálculo de los Autores

El consumo de servicios industriales para la planta de alcoholes grasos se presenta en la Tabla 22

Tabla 22. Consumo de Servicios Industriales

SERVICIO INDUSTRIAL	CANTIDAD* / Ton DE PRODUCTO
Energía Eléctrica (KWh)	175
Vapor 1.500 KPa (Kg)	280
Vapor 600 KPa (Kg)	790
Combustible (MJ)	2.867
Agua de Enfriamiento (m ³)	110
Agua de Proceso (m ³)	38
Aire (m ³)	7
Nitrógeno STP (m ³)	4

*Total de la planta incluye el consumo de las unidades de refinamiento de glicerina y recuperación de metanol

Fuente: Cálculo de los Autores

2.9 ANÁLISIS DE IMPACTO AMBIENTAL

Durante el proceso de producción de alcoholes grasos se generan corrientes líquidas y gaseosas que pueden generar un impacto ambiental; por lo tanto

se requieren métodos de disposición adecuada para estas corrientes, que permitan cumplir con la legislación ambiental nacional.

Aunque en la revisión bibliográfica realizada no se encontró información sobre el impacto ambiental de los procesos de producción de alcoholes grasos naturales, ni algún tipo de análisis efectuado sobre estos, a continuación se hace un breve análisis del impacto ambiental que podría generar una planta de producción de alcoholes grasos naturales, con el fin de establecer posibles alternativas que permitan el funcionamiento ambientalmente sano de la planta.

2.9.1 Emisiones

En el esquema de planta propuesto se pueden presentar emisiones ocasionales de metanol e hidrógeno por fugas en los equipos o tuberías.

También hay emisiones de vapor de agua en los tanques de almacenamiento de aceite TK1 y en el tanque de neutralización en la etapa de refinamiento de glicerina, TK6.

Para controlar el impacto que pueden generar las emisiones ocasionales de metanol e hidrógeno se deben implementar programas de detección y corrección de equipos averiados. Así mismo se deben incorporar dispositivos de flasheo o incineración con llama directa en lugares estratégicos para que estos materiales que son altamente combustibles sean eliminados poco a poco y se evite la acumulación en las instalaciones de la zona de producción, que puedan ocasionar accidentes o daños al personal por aspiración de vapores, como es el caso del metanol.

Para evitar las emisiones de vapor de agua a la atmósfera puesto que es un gas de invernadero se puede implementar un sistema de condensación de manera que el agua pueda ser utilizada como agua de enfriamiento o desechada como vertimiento para reducir el impacto.

Una corriente gaseosa de desecho es la corriente 75' que contiene principalmente ácido clorhídrico, esta corriente debe ser condensada y llevada a tratamiento para la recuperación del ácido, que puede ser reutilizado en el proceso.

2.9.2 Vertimientos

En el proceso propuesto se logra una gran reducción de los vertimientos que normalmente genera el proceso de producción de alcoholes grasos por la ruta de hidrogenación de ésteres de metilo, ya que mediante la separación continua de fases no se requiere de la etapa de lavado para purificar los ésteres [24].

Los vertimientos que genera el proceso propuesto son básicamente los fondos de las destilaciones para purificar el metanol y la glicerina, corrientes 87 y 95. La corriente 87 que sale de la torre de purificación de metanol TD3 contiene agua en un 75% en peso, metanol en un 15% y el 10% restante son ácidos grasos, ésteres de metilo, glicerol e impurezas del aceite, por lo tanto no es una corriente de alto impacto ambiental y puede ser desechada como vertimiento sin mayores restricciones. La corriente 95 que abandona la torre TD5 para el refinamiento de glicerina, contiene glicerol en un 40% en peso, ácidos grasos, ésteres de metilo e impurezas del aceite. Esta corriente tampoco genera un alto impacto ambiental y puede ser desechada como vertimiento, sin embargo cabe mencionar que ya se han reportado estudios

para la recuperación de los compuestos contenidos en esta corriente [25]; pero no se ha desarrollado la aplicación a gran escala.

El aceite de alta temperatura utilizado en el intercambiador I3 es una corriente de desecho líquida, sin embargo no puede considerarse un vertimiento pues por ningún motivo debe ser dispuesta en corrientes de agua. Este aceite es un hidrocarburo parafínico que cuando pierde sus cualidades térmicas por el uso, debe ser renovado. La mejor manera de disponer el aceite usado es enterrándolo en materiales inertes, tales como arena o arcilla. Los sitios donde se entierra este aceite deben tener la supervisión y control de las autoridades ambientales locales.

2.9.3 Residuos Sólidos

Los residuos sólidos que genera el proceso de producción propuesto corresponden al material retenido en los filtros F1 y F2. El filtro F1 retiene partículas sólidas de mugre e impurezas que se hayan adherido en las etapas de esterificación y transesterificación o por las tuberías. Ocasionalmente puede contener algo de jabón que se vaya en la fase ligera del decantador D3. Estos residuos no contienen ningún tipo de material de alto impacto ambiental por lo tanto pueden secarse y llevarse a un relleno sanitario convencional. El filtro F2, retiene principalmente cloruro de sodio e hidróxido de sodio y raramente podría contener jabón si el proceso de disolución de jabones es defectuoso. Este residuo debe manipularse con las precauciones necesarias debido a la presencia de hidróxido de sodio, secarse y llevarse a un relleno de alta seguridad. Las cantidades presentes de hidróxido de sodio no son significativas para considerar métodos de recuperación de este compuesto.

2.10 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA

La planta debe tener zonas bien definidas en su infraestructura y departamentos específicos en la organización del personal para garantizar el buen desempeño y operación del proyecto.

2.10.1 Infraestructura

Las áreas mínimas de funcionamiento que deben integrar la planta son:

- ◆ **Producción:** en esta área se encuentra toda la maquinaria y equipos necesarios para la transformación de materia prima

- ◆ **Mantenimiento:** en esta área se encuentra el personal y las herramientas necesarias para realizar el mantenimiento correctivo y preventivo de los equipos de la planta.

- ◆ **Control de Calidad:** en esta sección se realizan todos los procedimientos necesarios para garantizar la calidad del producto, por lo tanto cuenta con laboratorios de pruebas para materia prima y productos.

- ◆ **Recepción de Materia Prima:** en esta zona se descarga la materia prima.

- ◆ **Almacenamiento de Materia Prima:** en esta zona se almacena la materia prima en condiciones tales que permitan su adecuada conservación y manejo.

◆ **Almacenamiento de Producto Terminado:** en esta zona se almacena los productos terminados en condiciones tales que permitan su adecuada conservación y manejo.

◆ **Área Administrativa:** en esta zona quedan las oficinas administrativas y generalmente se sugiere que sea un solo edificio.

En la Figura 17 se muestra la distribución de las áreas mencionadas anteriormente.

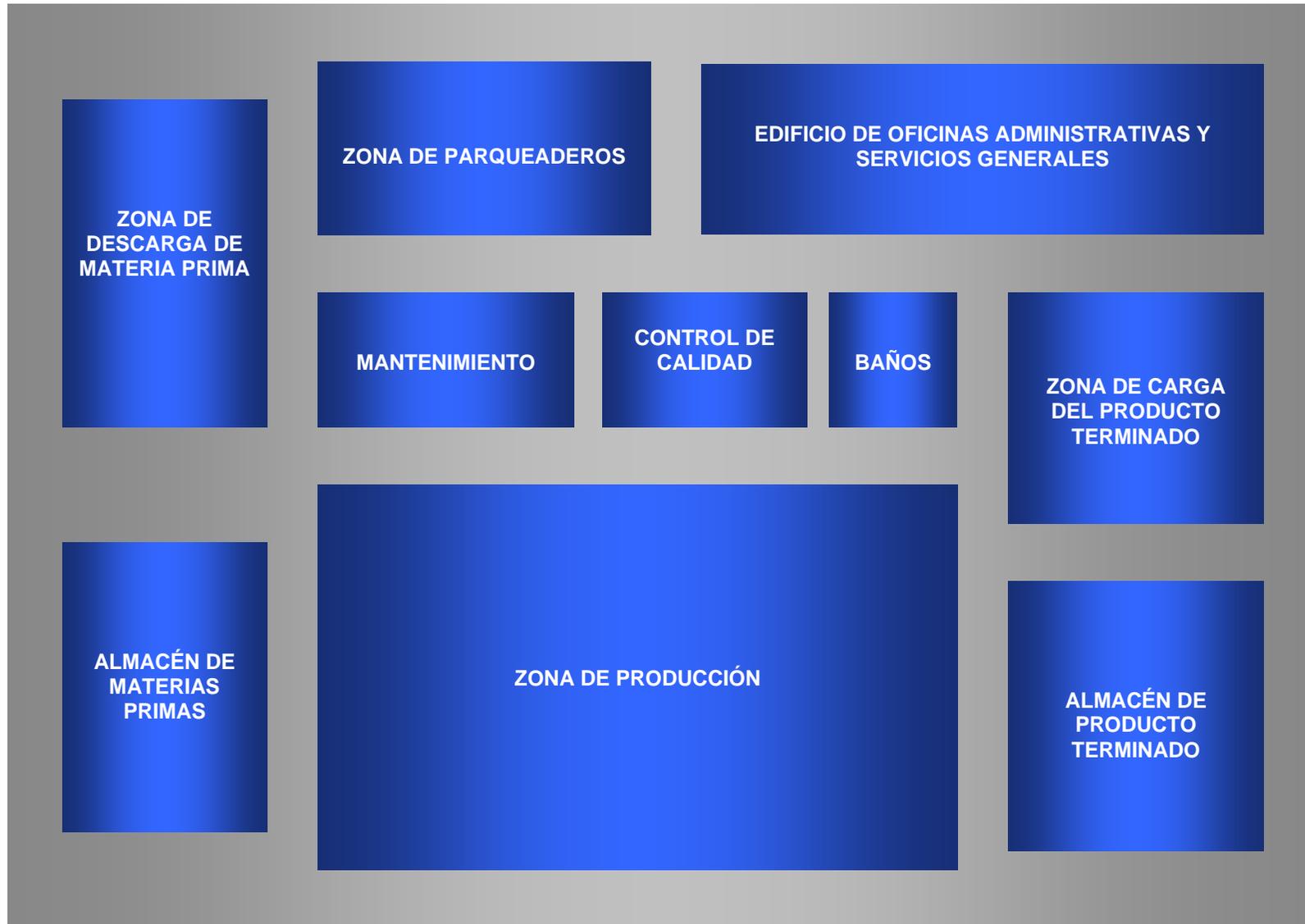
El área total requerida para la instalación de la planta se sugiere de manera general a partir del espacio requerido para la zona de producción, determinada con el área total que ocupan los equipos y el espaciamiento necesario para la ubicación de los mismos.

Para cada equipo se asigna el área correspondiente a un cuadrado dejando una separación de 1,5 m entre cada equipo y se asigna un factor de 3 para el área de circulación, tuberías y oficinas.

El área total calculada para la zona de producción es 11.890 m². Al valor del área de la zona de producción se asigna un factor de 1,85 para el cálculo del área total de la planta.

El área total requerida para la instalación de la planta es 22.000 m².

Figura 17. Distribución de la Planta de Alcoholes Grasos



2.10.2 Personal

El personal requerido para el funcionamiento de una planta de la magnitud propuesta debe organizarse como mínimo en tres grandes departamentos y la dirección general, de acuerdo a las nuevas tendencias de innovación organizacional del trabajo [26], que pretenden disminuir el volumen de la mano de obra con la contratación de personal altamente calificado. Estos departamentos se mencionan a continuación y el esquema organizacional propuesto se presenta en la Figura 19.

- ◆ **Dirección General:** está compuesta por el presidente, director o gerente general más las personas que lo respaldan.

- ◆ **Departamento de Producción:** el personal de este departamento se encarga de los procesos de transformación de materia prima. Comprende las unidades de Ingeniería de Procesos, Mantenimiento, Materiales y Servicios, Control de Calidad y Seguridad Industrial.

- ◆ **Departamento de Contabilidad y Finanzas:** encargado de identificar, medir, registrar y distribuir la información económica, la previsión de gastos e ingresos y las inversiones que posibiliten el crecimiento de la empresa. Esta conformado por Contabilidad General, Presupuesto e Inversiones.

- ◆ **Departamento Administrativo:** corresponde al resto del personal necesario para el buen funcionamiento de la empresa.

De acuerdo con el esquema organizacional propuesto y teniendo en cuenta el tamaño de la planta se puede hacer un cálculo global del personal requerido en la planta el cual se presenta en la Tabla 23.

Figura 18. Esquema Organizacional para la Planta de Alcoholes Grasos



Tabla 23. Personal Requerido para La Planta

DEPARTAMENTO	CARGO	PERSONAS POR CARGO
Dirección General	Gerente General	1
	Secretaría de Gerencia	1
Departamento de Producción	Director del Departamento	1
	Ingenieros de Procesos	3
	Operadores de Planta	15
	Secretaria del Departamento	1
	Jefe de Mantenimiento	1
	Técnicos de Mantenimiento	6
	Jefe de Almacenamiento	1
	Operarios de Almacenamiento	3
	Jefe de Control de Calidad	1
	Operarios de Control de Calidad	3
	Jefe de Seguridad Industrial	1
	Personal de Seguridad	9
	Departamento de Contabilidad y Finanzas	Director del Departamento
Jefe de Contabilidad		1
Auxiliar Contable		1
Secretaria del Departamento		1
Departamento Administrativo	Auditor General	1
	Secretaria del Departamento	1
	Recepcionista	1
	Mensajero	1
	Director de Compras	1
	Auxiliar de Compras	1
TOTAL		57

Fuente: Cálculo de los Autores

3. EVALUACIÓN ECONÓMICA Y FINANCIERA

3.1 Evaluación Económica de La Planta de Alcoholes Grasos Naturales

Para el análisis económico se tienen en cuenta las siguientes consideraciones:

- ◆ La planta estaría ubicada en la ciudad de Cali, en una zona franca.
- ◆ El tiempo de evaluación del proyecto es de 15 años. En el año cero se efectúa el primer desembolso. Los años 0 y 1 corresponden al período de construcción e instalación de la planta. A partir del año 2 la planta inicia su producción.
- ◆ Los precios de insumos y del mercado se incrementan en un 10% cada año, teniendo en cuenta la tasa de inflación promedio de los últimos años.
- ◆ Todos los valores presentados se encuentran en dólares constantes, por lo que no se tiene en cuenta la inflación del dólar.
- ◆ Para los cálculos que requieren conversión de pesos a dólares la tasa de cambio utilizada fue \$2.750.
- ◆ Los comportamientos del precio de los alcoholes grasos y el glicerol para el período de evaluación fueron tomados a partir de la tendencia histórica de los mismos.
- ◆ Los valores presentados para el año cero corresponden al precio más reciente disponible en el mercado.

3.1.1 Costo de Producción

El primer factor que debe analizarse para conocer la viabilidad económica de un proyecto es el costo de producción anual; para determinarlo se tiene en cuenta todos los costos ligados a la elaboración del producto, como los costos de fabricación y los gastos de administración y ventas [27]. Los costos de fabricación incluyen el costo de la materia prima y demás insumos, el costo de la mano de obra directa e indirecta, servicios, mantenimiento, depreciación y prestaciones.

En la determinación del costo de producción también se toma en consideración los niveles de producción y ventas del presupuesto de producción presentado en el Anexo I. El cálculo detallado de los costos de fabricación y los gastos de administración y ventas se presenta en el Anexo J. En la Tabla 24 se resume el costo total de producción anual.

Tabla 24. Costo de Producción Anual

DESCRIPCIÓN	US\$ / AÑO
COSTOS DE FABRICACIÓN	42.133.480
Costos Directos	37.095.923
Materia Prima e Insumos	36.961.158
Mano de Obra Directa	89.640
Prestaciones	45.125
Gastos de Fabricación	225.126
Mano de Obra Indirecta	151.740
Prestaciones	73.386
Gastos Indirectos	4.812.431
Depreciación y Amortización de Activos	738.085
Servicios	3.579.985
Mantenimiento	363.845
Seguros e Impuestos	130.516
GASTOS DE ADMINISTRACIÓN Y VENTAS	182.846
Sueldos	110.280
Prestaciones	55.515
Otros Gastos	17.051
TOTAL	42.316.326

Fuente: Cálculo de los Autores

El costo total de producción anual para una planta de alcoholes grasos naturales de 50.000 Ton / año en el año cero, tiene un valor aproximado de US\$42.316.326. La proyección del costo de producción anual para los 15 años de evaluación del proyecto se presenta en el Anexo K.

3.1.2 Inversión Total Inicial

Otro factor determinante de la viabilidad económica es el monto de la inversión total inicial. Para calcular este valor se tiene en cuenta el costo de terrenos, edificaciones, maquinaria y equipo, muebles, vehículos y costos de instalación entre otros.

El costo de los terrenos se determina a partir del área total estimada para la planta, la cual se presenta en la sección 2.10.1 y el costo promedio del metro cuadrado en la ciudad de Cali presentado en el Anexo E.

El costo de los equipos requeridos en la planta se hace a partir de las condiciones de operación y las dimensiones suministradas por HYSYS con la página www.matche.com; los resultados se presentan en el Anexo L.

Los demás costos se determinan como porcentajes sobre las inversiones fijas [28].

En la Tabla 25 se presenta el cálculo de la inversión total inicial de la planta.

La inversión total inicial que debe hacerse para una planta de producción de alcoholes grasos naturales por la ruta de hidrogenación de ésteres de metilo de 50.000 Ton / año asciende a un valor de US\$26.324.582.

