

Universidad Nacional de Ingeniería
FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO



**“ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD PARA LA
INSTALACION DE UNA PLANTA DE
AGENTE TENSOACTIVO BIODEGRADABLE
A PARTIR DEL PETROLEO”**

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO PETROQUIMICO

GERMAN GRAJEDA REYES

LIMA - PERU - 1986

I N D I C E

	Página
CAPITULO I: INTRODUCCION Y RESUMEN	1
1.1 Introducción	1
1.2 Justificación del Tema	2
1.2.1 Denominación	2
1.2.2 Objetivos	3
1.2.3 Naturaleza y Extensión	3
CAPITULO II: RESULTADOS Y CONCLUSIONES	6
2.1. Recomendaciones	9
CAPITULO III: ESTUDIO DE MERCADO	10
3.1 Antecedentes	10
3.2 El Producto	14
3.2.1 Clases	14
3.2.2 Métodos de Obtención	16
3.2.2.1 Alfa Olefinas	17
3.2.2.2 N-Parafinas	19
3.2.3 Propiedades	20
3.3 Area Geográfica de Estudio	21
3.4 Análisis de la Demanda	21
3.5 Conclusiones	41

	Página
CAPITULO IV: TAMAÑO Y LOCALIZACION	43
4.1 Materia Prima	43
4.2 Localización	44
4.2.1 Departamento de Lima	45
4.2.2 Departamento de Piura	46
4.2.3 Departamento de Arequipa	48
4.2.4 Departamento de Loreto	49
4.2.5 Localización Seleccionada	49
4.3 Tamaño de Planta	50
4.3.1 Demanda	51
4.3.2 Tamaño Mínimo Económico	52
CAPITULO V: INGENIERIA DEL PROYECTO	54
5.1 Estudios Previos	54
5.2 Procesos de Fabricación	55
5.3 Selección de Procesos	59
5.4 Principales Características de los Procesos Seleccionados (AOS vrs. LAS).	66
5.4.1 Etapas de Síntesis	71
5.4.2 Análisis de Costos LAS vrs AOS	72
5.4.3 Proceso Seleccionado AOS	73
5.4.4 Descripción y Características Técnicas del Proceso Productivo a Emplearse	88
5.5 Bases del Diseño	94
5.5.1 Materias Primas e Insumos	94

	Página
5.5.2 Balance de Materia y Energía	103
5.5.3 Determinación de la Materia Prima	107
5.5.4 Requerimientos por Tonelada de Producto	111
5.5.5 Mano de Obra	112
5.5.6 Supervisión	113
5.6 Disposición de Planta	113
5.7 Programa de Implementación	116
 CAPITULO VI: EVALUACION ECONOMICA	 118
6.1 Inversión	118
6.1.1 Capital Fijo	121
6.1.2 Gastos Pre-Operativos	122
6.1.3 Capital de Trabajo	122
6.1.4 Intereses durante la Construcción	122
6.1.5 Resumen y Resultados	123
6.2 Financiamiento	123
6.3 Presupuesto de Gastos e Ingresos	125
6.4 Análisis Económico	134
 APENDICE:	
- Anexos	138
- Bibliografía.	153

CAPITULO I

INTRODUCCION Y RESUMEN

1. INTRODUCCION Y RESUMEN

1.1 INTRODUCCION

El presente Trabajo de Investigación, consiste en un estudio de Pre-Factibilidad para la Instalación de una Planta de Agente Tensoactivo Biodegradable, a partir de hidrocarburos intermedios disponibles en las refinerías del país.

El Agente Tensoactivo de los Detergentes Sintéticos que existen actualmente son los no-biodegradables y recientemente, los del tipo blando o biodegradables, el presente estudio determinará la selección más conveniente para su uso en nuestro medio, de tal forma que se prevenga adecuadamente los problemas de contaminación y eliminación de la flora y fauna acuática del país, y en aquellos donde se exporten.

El trabajo comprende estudio de mercado, tamaño y localización, Ingeniería del Proyecto, Inversiones, Financiamiento, Presupuesto de Gastos e Ingresos

y Análisis Económico (Rentabilidad).

1.2 JUSTIFICACION DEL TEMA

1.2.1 Denominación

El Agente Tensoactivo de los detergentes sintéticos utilizados en el país casi en su totalidad son del tipo no-biodegradable o duros (HARD), los cuales si bien no son tóxicos para el hombre ni los animales terrestres, pero sí lo son para la flora y fauna acuática.

Desde la década del 60 en U.S.A. se ha propagado un cambio masivo de producción de tipo agente tensoactivo de los detergentes, y por tanto en la actualidad ya no se producen detergentes del tipo duro o no-biodegradables, sino sólo para exportar, mientras que para su uso interno producen detergentes bio-degradables de gran performance y económicos.

En virtud a este nuevo tipo de detergente muy necesario, menos tóxico y sin consecuencias funestas, para la flora y la fauna acuática, es que se denomina el presente trabajo en Estudio de Pre-Factibilidad para la Instalación de una Planta de Agente Tensoactivo Biodegradable a partir del Petróleo.

1.2.2 Objetivos

El estudio para erigir una planta para producir Agente Tensoactivo Biodegradable a partir, de ciertos hidrocarburos intermedios disponibles en las refinerías del país, y con lo cual, se lograría una mayor diversificación de productos, con carácter de más competitivo y además, se continuaría ingresando en el amplio y prometedor campo de acción de la Industria Petroquímica.

1.2.3 Naturaleza y Extensión

Las exigencias de la vida moderna y las ventajas sobre los jabones han conducido a la sociedad al uso indiscriminado de los detergentes, los cuales en los países desarrollados y más aún en los países en vías de desarrollo está llevando a funestas consecuencias tales como: eliminación de la flora y fauna acuática, y otros; esto por acción de los detergentes sintéticos duros o no-biodegradables, que no son digeribles, especialmente por los microorganismos y son precisamente este tipo de detergentes los que más abundan; es en tal sentido que el presente estudio se propone la sustitución de tales detergentes, por otro tan efectivo como los alquilbencenosulfonatos (ABS),

que sea, en el mejor de los casos, más económicos y que además sean biodegradables o blandos (SOFT); o sea tenga la capacidad de ser asimilable por la flora y fauna acuática y en consecuencia, se contribuya no sólo a la prevención del medio ambiente, sino también que se pueda contar con un detergente, de eficientes características tensoactivas, tanto para el uso doméstico como para el industrial.

En la parte económica del presente estudio se prevee un significativo ahorro de divisas y buenas posibilidades de exportación a países com Ecuador, Bolivia y Australia-Asia.

1.3 RESUMEN

En países desarrollados como U.S.A., Canadá, Alemania Occidental y otros, se han desarrollado sendos estudios sobre los efectos nocivos del uso de detergentes no-biodegradables; tal es así que existe fiscalización y control severo sobre la producción de estos detergentes, y los efectos nocivos en las aguas de los ríos; que están controlados estadísticamente, como se mostrará más adelante, la disminución de dichas, concentraciones nocivas, al cambiar el detergente al tipo biodegradable.