Tabla 25. Inversión Total Inicial

DESCRIPCIÓN	COSTO (US\$)
INVERSIONES FIJAS	7.838.730
Terrenos y Acondicionamiento	500.000
Edificaciones	1.328.000
Maquinaria y Equipo	5.197.780
Mobiliario y Equipo Auxiliar	562.950
Vehículos	250.000
INVERSIONES DIFERIDAS	18.485.852
Gastos de Instalación de Equipos	10.603.471
Gastos de Desarrollo y Obtención de la Tecnología	6.148.178
Planeación e Integración del Proyecto*	326.289
Supervisión de la Construcción*	326.289
Administración del Proyecto**	65.258
Imprevistos***	1.016.367
TOTAL	26.324.582

*5% del costo físico de la planta, **1% del costo físico de la planta, ***15% de la inversión en activos fijos

Fuente: Cálculo de los Autores

3.1.3 Cronograma de Inversiones

La inversión de un proyecto de la magnitud propuesta, no se efectúa completa en el momento inicial de su ejecución, por lo tanto se propone el cronograma de inversiones presentado en la Tabla 26.

Tabla 26. Cronograma de Inversiones

DESCRIPCIÓN	Año 0	Año 1
INVERSIONES FIJAS	3.887.890	3.950.840
Terrenos y Acondicionamiento	500.000	0
Edificaciones	664.000	664.000
Maquinaria y Equipo	2.598.890	2.598.890
Mobiliario y Equipo Auxiliar	0	562.950
Vehículos	125.000	125.000
INVERSIONES DIFERIDAS	7.936.084	10.549.768
Gastos de Instalación de Equipos	7.068.981	3.534.490
Gastos de Desarrollo y Obtención de la Tecnología	0	6.148.178
Planeación e Integración del Proyecto	163.145	163.144
Supervisión de la Construcción	163.145	163.144
Administración del Proyecto	32.629	32.629
Imprevistos	508.184	508.183
TOTAL	11.823.974	14.500.608

Fuente: Cálculo de los Autores

De acuerdo con el cronograma de inversiones planteado se realizarían dos desembolsos, uno de US\$11.823.974 en el año cero y otro de US\$14.500.600 en el año 1.

3.1.4 Capital de Trabajo

Otro factor que se debe tener en consideración al estudiar la viabilidad económica de un proyecto es el capital de trabajo, definido como el capital adicional con que se debe contar para que empiece a funcionar la planta mientras se empieza a recibir ingresos.

Aunque el capital de trabajo del primer año también es una inversión inicial se diferencia de las inversiones fijas y diferidas en que es un capital circulante y la empresa lo puede recuperar a corto plazo, por esta razón se analiza por separado. La definición contable del capital de trabajo es la diferencia aritmética entre el activo circulante y el pasivo circulante y varía durante el tiempo de evaluación del proyecto dependiendo de factores como la inflación y los niveles de producción y ventas.

El capital de trabajo para el primer año de producción es decir para el año 2 es US\$4.538.631. En el Anexo M se presenta la proyección del capital de trabajo para los 15 años de evaluación del proyecto.

3.1.5 Estado de Resultados

Para concluir la viabilidad económica del proyecto se analiza el estado de resultados que permite determinar la utilidad que proporcionaría la ejecución

del proyecto con las condiciones supuestas de niveles de producción y ventas las cuales se presentan en el Anexo I.

El estado de resultados se considera con financiamiento y sin financiamiento de la inversión inicial.

3.1.5.1 Sin Financiamiento

El estado de resultados sin financiamiento arroja una utilidad o flujo neto de US\$9.671.489 para el primer año de producción, la cual se incrementa progresivamente durante el tiempo de evaluación del proyecto, los resultados se presentan en el Anexo N.

3.1.5.2 Con Financiamiento

Para la determinación del estado de resultados con financiamiento se asume que el 70% de la inversión total inicial se financia a 5 años con una tasa de interés del 16% anual. La utilidad para el primer año de producción es US\$4.069.618 la cual se incrementa a lo largo del período de evaluación del proyecto a medida que se cumplen con las obligaciones del crédito. En el Anexo O se presenta el estado de resultados con financiamiento.

3.2 Evaluación Financiera de La Planta de Alcoholes Grasos

Una vez establecidos todos los parámetros de la evaluación económica se realiza la evaluación financiera del proyecto a partir de indicadores como el

VPN, TIR y TRI. También se efectúa el análisis de sensibilidad para establecer los parámetros mínimos de rentabilidad del proyecto.

3.2.1 Valor Presente Neto (VPN)

El Valor Presente Neto permite establecer si un proyecto genera utilidad en un período de tiempo determinado mediante la diferencia entre el valor presente de ingresos y el valor presente de egresos. Como criterio de decisión se tiene que si el VPN es mayor que cero se recomienda invertir en un proyecto [26].

El resultado del VPN sin financiamiento del presente proyecto tiene un valor de US\$13.471.543 como se muestra en el Anexo P, lo cual indica que el proyecto es rentable puesto que el valor de la empresa se incrementa con el tiempo.

El VPN estimado con financiamiento es US\$13.565.134 de manera que el proyecto también es rentable si se considera la opción de financiar el 70% de inversión total inicial.

3.2.2 Tasa Interna de Retorno (TIR)

La tasa interna de retorno es la tasa que equipara el valor presente de los ingresos con el valor presente de los egresos, es decir la tasa para la cual el VPN es igual a cero. Cuando la TIR es mayor que la tasa de oportunidad el proyecto es rentable puesto que el porcentaje de retorno de la inversión es superior al costo de oportunidad del dinero [26].

La TIR calculada sin financiamiento es del 37,38%, valor que se encuentra por encima de la tasa de interés de oportunidad del 25%. Esto indica que el proyecto es rentable sin financiamiento con respecto a este indicador.

Para el caso en que el proyecto sea financiado la TIR estimada es del 27,25% de manera que el proyecto también sería rentable puesto que la tasa de oportunidad es del 19%.

3.2.3 Tiempo de Retorno de la Inversión (TRI)

El tiempo de retorno de la inversión define el tiempo en el cual se recupera la inversión realizada. Este tiempo se calcula a partir del flujo neto de efectivo acumulado.

Cuando el valor del flujo neto de efectivo acumulado sea igual al valor de la inversión realizada se habrá recuperado la inversión.

El TRI del proyecto sin financiamiento es de 4 años y con financiamiento es de 6 años como se puede observar en los Anexos P y Q.

3.2.5 Análisis de Sensibilidad

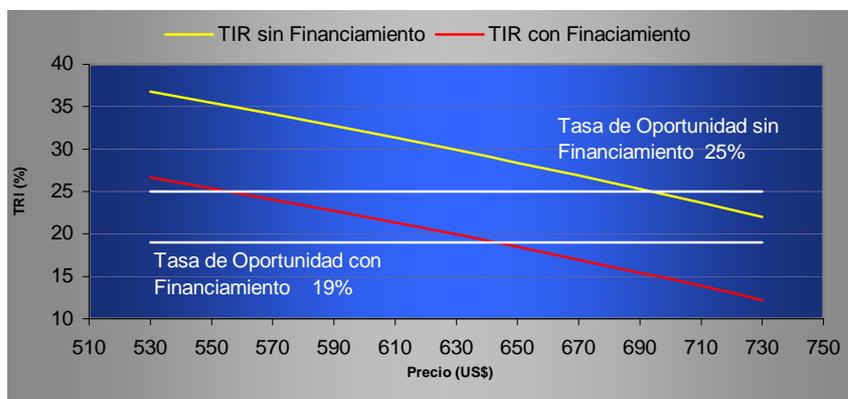
Todo proyecto independiente de la magnitud está rodeado de incertidumbre por lo tanto es necesario hacer un análisis de probabilidad para las variables que más influyen en la rentabilidad del proyecto para tener idea del riesgo que se corre si alguna de estas variables se ve afectada en el futuro. Por ejemplo si el precio de la materia prima se eleva considerablemente o si el precio de venta se cae.

Para este proyecto se estima que las variables más influyentes son el precio de la materia prima que representa el 73% del costo de producción y el precio de venta de los alcoholes grasos naturales que está sujeto a las fluctuaciones del mercado internacional. Otras variables como la capacidad de producción y el nivel de ventas se pueden considerar estables puesto que dependen de la operación interna de la empresa.

Para el caso del precio de la materia prima se estudia cómo afecta un alza del precio, ya que una disminución beneficia la rentabilidad del proyecto y se pretende determinar factores de riesgo.

En la Figura 19 se observa la variación de la TIR con el aumento del precio del aceite de palmiste.

Figura 19. Variación de la TIR con el aumento del precio del Aceite de Palmiste



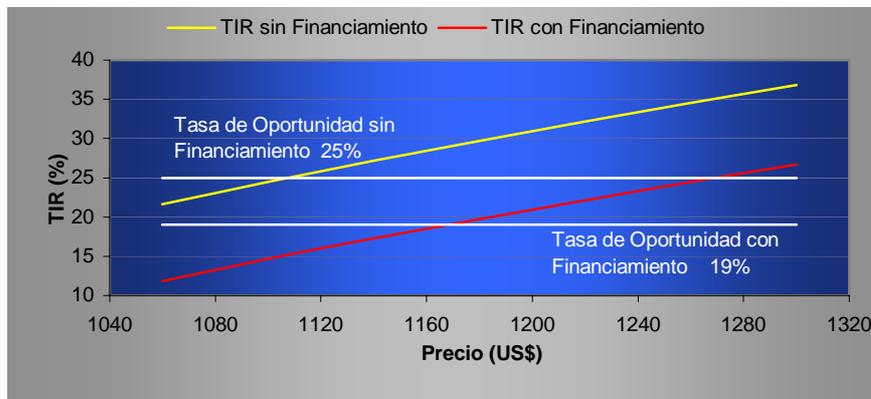
Como se observa en la Figura 19 un alza repentina del precio de la materia prima es tolerable hasta US\$670 / Ton para que el proyecto sea rentable, si la inversión se realiza sin financiamiento.

Para la inversión con financiamiento el proyecto solo es rentable si el precio tiene un incremento inesperado hasta US\$610 / Ton.

Es importante tener en cuenta la fecha de realización del presente estudio para considerar la validez de los resultados del análisis de sensibilidad.

Por otra parte se estudia la influencia que puede tener el precio de venta de los alcoholes grasos en la rentabilidad del proyecto. En la Figura 20 se muestra la variación de la TIR con el precio de venta.

Figura 20. Variación de la TIR con el Precio de Venta de los Alcoholes



El precio de venta podría disminuirse hasta US\$1.140 para que el proyecto tenga un margen de rentabilidad aceptable cuando la inversión se realiza sin financiamiento y con financiamiento el precio no debe ser inferior a US\$1.220.

Finalmente se estima el punto de equilibrio del proyecto para determinar la capacidad mínima de producción a la cual puede operar la planta para que no tenga pérdida. Este valor corresponde al 10% de la capacidad de la planta, de manera que se puede empezar a operar desde 5.000 Ton / año sin que haya pérdidas.

CONCLUSIONES

- ◆ La demanda de alcoholes grasos está insatisfecha dentro del panorama nacional y la comunidad andina. La demanda nacional proyectada para el año 2010 es de 20.000 Ton / año y la demanda actual de la comunidad andina está por encima de las 42.000 Ton / año, esto evidencia una clara posibilidad de inversión industrial ya que los alcoholes grasos son productos intermedios indispensables en la producción de una amplia variedad de productos de aseo, detergentes y cosméticos que tienen una demanda creciente y proporcional al crecimiento de la población.
- ◆ La mejor ubicación para una planta de alcoholes grasos naturales en Colombia sería las ciudades de Cali, Santafé de Bogotá D.C. y Cartagena.
- ◆ El proceso propuesto para la obtención de alcoholes grasos por la ruta de hidrogenación de ésteres de metilo tiene la madurez tecnológica necesaria para hacer el proyecto viable tecnológicamente y es muy atractivo desde el punto de vista ambiental porque no tiene emisiones ni vertimientos de alto impacto ambiental.
- ◆ La inversión que debe hacerse para la instalación de una planta de alcoholes grasos naturales de 50.000 Ton / año es del orden de US\$26.324.582 y el costo de producción anual asciende a US\$42.746.903 a la fecha.
- ◆ Un proyecto de la magnitud propuesta es rentable con y sin financiamiento de la inversión de acuerdo a los indicadores de Valor Presente Neto (VPN) y Tasa Interna de Retorno (TIR). Para el VPN se obtuvieron valores de

US\$13.471.543 y US\$13.565.134 y para la TIR 37,38% y 27,25% sin financiamiento y con financiamiento respectivamente.

- Una planta de alcoholes grasos naturales de 50.000 Ton / año debe iniciar su operación como mínimo al 10% de su capacidad para que no de pérdidas.

RECOMENDACIONES

- ◆ Para un estudio de factibilidad se recomienda hacer un análisis más detallado de los consumidores de alcoholes grasos en el país y la comunidad andina para determinar si en el proceso propuesto sería conveniente fraccionar la mezcla de alcoholes, ya que no pudo estimarse en el presente estudio.
- ◆ Se recomienda desarrollar estudios y experimentos a escala de laboratorio y piloto de la obtención de alcoholes grasos para soportar futuros estudios sobre el tema, ya que la información disponible en el país es muy poca y la mayoría de la información extranjera es de carácter privado.
- ◆ La herramienta de simulación HYSYS.plant versión 3.1 es una ayuda muy valiosa para el desarrollo de estudios como este, sin embargo su exactitud esta sujeta a la información de entrada que se suministra al programa, por lo tanto se recomienda una búsqueda intensiva de estudios de caracterización del aceite de palmiste, o en su defecto el desarrollo de estos, para definir mejor la distribución de triglicéridos en el aceite en caso que se quiera utilizar la herramienta para estudios de mayor exactitud.
- ◆ Con base en el desarrollo del presente estudio de prefactibilidad en el cual se concluye que el proyecto es rentable se recomienda llevar a cabo un estudio de factibilidad como un paso importante hacia el desarrollo de la industria oleoquímica en el país ya que Colombia tiene gran disponibilidad de materia prima para la obtención de alcoholes grasos naturales.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. SALLED, Kassim. "The Development of the Oleochemical Industry: The Next Frontier"
http://www.aomg.org.my/SharedImages/Library/ppt/F_111.ppt
2. HOLDIKO PERKASA, "Oleochemical Industry Overview". Pág.
<http://www.holdiko.com/cantindov.php?ctid=9 - 34k>
3. KUEH SOON, Ting. "An Overview of the ASEAN Olechemical Market". Pág.
http://www.mosta.org.my/news/vol10_2/59TKSoon.doc
4. ANDI, Cámara de la Industria de Productos Cosméticos y Productos de Aseo, "Características del sector". Pág.
<http://www.andi.org.co/camaras/cosmeticos/default.htm>
5. GUZMAN, Doris. "Tight Fatty Alcohol Market" Chemical Market Reporter, September 25, 2000. Pág.
http://findarticles.com/cf_0/m0FVP/13_258/65951162/p1/article.jhtml
6. AOMG, BRUNSKILL. Alan. "World Oleochemicals and Oil Prices", Marzo de 2001. Pág.
http://www.aomg.org.my/SharedImages/Library/pdf/F_114.pdf
7. BACA URBINA, Gabriel. "Evaluación de Proyectos". Tercera Edición, Mc Graw Hill, México 1989.
8. MONICK, J.A. Colgate Palmolive Co. "Fatty Alcohols" Journal of American Oils Chemist's Society, November 1979, Págs. 853A – 859A
9. OLUWANIYI, O. O. Ibiyemi S. A. "Efficacy of Catalysts in the Batch Esterification of the Fatty Acids of *Thevetia Peruviana* Seed Oil " J. Appl. Sci. Envirom. 2003, Vol. 7, No 1, págs. 15-17
10. WILSON, K.; Clarck, J. H. "Solid acids and their use as environmentally friendly catalysts in organic synthesis" Pure Appl. Chem. 2000, Vol. 72 No 7, págs. 1313-1319
11. MATSUDA, Morio, Kao Corporation. "The production of Fatty Alcohols and their Amino Derivatives from Coco Fatty Acid Methyl Esters". "Proceedings of the World Conference on Lauric Oils ". AOCs 2000.

12. MIYA, Bunji. "Process for preparation of copper-iron-aluminum hydrogenation catalyst". Patente Estadounidense 4,278,567. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
13. HATORI, Yasuyuki. "Process for preparation of Alcohols". Patente Estadounidense 4,918,248. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
14. HATORI, Yasuyuki. "Hydrogenation reaction catalyst precursor, process for production thereof and process for production of alcohol". Patente Estadounidense 5,478,789. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
15. WALL, Robert. "Catalyst for ester hydrogenation" Patente Estadounidense 4,113,662. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
16. SINGLETON, David M. "Process for the direct hydrogenation of methyl esters" Patente Estadounidense 5,475,159. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
17. Patente Europea GB-B 2116552. Pág. <http://es.espacenet.com>
18. TRAVERS, Christine. "Catalytic process for manufacturing alcohols by hydrogenolysis of carboxylic acid esters". Patente Estadounidense 4,456,775. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
19. KITSON, Melanie. "Vapour phase hydrogenation of esters". Patente Estadounidense 4,611,085. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
20. CHOO, Yuen May. "Production and Evaluation of Palm Oil Methyl Esters as Diesel Substitute". *Elaeis Special Issue*, Noviembre 1995, págs. 15-25.
21. YONK, K.C. "Characterization of glycerol residue from a Palm Kernel Oil Methyl Ester Plant". *Journal of Oil Palm Research*, Diciembre 2001, págs 1-6.
22. BERNARDINI, E. "Tecnología de Grasas y Aceites". Primera Edición, Editorial Alhambra, Madrid, 1981.
23. LIEBERMAN, Norman P. "Process Design for reliable operations". Segunda Edición. Gulf Publishing Company, 1988.

24. MCDONALD, William. "Process for dry synthesis and continuous separation of a fatty acid methyl ester reaction product". Patente Estadounidense 6,262,285. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
25. OOI, T.L. PORIM "Crude Glycerine Recovery from Glycerol Residue Waste from a Palm Kernel Oil Methyl Ester Plant". Journal of Oil Palm Research, Diciembre 2001, págs. 16-22.
26. MARTÍNEZ, Griselda. "La Innovación Organizacional del Trabajo". Pág. <http://www-azc.uam.mx/publicaciones/gestion/num7/art13.htm>
27. MIRANDA, Juan José. "Gestión de Proyectos: Identificación, Formulación, Evaluación Financiera-Económica-Social-Ambiental". Santafé de Bogotá D.C., Editorial MM Editores, 2001.
28. PETERS, Max S. "Plant Design and Economics for Chemical Engineers". Segunda Edición, Editorial Mc. Graw Hill, New York, 1968.
29. ARRUBA, Juan Pablo. "Transesterificación del Aceite de Palma y Análisis de Triglicéridos por Cromatografía de Gases Capilar de Alta Temperatura". Tesis de Grado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga 2002.
30. BRETSZNAJDER, S. "Prediction of Transport and Other Physical Properties of Fluids" Primera Edición, Editorial Pergamon Press, Polonia 1971. Págs. 59 – 82.
31. BURT, George. "Preparation of Detergents". Patente Estadounidense 2,360,844. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
32. CAN, Comunidad Andina. <http://www.comunidadandina.org>
33. CANAKCI, Mustafa. "A pilot plant to produce Biodiesel from High Free Fatty Acid Feedstocks", 2001 ASAE Annual International Meeting. Pág. http://www.me.iastate.edu/biodiesel/Technical%20Papers/Canakci_Paper_2_as%20revised%20after%20review.pdf
34. CARDUCK; Franz-Josef. "Hydrogenation Process". Patente Estadounidense 5,324,871. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
35. CHEMITHON, Folleto: "Manufacture of Methyl Ester Sulfonates and Other Derivatives"

36. CIDEIBER, Centro de Información y Documentación Empresarial sobre Iberoamérica. Pág.
<http://www.cideiber.com/infopaises/Colombia/Colombia-10-02.html>
37. DANE, "Banco de Datos". Pág. <http://www.dane.gov.co>
38. ECKEY, E. W. "Vegetable Fats & Oils". American Chemical Society. Editorial Reinhold, New York, 1954.
39. FARRIS, R. D. "Methyl Esters in the Fatty Acid Industry". Journal of American Oils Chemist's Society, November 1979, Págs. 770A – 773A.
40. FEDEPALMA, "Anuario Estadístico 2002", La Agroindustria de la Palma de Aceite en Colombia y el Mundo, 1997 – 2001.
41. KALLIO, Heikki. " Regioisomerism of Triacylglycerols in Lard, Tallow, Yolk, Chiken Skin, Palm Oil, Palm Olein, Palm Stearin and a Transesterified Blend of Palm Stearin and Coconut Oil Analyzed by Tandem Mass Spectrometry. J. Agric. Food. Chem. Vol. 49, 2001. Págs. 3363-3369.
42. KARAOSMANOGLU, Filiz. "Investigation of the Refining Step of Biodiesel Production". Energy & Fuels, Vol. 10, 1996. Págs. 890 – 895.
43. KAWARA, Joshiharu. "Process for producing lower alcohol esters of fatty acids". Patente Estadounidense 4,164,506. Pág.
<http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
44. KIRK-OTHMER. "Encyclopedia of Chemical Technology". Tercera Edición, Editorial J. Wiley & Sons, Nueva York, 1978. Págs. 716 – 739.
45. LEPPER, Herbert. "Process for the production of fatty acid alkyl esters". Patente Estadounidense 4,652,406. Pág.
<http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
46. LIDE, David R. "Handbook of Chemistry and Physics 1994-1995", 75^a Edición, Editorial CRC Press, Inc. 1994. págs. 3-148, 3-184, 3-227, 3-229, 3-232, 3-318.
47. LOVAZZANANO, Daniel A. "Metilesteres de Acidos Grasos. Nueva alternativa en la Industria de Jabones" Revista Aceites y Grasas, Septiembre de 1993, págs. 49-55.
48. LURGI, Folleto "Fatty Alcohol Technology and Fatty Acid Technology"

49. MARTINEZ, Noelva. "Obtención de Agrodiesel a partir de Metil-Esteres de Estearina de Palma y Diesel. Tesis de Grado, Universidad Industrial de Santander, 1995.
50. MERCK, Chemical Data Bases <http://chemdat.de>
51. NIST, Standard Reference Database Number 69, Chemistry Web Book Pag. <http://webbook.nist.gov/chemistry>
52. NOUREDDINI, H. "A continuous Process for the conversion of Vegetable Oils into Methyl Esters of Fatty Acids" Journal of American Oils Chemist's Society, Vol 75, No 12, 1998; "Kinetics of Transesterification of Soybean Oil" Journal of American Oils Chemist's Society, Vol 74, No 11, 1997, págs. 1457-1463.
53. PINZÓN, María Helena. "Montaje y Puesta en Marcha de un Reactor para Hidrogenación Catalítica del Aceite Esencial de Cáscara de Naranja. Tesis de Grado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga 1995. Págs. 10 – 24.
54. RIEKE, Ross D. "Fatty Methyl Ester Hydrogenation to Fatty Alcohol Part I: Correlation between catalyst properties and Activity/Selectivity". Journal of American Oils Chemist's Society, Vol. 74 No 4, 1997, págs. 333-339.
55. RIEKE, Ross D. "Fatty Methyl Ester Hydrogenation to Fatty Alcohol Part II: Process Issues". Journal of American Oils Chemist's Society, Vol. 74 No 4, 1997, págs. 341-345.
56. SANCHEZ, Jose Luis. "Producción y Caracterización de Metil-Esteres para su uso en Motores Diesel a partir de Mezclas de Aceites con un contenido variable de Aceite de Coco". Trabajos en Extenso, Instituto Tecnológico de Monterrey. Pág.
57. WAI-LIN, Siew. "Composition of the Oil in Palm Kernel from *Elaeis Guineensis*". Journal of American Oils Chemist's Society, Vol 72, No 12, 1995, págs. 1587-1589.
58. WILMOTT, Martyn. "Fatty Alcohols". Patente Estadounidense 5,138,106. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>
59. WILMOTT, Martyn. "Process for the production of Fatty Alcohols". Patente Estadounidense 5,157,168. Pág. <http://patft.uspto.gov/netahtml/search-bool.html>

ANEXO A

Tabla A1. Empresas Productoras de Alcoholes Grasos en el Mundo

PAÍS	EMPRESA
Alemania	Albright & Wilson
	Amoco Chemical Deutschland
	Ashland Plastic Deutschland & Co. KG
	Clariant Deutschland
	DHW Deutsche Hydrierwerke
	Hansa Chemie
	Herkommer & Bangerter & Co.
	Salim Oleochemicals
	Symrise
Austria	Clarian Österreich
Bélgica	BP Chembel NV
	Clariant Benelux S.A.
	Mosselman NV/S.A.
	Oleon NV
	Sasol Benelux NV
Dinamarca	Aarush Oliefabrik A/S
	Ashland Plastics Denmark
	Bayer A/S
	Clariant (Denmark) A/S
	Henkel Denmark A/S
España	Ashland Plastics S.A.
	Clariant Ibérica S.A.
	Haarmman & Reimer S.A.E.
	Huntsman Surface Sciences S.L.
	SDS. S.A.
Estados Unidos	A & S Corp.
	Alfa Chemical Corp.
	Avatar Corp.
	BP Amoco
	Captree Group Inc.
	Cognis Corporation
	Cognis Corporation, Chemicals Group-Fatty Alcohols
	Dilco Waxes
	Givaudan Roure Corp.
	Jarchem Industries, Inc.
	Lanaetex Products, Inc.
	Michel, M., & Co., Inc.
	Nu-Check Prep Inc.
	Petrolite Corporation
	Procter & Gamble Chemicals
	Struktol Company of America
Witco Corp., Oleochemicals & Derivatives Group	
Unión Derivan S.A.	
Finlandia	Ashland Plastics Finland
	Clariant Finland Oy

Francia	Albright & Wilson SA
	Ashland Plastics SA
	Clariant France SA
	Oleon France SAS
	SDS SA
	Symrise SA
Grecia	Clariant Hellas SA
India	Aegis Chemical Industries
	Sunshield Chemicals Ltd.
Irlanda	Ashland Plastics Ireland Ltd
Italia	Albright & Wilson S.r.L.
	Ashland Plastics Italy S.p.A.
	Clariant Italia S.p.A Functional Chemicals
	Go Gomma S.r.L.
	Henkel Italian S.p.A.
	Sasol Italy S.p.A.
Japón	NOF CORPORATION Head Office
	NOF CORPORATION Oleo & Specialty Chemicals Div.
México	Alcoholera de la Laguna
	Alcoholes Desnaturalizados y Diluyentes
	Ashland Chemical de México
	Auro Química de León
	Auromex
	Avanfarm
	BAF
	Básicos Internacionales
	Brual
	Central de Drogas
	Conjunto Lar de México
	Deutsche Química
	Enichem de México
	Etaquim
	ExxonMobil México
	Omega
	Padoquimia
	Poliurequimia
	Productos Químicos y Sistemas Industriales
	Química del Centro
Rana	
Saar	
Universal Productora	
Vita Drog	
Noruega	Ashland Plastics Norway
	Clariant (Norge) AS
	Henkel Norway AS
	Hudtwalcker & Co AS
	Oleon Northen Europe AS
Países Bajos	Ashland Nederland BV
	Chempri BV

	Symrise BV
Portugal	Ashland Química Portuguesa Lda
	Clariant Químicos (Portugal) Lda
Reino Unido	Ashland Plastics UK Ltd
	Clariant UK Ltd
	Haarmann & Reimer Ltd
	Henkel Ltd
República Checa	Clariant CR sro
Suecia	Ashland Plastics Sweden
	Clariant Sverige AB
	Henkel Norden AB
	Larodan Fine Chemicals AB
Suiza	Amoco Chemical (Europe) SA
	Clariant International (Schweiz) AG

Fuente: Thomas Global Register Europe

ANEXO B

Tabla B1. Posibles Proveedores de Aceite de Palmiste Extranjeros

PAÍS	EMPRESA O RAZÓN SOCIAL
Malasia	Keck Seng (M) Bhd.
	KL-Kepong Edible Oils Sdn Bhd.
	Kwantas Oil Sdn Bhd.
	PGEO Group Sdn Bhd.
	Wawasan Tebrau Sdn Bhd.
Indonesia	Exim International
Ecuador	Industrias Ales C.A.

Fuente: El Portal de La Industria

ANEXO C

Tabla C1. Empresas Productoras y Comercializadoras de Productos de Aseo, Cuidado Personal y Cosméticos

EMPRESAS	CIUDAD
Cofarma	Barranquilla
Pro Nova	Barranquilla
Productos De Consumo	Barranquilla
Retycol	Barranquilla
Detergentes Panamericanos	Barranquilla
Disnavar	Barranquilla
Laboratorios Ross Délen	Barranquilla
Productos Lbd	Barranquilla
Procter & Gamble Ltda.	Bogota
Unilever Andina S.A.	Bogota
Dersa	Bogota
Gitcol	Bogota
Henkel Colombiana S.A.	Bogota
Clorox	Bogota
Azul K	Bogota
Anway	Bogota
Sc Johnson & Son Colombiana S.A.	Bogota
Waked International	Bogota
Wella	Bogota
Cosmepop	Bogota
Capill France	Bogota
Laboratorios Spai Sons	Bogota
Creative Colors	Bogota
Visee Int Cosmetics	Bogota
Fiamme	Bogota
Simonz	Bogota
Industrias Bisonte	Bogota
Laboratorios Smart	Bogota
Bardot	Bogota
Intermarketing Express	Bogota
La Catleya	Bogota
Hartung & Cia	Bogota
Marchen En Colombia	Bogota
Master Quimica	Bogota
Productos El Sol	Bogota
Permaquim	Bogota
Wetnauer Bogota	Bogota
Jaboneria Central	Bogota

Texquiplas	Bogota
Drogueria Rosas	Bogota
Cosmetic France Ltda.	Bogota
La Riviera	Bogota
Importaciones El Dorado	Bogota
Papeleria Guimaher & Cia	Bogota
Productos Perfex	Bogota
Evelpro	Bogota
Tecser Laboratorios	Bogota
Laboratorios Quimica Alemana	Bogota
Lanman & Demp-Barclay	Bogota
Gillette De Colombia S.A.	Bogota
L'oreal Colombia S.A.	Bogota
Hilda Strauss E Hijos & Cia Ltda.	Bogota
Colgate Palmolive	Cali
Varela	Cali
Reckitt Benckiser	Cali
Laboratorios Recamier Ltda.	Cali
Beisbol	Cali
Belleza Express	Cali
Laboratorios Sky	Cali
Laboratorios Biologic	Cali
Industrias High Lac	Cali
Yemail & Daphne	Cali
Derterquin & Cia	Cali
Indsutrias Patojito	Cali
La Jirafa	Envigado
Yanbal S.A.	Facatativa
Laboratorios Wilcos	Fontibon
Ghem	Funza
Hada S.A.	Manizales
Votre Passion	Medellín
Preparaciones De Belleza	Medellín
Mon Reve	Medellín
Jorge Mario Uribe	Medellín
Desinfectantes Patojito	Sder Quilichao
Laboratorio De Cosmetivos Vogue S.A.	Soacha
Bell Star S.A.	Tocancipa
Promotora De Belleza	Tocancipa
Johnson & Johnson De Colombia S.A.	Yumbo
Bdf	Yumbo
Distrimas	Yumbo

Fuente: ANDI, Cámara de la Industria de Productos Cosméticos y Productos de Aseo

ANEXO D

Tabla D1. Costo Promedio del Servicio de Agua 2002

CIUDAD	EMPRESA	(\$ / m ³)
Barrancabermeja	Empresa de Aseo y Saneamiento Básico de Barrancabermeja E.S.P.	426,00
Barranquilla	Sociedad de Acueducto, Alcantarillado y Aseo de Barranquilla E.S.P.	1.159,36
Bucaramanga	Acueducto Metropolitano de Bucaramanga E.S.P.	731,66
Cali	Empresas Municipales de Cali EICE E.S.P.	1.148,40
Cartagena	Aguas de Cartagena S.A. E.S.P.	1.307,45
Ciénaga	Metroagua S.A. E.S.P.	1.110,00
Medellín	Empresas Públicas de Medellín E.S.P.	1.571,86
Pasto	Empresa de Obras Sanitarias de Pasto S.A. E.S.P.	870,31
Santafé de Bogotá D.C.	Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Bogotá E.S.P.	2.072,97
Villavicencio	Empresa de Acueducto y Alcantarillado de Villavicencio E.S.P.	1.615,97

Fuente: CRA, Comisión Reguladora de Agua Potable

Tabla D2. Costo Promedio del Servicio de Energía Eléctrica 2002

CIUDAD	EMPRESA	(\$ / KWh)	(\$ / KWh)
Barrancabermeja	Electrificadora de Santander S.A. E.S.P. (Termobarranca)	214,90	214,90
Barranquilla	Energía Confiable S.A. E.S.P.	183,99	176,17
	Electrificadora del Caribe S.A. E.S.P.	168,34	
Bucaramanga	Electrificadora de Santander S.A. E.S.P.	214,90	214,90
Cali	Central Hidroeléctrica de Urrá S.A.	111,50	130,75
	Comercializadora Andina de Energía S.A. E.S.P.	161,42	
	Distribuidora & Comercializadora de Energía Eléctrica S.A. E.S.P.	129,42	
	Comercializar S.A. E.S.P.	112,56	
	Emgesa S.A. E.S.P.	111,36	
	Empresa de Energía del Pacífico S.A.*	86,03	
	Empresas Municipales de Cali EICE	149,49	
	Isagen S.A. E.S.P.*	51,02	
Termovalle S.C.A. E.S.P.	139,52		
Cartagena	Electrificadora de la Costa Atlántica	125,88	125,88
Ciénaga	Electrificadora del Caribe	168,34	168,34
Medellín	Comercializadora Andina de Energía S.A. E.S.P.	148,84	122,87
	Comercializar S.A. E.S.P.	110,09	
	Emgesa S.A. E.S.P.	100,82	
	Energen S.A. E.S.P.	139,24	
	Isagen S.A. E.S.P.*	57,57	
	Corporación Eléctrica de la Costa Atlántica*	97,97	
	Flores I.I.I. Ltda. S.C.A. E.S.P.	116,82	
Empresas Públicas de Medellín E.S.P.	121,39		
Pasto	Centrales Eléctricas de Nariño S.A. E.S.P.	282,02	176,11
	Comercializar S.A. E.S.P.	155,98	

	Distribuidora & Comercializadora de Energía Eléctrica S.A. E.S.P.	146,19	
	Electrificadora del Huila S.A. E.S.P.	148,03	
	Emgesa S.A. E.S.P.	148,31	
	Isagen S.A. E.S.P.*	48,95	
Santafé de Bogotá D.C.	Codensa S.A. E.S.P.	204,88	149,64
	Comercializadora Andina de Energía S.A. E.S.P.	159,12	
	Comercializar S.A. E.S.P.	131,06	
	Distribuidora & Comercializadora de Energía Eléctrica S.A. E.S.P.	154,15	
	Emgesa S.A. E.S.P.	131,06	
	Empresa de Energía de Cundinamarca S.A. E.S.P.	137,07	
	Empresa de Energía del Pacífico S.A. E.S.P.*	56,13	
	Empresas Municipales de Cali EICE	138,06	
	Energía Confiable S.A. E.S.P.	141,72	
Isagen S.A. E.S.P.*	50,73		
Villavicencio	Comercializadora Andina de Energía S.A. E.S.P.	128,72	131,28
	Distribuidora & Comercializadora de Energía Eléctrica S.A. E.S.P.	143,50	
	Electrificadora del Meta S.A. E.S.P.	142,25	
	Emgesa S.A. E.S.P.	110,66	
	Empresa de Energía del Pacífico S.A. E.S.P.*	51,57	
	Isagen S.A. E.S.P.*	48,75	

*Empresas que no se tienen en cuenta para el cálculo del costo promedio porque están fuera del rango de la mayoría.