El estudio de las informaciones bibliográficas,

por consumo de detergentes no biodegradables, los efectos nocivos observados en la fauna marina y acuática en general conduce a la idea de desarrollar un cambio oportuno en el uso del tipo del detergente y que pueda producirse en el país, es así pues cómo se inicia la idea del estudio de este proyecto.

CAPITULO II
RESULTADOS Y CONCLUSIONES

2. RESULTADOS Y CONCLUSIONES

Dentro de la gran variedad de detergentes que se conocen actualmente, existen 2 grupos claramente diferenciados, los no-biodegradables y los biodegradables; los primeros abundan en nuestro medio y son usados indiscriminadamente por los fabricantes de detergentes, ya que no existe una legislación que los regente y como consecuencia de esto el medio ambiente se encuentra en proceso serio de deterioro. El objetivo buscado en el presente trabajo trata precisamente de prevenir la contaminación ambiental provocado por los detergentes duros o no-biodegradables con la sustitución de un tipo de detergente biodegradable, que pueda producirse en el país, a partir de ciertos hidrocarburos intermedios disponibles en las refinerías.

El estudio de mercado se refiere a la demanda de los diferentes tipos de detergentes sintéticos, en las cuales casi la totalidad son de los denominados duros o no-biodegradables.

El anuario del Comercio Exterior contiene a los detergentes bajo la denominación de Aceites de Petróleo y minerales bituminosos con su respectivo código. El capítulo contiene además proyecciones de consumo de detergentes para el Perú y los países estudiados, con los volúmenes totales.

La localización se ha determinado teniendo en cuenta los diferentes factores, de disponibilidad de servicios industriales, facilidades de importaciones y exportación, mano de obra calificada y fundamentalmente la materia prima (hidrocarburo intermedio procedente de un petróleo de naturaleza predominantemente parafínico). El hidrocarburo intermedio con las características necesarias, es procesado por la refinería La Pampilla perteneciente a Petróleos del Perú S.A. localizado en el Departamento de Lima, Provincia Constitucional del Callao, Distrito de Ventanilla. El tamaño de la Planta ha sido determinado en 20 000 TM/año (año de 250 días), teniendo en cuenta la demanda para el Proyecto en el período de vida 1989-1998, las facilidades de obtención de materia prima e insumos en su totalidad producidos en el país.

En la parte tecnológica del proyecto se cuenta con un estudio minucioso de los principales procesos de fabricación, la selección de procesos desde el punto de vista de las materias primas iniciales, las principales características de los procesos seleccionados Alfa Olefi

na Sulfonato (AOS) Vrs. Lineal Alquil Sulfonato (LAS); rutas de obtención, análisis de costos y el Proceso Seleccionado. Se incluye el estudio de la química del proceso Seleccionado, la Producción Comercial, Distribución y Características Técnicas del Proceso Productivo a emplearse, Diagrama de Flujo y otras propiedades. Finalmente tenemos el desarrollo correspondiente a bases de diseño, los requerimientos por tonelada de productos, mano de obra, disposición de planta según la característica del proceso a emplearse y el Programa de Implementación del Proyecto.

La evaluación económica está comprendida por el estudio de la Inversión, Financiamiento, Presupuesto de Gastos e Ingresos y el Análisis Económico; donde la inversión alcanza un total de 55.32 MM USA \$; el financiamiento es realizado íntegramente en moneda extranjera y realizable a través del aval de COFIDE a una tasa de interés global del 11%. El presupuesto de gastos e ingresos se ha efectuado proyectando los costos de manufactura calculados previamente para el año de 1986 a un factor de utilización unitario, utilizando tasas de crecimiento moderados. La rentabilidad neta del capital anual es creciente en todo el período de vida, en tanto que la rentabilidad bruta del capital para todo el período de vida es de 46.5%.

2.1 RECOMENDACIONES

El proceso seleccionado para la obtención del tensoactivo biodegradable es susceptible a ser mejorado por varias razones; una de las cuales dependerá de la materia prima inicial a utilizarse, otra depende del precio del petróleo crudo, que actualmente sufre una depresión, en ese caso los equipos (intercambiadores de calor) que se incluyen en el proceso, para ahorro de energía, deben ser evaluados los costos y sobre esa base decidir si conviene o no su uso hasta cuando sea necesario.

El proceso es recomendable para ser integrado en las Refinerías del País (RELAPA) debido a que actualmente en esta refinería se tiene mayor proporción de fracciones pesadas (residuales), que craqueadas en proporciones superiores a las requeridas tendría efectos positivos en el Balance General de la refinería, incrementándose la producción de gases, gasolina, kerosene y diesel a costa de productos pesados (residuales, AGO) de menor valor comercial y excedentes actualmente.

Las ventajas del tensoactivo biodegradable recomendado (AOS) sobre otros tensoactivos comercializados actualmente en nuestro medio, sugiere la posibilidad de implementar una legislación a favor de la conservación del medio ambiente limitando así el uso indiscriminado de tensoactivos no-biodegradables.

CAPITULO III
ESTUDIO DE MERCADO

3. ESTUDIO DE MERCADO

3.1 ANTECEDENTES

La industria de los detergentes sintéticos se considera generalmente como una industria grande, capaz de crecer rápidamente. Es casi imposible obtener datos sobre producción y venta en la mayoría de los países, y aun en el Perú, ya que en el mercado de detergentes hay un monopolio de las siguientes tres grandes compañías:

Procter y Gamble

Uni-Lever y

Colgate Palmolive.

Año	Mil Toneladas	Tasa de Crecimiento
1960	3433	
1966	5957	73,52
1968	7369	23,70
1970	8050	9,9

Tendencia de la producción mundial de Detergentes Sintéticos.

Demanda y Mercados Potenciales para Alquilbencenos para diferentes países (unidad: tonelada).

1975

Países	Demanda en 1969	Demanda	1975		Demanda en 1980
			Demanda	Mercado Potencial	
Canadá Occ.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.
EE.UU Occ.	37000	42000	24000	47000	47000
Japón		135800	0	182000	182000
Corea		14000	0	24000	24000
Taiwan	6500	18000	18000	20000	20000
Hong Kong		0	0	0	0
Indonesia	n.d.	320	300 - 350	2500	2500
Malasia	3600	6400	6400	1100	1100
Filipinas		n.d.	16700 - 21000	n.d.	n.d.
Singapur	1800	2000	2000 - 3000	3000	3000
India	2700	7000	n.d.	140000	140000
Australia		16000	n.d.	20000	20000
Nueva Zelandia	2300	4500	4030 - 5030	5800	5800

Detergentes Producción y Consumo de los Países en 1968

(Unidad: millón toneladas)

	Producción			Consumición			Per-capita Consumición (kg)				
	Detergentes			Detergentes							
	Zabon Sintético	Otros	Total	Zabon Sintético	Otros	Total					
U.S.A.	373,1	1738,1	192,0	823,4	4136,7	349,7	2697,2	169,0	818,5	4034,6	20,1
Canada	25,1	165,1	11,3		201,5	29,4	177,7	12,8	6,5	226,4	10,9
Japón	154,3	558,5	16,4		729,2	155,7	551,7	16,4	3,0	726,8	7,2
Corea	48,9				48,9		0,6		0,1	49,6	1,6
Taiwan	42,7	14,6			57,3	42,7	14,8			57,5	4,3
Hong Kong						6,8	4,4	0,1	0,8	12,1	3,1
Filipinas	80,8			58,8	139,6	81,7	59,4		0,2	141,3	3,9
Malasia	44,0				44,0	44,4	0,6		0,2	45,2	4,3
Singapur	13,2			0,3	13,5	13,5	0,8	0,1	0,4	14,8	7,4
Indonesia	116,0	6,3	6,3		122,3	122,3	0,3	6,3		122,6	1,1
India	550,0	17,0			567,6	550,1			17,1	567,2	1,1
Australia	53,4	98,1	18,1	2,4	172,0	54,1	100,5	18,1	2,4	175,1	14,6
Nueva Zelandia	22,0		13,0		35,0	22,0	1,1	13,0		36,1	12,9

Fuente: Estudio de Mercado y Pre-inversión para productos petroquímicos por producir en el Perú; Japón Gaso-

En el Perú el detergente activo DDB se importa para la fabricación de detergentes de uso doméstico en su mayor volumen.

Actualmente existen 3 plantas importantes formuladoras, de detergentes:

Protecter y Gamble (DETER PERU)

Indesa y

Química Ventanilla.

Todas las compañías producen detergentes de tipo granulado.

DETER PERU produce:

Ace,

Ariel,

Salvo, etc.

INDESA produce:

Ña Pancha,

Drive,

Softly y otros.

Química Ventanilla produce:

Topaz,

además vende sus productos con el nombre de tiendas comerciales.

3.2 EL PRODUCTO

3.2.1 Clases

Los tensoactivos forman parte importante en las formulaciones de los detergentes sintéticos y pueden ser como se presenta a continuación según las compañías, por ejemplo:

<u>Procter y Gamble</u>	Composición en <u>peso</u> %
Sulfato de Sodio	29
Silicato de Sodio	20
Carbonato de Sodio	20
Alquilbencenosulfonato (ABS)*	15
Sulfato de Alcohol Etoxílico	6
Sodio Tolueno Glicol	1,5
Oxido de Polietileno Glicol	1,5
C.M.C., agua y otros	7
<u>Colgate palmolive</u>	Composición en <u>peso</u> %
Sulfato de Sodio	35
Silicato de Sodio	26
Alquil Sulfonatos Liniales (LAS)*	20
Jabón de Sodio	6
C.M.C., agua y otros	13

* Tensoactivo

<u>Lever Bros</u>	Composición <u>en peso %</u>
Carbonato de Sodio	55
Sulfato de Sodio	16
Alcohol Etoxílico*	9
Silicato de Sodio	8
Sodium Alcohol Sulfate	1
Perborate	2
Borax	1
C.M.C., agua y otros	8

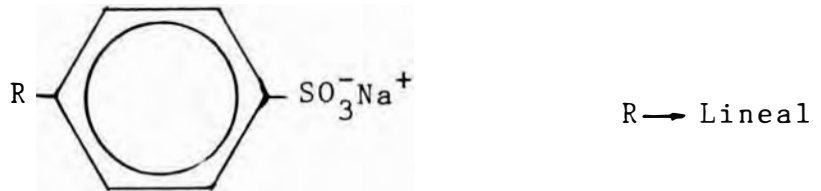
FUENTE: Hydrocarbon Processing, Marzo 1975,
pág. 71, 72.

Cada marca de detergente para su venta al público tiene una formulación dada, y según ello y las exigencias de la competencia hará el mayor uso de aditivos.

La primera formulación de las dadas anteriormente corresponde al detergente tipo duro no-biodegradable, los otros dos son biodegradables.

El presente estudio como se reitera, se referirá a la producción del agente tensoactivo como el de las formulaciones mostradas anteriormente y que corresponde al Alquil Benceno Sulfonato (ABS), Alquil Sulfonatos Lineales

(LAS) y el Alcohol Etoxílico, señalados con asteriscos y que además como en el caso del Alquil-Benceno Sulfonato debe de ser de cadena lineal, así:



Alquil-Benceno Sulfonato de Sodio.

3.2.2 Métodos de Obtención

El creciente interés mundial en utilizar detergentes biodegradables antes que los no biodegradables, hace que la industria de detergentes estudie la demanda, del nuevo tipo de detergentes, y simultáneamente se aboque al estudio de su obtención.

En los Estados Unidos cada año se produce unas 273 mil toneladas de detergentes a base de derivados del petróleo.

La tendencia del cambio de los P-Tetrapropileno Benceno Sulfonato de Sodio (PPBS) que no son biodegradables, por otro que lo reemplace, se inicia desde 1960.

Los productos que reemplacen a los TPBS deben de tener el siguiente criterio:

Primero: Lo más importante ser biodegradable.

Segundo: Debe de tener igual o mejores *propiedades* que los TPBS.

Tercero: No ser muy costosos.

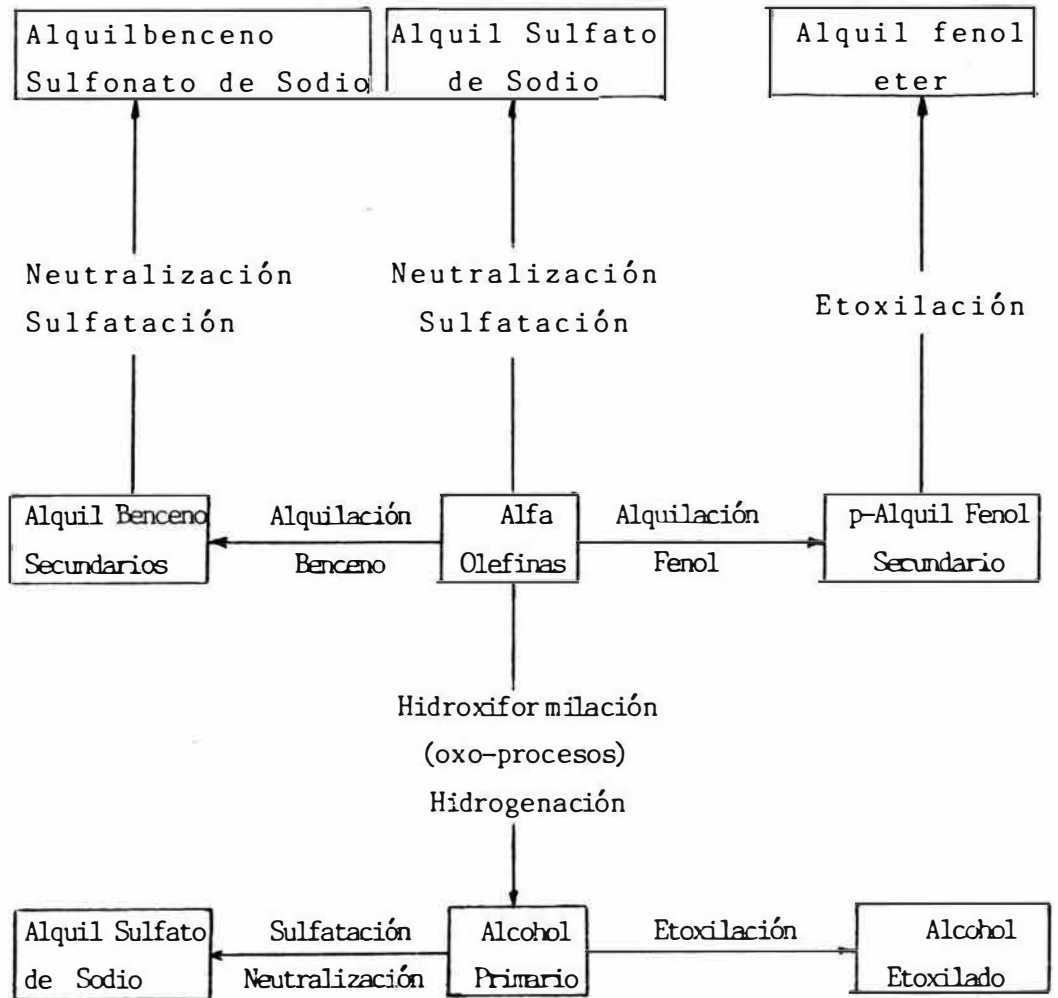
Pueden obtenerse a partir de las Alfa Oleofinas o las n-Parafinas, materias primas de bajo costo que pueden ser obtenidos en las refinерías del país.