Fuente: CREG, Comisión Reguladora de Energía y Gas

Tabla D3. Costo Promedio del Servicio de Gas

CIUDAD	EMPRESA	(\$ / m ³)	(\$ / m ³)
Barrancabermeja	Gases de Barrancabermeja S.A. E.S.P.	368,75	368,75
Barranquilla	Gases del Caribe S.A. E.S.P.	134,36	134,36
Bucaramanga	Metrogas de Colombia S.A.	427,57	375,07
	Gases del Oriente S.A. E.S.P.	322,57	
Cali	Gases del Norte del Valle	357,00	315,50
	Gases de Occidente S.A. E.S.P.	274,00	
Cartagena	Surtidora de Gas del Caribe S.A. E.S.P.	135,49	135,49
Ciénaga	Gases del Caribe S.A. E.S.P.	134,36	134,36
Medellín	Empresas Públicas de Medellín E.S.P.	346,08	346,08
Pasto	Energas E.S.P.	262,06	262,06
Santafé de Bogotá D.C.	Gas Natural S.A. E.S.P.	335,80	340,94
	Gas Natural Cundiboyacense S.A. E.S.P.	346,08	
Villavicencio	Gases del Llano S.A. E.S.P.	208,00	208,00

Fuente: CREG, Comisión Reguladora de Energía y Gas

ANEXO E

Tabla E1. Costo de Terrenos Industriales

CIUDAD	ZONA	VALOR RL* (\$ / m ²)	VALOR TI** (\$ / m ²)	VALOR PROMEDIO (\$ / m ²)
Barrancabermeja	Sector nororiental, en inmediaciones de la planta de fertilizantes FERTICOL	2.600-10.000	10.000	74.167
	Sector Noroccidental, en inmediaciones de la refinera de ECOPETROL	65.000-110.000	87.500	
	Sector Norte, Campo Galán, y está destinado a la construcción de Nuevas industrias	120.000-130.000	125.000	
Barranquilla	-	-	-	200.000
Bucaramanga	Zona industrial	80.000-120.000	100.000	100.000
Cali	Perímetro Urbano	120.000-140.000	130.000	62.500
	La Dolores (Palmira)	30.000-40.000	35.000	
	Juanchito (Candelaria)	25.000-35.000	30.000	
	Arroyohondo(Yumbo)	40.000-70.000	55.000	
Cartagena	ECOPETROL, ÁLCALIS y CONASTIL	130.000-150.000	140.000	117.500
	Cartagena-Mamonal-Gambote	90.000-100.000	95.000	
Ciénaga	-	-	-	200000
Medellín	Itagui (Autopista Sur)	300.000-350.000	325.000	288.333
	Medellín (Autopista sur)	350.000	350.000	
	Rionegro (Autopista Medellín-Bogotá)	180.000-200.000	190.000	
Santafé de Bogota D.C.	La Valvanera	120.000	120.000	250.000
	Montevideo	380.000	380.000	
Pasto	Zona industrial	300.000	300.000	300.000
Villavicencio	Zona industrial	400.000	400.000	400.000

*RL: Reportado por la Lonja de Propiedad Raíz de cada ciudad

**TI: Tomado del Intervalo Reportado por la Lonja de Propiedad Raíz de cada ciudad, usado para el cálculo del Valor Promedio de los terrenos industriales en las ciudades preseleccionadas.

Fuente: Lonjas de Propiedad Raíz de las Ciudades Preseleccionadas

Para Barranquilla y Ciénaga no se obtuvo información así que para poder evaluarlas se les asignó el valor promedio del costo de las demás ciudades.

ANEXO F

ZONAS FRANCAS

En Colombia existe un régimen de Zonas Francas cuyo estatuto se expresa en la Ley 109 del 12/12/85.

Una zona franca es un área del territorio nacional que goza de un régimen aduanero y fiscal especial, con el fin de fomentar la industrialización de bienes y la prestación de servicios orientados principalmente a los mercados externos y de manera subsidiaria al mercado nacional.

Para las operaciones con el resto del mundo las zonas francas se reconocen como parte del territorio nacional, mientras que para las operaciones de comercio con el país se toman como territorio extranjero.

Han sido concebidas como un instrumento de promoción del comercio exterior que tiene como objetivos la generación de empleo y divisas, la transferencia de tecnología, la atracción de inversión, la mejor utilización de los recursos productivos disponibles para servir de polos de desarrollo en las regiones donde se ubican.

En Colombia existen tres clases de zonas francas:

- ❑ Industrial de bienes y servicios: para promover y desarrollar el proceso de industrialización y la prestación de servicios destinados principalmente a los mercados externos.
- ❑ Industriales de servicios turísticos: para estimular la prestación de servicios turísticos, destinados al turismo extranjero receptivo y, de forma subsidiaria, al turismo nacional.
- ❑ Transitorias de carácter comercial y de servicios: que son áreas delimitadas dentro del territorio nacional donde se celebran ferias, exposiciones, congresos y seminarios de carácter internacional que revistan importancia para la economía y el comercio internacional.

En Colombia existen en la actualidad las siguientes zonas francas:

- ❑ En la costa atlántica: Barranquilla, Santa Marta, Cartagena de Indias y Candelaria.
- ❑ En la costa pacífica: Pacífico, Buenaventura y Palmaseca.
- ❑ En la zona central: Santa Fe de Bogotá y Rionegro.
- ❑ En la frontera con Venezuela: Cúcuta.

Usuarios de zonas francas

Las zonas francas son administradas y dirigidas por sociedades de carácter privado denominadas *usuario operador*, responsables de verificar el cumplimiento de las normas de comercio exterior. Las empresas que se instalan en una zona franca se denominan usuarios y se clasifican de acuerdo con la actividad que desarrollan:

- ❑ Usuario de Bienes industriales que se encarga de producir, fabricar, transformar o ensamblar bienes en una Zona Franca y destinarlos prioritariamente a los mercados externos.
- ❑ Usuario de Servicios, el cual se constituye para prestar servicios en una Zona Franca y destinarlos, prioritariamente, a los mercados externos.
- ❑ Usuario Comercial, persona jurídica que se constituye para prestar servicios de almacenamiento, conservación, manipulación, distribución, empaque, reempaque, clasificación o limpieza de bienes destinados a los mercados externos o al mercado nacional.
- ❑ Usuario administrador, para las zonas transitorias existen entidades administradoras del área para la cual se solicita la declaratoria, con capacidad legal para organizar eventos de carácter internacional, así como para desarrollar actividades de promoción, dirección, y administración del área.
- ❑ Expositor, es un usuario de las zonas francas transitorias que con ocasión de la celebración de un evento de carácter internacional realiza un contrato con el usuario administrador en calidad de expositor.
- ❑ La persona jurídica que adelanta las obras de urbanización, construcción e infraestructura de servicios y edificaciones como también las empresas de servicios de apoyo tales como restaurantes, cafeterías, hoteles, servicios de vigilancia, de aseo y mantenimiento, de salud, guarderías, de transporte, no son considerados usuarios de las Zonas Francas y por tanto no gozan de los beneficios que otorga el régimen franco.

Cualquier persona jurídica nacional o extranjera legalmente establecida en el país puede ser calificada como usuario, mediante una solicitud presentada ante el usuario operador de la respectiva zona franca. Dicha solicitud debe contener: el nombre o la razón social y el domicilio de los solicitantes; una descripción del proyecto o de los servicios prestados acorde con el plan de desarrollo de las zonas francas; un estudio de técnico de viabilidad; la determinación de la composición o probable composición del capital de la sociedad; la resolución favorable de la autoridad competente sobre el impacto ecológico del proyecto; y la escritura de constitución de la sociedad, al igual que los estados financieros y las referencias bancarias oportunas. Aprobada la solicitud, se suscribe un contrato en el que se

estipula el objeto, el valor, las garantías, el término y las actividades autorizadas a desarrollar.

RÉGIMEN DE INCENTIVOS DE LAS ZONAS FRANCAS

Incentivos Tributarios

- ❑ Los usuarios de las zonas francas industriales de bienes y servicios gozan de exención del pago de impuesto de renta (35%) y complementario de remesas (7%) sobre los ingresos provenientes de las ventas anuales de bienes y servicios a mercados externos, ya sean ventas a terceros países, ventas en desarrollo de contratos de importación-exportación (Plan Vallejo), ventas a otros usuarios de la misma u otra zona franca colombiana, o ventas en desarrollo de licitaciones internacionales.
- ❑ Los pagos, abonos en cuenta y transferencias al exterior por concepto de intereses y servicios técnicos que efectúen los usuarios industriales y que estén vinculados con su actividad en zona franca no están sometidos a retención en la fuente ni causan impuesto de renta y remesas.
- ❑ Los usuarios operadores y desarrolladores están exentos del impuesto de renta y complementarios correspondientes a los ingresos que obtengan en desarrollo de las actividades que se les autorice dentro de la respectiva zona.
- ❑ Las industrias extranjeras se encuentran exentas del impuesto sobre remesas de utilidades.
- ❑ El usuario comercial no tiene incentivos tributarios y en ningún caso puede vender o distribuir mercancías al detal. En conjunto, los usuarios comerciales no pueden ocupar un área superior al 25% del área total de la respectiva zona franca.

Incentivos de Comercio Exterior

- ❑ Los bienes destinados a la producción (maquinaria y equipo, materias primas, insumos, repuestos) procedentes del extranjero y destinados a los usuarios industriales están exentos de los derechos de importación, es decir, de los aranceles, del impuesto al valor agregado o del impuesto a las ventas y solo se causarán los derechos sobre el componente extranjero incorporado.
- ❑ Los usuarios industriales disponen del beneficio de poder vender su producción al resto del territorio nacional; estas ventas se consideran como importación al país. Los bienes comprados por el usuario industrial en el país se consideran una exportación para el vendedor nacional, quien recibe los incentivos de los exportadores.

- ❑ Para los inversores extranjeros que sean usuarios industriales de una zona franca se garantiza el certificado de origen para sus mercancías, con lo cual pueden acceder a los mercados ampliados, a las ventajas de los acuerdos comerciales celebrados por Colombia y a las preferencias arancelarias otorgadas por países desarrollados (Comunidad Andina de Naciones, Grupo de los Tres, Chile, Caricom, Aladi, Atpa, Unión Europea).

Incentivos Aduaneros

- ❑ El usuario de bienes industriales, al importar al resto del territorio nacional un bien final que elabore o transforme en zona franca, tiene la facultad de nacionalizar previamente la materia prima de origen extranjero que vaya a utilizar en lugar de cancelar el arancel del bien final, pagando solamente el respectivo gravamen arancelario.
- ❑ Cuando se importen al resto del territorio nacional mercancías de origen extranjero almacenadas en zona franca, se aplicará el gravamen arancelario del bien final sobre el valor aduanero de las mercancías.
- ❑ El IVA se liquidará, en ambos casos, sobre el valor aduanero del bien adicionado con los derechos de aduana.
- ❑ Se consideran como valor agregado nacional y por lo tanto no forman parte de la base para calcular el arancel las materias primas e insumos de origen colombiano, y las de origen extranjero respecto de las cuales se hayan pagado los derechos de importación en Colombia; así mismo, la mano de obra incorporada en zona franca se considera valor agregado nacional.
- ❑ Con la libre circulación de los bienes producidos en las zonas francas al mercado nacional se pierde la exención del impuesto de renta y sus complementarios sobre la fracción de los ingresos derivados de las ventas al mercado interno.
- ❑ Las mercancías de origen extranjero y con destino al mercado nacional se pueden almacenar en zona franca sin causar arancel ni IVA durante su permanencia en la zona.
- ❑ Se autorizan las operaciones de tránsito aduanero desde puertos y aeropuertos internacionales hacia zonas francas así como entre zonas francas, permitiendo movilizar las mercancías sin ellas causen arancel ni IVA.

Facilitación Cambiaria

- ❑ Los usuarios de las zonas francas tienen libertad de posesión y negociación de toda clase de divisas, pueden efectuar pagos en moneda extranjera convertibles dentro de la respectiva área de zona franca, puede mantener divisas en depósito

o en cuentas corrientes en bancos colombianos o del exterior para realizar giros al exterior por concepto de adquisición de bienes y servicios.

- ❑ Igualmente, tienen facultad para la repatriación o el giro de utilidades al exterior y la autorización de inversión extranjera sin restricciones.
- ❑ Las empresas instaladas en las zonas francas industriales no se encuentran obligadas a reintegrar las divisas correspondientes a los ingresos percibidos en el desarrollo de las actividades propias.
- ❑ Las importaciones y exportaciones de bienes y servicios que los usuarios industriales realicen con los residentes en el país, se pueden pagar en divisas o en moneda legal colombiana.
- ❑ Los usuarios instalados dentro del perímetro de las Zonas Francas industriales de bienes, podrán obtener financiación para comprar mercancías, sin la obligación de constituir el depósito respectivo de parte de sus proveedores, de los intermediarios del mercado cambiario y de entidades financieras del exterior.

Incentivos Financieros

- ❑ Las entidades financieras vigiladas por la Superintendencia Bancaria, con excepción de Almacenes Generales de Depósito, podrán vincularse a las Zonas Francas como sucursal o agencia de una institución financiera sin régimen franco.
- ❑ Los usuarios de bienes industriales de las zonas francas disponen de todas las posibilidades de crédito existentes en Colombia: líneas regulares de crédito para empresas establecidas en el territorio nacional en bancos, corporaciones financieras y corporaciones de ahorro y vivienda; línea del Instituto de Fomento Industrial (IFI - Banco Mundial) para activos fijos que permite financiar la relocalización de empresas en estas zonas; y líneas especiales del Banco de Comercio Exterior para la financiación de empresas exportadoras, sin depósito, hasta por un término de 6 meses, contados a partir de la fecha del conocimiento de embarque o guía aérea. Adicionalmente se permite la contratación de crédito externo.
- ❑ La financiación a un plazo superior al indicado y con valor superior a cinco mil dólares de los Estados Unidos, constituye una operación de endeudamiento externo, respecto de la cual deberá efectuarse un depósito en el Banco de la República equivalente al 30% del valor del desembolso.
- ❑ El Banco de Comercio Exterior, mediante la modalidad de crédito denominada "inversión fija", contempla un mecanismo de financiación para activos fijos que permite a los usuarios operadores, desarrolladores, industriales y de servicios de las zonas francas industriales y turísticas tener acceso, bajo el sistema de redescuento, a los recursos de crédito, tanto en moneda legal como en dólares.

- En las inversiones factibles de ser financiadas se incluyen los estudios preliminares, la adecuación de tierras, las obras de urbanismo y la construcción de obras civiles, así como la adquisición de maquinaria y equipo y los demás rubros necesarios para el normal funcionamiento de la zona franca o el desarrollo de una actividad industrial encaminada a la producción y comercialización de bienes y servicios para exportación directa o indirecta.

Condiciones financieras generales:

- Hasta el 90% del costo total de las inversiones financiables del proyecto.
- Hasta diez años, incluidos hasta tres años de período de gracia.
- 100% de margen de redescuento.
- En pesos.
- La tasa de interés será libremente negociable entre el intermediario y el beneficiario.
- La tasa de redescuento será en plazos de hasta cinco años al DTF + el 1,75%; para plazos superiores se incrementará en un 0,25% anual por cada año adicional.
- La amortización se realiza en cuotas semestrales iguales.

Condiciones financieras para créditos en dólares:

- La tasa de interés será libremente negociable entre el intermediario y el beneficiario.
- La tasa de redescuento será la tasa promedio para los primeros 37 meses L + 3,1%, L + 2,5% a 12 meses a partir del primer año y hasta 37 meses L + 3,5%; para plazos superiores se incrementa la tasa en un 0,25% anual por cada año adicional o fracción.
- La amortización se realizará hasta el 40% durante los primeros 36 meses y el 60% restante en cuotas semestrales hasta el vencimiento.

Otros Incentivos

- Los usuarios de las zonas francas gozan de una ubicación geográfica estratégica cerca de puertos, aeropuertos o vías terrestres, utilización de una infraestructura desarrollada (bodegas, patios, vías, zonas verdes), utilización de servicios complementarios como seguridad, telecomunicaciones, centro de salud, guardería, cafetería y transporte para empleados, entre otros.
- En las zonas francas transitorias los beneficios son de carácter aduanero en razón de que a estas áreas podrán ingresarse, libres de tributos aduaneros, las mercancías de procedencia extranjera a saber: bienes destinados a la exhibición, muestras sin valor comercial, impresos, catálogos y demás material publicitario, materiales destinados a la decoración, mantenimiento y dotación de los pabellones y alimentos y bebidas.