3.2.2.1 Alfa Oleofinas

Las alfa-oleofinas pueden obtenerse por cracking de las n-parafinas o de la oligomerización del etileno, y en síntesis posterior el benceno o fenol ser alquilada, así como la alfa-oleofina puede ser convertida a sulfato ácido de alquilo o sulfonato de alquil ácido.

A partir de las oleofinas se pueden obtener muchas otras formas de detergentes tales como: por hidratación alcoholes secundarios, hidrofomilación a alcohol primario; y el alcohol, es luego convertido en detergente por sulfatación, ethoxilación seguido de neutralización con soda como mostraremos

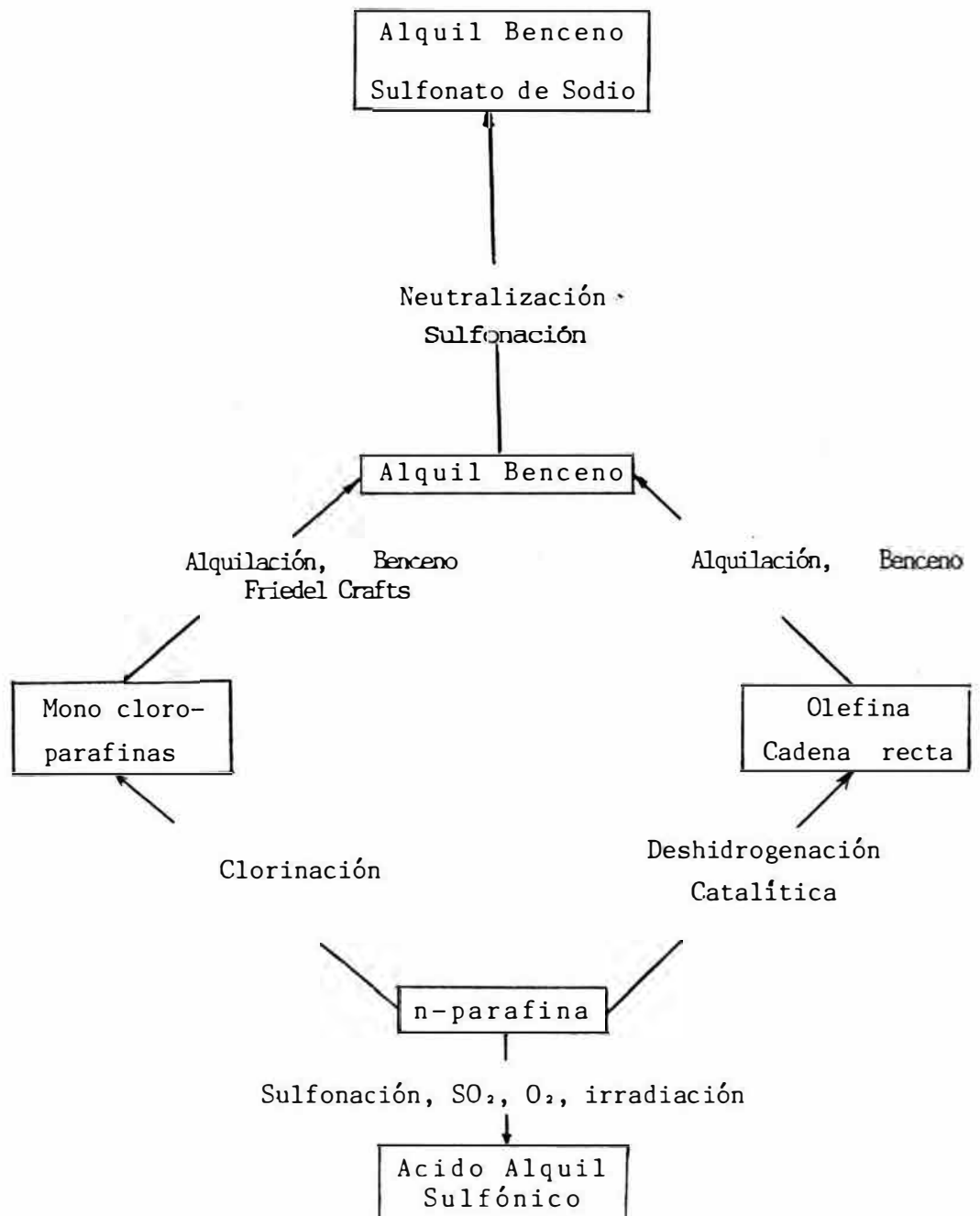
en la figura siguiente:



Rutas de obtención de detergentes biodegradables a partir de olefinas.

3.2.2.2 N-Parafinas

Las n-parafinas pueden ser obtenidas a partir del kerosene a muy bajo costo y ser utilizadas como insumo para producir detergentes biodegradables como se muestra en la siguiente figura.



3.2.3 Propiedades

Los detergentes sintéticos, como los alquilbencenos sulfonatos, se clasifican dentro de los detergentes aniónicos caracterizados por la presencia de un grupo hidrófobo y un grupo hidrófilo. Son agentes tensoactivos que, aventajan a los jabones tradicionales por su estabilidad en medio ácido, alcalino y aun en aguas duras.

Las características de los diversos tipos de detergentes sintéticos dependen en gran medida, del peso molecular del material. La propiedad determinante es su solubilidad, la cual decrece levemente cuando el peso molecular aumenta.

En presencia de aguas duras, la acción de los detergentes de pesos moleculares bajos supera al de los pesos moleculares mayores.

Entre las propiedades físicas, cumple las condiciones de remover la suciedad, penetrar en las superficies porosas, dispersar las partículas sólidas, emulsificar aceites y grasas y consecuentemente producir espuma cuando se agite.

3.2.4 Usos

Dentro de los alquil bencenos sulfonatos el de sodio es el de mayor consumo. Estos productos son fundamentalmente destinados a formulación de detergentes de uso doméstico (85%) o industrial (15%).

3.3 AREA GEOGRAFICA DE ESTUDIO

Acorde con la situación económica del país y como consecuencia de una política de restricción a las importaciones, es que con la producción del tensoactivo (detergente) biodegradable se piensa reemplazar las actuales importaciones del país, y además exportar los excedentes a países muy cercanos o fáciles de comercializar, tales como Ecuador, Bolivia y Australia-Asia.

3.4 ANALISIS DE LA DEMANDA

Para los efectos del estudio será necesario determinar la magnitud de la demanda en los próximos años, que deberán ser cubiertos totalmente por la Industria Nacional, sin recurrir a importaciones, según la política actual; además se incluye proyecciones de la demanda de países cercanos al Perú, con posibilidades de exportación, lo que implica que en aproximadamente 6 años la planta debe estar trabajando a su máxi

ma capacidad y recién en esa fecha, previa evaluación ejecutar los planes de ampliaciones necesarios.

Año	TMA*
79	1,38
80	1,40
81	1,42
82	1,44
83	1,46
84	1,49

* TMA (Toneladas Métricas por Año)

AUSTRALIA - ASIA

Año	TMA
79	2,20
80	2,60
81	3,00
82	3,40
83	3,38
84	4,20

PERU*

AÑO	TMA
79	6,21
80	8,12
81	7,56
82	7,30
83	6,89
84	9,67

* Importaciones peruanas de los diferentes tensoactivos.

FUENTE: Anuario de Comercio Exterior en el caso peruano, para los demás países del Estudio de Mercado y pre-inversión para productos petroquímicos por producir en el Perú (proyecciones) realizado por la Japan Gasoline Co. Ltd.

DENOMINACION Y CODIGO DE IMPORTACION DE TENSOACTIVOS

"ACEITE DE PETROLEO Y MINERALES BITUMINOSOS"

NOMBRE	CODIGO
1. Mezcla de N-Parafinas	2710.89.11
2. Benzoato de Amonio	2914.13.11
3. Benzoato de Sodio	2914.13.12
4. Benzoato de Potasio	2914.13.13
5. Benzoato de Calcio	2914.13.14
6. Kb Otras Sales	2914.13.39.00
7. Productos Orgánicos Tensoactivos	3402.01.00.00
8. Los demás KB	3401.01.01.00

9. Todos los demás	3401.00.99.00
10. Detergentes Industriales para textiles tensoactivos	3402.02.01.00
11. KB Los demás Mezclas de Alquibencenos y mezclas de naftenos	3402.02.99.00
12. KB Dodecilbenceno	3819.00.01.00
13. KB Tridecilbenceno	3819.02.02.00
14. Otras mezclas de Alquibenceno	3819.02.09
15. Los demás	3819.02.99.00

IMPORTACIONES DE DETERGENTES Y AFINES
EN EL PERIODO 1975-1978 y 1979-1985*

ACEITES DE PETROLEO Y MINERALES BITUMINOSOS

1. 2710.89.11 MEZCLA DE N-PARAFINAS

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	246213	303252	14300770
1976	176477	101519	6837091
1977	226250	193891	19514998
1978	199833	107054	

D.L. 22342 %CIF --

D.L. 22173 %CIF

DERECHO AD VALOREM %CIF 20

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979			
1980	447	447	461
1981	748	748	1104
1982	1671	1671	9830
1983	384	384	990
1984			
1985*			

NOTA: Los años que no están marcados no hubo importación o ésta ha sido incluida en otro rubro.

2. 2914.13.11.00 BENZOATO DE AMONIO

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975			
1976			
1977			
1978			

D.L. 22342 % CIF

D.L. 22173 % CIF

DERECHO AD VALOREM % CIF 30

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979			
1980			
1981	43	43	144
1982			
1983			
1984	2	2	6
1985*			

3. 2914.13.12 KB BENZOATO DE SODIO

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	163099	134004	6416224
1976	41897	34836	2307138
1977	96840	93059	8740385
1978	28394	31375	

D.L. 22342 %CIF

D.L. 22173 %CIF

DERECHO AD VALOREM %CIF 30

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979	72841	72859	80499
1980	216602	216742	281146
1981	112755	112966	144732
1982	47737	47935	62561
1983	28940	28940	42258
1984	25648	25688	28391
1985*	10479	10479	11455

4. 2914.13.13 BENZOATO DE POTASIO

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975			
1976			
1977			
1978			

D.L. 22342 %CIF
D.L. 22173 %CIF
DERECHO AD VALOREM %CIF - -

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979			
1980			
1981			
1982			
1983			
1984	4130	4130	3568
1985*			

5. 2914.13.14 BENZOATO DE CALCIO

La importación de este producto ha sido nula, o de lo contrario ha sido incluido dentro de otro grupo.

6. 2914.13.39.00 KB OTRAS SALES

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	212	5278	252149
1976	647	22805	1426111
1977	404	11670	1058997
1978	109	6162	

D.L. 22342 %CIF 1

D.L. 22173 %CIF 10

DERECHO AD VALOREM %CIF 25

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979	172	172	21547
1980	2406	2406	28018
1981	280	280	26477
1982	3896	3896	25811
1983	3126	3126	33725
1984	288	288	15634
1985*	1921	1921	7230

7. 3402.01.00.00 PRODUCTOS ORGANICOS TENSOACTIVOS

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	3316705	4945874	235680806
1976	2538210	3945181	288973089
1977	2069456	2743521	275010185
1978	1656745	2612430	

D.L. 22342 %CIF

D.L. 22173 %CIF

DERECHO AD VALOREM %CIF 30

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979	1706084	1706994	2647324

En los años 1980, 1981, 1982, 1983, 1984 y 1985* son nulas.

8. 3401.01.01.00 KB TODOS LOS DEMAS

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	4002	4319	212534
1976			
1977	658	2873	278841
1978			

sigue

viene

8. 3401.01.01.00 KB TODOS LOS DEMAS

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979	5931	5931	4471
1980	777040	806481	1324638
1981	997810	1010783	1531825
1982	671866	676394	1049794
1983	467181	467292	753692
1984	437772	437801	685071
1985*	161119	161104	235216
DL 22342	%CIF	1	
DL 22173	%CIF	10	
DERECHO AD VALOREM %CIF 80			

9. 3401.00.99.00 KB TODOS LOS DEMAS

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	4002	4319	212534
1976			
1977	658	2873	278841
1978			
D.L.	22342	%CIF	1
D.L.	22173	%CIF	10
DERECHO AD VALOREM		%CIF	80

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979	2579	2579	6843
1980	1424173	1424553	2676451
1981	1573673	1538441	3028052
1982	1283552	1287699	2202894
1983	1860420	1860721	2334593
1984	1595333	1596648	2304584
1985*	1145210	1146683	1405041