DIRECCIONES ELECTRONICAS DE ALGUNAS ZONAS FRANCAS INDUSTRIALES DE BIENES Y DE SERVICIOS

BARRANQUILLA:

www.colombiaexport.com/zonabaq.htm

CUCUTA:

E-MAIL: zfracuc@cucuta.cetco.net.co

PACIFICO:

E-MAIL: zfpacif@uniweb.net.co

PALMASECA:

<http://www.zonafrancacolombia.com/>

E-MAIL: zfranpal@colomsat.net.co

RIONEGRO:

E-MAIL: zonafrn3@antioq.grupopro.com.co

SANTA MARTA:

www.colombiaexport.com/zfstamta.htm

CARTAGENA:

www.colombiaexport.com/zfranca.htm

BOGOTA:

<http://www.colombiaexport.com/>

ANEXO G

Fichas Técnicas de los Catalizadores

Esterificación: Dowex DR-2030

Transesterificación: Metóxido de Sodio (NaOCH_3)

Hidrogenación: Pricat TM CU 51/8 T

DOWEX DR-2030 and DOWEX MONOSPHERE DR-2030 Catalysts

Dry acid catalysts for chemical processing

Homogeneous acid catalysis is the most common method for converting reactants to products in use by the chemical process industry. There are several problems with bulk addition of acids. The reaction is often not under control, going beyond the desired reaction, producing unwanted by-products. Bulk acid reactions have limited stereospecificity in product formation. Finally, the product isolation often requires neutralization of the acid and results in salts, with product recovery problems and added expense.

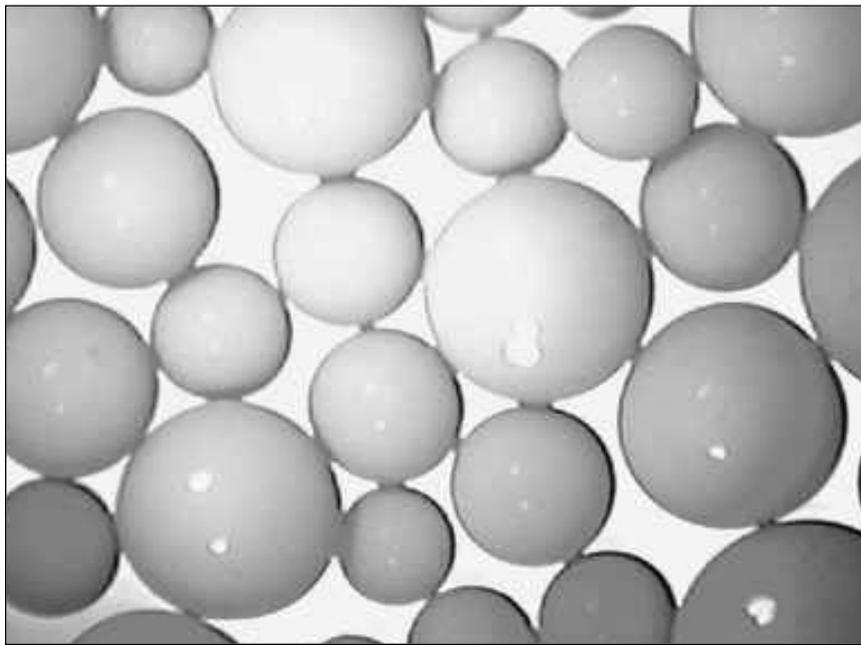
An attractive alternative is an immobilized, solid phase catalyst. Heterogeneous acid catalysts offer controlled contact time, improved stereospecificity and replace the problem of acid neutralization with simple filtration.

Heterogeneous Catalysis

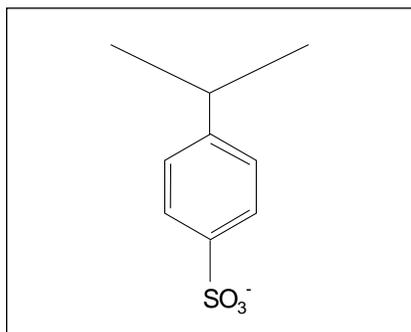
- Excellent capacity equivalent to 2M acid
- Ease of separation, simple filtration
- Acid neutralization elimination
- Fixed bed reactors under better temperature and contact time control
- Polymer matrix that excludes larger molecules (>1500-2000 MW) from further reaction
- Product selectivity often increases

DOWEX* DR-2030 catalyst is styrenic plastic bead, functionalized with sulfonic acid groups. These tough plastic beads are insoluble in organic solvents, strong acids or base. The high level of functionality of the beads results in an acid concentration of >2M. The effective acidity is enhanced by the hydrophobic nature of the plastic backbone. The polymer matrix often stereochemically orients the reactants for greater selectivity or reduced by-product formation.

Figure 1. DOWEX DR-2030



Sulfonic acid functionality of DOWEX DR-2030 catalysts



Moisture Content – Many acid catalyzed reactions are anhydrous so DOWEX DR-2030 is produced in the dry form. For many reactions a low level of moisture is suitable for good interaction with reaction solvent. In other cases further moisture removal may be required. Further catalyst drying is best performed by washing the catalyst with a dry, water miscible solvent (alcohol or ketone).

It is important to verify the moisture content of the catalyst during evaluation and operations. A convenient way to measure moisture content is with Karl Fisher titration, using a known volume of catalyst in dry solvent.

DOWEX DR-2030 catalysts are also available in the fully water hydrated form as DOWEX M-31 and DOWEX MONOSPHERE* M-31 catalysts.

Temperature Limits – Because of the hydrophobic nature of the catalyst and spatial restriction of the groups, many reactions occur at lower temperatures than they would with a homogeneous acid catalyst. DOWEX DR-2030 is based on a styrenic plastic matrix so the upper limit for safe operation is set at 130°C. Higher temperatures can be temporarily experienced but are not advised as desulfonation can start at these temperatures.

*Trademark of The Dow Chemical Company

Macroporous Structure –

DOWEX DR-2030 is a highly porous, synthetic catalyst. High porosity and surface area (see Figure 4) are important requirements for fast diffusional kinetics. A photomicrograph of a split bead attests to the high surface area of the catalyst (Figure 2).

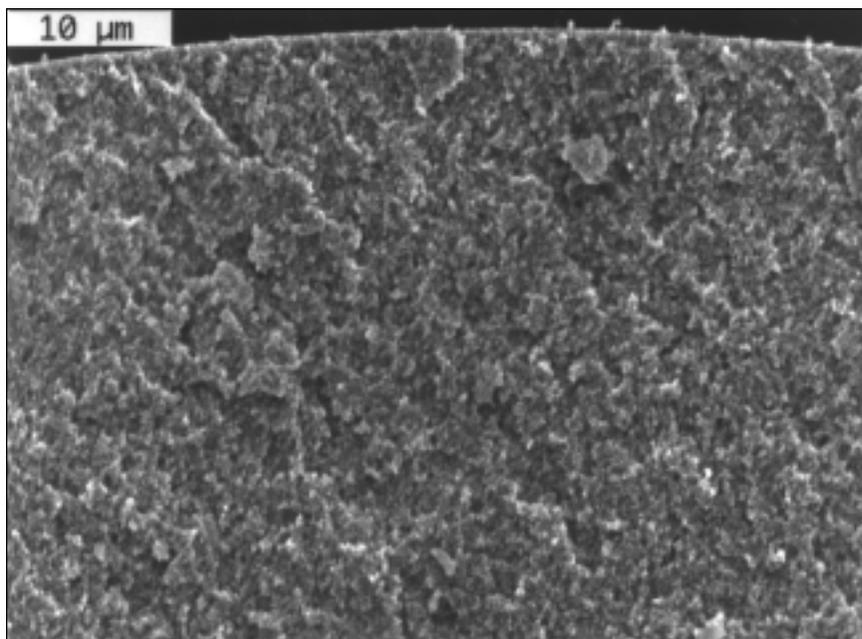
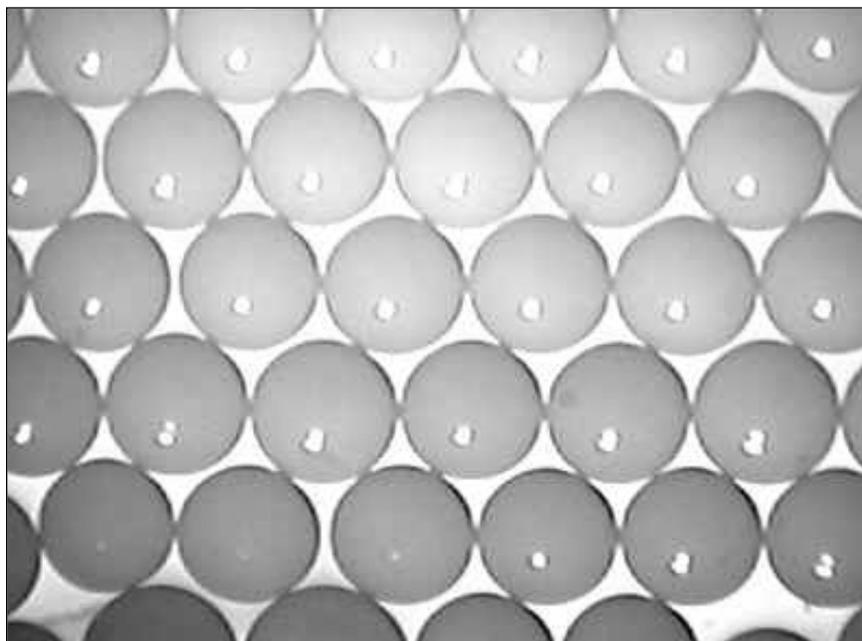
Co-solvents – Sometimes a solvent is added to the reaction mixture to enhance molecular transport to and from the reaction site. Polar solvents will form a solvation sphere around the sulfonic acid groups, swelling the catalyst and enhancing transport of the reactants and products. The order of solvent addition should be considered in catalyst preparation to optimize performance.

Testing – Evaluation of dry acid catalysts can be done in a batch reaction or as a column study. The investigator needs to consider the ratio of catalyst to solution, the temperature, catalyst swelling (solvation), order of reactant addition, reaction time and the role moisture might play in the reaction. Batch reaction evaluation is convenient because the beads can be easily filtered out of the reaction mixture.

Operations – Typically, solid catalysts are used in packed beds where reactants are pumped through the catalyst at the desired temperature. For more information on operations for DOWEX catalyst, see the Fuel Oxygenate Newsletters referenced on Page 3.

DOWEX MONOSPHERE DR-2030 –

Continuous catalyst operations in packed beds must be optimized for maximum throughput. Kinetic limitations for diffusion of reactants into the catalyst sites and diffusion of product back out into the bulk solution should be considered. Because of their relatively long diffusion paths, the largest beads are the most kinetically limited with an effective “dead zone” present at the interior of the bead.

Figure 2. Split bead shows macropores of DOWEX DR-2030**Figure 3. DOWEX MONOSPHERE DR-2030**

Pressure drop through the bed is another potential limitation. While the smallest beads have very fast diffusion kinetics, they contribute more to pressure drop. DOWEX MONOSPHERE DR-2030 is made by a patented process resulting in excellent uniformity of bead size (see Figure 3). Many customers have experienced as much as 15% increase in productivity when switching from a standard bead size to uniform particles like DOWEX MONOSPHERE DR-2030.

Applications – DOWEX dry catalysts are used for a wide variety of applications including phenol alkylation, aldol condensations, ester hydrolysis, esterification and isomerization to name a very few. Additional selectivity is introduced by the polymeric matrix due to exclusion of larger molecules (1500 to 2000 MW) from the reaction sites. A current listing of literature references is available from Dow.

Immobilized Metal Catalysts – Precious and non-precious metals can be immobilized on synthetic catalysts to take advantage of the high surface areas and high acidity offered by synthetic supports. Some examples are Al, Ag, Cd, Cu, Co, Cr, Fe, La, Mn, Mo, Mg, Ni, Pt, Pd, Rh, Sn, Va and Zn. A current listing of literature references titled “Immobilized Metals on Catalysts” is available upon request.

Low residual acidity of DR-2030 – Some reactions, particularly during start-up, are very sensitive to catalysts that are “too hot”, where higher levels of by-products are formed. Often these symptoms go away with further use. In some cases this problem is due to residual acid left in the catalyst from manufacture. DOWEX DR-2030 catalysts are specially prepared to reduce the levels of residual acidity thereby reducing by-product formation in sensitive reactions.

Figure 4.

Typical Properties	DOWEX DR-2030	DOWEX MONOSPHERE DR-2030
Dry weight capacity	>4.7 meq/g	>4.7 meq/g
Moisture content	<3%	<3%
Whole beads	>95%	>95%
Particle size	16 to 40 mesh	425-525 microns
Fines content (as wet beads)	<5% are less than 40 mesh	<1% are less than 297 microns
Porosity	0.33 cc/g	0.35 cc/g
Surface area	30 m ² /g	31 m ² /g
Density	0.59 cc/g 37 lbs/cubic foot	

Other DOWEX Catalysts – A wide variety of other functional chemistries are available that include weak acids, strong base and weak base groups. In addition to macroporous supports, continuous, gel type supports are also available. For additional information, see “DOWEX Ion Exchange Resins – Powerful Chemical Processing Tools”. Custom made catalysts are also available through Dow Contract Manufacturing. Inquiries are welcome, contact the Customer Information Group at 1-800-447-4369.

For more information...

To receive additional information or pricing and availability of dry catalysts, contact the Customer Information Group in your respective area. Telephone numbers for each area can be found on the last page of this literature.

For technical assistance with your catalyst development efforts, contact Dr. H. Robert Goltz at 989-636-2023 or by e-mail at HRGOLTZ@DOW.com.

For additional information on chemical processing, see “DOWEX Ion Exchange Resins – Powerful Chemical Processing Tools” Form No. 177-01395/CH 171-426-E.

Fuel Oxygenate Newsletters for DOWEX M-31 Catalyst

- *Catalyst Properties in Perspective.* Form No. 177-01508.
- *Catalyst Loading and Dewatering.* Form No. 177-01511.
- *Process Problems in MTBE/TAME/ETBE Production.* Form No. 177-01513.
- *MTBE/TAME/ETBE Catalyst Deactivation.* Form No. 177-01516.

DOWEX

Ion Exchange Resins

For more information about DOWEX resins,
call Dow Liquid Separations business:

North America 1-800-447-4369
Latin America (+55) 11-5188-9277
Europe (+32) 3-450-2240
Japan (+81) 3-5460-2100
Australia (+61) 2-9776-3226
<http://www.dowex.com>

Warning: Oxidizing agents such as nitric acid attack organic ion exchange resins under certain conditions. This could lead to anything from slight resin degradation to a violent exothermic reaction (explosion). Before using strong oxidizing agents, consult sources knowledgeable in handling such materials.

Notice: No freedom from any patent owned by Seller or others is to be inferred. Because use conditions and applicable laws may differ from one location to another and may change with time, Customer is responsible for determining whether products and the information in this document are appropriate for Customer's use and for ensuring that Customer's workplace and disposal practices are in compliance with applicable laws and other governmental enactments. Seller assumes no obligation or liability for the information in this document. NO WARRANTIES ARE GIVEN; ALL IMPLIED WARRANTIES OF MERCHANTABILITY OR FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE ARE EXPRESSLY EXCLUDED.

Published May 2002.





PRICAT™ CU 51/8 T

Description

PRICAT CU 51/8 T is an unreduced catalyst available only in tablet form. The catalyst contains about 51wt% copper and about 24wt% silica. It does not contain any chromium.

Application

Fixed bed hydrogenation of primary and secondary alcohols to the corresponding aldehydes and ketones, respectively.

Properties

- High and stable activity.
- Good mechanical strength.
- Safe and simple handling of the catalyst.
- A bulk density of about 1250 kg/m³.

Form

PRICAT CU 51/8 T is delivered as tablets having a size of 4*5 mm.

Packaging

In 100 litre metal drums closed by using a closing ring and filled with 100 kg net.

On special request:

- in multiply paper bags with aluminium innerply, containing 20 kg net
- in PP big bags with aluminium innerbag, containing 640 kg, 320 kg or 480 kg.

Shelf life

PRICAT CU 51/8T can be kept in closed drums for two years without a noticeable influence on catalyst quality.