Deter gentes Industriales para Textiles

10. 3402.02.01.00 KB ACONDICIONADAS PARA LA VENTA x MENOR

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	18140	66628	3156313
1976	4141	9374	680399
1977	3694	31530	2825566
1978	2529	18938	
D.L.	22342	%CIF	
D.L.	22173	%CIF	
DERECHO AD VALOREM		%CIF	

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979	11557	11557	22438
1980	24309	24323	58461
1981	22279	22700	89385
1982	39482	40025	96336
1983	53005	53006	118895
1984	61074	61103	155458
1985*	2622	2622	22892

11. 3402.02.99.00 KB LOS DEMAS

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	1045081	1881590	90133322
1976	542558	993106	66375784
1977	557472	1125525	111469540
1978	719757	1775542	

D.L.	22342	%CIF	1
D.L.	22173	%CIF	10
DERECHO AD VALOREM		%CIF	80

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979	471304	462859	1462589
1980	499384	493841	1414929
1981	715771	716158	2245058
1982	685502	686977	2232454
1983	466466	480180	1244102
1984	677964	634674	1505668
1985*	297910	297910	813284

Mezclas de alquil bencenos y mezclas de naftenos

12. 38.19.00.01.00 KB DODECILBENCENO

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	6739781	3187482	153914153
1976	7625884	3130322	207287411
1977	6337809	2725237	291985043
1978	7242866	3127007	

D. L. 22342 %CIF

D. L. 22173 %CIF

DERECHO AD VALOREM %CIF 30

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979	5655550	5565102	3720882
1980	7435453	7435453	6791332
1981	6691525	7590565	5483670
1982	6552285	6452705	4399970
1983	6331248	6331248	4314836
1984	5676291	578111	4101523
1985	1995778	1995778	1464627

13. 3819.02.02.00 KB TRIDECIL BENCENO

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975			
1976	300000	122931	9613696
1977			
1978			

D. L.	22342	%CIF	1
D. L.	22173	%CIF	10
DERECHO AD VALOREM		%CIF	80

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979			
1980			
1981			
1982	25	25	208
1983			
1984	138	183	2947
1985*			

14. 3819.02.09.00 KB OTRAS MEZCLAS DE ALQUILBENCENO

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975			
1976			
1977			
1978			
D. L.	22342	%CIF	1
D. L.	22173	%CIF	10
DERECHO AD VALOREM		%CIF	80

AÑO	CANTIDAD	Kilos bruto	Valor (FOB)
1979			
1980	2807	2807	3189
1981	5217	4916	5368
1982			
1983	788	788	877
1984	3021	3021	3775
1985*			

15. 3819.02.99.00 KB LOS DEMAS

AÑO	CANTIDAD	FOB DOLAR	CIF SOLES
1975	23010	20260	965491
1976	4854	4545	247122
1977	7600	17346	1811482
1978	1780	4762	
D. L.	22342	%CIF	1
D.L.	22173	%CIF	10
DERECHO AD VALOREM		%CIF	80

AÑO	CANTIDAD	Kilos brutos	Valor (FOB)
1979	1439	1439	2386
1980	4963	4963	7516
1981	9482	9482	21986
1982	2744	2744	6426
1983	8249	8249	21129
1984	616	616	1405
1985*	1768	1768	1666

DEMANDA Y PROYECCIONES DE CONSUMO DE DETERGENTES PARA
EL PERU Y LOS PAISES ESTUDIADOS

PROYECCION DEL CONSUMO PARA EL PERU

AÑO	CANTIDAD <u>(KILOS/AÑO)</u>
1985	8583508,616
1986	8960509,93
1987	9337511,244
1988	9714512,559
1989	10091513,87
1990	10468515,19
1991	10845510,5
1992	11222517,82
1993	11599519,13
1994	11976520,44
1995	12353521,76
1996	12730523,07
1997	13107524,39
1998	13484525,89
1999	13861527,02
2000	14238528,33

RESUMEN DE PROYECCION PARA EL PERU Y LOS PAISES ESTUDIADOS (TOTALES)

(En miles de Toneladas Métricas por Año)

PAISES AÑO	PERU	ECUADOR Y BOLIVIA	AUSTRALIA ASIA	TOTAL
1979	6,24	1,38	2,20	9,79
1980	8,11	1,40	2,60	12,19
1981	7,52	1,42	3,00	11,98
1982	7,30	1,44	3,40	12,14
1983	6,89	1,46	3,80	12,15
1984	9,67	1,49	4,20	15,36

PROGRAMAS DE LA DEMANDA

1985	8,58	1,50	4,71	14,79
1986	8,96	1,52	5,15	15,63
1987	9,34	1,54	5,59	16,46
1988	9,71	1,56	6,03	17,30
1989	10,09	1,58	6,47	18,14
1990	10,47	1,60	6,91	18,98
1991	10,85	1,62	7,35	19,82
1992	11,22	1,64	7,79	20,85
1993	11,60	1,66	8,23	21,48
1994	12,00	1,68	8,67	22,35
1995	12,35	1,70	9,11	23,16
1996	12,73	1,72	9,55	24,00
1997	13,11	1,74	9,99	24,84
1998	13,50	1,76	10,43	25,69
1999	13,89	1,78	10,87	26,51
2000	14,24	1,80	11,31	27,35

3.5 CONCLUSIONES

Los tensoactivos importados por el país se encuentran en el Anuario de Comercio Exterior bajo la denominación de Aceites de Petróleo y Minerales Bituminosos. El estudio abarca desde el año 1975 hasta el año 1985, y los hemos numerado del 1 al 17.

Con los datos obtenidos del Anuario de Comercio Exterior se ha globalizado los correspondientes a tensoactivos (detergentes) para luego ser utilizados en las proyecciones para el consumo del país, hasta el año 2000 inclusive.

La demanda peruana calculada en el período 1989 - 1998 es del orden de 10 a 14 mil toneladas métricas por año. Para los países de fácil acceso de comercialización como son: Ecuador, Bolivia y Australia-Asia, las demandas estimadas se han tomado de estudios hechos para el Perú por la Japan Gasoline Co. el año 1970, a pedido del gobierno peruano de turno en ése entonces.

Las proyecciones totales de consumo para el Perú y los países estudiados son de 17.3 a 25 mil toneladas por año, en el período de producción posible, desde 1989 hasta 1998.

El estudio anterior con las cifras estimadas, justificarían ampliamente las inversiones en una

planta peruana para producir tensoactivo biodegradable, como se verá en el Capítulo V (Inversión, Financiamiento y Rentabilidad), siendo así, una buena posibilidad para la Industria Nacional de seguir ingresando en el amplio campo de la Industria Petroquímica y evitar así la dependencia exterior.

CAPITULO IV
TAMAFIO Y LOCALIZACION

4. TAMAÑO Y LOCALIZACION

4.1 MATERIA PRIMA

Generalmente la puesta en marcha de una planta relativamente grande de productos petroquímicos incentiva la realización de proyectos que provean sus materias primas o insumos requeridos, más aún desde el punto de vista de integración.

El proyecto en estudio utilizará como materia prima una fracción del destilado de petróleo procesado en las refinerías del país, especialmente el tendiente a la naturaleza parafínica de petróleo procesado. La Refinería La Pampilla perteneciente a Petróleos del Perú S.A. es la que procesa el tipo de materia prima requerido para obtener el tensoactivo biodegradable. El volumen a utilizarse es del orden de uno por ciento de la cantidad total procesada, que en nada afectará la demanda de combustibles.

El petróleo crudo procesado en Talara es de naturaleza nafténica, el petróleo crudo procesado por la Refinería La Pampilla, es de naturaleza inter

media Kuop 11,5 - 12,5 , esta última es la mas apropiada para la obtención de n-parafinas que posteriormente se utilizará en la síntesis del tensoactivo biodegradable.

La fracción mas adecuada a utilizarse puede apreciarse en el diagrama de flujo integral de la refinería La Pampilla mostrado, la cual correspondería al diesel y/o gasóleo atmosférico (AGO), además se observa los procesos a que será sometido hasta la obtención del tensoactivo.

En el Capítulo V (5.5.3) se presenta en forma desarrollada las características y especificaciones del petróleo crudo y sus fracciones.

Los demás insumos requeridos para la obtención del tensoactivo biodegradable son también de fácil acceso ya que la Industria Nacional los produce.

4.2 LOCALIZACION

Según la disponibilidad de materias primas y la ubicación de los centros de consumo se precisan los siguientes departamentos:

1. Lima (Callao)
2. Piura (Talara)
3. Arequipa (*)
4. Loreto (Iquitos).

* Proyecto

En el estudio de localización de las áreas presentadas, se hace incapié en los siguientes puntos:

1. Condiciones Geológicas
2. Condiciones Climáticas
3. Condiciones Oceanográficas
4. Situación actual del transporte
5. Disponibilidad de materias primas, energía y agua industrial.
6. Area y disponibilidad de terreno
7. Facilidades existentes cerca del sitio, relativos al equipamiento urbano.
8. Transporte del producto.

4.2.1 Departamento de Lima

El departamento de Lima y especialmente la Provincia Constitucional del Callao es la más favorable para el desarrollo del producto en estudio. Es especialmente muy deseable el área situada cerca de la refinería La Pampilla (RELAPA), de Petróleos del Perú S.A. (PETROPERU S.A.), porque la materia prima para el producto en estudio se obtendría en esta refinería, y también porque el Puerto del Callao está ubicado muy cerca del mismo, lo que facilitaría la importación de insumos y la exportación del producto, resultando por ello ventajoso para el transporte y distribución del produc

to.

En las proximidades de la Refinería La Pampilla existen áreas relativamente planas de extensiones más que considerables.

La cercanía a Lima Metropolitana y las buenas condiciones de las vías de transporte en las cercanías a RELAPA, hacen que sea fácil y conveniente dar empleo y transportar materiales de construcción y maquinaria. Con respecto a la disponibilidad de mano de obra, se pueden emplear, con relativa facilidad expertos técnicos e ingenieros, razón de su proximidad a Lima. Esta área se ve a su vez sumamente favorecida, por las ventajas presentadas para el mantenimiento y reparaciones, después de su puesta en marcha.

4.2.2 Departamento de Piura

En el departamento de Piura, las zonas posibles son: Talara, Sullana, Paita y la ciudad de Piura; de las mencionadas, la más favorecida sería la zona de Talara, por contar con un puerto y una refinería perteneciente a PETROPERU S.A. y además ser una zona petrolera. La refinería proporcionaría la materia prima necesaria y en caso de importación se utiliza-

ría el puerto de Talara. En las proximidades a la refinería hay suficiente área para la erección de la planta en estudio.

La ventaja de este sitio de construcción posible, es también que se encuentra cerca de un puerto, pudiendo ser el método de transporte marítimo o terrestre. Para el último caso, después de los efectos climatológicos del año 1982, las vías de transporte ya están, casi totalmente, refaccionadas, y no habría problema para la distribución del producto o el movimiento de los materiales de construcción y/o maquinarias durante su construcción; pero, en el caso que el transporte terrestre fuera afectado, por causas climatológicas, puede ser posible suministrar a la planta con materias primas y distribución de productos, desde el mismo sitio; sin usar transporte terrestre, por la vía marítima.

Si la localización de la planta se decidiera en la ciudad de Paita, la ventaja sería la ubicación, cerca del puerto de Paita, próspero como base pesquera del litoral; pero no tendría las ventajas de suministro de materia prima y otros. Sullana tendría aún más ventajas. Asimismo la ciudad de Piura, si bien

últimamente está progresando en lo industrial, contiuará algún tiempo mas como distribuidor agrícola; pero no tendrá ventajas como la ciudad de Talara, esta última que además ya tiene iniciado el desarrollo de la Industria Petroquímica, que sirve de base y referencia para el producto en estudio.

4.2.3 Departamento de Arequipa

El departamento de Arequipa tiene relativa ventaja para la erección de la planta en estudio en esta zona entre sus ventajas se cuenta, por tener facilidades para el transporte, tanto marítimo como terrestre. La materia prima en esta zona sería casi totalmente importada o traía de una planta cercana del litoral, como La Pampilla, Paramonga o Talara, según de qué se trate. Geográficamente su ubicación sería favorable; pero, como centro de distribución del producto y además tendría en efecto descentralizante de la zona industrial. Con respecto a la disponibilidad de mano de obra la facilidad sería similar que en Lima.

Esta zona se verá favorecida en un futuro cercano, con la construcción de una nueva refinería, la cual dependerá, entre otros factores, de la proporción de petróleo que se en-

cuentre, en la selva sur-oriental, y la consiguiente construcción de un oleoducto y/o gasoducto, según sea el caso, que llegue hasta un puerto de Arequipa, de tal forma de que se erija un complejo, que proporcione materias primas convenientes.

4.2.4 Departamento de Loreto

El departamento de Loreto u otro ubicado en la zona de la selva, tienen una importancia relativa, para la erección de la planta en estudio, esto debido a la disponibilidad de materias primas, en tanto que la ciudad de Iquitos o Pucallpa, poseen refineries de petróleo; pero que aun en el futuro tendría la suficiente capacidad, y sólo así podría proveer materias primas en cantidades adecuadas, aun cuando podría contar con un mercado favorable en la zona local, como para la exportación del producto, por vía fluvial por supuesto.

4.2.5 Localización Seleccionada

Estudios posteriores de disponibilidad de materia prima nacional, según la naturaleza del hidrocarburo, ya que el producto en estudio, debe de proceder de un petróleo tipo parafínico, y en vista que el petróleo producido y pro

cesado en la refinería de Talara es de naturaleza nafténica, entonces no es el conveniente, a menos que se tenga la posibilidad de importación de materia prima (destilado medio de naturaleza parafínica), y siendo este el caso, el costo de la materia prima quedaría considerablemente incrementado, y la posibilidad sería similar para cualquier ciudad de las mencionadas.

El petróleo procesado en la refinería La Pampilla ubicado en Lima-Callao es de naturaleza intermedia predominantemente parafínica y utilizable en la producción del producto en estudio, y además con posibilidad de ser integrado en la misma refinería dándole así mayor valor agregado a la fracción utilizada. Es en tal razón que la futura planta de producción de detergente biodegradable tendría la mayor posibilidad de estar ubicada en Lima-Callao (Refinería La Pampilla) carretera a Ventanilla.