PRICAT is a trade mark of the Johnson Matthey Group of Companies

Johnson Matthey Catalysts
PO Box 1
Billingham
Cleveland
TS23 1LB
England
Tel: +44 1642 522888
Fax: +44 1642 522542

Johnson Matthey Catalysts
Two TransAm Plaza Drive
Oakbrook Terrace
Illinois 60181
USA
Tel: +1 630 268 6300
Fax: +1 630 268 9797

Johnson Matthey Catalysts
1100 Hercules
Houston
Texas 77058
USA
Tel: +1 281 488 0638
Fax: +1 281 488 7055

Johnson Matthey Catalysts
Global Business Park
6th Floor, Tower B
Mehrauli-Gurgaon Road
Gurgaon 122,002 (Haryana)
India
Tel: +91 124 2359836/7/8
Fax: +91 124 2359844

Tracerco Asia
Tracerco/Dialog Alliance
109, Block G,
Phileo Damansara 1
46350 Petaling Jaya
Selangor
Malaysia
Tel: + 603 79551199
Fax: + 603 79546953

Johnson Matthey Japan
Incorporated
Imperial Tower 14F
1-1-1, Uchisaiwai-cho,
Chiyoda-ku,
Tokyo 100-0011 JAPAN
Phone +81-3-5511-8556
Fax +81-3-5511-8561

ANEXO H

Detalle de los Balances de Masa y Energía



Universidad Industrial de Santander
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USER\MIS DOCUMENTOS\PLA

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jan 21 09:25:38 2004

Workbook: Case (Main)

Streams

Name	1	1'	2	3	4
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	40.00	40.00	40.01	100.0	25.01
Pressure (kPa)	101.3	101.3	111.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	10.95	0.0000	10.95	10.95	68.70
Mass Flow (kg/h)	7000	0.0000	7000	7000	2200
Liquid Volume Flow (m3/h)	7.779	0.0000	7.779	7.779	2.765
Heat Flow (kJ/h)	-1.358e+007	0.0000	-1.358e+007	-1.290e+007	-1.645e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.241e+006	-1.262e+006	-1.241e+006	-1.178e+006	-2.395e+005
Name	5	6	6'	7	8
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	69.46	69.46	69.46	60.00	60.00
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	99.30	99.30
Molar Flow (kgmole/h)	79.64	79.64	0.0000	27.67	52.21
Mass Flow (kg/h)	9200	9200	0.0000	1091	8110
Liquid Volume Flow (m3/h)	10.54	10.52	0.0000	1.310	9.207
Heat Flow (kJ/h)	-2.935e+007	-2.935e+007	0.0000	-7.078e+006	-2.253e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.685e+005	-3.685e+005	-1.996e+005	-2.558e+005	-4.316e+005
Name	9	10	11	11'	12
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	60.00	25.01	25.00	25.00	25.01
Pressure (kPa)	101.3	101.3	81.32	81.32	111.3
Molar Flow (kgmole/h)	52.21	0.3122	99.61	0.0000	99.61
Mass Flow (kg/h)	8110	10.00	3190	0.0000	3190
Liquid Volume Flow (m3/h)	9.207	1.257e-002	4.009	0.0000	4.009
Heat Flow (kJ/h)	-2.253e+007	-7.477e+004	-2.385e+007	0.0000	-2.385e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-4.316e+005	-2.395e+005	-2.395e+005	-2.013e+005	-2.395e+005
Name	13	14	15	16	17
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	25.01	25.01	25.01	25.01	25.01
Pressure (kPa)	111.3	111.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	30.91	68.70	30.91	3.435	27.48
Mass Flow (kg/h)	990.0	2200	990.0	110.0	880.0
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.244	2.765	1.244	0.1382	1.106
Heat Flow (kJ/h)	-7.403e+006	-1.645e+007	-7.403e+006	-8.225e+005	-6.580e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.395e+005	-2.395e+005	-2.395e+005	-2.395e+005	-2.395e+005
Name	18	18'	19	20	21
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	25.01	25.01	50.00	50.00	50.00
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	29.11	0.0000	29.11	3.608	25.50
Mass Flow (kg/h)	968.0	0.0000	968.0	120.0	848.0
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.173	0.0000	1.173	0.1455	1.028
Heat Flow (kJ/h)	-6.580e+006	0.0000	-6.487e+006	-8.042e+005	-5.683e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.261e+005	-2.013e+005	-2.229e+005	-2.229e+005	-2.229e+005



Universidad Industrial de Santander
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USER\MIS DOCUMENTOS\PLA
 Unit Set: SI
 Date/Time: Wed Jan 21 09:25:38 2004

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

Name	21'	22	23	24	25
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	55.00	55.00	45.00	45.00	45.00
Pressure (kPa)	101.3	101.3	99.30	99.30	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	78.02	31.19	46.97	46.97
Mass Flow (kg/h)	0.0000	8968	1618	7349	7349
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.0000	9.809	1.777	7.979	7.979
Heat Flow (kJ/h)	0.0000	-3.417e+007	-1.060e+007	-2.364e+007	-2.364e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.001e+005	-4.379e+005	-3.398e+005	-5.032e+005	-5.032e+005
Name	26	27	28	29	30
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.9438	1.0000	0.0000
Temperature (C)	25.01	60.00	100.0	100.0	100.0
Pressure (kPa)	101.3	101.3	51.32	51.32	51.32
Molar Flow (kgmole/h)	3.122	27.67	27.67	26.11	1.555
Mass Flow (kg/h)	100.0	1091	1091	830.7	259.9
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.1257	1.310	1.310	1.034	0.2754
Heat Flow (kJ/h)	-7.477e+005	-7.078e+006	-6.064e+006	-5.254e+006	-8.099e+005
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.395e+005	-2.558e+005	-2.192e+005	-2.012e+005	-5.209e+005
Name	31	32	32'	33	33'
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	100.1	55.00	55.00	56.47	56.47
Pressure (kPa)	239.2	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	1.555	53.70	0.0000	55.26	0.0000
Mass Flow (kg/h)	259.9	7569	0.0000	7829	0.0000
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.2754	8.094	0.0000	8.369	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	-8.098e+005	-2.649e+007	0.0000	-2.730e+007	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.209e+005	-4.933e+005	-2.004e+005	-4.941e+005	-2.004e+005
Name	34	35	36	37	38
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	45.00	45.00	45.10	47.14	64.49
Pressure (kPa)	99.30	99.30	239.2	101.4	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	14.00	41.26	41.26	41.26	11.30
Mass Flow (kg/h)	594.5	7235	7235	7235	362.2
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.6433	7.726	7.726	7.726	0.4552
Heat Flow (kJ/h)	-4.043e+006	-2.345e+007	-2.345e+007	-2.342e+007	-2.255e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.889e+005	-5.685e+005	-5.684e+005	-5.677e+005	-1.995e+005
Name	39	40	41	42	43
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	260.1	277.5	277.5	277.5	277.5
Pressure (kPa)	101.3	2.610e+004	2.610e+004	2.609e+004	2.610e+004
Molar Flow (kgmole/h)	29.96	29.96	0.0000	0.0000	29.96
Mass Flow (kg/h)	6873	6873	0.0000	0.0000	6873
Liquid Volume Flow (m3/h)	7.271	7.271	0.0000	0.0000	7.271
Heat Flow (kJ/h)	-1.725e+007	-1.691e+007	0.0000	0.0000	-1.691e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.758e+005	-5.647e+005	-5.647e+005	-5.647e+005	-5.647e+005



Universidad Industrial de Santander
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USER\MIS DOCUMENTOS\PLA...
 Unit Set: SI
 Date/Time: Wed Jan 21 09:25:38 2004

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

Name	44	45	46	47	48
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.9910	0.9889	1.0000
Temperature (C)	277.5	79.16	97.30	220.0	228.5
Pressure (kPa)	2.609e+004	2.706e+004	2.609e+004	2.606e+004	2.606e+004
Molar Flow (kgmole/h)	29.96	5804	5834	5834	5742
Mass Flow (kg/h)	6873	1.170e+004	1.857e+004	1.857e+004	1.384e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	7.271	165.6	172.8	172.8	165.6
Heat Flow (kJ/h)	-1.691e+007	5.211e+007	3.519e+007	5.836e+007	6.785e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.647e+005	8978	6032	1.000e+004	1.182e+004
Name	49	50	51	52	53
Vapour Fraction	0.0000	0.9891	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	228.5	228.5	150.0	80.00	80.00
Pressure (kPa)	2.606e+004	2.606e+004	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	63.05	5805	5805	5776	28.02
Mass Flow (kg/h)	4733	1.857e+004	1.857e+004	1.281e+004	5763
Liquid Volume Flow (m3/h)	6.730	172.3	172.3	165.4	6.922
Heat Flow (kJ/h)	-9.488e+006	5.836e+007	4.548e+007	4.518e+007	-1.467e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.505e+005	1.005e+004	7835	7821	-5.235e+005
Name	54	55	56	57	58
Vapour Fraction	0.9998	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	30.00	30.00	30.00	70.00	146.1
Pressure (kPa)	91.30	91.30	91.30	2.704e+004	2.610e+004
Molar Flow (kgmole/h)	5776	5745	31.03	5745	5745
Mass Flow (kg/h)	1.281e+004	1.159e+004	1224	1.159e+004	1.159e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	165.4	163.9	1.522	163.9	163.9
Heat Flow (kJ/h)	3.655e+007	4.326e+007	-7.849e+006	5.000e+007	6.288e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	6327	7530	-2.529e+005	8702	1.094e+004
Name	59	60	61	62	63
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	220.0	68.21	68.21	64.48	242.0
Pressure (kPa)	2.606e+004	91.30	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	5745	59.05	59.05	29.11	29.94
Mass Flow (kg/h)	1.159e+004	6987	6987	932.7	6054
Liquid Volume Flow (m3/h)	163.9	8.444	8.444	1.172	7.272
Heat Flow (kJ/h)	7.526e+007	-2.252e+007	-2.252e+007	-5.807e+006	-1.293e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.310e+004	-3.813e+005	-3.813e+005	-1.995e+005	-4.317e+005
Name	64	65	66	67	68
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.6675	1.0000
Temperature (C)	45.00	45.00	45.00	100.0	100.0
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	51.32	51.32
Molar Flow (kgmole/h)	31.19	14.00	45.18	45.18	30.16
Mass Flow (kg/h)	1618	594.5	2213	2213	968.1
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.777	0.6433	2.421	2.421	1.216
Heat Flow (kJ/h)	-1.060e+007	-4.043e+006	-1.464e+007	-1.325e+007	-5.975e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.398e+005	-2.889e+005	-3.240e+005	-2.932e+005	-1.981e+005



Universidad Industrial de Santander
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USER\MIS DOCUMENTOS\PLAI

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jan 21 09:25:38 2004

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

Name	69	70	71	72	73
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	100.0	60.00	60.03	60.00	60.00
Pressure (kPa)	51.32	41.32	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	15.03	15.03	15.03	28.50	0.3022
Mass Flow (kg/h)	1245	1245	1245	1527	10.46
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.205	1.205	1.205	1.331	1.211e-002
Heat Flow (kJ/h)	-7.271e+006	-7.424e+006	-7.424e+006	-1.120e+007	-3.517e+004
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-4.839e+005	-4.941e+005	-4.941e+005	-3.931e+005	-1.164e+005
Name	74	75	75'	76	76'
Vapour Fraction	0.9183	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	25.00	25.00	25.00	65.12	65.12
Pressure (kPa)	81.32	91.32	81.32	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	0.3022	8.439e-002	0.2276	29.32	0.0000
Mass Flow (kg/h)	10.46	2.158	8.300	1546	0.0000
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.211e-002	2.533e-003	9.537e-003	1.344	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	-3.652e+004	-2.198e+004	-2.102e+004	-1.138e+007	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.209e+005	-2.604e+005	-9.236e+004	-3.883e+005	-2.133e+005
Name	77	78	79	80	81
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.5271	0.0000	1.0000
Temperature (C)	65.18	65.12	130.0	130.0	130.0
Pressure (kPa)	239.2	101.3	41.32	41.32	41.32
Molar Flow (kgmole/h)	29.32	27.12	27.12	12.83	14.30
Mass Flow (kg/h)	1546	1418	1418	1090	327.5
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.344	1.285	1.285	0.9214	0.3636
Heat Flow (kJ/h)	-1.138e+007	-1.141e+007	-1.061e+007	-7.373e+006	-3.236e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.883e+005	-4.208e+005	-3.912e+005	-5.748e+005	-2.263e+005
Name	82	83	84	85	86
Vapour Fraction	0.9979	0.9998	0.9993	0.0000	0.0000
Temperature (C)	84.45	90.75	90.45	25.00	25.03
Pressure (kPa)	41.32	51.32	41.32	31.32	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	43.49	41.46	111.1	111.1	111.1
Mass Flow (kg/h)	1262	1330	3423	3423	3423
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.538	1.671	4.243	4.243	4.243
Heat Flow (kJ/h)	-9.065e+006	-8.230e+006	-2.255e+007	-2.718e+007	-2.718e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.084e+005	-1.985e+005	-2.030e+005	-2.447e+005	-2.447e+005
Name	87	88	89	90	91
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	88.81	64.52	64.52	130.0	189.1
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	6.666
Molar Flow (kgmole/h)	12.66	98.40	98.40	12.83	6.200
Mass Flow (kg/h)	272.0	3151	3152	1090	431.9
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.2833	3.960	3.960	0.9214	0.3793
Heat Flow (kJ/h)	-3.550e+006	-1.963e+007	-1.964e+007	-7.373e+006	-2.612e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.803e+005	-1.995e+005	-1.995e+005	-5.748e+005	-4.213e+005



Universidad Industrial de Santander
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USER\MIS DOCUMENTOS\PLAN

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jan 21 09:25:38 2004

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

Name	92	93	94	95	96
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.9122
Temperature (C)	205.2	220.0	204.8	210.2	204.8
Pressure (kPa)	6.666	2.606e+004	6.666	6.666	6.666
Molar Flow (kgmole/h)	6.627	5745	6.050	0.5772	6.050
Mass Flow (kg/h)	658.5	1.159e+004	565.1	93.42	565.1
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.5422	163.9	0.4525	8.965e-002	0.4525
Heat Flow (kJ/h)	-4.197e+006	7.526e+007	-3.393e+006	-3.714e+005	-3.431e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6.333e+005	1.310e+004	-5.608e+005	-6.434e+005	-5.671e+005
Name	97	H2	HCl	MET	NaOCH3
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.1725	0.0000	0.0000
Temperature (C)	25.00	20.00	20.00	25.00	25.00
Pressure (kPa)	6.666	1.648e+004	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	6.050	5804	13.77	1.202	1.629
Mass Flow (kg/h)	565.1	1.170e+004	292.5	38.50	88.00
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.4525	165.6	0.3060	4.838e-002	6.769e-002
Heat Flow (kJ/h)	-4.105e+006	4.205e+007	-3.464e+006	-2.877e+005	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6.785e+005	7245	-2.515e+005	-2.394e+005	1.663
Name	NaOH	OIL1	OIL2	PKO	Q1
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	---
Temperature (C)	25.00	364.0	220.0	25.00	---
Pressure (kPa)	101.3	101.3	91.32	101.3	---
Molar Flow (kgmole/h)	0.8228	69.00	69.00	10.95	---
Mass Flow (kg/h)	19.00	3.057e+004	3.057e+004	7000	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.499e-002	35.54	35.54	7.779	---
Heat Flow (kJ/h)	-1.803e+005	-3.553e+007	-4.790e+007	-1.373e+007	1.535e+005
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.191e+005	-5.149e+005	-6.943e+005	-1.255e+006	---
Name	Q2	Q3	Q4	Q5	Q6
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (kPa)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kJ/h)	110.6	6.814e+005	-3.931e+006	162.2	22.87
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---
Name	Q7	Q8	Q9	Q10	Q11
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (kPa)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kJ/h)	3.743	9.288e+004	-5.874e+006	1.015e+006	5.418
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---



Universidad Industrial de Santander
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USER\MIS DOCUMENTOS\PLA

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jan 21 09:25:38 2004

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

Name	Q12	Q13	Q14	Q15	Q16
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (kPa)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kJ/h)	74.93	21.50	-1.303e+006	1479	1.931
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---
Name	Q17	Q18	Q19	Q20	Q21
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (kPa)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kJ/h)	1.396e+006	1.527e+005	103.9	-3.507e+005	1350
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---
Name	Q22	Q23	Q24	Q25	Q26
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (kPa)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kJ/h)	3.942e+006	2.394e+004	400.6	4.634e+006	1.216e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---
Name	Q27	Q28	Q29	Q30	Q31
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (kPa)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kJ/h)	1.616e+007	3.351e+005	1.005e+007	6.734e+006	---
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---
Name	Q32	Q33	Q34	Q35	Q36
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (kPa)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kJ/h)	8.632e+006	115.1	5.137e+004	3.837e+006	306.0
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---



Universidad Industrial de Santander
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USER\MIS DOCUMENTOS\PLA
 Unit Set: SI
 Date/Time: Wed Jan 21 09:25:38 2004

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

Name	Q37	Q38	Q39	Q40	Q41
Vapour Fraction	---	---	---	---	---
Temperature (C)	---	---	---	---	---
Pressure (kPa)	---	---	---	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	---	---	---
Mass Flow (kg/h)	---	---	---	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	---	---	---
Heat Flow (kJ/h)	91.00	3.967e+005	9.612e+005	3.889e+005	8.215e+005
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	---	---	---
Name	Q42	VP1	VP2	VP3	VP4
Vapour Fraction	---	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	---	198.3	125.0	345.0	210.0
Pressure (kPa)	---	1500	1440	1500	500.0
Molar Flow (kgmole/h)	---	19.68	19.68	4894	4894
Mass Flow (kg/h)	---	354.6	354.6	8.816e+004	8.816e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	0.3553	0.3553	88.34	88.34
Heat Flow (kJ/h)	6.741e+005	-4.654e+006	-5.458e+006	-1.126e+009	-1.149e+009
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	-2.364e+005	-2.773e+005	-2.301e+005	-2.349e+005
Name	25" @COL1	28" @COL1	222' @COL1	Boilup @COL1	Q5 @COL1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	---
Temperature (C)	64.48	260.1	47.14	260.1	---
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.4	101.3	---
Molar Flow (kgmole/h)	11.30	29.96	41.26	35.15	---
Mass Flow (kg/h)	362.2	6873	7235	6359	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.4552	7.271	7.726	6.660	---
Heat Flow (kJ/h)	-2.255e+006	-1.725e+007	-2.342e+007	-1.663e+007	2.394e+004
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.995e+005	-5.758e+005	-5.677e+005	-4.729e+005	---
Name	Q21 @COL1	Reflux @COL1	To Condenser @COL1	To Reboiler @COL1	68 @COL2
Vapour Fraction	---	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	---	64.48	64.49	190.9	242.0
Pressure (kPa)	---	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	---	0.6782	11.98	65.11	29.94
Mass Flow (kg/h)	---	21.73	383.9	1.323e+004	6054
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	2.731e-002	0.4825	13.93	7.272
Heat Flow (kJ/h)	3.942e+006	-1.592e+005	-2.390e+006	-3.782e+007	-1.293e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	-2.348e+005	-1.995e+005	-5.808e+005	-4.317e+005
Name	74' @COL2	77 @COL2	Boilup @COL2	q33 @COL2	q34 @COL2
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	---	---
Temperature (C)	68.21	64.48	242.0	---	---
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	59.05	29.11	23.80	---	---
Mass Flow (kg/h)	6967	932.7	2821	---	---
Liquid Volume Flow (m3/h)	8.444	1.172	3.410	---	---
Heat Flow (kJ/h)	-2.252e+007	-5.807e+006	-6.835e+006	3.837e+006	5.137e+004
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.813e+005	-1.995e+005	-2.872e+005	---	---



Universidad Industrial de Santander
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USER\MIS DOCUMENTOS\PLA

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jan 21 09:25:38 2004

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

Name	Reflux @COL2	To Condenser @COL2	To Reboiler @COL2	47 @COL3	47' @COL3
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	64.48	64.48	130.8	25.03	64.52
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	1.455	30.57	53.74	111.1	98.40
Mass Flow (kg/h)	46.64	979.4	8876	3423	3151
Liquid Volume Flow (m3/h)	5.861e-002	1.231	10.68	4.243	3.960
Heat Flow (kJ/h)	-3.417e+005	-6.098e+006	-2.360e+007	-2.718e+007	-1.963e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.348e+005	-1.995e+005	-4.391e+005	-2.447e+005	-1.995e+005
Name	47'' @COL3	Boilup @COL3	q35 @COL3	q36 @COL3	Reflux @COL3
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	---	---	0.0000
Temperature (C)	88.81	88.81	---	---	64.52
Pressure (kPa)	101.3	101.3	---	---	101.3
Molar Flow (kgmole/h)	12.66	409.5	---	---	344.4
Mass Flow (kg/h)	272.0	9694	---	---	1.102e+004
Liquid Volume Flow (m3/h)	0.2833	11.06	---	---	13.85
Heat Flow (kJ/h)	-3.550e+006	-9.116e+007	1.216e+007	1.616e+007	-8.090e+007
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.803e+005	-2.226e+005	---	---	-2.349e+005
Name	To Condenser @COL4	To Reboiler @COL4	90 @COL4	91 @COL4	92 @COL4
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	64.55	74.96	130.0	189.1	205.2
Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	6.666	6.666
Molar Flow (kgmole/h)	442.8	422.1	12.83	6.200	6.627
Mass Flow (kg/h)	1.417e+004	9966	1090	431.9	658.5
Liquid Volume Flow (m3/h)	17.81	11.34	0.9214	0.3793	0.5422
Heat Flow (kJ/h)	-8.837e+007	-1.109e+008	-7.373e+006	-2.612e+006	-4.197e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.996e+005	-2.626e+005	-5.748e+005	-4.213e+005	-6.333e+005
Name	Boilup @COL4	Q38 @COL4	Q39 @COL4	Reflux @COL4	To Condenser @COL4
Vapour Fraction	1.0000	---	---	0.0000	1.0000
Temperature (C)	205.2	---	---	189.1	197.0
Pressure (kPa)	6.666	---	---	6.666	6.666
Molar Flow (kgmole/h)	13.45	---	---	5.270	11.47
Mass Flow (kg/h)	1280	---	---	512.3	944.2
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.035	---	---	0.4213	0.8005
Heat Flow (kJ/h)	-7.543e+006	3.967e+005	9.612e+005	-3.346e+006	-5.561e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.610e+005	---	---	-6.349e+005	-4.849e+005
Name	To Reboiler @COL5	92 @COL5	94 @COL5	95 @COL5	Boilup @COL5
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	205.0	205.2	204.8	210.2	210.2
Pressure (kPa)	6.666	6.666	6.666	6.666	6.666
Molar Flow (kgmole/h)	20.07	6.627	6.050	0.5772	11.33
Mass Flow (kg/h)	1939	658.5	565.1	93.42	1248
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.577	0.5422	0.4525	8.965e-002	1.075
Heat Flow (kJ/h)	-1.270e+007	-4.197e+006	-3.393e+006	-3.714e+005	-6.373e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6.327e+005	-6.333e+005	-5.608e+005	-6.434e+005	-5.625e+005



Universidad Industrial de Santander
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\USER\MIS DOCUMENTOS\PLA

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jan 21 09:25:38 2004

Workbook: Case (Main) (continued)

Streams (continued)

Name	q40 @COL5	Q41 @COL5	Reflux @COL5	To Condenser @COL5	To Reboiler @COL5
Vapour Fraction	---	---	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	---	---	204.8	204.8	206.0
Pressure (kPa)	---	---	6.666	6.666	6.666
Molar Flow (kgmole/h)	---	---	5.445	11.49	11.91
Mass Flow (kg/h)	---	---	510.1	1075	1341
Liquid Volume Flow (m3/h)	---	---	0.4091	0.8616	1.165
Heat Flow (kJ/h)	3.889e+005	8.215e+005	-3.443e+006	-6.447e+006	-7.566e+006
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	---	---	-6.323e+005	-5.608e+005	-6.355e+005

ANEXO I

Presupuesto de Producción y Ventas

Tabla I1. Presupuesto de Producción y Ventas del año 2 al año 8

DESCRIPCIÓN	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Capacidad Instalada (Ton)	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000
Capacidad Aprovechada	50%	55%	60%	65%	70%	75%	75%
Producción (Ton)	25.000	27.500	30.000	32.500	35.000	37.500	37.500
Precio Unitario de Venta (US\$)	1.326	1.339	1.353	1.366	1.380	1.394	1.408
Ventas	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Ingresos por Producto Principal	33.153.250	36.833.261	40.583.556	44.405.175	48.299.167	52.266.598	52.789.264
Capacidad de Producción de Subproducto (Ton)	4.500	4.500	4.500	4.500	4.500	4.500	4.500
Producción de Subproducto (Ton)	2.250	2.475	2.700	2.925	3.150	3.375	3.375
Precio Unitario de Venta (US\$)	1.214	1.226	1.238	1.251	1.263	1.276	1.289
Ventas	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Ingresos por Subproducto	2.731.318	3.034.494	3.343.461	3.658.303	3.979.108	4.305.964	4.349.023
TOTAL INGRESOS POR VENTAS	35.884.568	39.867.755	43.927.017	48.063.478	52.278.275	56.572.562	57.138.288

Tabla I2. Presupuesto de Producción y Ventas del año 9 al año 15

DESCRIPCIÓN	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Capacidad Instalada (Ton)	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000
Capacidad Aprovechada	75%	75%	75%	75%	75%	75%	75%
Producción (Ton)	37.500	37.500	37.500	37.500	37.500	37.500	37.500
Precio Unitario de Venta (US\$)	1.422	1.436	1.450	1.465	1.480	1.494	1.509
Ventas	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Ingresos por Producto Principal	53.317.157	53.850.329	54.388.832	54.932.720	55.482.047	56.036.868	56.597.237
Capacidad de Producción de Subproducto (Ton)	4.500	4.500	4.500	4.500	4.500	4.500	4.500
Producción de Subproducto (Ton)	3.375	3.375	3.375	3.375	3.375	3.375	3.375
Precio Unitario de Venta (US\$)	1.301	1.315	1.328	1.341	1.354	1.368	1.382
Ventas	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Ingresos por Subproducto	4.392.513	4.436.439	4.480.803	4.525.611	4.570.867	4.616.576	4.662.742
TOTAL INGRESOS POR VENTAS	57.709.671	58.286.767	58.869.635	59.458.331	60.052.915	60.653.444	61.259.978

ANEXO J

Costos Detallados para el cálculo del Costo de Producción

Tabla J1. Costo de Materia Prima e Insumos

MATERIA PRIMA E INSUMOS	UNIDAD	COSTO US\$ / UNID	UNIDs / AÑO	TOTAL US\$ / AÑO
Aceite de Palmiste [1]	Ton	530	58.750	31.137.500
Metanol [2]	Ton	249	6.000	1.494.000
Hidrógeno [3]	m ³	29,7	15.400	457.380
Catalizador de Esterificación [4]	Kg	8,8	1.247	10.974
Catalizador de Tranesterificación [5]	0,25Kg	92	2.960	272.250
Catalizador de Hidrogenación [6]	Kg	22,5	8.500	191.250
Ácido Clorhídrico 37% [7]	gal	12,05	132.260	1.593.735
Hidróxido de Sodio [7]	Kg	1,27	36.612	49
Carbón Activado [7]	Kg	3,63	985	3.576
Aceite de Alta Temperatura [7]	gal	8.01	224.775	1.800.444
TOTAL				36.961.158

Fuente: Fedepalma [1], Methanex [2], AGA FANO [3], Dow Chemicals [4], Arquilab (Distribuidores de Merck en Bucaramanga) [5], Samtec Ltda. [6] Laboratorios León [7]

Tabla J2. Costo de Mano de Obra Directa e Indirecta

DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	SUELDO US\$/MES	TOTAL US\$/AÑO
Mano de obra directa			
Ingeniero de procesos	3	840	30.240
Operadores de planta	15	330	59.400
TOTAL MANO DE OBRA DIRECTA			89.640
Mano de obra indirecta			
Director del departamento de producción	1	1.870	22.424
Jefe de mantenimiento	1	840	10.080
Secretaria del departamento de producción	1	320	3.840
Técnicos de mantenimiento	6	420	30.240
Jefe de almacenamiento	1	645	7.740
Operarios de almacenamiento	3	300	10.800
Jefe de control de calidad	1	840	10.080
Operarios de control de calidad	3	330	11.880
Jefe de seguridad industrial	1	840	10.080
Personal de seguridad	9	320	34.560
TOTAL MANO DE OBRA INDIRECTA			151.740
TOTAL			241.380

Fuente: Cálculo de los Autores

Tabla J3. Gastos Indirectos

DESCRIPCIÓN	COSTO US\$
Depreciación de la Inversión Fija ^a	586.178
Amortización de la Inversión Diferida ^b	221.463
Servicios	3.579.985
Mantenimiento ^c	363.845
Seguros e Impuestos ^d	62.258
TOTAL	4.813.729

Fuente: Cálculo de los Autores

Tabla J4. Gastos de Administración y Ventas

DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	SUELDO US\$/MES	TOTAL US\$AÑO
Gerente general	1	2.800	33.600
Secretaria de gerencia	1	460	5.520
Director del departamento de Contabilidad	1	1.170	14.040
Jefe de Contabilidad	1	840	10.080
Auxiliar Contable	1	320	3.840
Secretaria del Departamento de Contabilidad	1	320	3.840
Auditor general	1	1.400	16.800
Secretaria del Departamento Administrativo	1	320	3.840
Recepcionista	1	210	2.520
Mensajero	1	200	2.400
Director de compras	1	850	10.200
Auxiliar de compras	1	300	3.600
Otros Gastos			17.051
Gastos de oficina			7.707
Viáticos y representaciones			4.672
Otros			4.672
TOTAL			182.846

Fuente: Cálculo de los Autores

^a Se calcula por el método de línea recta. Años de vida útil: Edificaciones 20 años, Maquinaria y Equipo 10 años, Mobiliario Auxiliar 10 años y Vehículos 5 años.

^b Se calcula por el método de línea recta. 5 años de vida útil.

^c 7% anual del costo de los equipos

^d 2% anual del costo de equipos más edificios

ANEXO K

Proyección del Costo Anual de Producción

Tabla K1. Proyección del Costo Anual de Producción del Año 2 al Año 8

DESCRIPCIÓN	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
COSTOS DE FABRICACIÓN	22.147.464,33	24.642.459,33	27.216.340,23	29.872.920,73	32.616.269,37	35.229.264,77	35.817.636,48
Costos Directos	18.925.872,41	21.029.672,25	23.174.365,45	25.360.613,66	27.589.091,70	29.860.488,00	30.164.536,09
Materia Prima e Insumos	18.852.038,64	20.944.614,93	23.077.157,54	25.250.256,54	27.464.509,80	29.720.523,11	30.017.728,34
Mano de Obra Directa	50.359,75	58.719,47	67.901,06	77.973,05	89.009,24	101.089,06	107.154,41
Prestaciones	23.474,03	26.337,86	29.306,85	32.384,07	35.572,66	38.875,83	39.653,35
Gastos de Fabricación	124.983,53	143.982,41	164.550,55	186.809,13	210.888,39	236.928,27	248.511,66
Mano de Obra Indirecta	85.247,53	99.398,62	114.940,95	131.990,53	150.672,26	171.120,64	181.387,88
Prestaciones	39.736,00	44.583,79	49.609,60	54.818,61	60.216,13	65.807,63	67.123,78
Gastos Indirectos	3.096.608,38	3.468.804,67	3.877.424,23	4.325.497,94	4.816.289,28	5.131.848,50	5.404.588,73
Depreciación y Amortización de Activos	807.640,80	807.640,80	807.640,80	807.640,80	807.640,80	586.178,00	586.178,00
Servicios	2.011.235,57	2.345.100,68	2.711.789,15	3.114.037,87	3.554.794,00	4.037.230,33	4.279.464,15
Mantenimiento	204.408,12	238.339,87	275.607,56	316.489,35	361.284,76	410.316,26	434.935,24
Seguros e Impuestos	73.323,89	77.723,32	82.386,72	87.329,92	92.569,72	98.123,90	104.011,34
GASTOS DE ADMINISTRACIÓN Y VENTAS	100.413,46	115.811,42	132.506,21	150.598,92	170.198,25	191.421,02	200.993,20
Sueldos	61.955,30	72.239,88	83.535,58	95.926,69	109.504,00	124.365,26	131.827,17
Prestaciones	28.878,90	32.402,13	36.054,73	39.840,48	43.763,23	47.826,96	48.783,50
Otros Gastos	9.579,25	11.169,41	12.915,90	14.831,75	16.931,02	19.228,80	20.382,53
TOTAL	22.247.877,79	24.758.270,76	27.348.846,43	30.023.519,65	32.786.467,63	35.420.685,79	36.018.629,69

Tabla K2. Proyección del Costo Anual de Producción del Año 9 al Año 15

DESCRIPCIÓN	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
COSTOS DE FABRICACIÓN	36.426.366,49	37.056.526,01	37.709.249,02	37.865.957,99	38.567.479,89	39.295.382,35	40.051.090,18
Costos Directos	30.471.167,64	30.781.932,63	31.096.152,36	31.413.881,91	31.735.178,07	32.060.099,56	32.388.707,02
Materia Prima e Insumos	30.317.905,62	30.621.084,68	30.927.295,53	31.236.568,48	31.548.934,17	31.864.423,51	32.183.067,74
Mano de Obra Directa	113.583,67	120.398,69	127.622,61	135.279,97	143.396,77	152.000,57	161.120,61
Prestaciones	40.446,41	41.255,34	42.080,45	42.922,06	43.780,50	44.656,11	45.549,23
Gastos de Fabricación	260.737,41	273.643,00	287.268,16	301.654,96	316.847,98	332.894,45	349.844,43
Mano de Obra Indirecta	192.271,15	203.807,42	216.035,87	228.998,02	242.737,90	257.302,17	272.740,31
Prestaciones	68.466,26	69.835,58	71.232,29	72.656,94	74.110,08	75.592,28	77.104,12
Gastos Indirectos	5.693.693,37	6.000.144,29	6.324.982,27	6.149.532,53	6.514.520,48	6.901.407,71	7.311.508,17
Depreciación y Amortización de Activos	586.178,00	586.178,00	586.178,00	66.400,00	66.400,00	66.400,00	66.400,00
Servicios	4.536.232,00	4.808.405,92	5.096.910,27	5.402.724,89	5.726.888,38	6.070.501,69	6.434.731,79
Mantenimiento	461.031,35	488.693,24	518.014,83	549.095,72	582.041,46	616.963,95	653.981,79
Seguros e Impuestos	110.252,02	116.867,14	123.879,17	131.311,92	139.190,63	147.542,07	156.394,59
GASTOS DE ADMINISTRACIÓN Y VENTAS	211.101,46	221.777,18	233.053,63	244.966,07	257.551,85	270.850,52	284.904,02
Sueldos	139.736,80	148.121,01	157.008,27	166.428,77	176.414,50	186.999,37	198.219,33
Prestaciones	49.759,17	50.754,36	51.769,44	52.804,83	53.860,93	54.938,15	56.036,91
Otros Gastos	21.605,48	22.901,81	24.275,92	25.732,47	27.276,42	28.913,01	30.647,79
TOTAL	36.637.467,94	37.278.303,19	37.942.302,65	38.110.924,07	38.825.031,73	39.566.232,87	40.335.994,21

ANEXO L

Costo de Equipos

Tabla L1. Costo de Equipos Principales

EQUIPO	COSTO US\$
Reactores	252.300
R1	69.700
R2	37.100
R3	69.900
R4	75.600
Torres	920.000
TD1	112.000
TD2	112.000
TD3	160.000
TD4	320.000
TD5	160.000
TAD	56.000
Separadores	63.800
S1	9.500
S2	11.100
S3	11.000
S4	32.200
Decantadores	154.580
D1	28.680
D2	35.000
D3	31.100
D4	59.800
TOTAL	1.390.680

Tabla L2. Especificaciones y Costo de Tanques

EQUIPO	VOLUMEN (m ³)	NÚMERO DE TANQUES	MATERIAL	COSTO UNITARIO US\$	COSTO TOTAL US\$
TK1	1.315	4	Acero Inoxidable	144.000	576.000
TK2	290	1	Acero al Carbón	36.400	36.400
TK3	29	1	Acero al Carbón	31.400	31.400
TK4	285	1	Acero al Carbón	65.900	65.900
TK5	51,8	1	Acero Inoxidable	91.100	91.100
TK6	46,2	1	Acero al Carbón	32.600	32.600
TK7	250	1	Acero al Carbón	61.600	61.600
TK8	1.975	4	Acero al Carbón	47.800	191.200
TK9	124	3	Acero al Carbón	28.400	85.200
TOTAL					1.171.400

Tabla L3. Especificaciones y Costo de Intercambiadores de Calor

EQUIPO	TIPO	AREA (m ²)	MATERIAL	PRESIÓN INTERNA (KPa)	COSTO US\$
I1	BHU	341,5	Acero al Carbón	1.500	78.000
I2	BHU	72,05	Acero al Carbón	600	33.400
I3	BHU	88,55	Acero al Carbón	600	39.800
EV1	Vertical	60,32	Acero Inoxidable	1.500	421.000
Rehervidor TD1	AKU	53,14	Acero al Carbón	600	30.200
Rehervidor TD2	AKU	53,14	Acero al Carbón	600	30.200
Rehervidor TD3	AKU	53,14	Acero al Carbón	600	30.200
Rehervidor TD4	AKU	53,14	Acero Inoxidable	600	56.800
Rehervidor TD5	AKU	53,14	Acero Inoxidable	600	56.800
TOTAL					776.400

Tabla J4. Especificaciones y Costo de Enfriadores

EQUIPO	CARGA DE ENFRIAMIENTO KJ/h	COSTO US\$
EN1	4,63 x 10 ⁶	40.200
EN2	1,52 x 10 ⁵	22.800
EN3	1350	12.500
EN4	8,63 x 10 ⁶	53.800
EN5	6,74 x 10 ⁵	90.700
Condensador TD1	2,39 x 10 ⁴	20.800
Condensador TD2	5,13 x 10 ⁴	21.300
Condensador TD3	1,21 x 10 ⁷	32.700
Condensador TD4	3,96 x 10 ⁵	12.700
Condensador TD5	3,88 x 10 ⁵	13.100
TOTAL		320.600

Tabla L4. Especificaciones y Costo de Bombas

EQUIPO	CAUDAL (m ³ /h)	CABEZA DE DISEÑO (m)	COSTO US\$
B1	7,78	1,2	14.550
B2	9,2	0,21	17.200
B3	4	3,88	7.500
B4	1,31	0,26	4.300
B5	0,27	22	3.000
B6	1,77	0,25	5.100
B7	7,97	0,22	15.000
B8	0,64	0,24	3.200
B9	7,72	15,64	14.400
B10	4,24	8,95	8.000
B11	1,2	6,38	4.300
B12	7,27	3728	21.500
B13	1,34	15,14	4.500
B14	8,44	1,26	15.800
B15	0,92	6,38	4.000
TOTAL			142.350

Tabla L5. Especificaciones y Costo de Compresores

EQUIPO	POTENCIA (KW)	COSTO US\$
CP1	2793	696.400
CP2	1870	465.800
TOTAL		1.162.200

Tabla L6. Costo de Filtros y Calentadores

EQUIPO	COSTO US\$
Filtros	148.600
F1	74.300
F2	74.300
Calentadores	85.550
C1	26.250
C2	16.300
C3	12.000
C4	31.000
TOTAL	234.150

El costo total de los equipos F.O.B. es US\$ 5.197.780 en enero de 2004.

ANEXO M

Proyección del Capital de Trabajo

Tabla M1. Proyección del Capital de Trabajo del año 2 al año 8

DESCRIPCIÓN	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Activo Circulante	4.844.370,46	5.385.502,13	5.939.655,29	6.507.249,79	7.088.728,56	7.666.103,98	7.763.076,44
Caja y Bancos	1.853.989,82	2.063.189,23	2.279.070,54	2.501.959,97	2.732.205,64	2.951.723,82	3.001.552,47
Cuentas por Cobrar	2.990.380,65	3.322.312,90	3.660.584,76	4.005.289,82	4.356.522,93	4.714.380,17	4.761.523,97
Inventarios	1.265.263,67	1.407.070,55	1.552.660,37	1.702.180,00	1.855.785,30	2.006.259,61	2.034.446,78
Materia Prima	523.667,74	581.794,86	641.032,15	701.396,01	762.903,05	825.570,09	833.825,79
Productos en Proceso	308.998,30	343.864,87	379.845,09	416.993,33	455.367,61	491.953,97	500.258,75
Producto Terminado	432.597,62	481.410,82	531.783,13	583.790,66	637.514,65	688.735,56	700.362,24
Pasivo Circulante	1.571.003,22	1.745.384,58	1.923.096,46	2.104.188,04	2.288.709,15	2.476.710,26	2.501.477,36
Cuentas por Pagar	1.571.003,22	1.745.384,58	1.923.096,46	2.104.188,04	2.288.709,15	2.476.710,26	2.501.477,36
Capital de Trabajo	4.538.630,91	5.047.188,10	5.569.219,20	6.105.241,75	6.655.804,72	7.195.653,34	7.296.045,86

Tabla M2. Proyección del Capital de Trabajo del año 9 al año 15

DESCRIPCIÓN	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Activo Circulante	7.862.261,54	7.963.755,87	8.067.661,46	8.130.771,28	8.239.828,86	8.351.639,71	8.466.331,03
Caja y Bancos	3.053.122,33	3.106.525,27	3.161.858,55	3.175.910,34	3.235.419,31	3.297.186,07	3.361.332,85
Cuentas por Cobrar	4.809.139,21	4.857.230,60	4.905.802,91	4.954.860,94	5.004.409,55	5.054.453,64	5.104.998,18
Inventarios	2.063.412,98	2.093.195,79	2.123.834,96	2.138.046,59	2.170.527,01	2.203.997,30	2.238.507,24
Materia Prima	842.164,05	850.585,69	859.091,54	867.682,46	876.359,28	885.122,88	893.974,10
Productos en Proceso	508.853,72	517.754,21	526.976,43	529.318,39	539.236,55	549.531,01	560.222,14
Producto Terminado	712.395,21	724.855,90	737.767,00	741.045,75	754.931,17	769.343,42	784.311,00
Pasivo Circulante	2.526.492,14	2.551.757,06	2.577.274,63	2.603.047,37	2.629.077,85	2.655.368,63	2.681.922,31
Cuentas por Pagar	2.526.492,14	2.551.757,06	2.577.274,63	2.603.047,37	2.629.077,85	2.655.368,63	2.681.922,31
Capital de Trabajo	7.399.182,38	7.505.194,60	7.614.221,80	7.665.770,50	7.781.278,02	7.900.268,39	8.022.915,96

ANEXO N

Estado de Resultados sin Financiamiento

Tabla N1. Estado de Resultados sin Financiamiento del año 2 al año 8

DESCRIPCIÓN	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ventas Producto (Ton)	25.000	27.500	30.000	32.500	35.000	37.500	37500
Ventas Subproducto (Ton)	2.250	2.475	2.700	2.925	3.150	3.375	3.375
+ Ingresos por Ventas	35.884.567,75	39.867.754,77	43.927.017,07	48.063.477,85	52.278.275,14	56.572.562,02	57.138.287,64
- Costo Total de Producción	22.247.877,79	24.758.270,76	27.348.846,43	30.023.519,65	32.786.467,63	35.420.685,79	36.018.629,69
= Utilidad Bruta antes de Impuestos	13.636.689,96	15.109.484,01	16.578.170,64	18.039.958,19	19.491.807,51	21.151.876,23	21.119.657,96
- Impuesto Sobre la Renta	4.772.841,49	5.288.319,41	5.802.359,73	6.313.985,37	6.822.132,63	7.403.156,68	7.391.880,29
= Utilidad Neta	8.863.848,48	9.821.164,61	10.775.810,92	11.725.972,83	12.669.674,88	13.748.719,55	13.727.777,67
+ Depreciación y Amortización	807.640,80	807.640,80	807.640,80	807.640,80	807.640,80	586.178,00	586.178,00
Flujo Neto Efectivo	9.671.489,28	10.628.805,41	11.583.451,72	12.533.613,63	13.477.315,68	14.334.897,55	14.313.955,67

Tabla N2. Estado de Resultados sin Financiamiento del año 9 al año 15

DESCRIPCIÓN	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Ventas Producto (Ton)	37.500	37.500	37.500	37.500	37.500	37.500	37500
Ventas Subproducto (Ton)	3.375	3.375	3.375	3.375	3.375	3.375	3.375
+ Ingresos por Ventas	57.709.670,52	58.286.767,22	58.869.634,90	59.458.331,25	60.052.914,56	60.653.443,70	61.259.978,14
- Costo Total de Producción	36.637.467,94	37.278.303,19	37.942.302,65	38.110.924,07	38.825.031,73	39.566.232,87	40.335.994,21
= Utilidad Bruta antes de Impuestos	21.072.202,58	21.008.464,04	20.927.332,24	21.347.407,18	21.227.882,82	21.087.210,83	20.923.983,94
- Impuesto Sobre la Renta	7.375.270,90	7.352.962,41	7.324.566,29	7.471.592,51	7.429.758,99	7.380.523,79	7.323.394,38
= Utilidad Neta	13.696.931,67	13.655.501,63	13.602.765,96	13.875.814,67	13.798.123,84	13.706.687,04	13.600.589,56
+ Depreciación y Amortización	586.178,00	586.178,00	586.178,00	66.400,00	66.400,00	66.400,00	66.400,00
Flujo Neto Efectivo	14.283.109,67	14.241.679,63	14.188.943,96	13.942.214,67	13.864.523,84	13.773.087,04	13.666.989,56

ANEXO O

Estado de Resultados con Financiamiento

Tabla O1. Estado de Resultados con Financiamiento del año 2 al año 8

DESCRIPCIÓN	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Ventas Producto (Ton)	25.000	27.500	30.000	32.500	35.000	37.500	37500
Ventas Subproducto (Ton)	2.250	2.475	2.700	2.925	3.150	3.375	3.375
+ Ingresos por Ventas	35.884.567,8	39.867.754,8	43.927.017,1	48.063.477,8	52.278.275,1	56.572.562,0	57.138.287,6
- Costo Total de Producción	22.247.877,8	24.758.270,8	27.348.846,4	30.023.519,7	32.786.467,6	35.420.685,8	36.018.629,7
- Intereses del Crédito	2.948.353,2	2.358.682,5	1.769.011,9	1.179.341,3	589.670,6	0,0	0,0
= Utilidad Bruta antes de Impuestos	10.688.336,8	12.750.801,5	14.809.158,7	16.860.616,9	18.902.136,9	21.151.876,2	21.119.658,0
- Impuesto Sobre la Renta	3.740.917,9	4.462.780,5	5.183.205,6	5.901.215,9	6.615.747,9	7.403.156,7	7.391.880,3
= Utilidad Neta	6.947.418,9	8.288.021,0	9.625.953,2	10.959.401,0	12.286.389,0	13.748.719,6	13.727.777,7
+ Depreciación y Amortización	807.640,8	807.640,8	807.640,8	807.640,8	807.640,8	586.178,0	586.178,0
- Amortización del Crédito	3.685.441,5	3.685.441,5	3.685.441,5	3.685.441,5	3.685.441,5	0,0	0,0
Flujo Neto Efectivo	4.069.618,2	5.410.220,3	6.748.152,5	8.081.600,3	9.408.588,3	14.334.897,6	14.313.955,7

Tabla O2. Estado de Resultados con Financiamiento del año 9 al año 15

DESCRIPCIÓN	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Ventas Producto (Ton)	37.500	37.500	37.500	37.500	37.500	37.500	37.500
Ventas Subproducto (Ton)	3.375	3.375	3.375	3.375	3.375	3.375	3.375
+ Ingresos por Ventas	57.709.670,5	58.286.767,2	58.869.634,9	59.458.331,2	60.052.914,6	60.653.443,7	61.259.978,1
- Costo Total de Producción	36.637.467,9	37.278.303,2	37.942.302,7	38.110.924,1	38.825.031,7	39.566.232,9	40.335.994,2
- Intereses del Crédito	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
= Utilidad Bruta antes de Impuestos	21.072.202,6	21.008.464,0	20.927.332,2	21.347.407,2	21.227.882,8	21.087.210,8	20.923.983,9
- Impuesto Sobre la Renta	7.375.270,9	7.352.962,4	7.324.566,3	7.471.592,5	7.429.759,0	7.380.523,8	7.323.394,4
= Utilidad Neta	13.696.931,7	13.655.501,6	13.602.766,0	13.875.814,7	13.798.123,8	13.706.687,0	13.600.589,6
+ Depreciación y Amortización	586.178,0	586.178,0	586.178,0	66.400,0	66.400,0	66.400,0	66.400,0
- Amortización del Crédito	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Flujo Neto Efectivo	14.283.109,7	14.241.679,6	14.188.944,0	13.942.214,7	13.864.523,8	13.773.087,0	13.666.989,6

ANEXO P

Valor Presente Neto (VPN) sin Financiamiento

Tabla P1. Valor Presente Neto (VPN) sin Financiamiento del año 0 al año 7

DESCRIPCIÓN	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Inversión	11.823.974	14.500.608	0	0	0	0	0	0
Flujo Neto Efectivo	0	0	9.671.489	10.628.805	11.583.452	12.533.614	13.477.316	14.334.898
Flujo Neto Efectivo Acumulado	0	0	9.671.489	20.300.295	31.883.746	44.417.360	57.894.676	72.229.573
Flujo Neto - Inversión	-11.823.974	-14.500.608	9.671.489	10.628.805	11.583.452	12.533.614	13.477.316	14.334.898
Tasa de Interés de Oportunidad	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
Valor Presente Neto (VPN)	-11.823.974	-11.600.486	6.189.753	5.441.948	4.744.582	4.107.015	3.532.997	3.006.246

Tabla P2. Valor Presente Neto (VPN) sin Financiamiento del año 8 al año 15

DESCRIPCIÓN	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Inversión	0	0	0	0	0	0	0	0
Flujo Neto Efectivo	14.313.956	14.283.110	14.241.680	14.188.944	13.942.215	13.864.524	13.773.087	13.666.990
Flujo Neto Efectivo Acumulado	86.543.529	100.826.639	115.068.318	129.257.262	143.199.477	157.064.001	170.837.088	184.504.077
Flujo Neto - Inversión	14.313.956	14.283.110	14.241.680	14.188.944	13.942.215	13.864.524	13.773.087	13.666.990
Tasa de Interés de Oportunidad	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
Valor Presente Neto (VPN)	2.401.483	1.917.047	1.529.189	1.218.821	958.102	762.210	605.747	480.864

$$VPN = \sum_{t=0}^{15} \frac{VPI_t}{(1+i)^t} - \sum_{t=0}^{15} \frac{VPE_t}{(1+i)^t}$$

$$VPN = 13.471.543$$

ANEXO Q

Valor Presente Neto (VPN) con Financiamiento

Tabla Q1. Valor Presente Neto (VPN) con Financiamiento del año 0 al año 7

DESCRIPCIÓN	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Inversión	11.823.974	14.500.608	0	0	0	0	0	0
Flujo Neto Efectivo	0	0	4.069.618	5.410.220	6.748.152	8.081.600	9.408.588	14.334.898
Flujo Neto Efectivo Acumulado	0	0	4.069.618	9.479.839	16.227.991	24.309.591	33.718.180	48.053.077
Flujo Neto - Inversión	-11.823.974	-14.500.608	4.069.618	5.410.220	6.748.152	8.081.600	9.408.588	14.334.898
Tasa de Interés de Oportunidad	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19
Valor Presente Neto (VPN)	-11.823.974	-12.216.182	2.888.366	3.234.914	3.399.241	3.429.602	3.363.722	4.317.572

Tabla Q2. Valor Presente Neto (VPN) con Financiamiento del año 8 al año 15

DESCRIPCIÓN	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Inversión	0	0	0	0	0	0	0	0
Flujo Neto Efectivo	14.313.956	14.283.110	14.241.680	14.188.944	13.942.215	13.864.524	13.773.087	13.666.990
Flujo Neto Efectivo Acumulado	62.367.033	76.650.143	90.891.822	105.080.766	119.022.981	132.887.505	146.660.592	160.327.581
Flujo Neto - Inversión	14.313.956	14.283.110	14.241.680	14.188.944	13.942.215	13.864.524	13.773.087	13.666.990
Tasa de Interés de Oportunidad	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19
Valor Presente Neto (VPN)	3.632.068	3.053.278	2.564.803	2.152.743	1.782.063	1.492.951	1.249.457	1.044.509

$$VPN = \sum_{t=0}^{15} \frac{VPI_t}{(1+i)^t} - \sum_{t=0}^{15} \frac{VPE_t}{(1+i)^t}$$

$$VPN = 13.565.134$$