4.3 TAMAÑO DE PLANTA

Con el fin de fijar tentativamente la capacidad de producción de la planta productiva de detergente AOS de amplio rango de ebullición, para uso

doméstico e industrial, se considera un período de vida de 10 años, de 250 días cada uno, operando en tres turnos diarios de 8 horas, con fecha de inicio de producción en 1989; la demanda, el tamaño mínimo económico y la disponibilidad de materia prima.

4.3.1 Demanda

En el capítulo de estudio de mercado se tiene el cuadro de las proyecciones de la demanda, tanto para el Perú como para países próximos como Ecuador, Bolivia, y además Australia Asia, hasta el año 2000.

Para el año en que posiblemente ya se inicia la producción, 1989, se tiene que el Perú consumiría 10 mil TMA, Ecuador y Bolivia 1600 TMA y Australia-Asia 6500 TMA., haciendo un total de 18 mil TMA, el cual equivaldría al 90% de la producción del tamaño de planta a proyectarse.

Debe notarse que el consumo nacional proyectado al año 1989 equivaldría al 50% de la capacidad de la planta, el cual justificaría con un programa mínimo de producción en caso de no poder exportar. Nótese también que el punto de equilibrio determinado en la Tabla 6.3.1 es del orden de 46.76%.

La capacidad de diseño de la planta al 100 por ciento de producción corresponderá al año 1992 y debe de ser, según las proyecciones de la demanda interna, y exportaciones de 20000 TMA.

4.3.2 Tamaño Mínimo Económico

Toda industria química presenta 3 tipos de curvas que relacionan: capacidad instalada versus costo de operación unitario (por TMA de producto), capacidad instalada versus inversión y porcentajes de capacidad instalada versus costo de operación unitario.

La primera curva (capacidad versus costos unitarios) presenta por lo general un intervalo de capacidades, para los cuales los costos de operaciones unitarias son mínimos, denominado "Rango de capacidades mínimo económicas", dentro del cual es conveniente elegir el tamaño de la planta adecuada que produzca al mínimo costo unitario, para atender la demanda en la fecha de inicio de la producción a su vez que tengan capacidades disponible para atender la demanda futura. En la segunda curva se observa que dentro de este rango de capacidades, al triplicar una determinada capacidad instalada se obtiene un ahorro en la inversión del

25 - 45% dependiendo del caso particular y el proceso elegido (Ver gráfico) de Chemical Engineering - Junio 15, 1970, pág. 190.

Antes de este rango si bien se consiguen mayores ahorros de inversión que el 45% por triplicar una capacidad instalada dada, los costos de operación unitarios suben demasiado. Después de este rango se producen regulares ahorros de inversión por triplicar la capacidad; pero, los costos de producción unitarios ya no disminuyen significativamente.

En relación al tercer tipo de curvas debe tenerse en cuenta que a mayor porcentaje de capacidad utilizada menores serán los costos de operación unitarias.

Otro factor que debe tenerse en cuenta es que la capacidad fijada en forma económica, esté próxima al tamaño de planta ofrecido al mercado, por la firma que vende el proceso elegido.

Para nuestro estudio preliminar no se cuenta con la variedad de gráficos previamente expuestos, por tal motivo el estudio de la demanda es la que en nuestro caso tiene fuerte influencia.

CAPITULO V
INGENIERIA DEL PROYECTO

5. INGENIERIA DEL PROYECTO

5.1 ESTUDIOS PREVIOS

La producción de detergentes sintéticos data de fines de la primera Guerra Mundial, cuando Alemania produce el Alquil-Naftaleno Sulfonato, a base de materia prima natural y aceites.

Dos décadas después se producen otros tipos de detergentes como: Sulfonato de Alcoholes, Alquil Benceno Sulfonato, Alquil Sulfonatos y otros. Estos productos no dieron una total impresión hasta a fines de la Segunda Guerra Mundial.

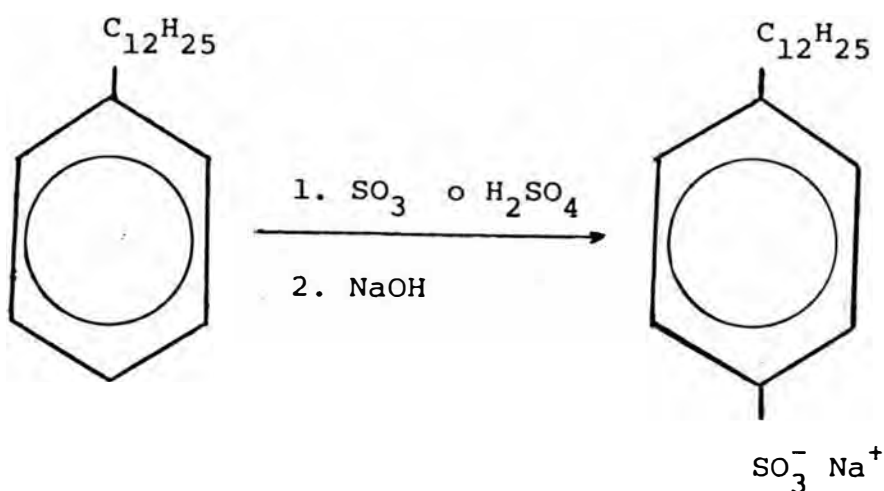
En 1947 se descubrió un proceso fácil, de bajo costo de manufactura llamada Alquil-Benceno-Sulfonato a base del tetrámero del propileno y benceno. Por los años 1960 los detergentes habían desplazado casi totalmente a los jabones, generándose paralelamente un proceso de contaminación de las aguas de los ríos, lagos y mares.

En 1964, en los Estados Unidos de Norteamérica se intensifican estudios con miras a producir detergentes biodegradables que a continuación se presenta.

5.2 PROCESOS DE FABRICACION

5.2.1 Alquil-Benceno Sulfonato Lineales (LAS)

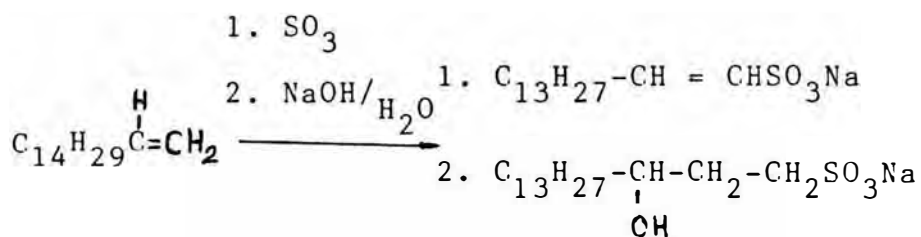
El año 1974, en Estados Unidos este tipo de detergentes ocupaba el 50% del total de detergente activo producido. LAS, es producido por sulfonación convencional, con trióxido de azufre o ácido sulfúrico fumante del alquil (C_{10} - C_{14} rango de la normal-parafina) benceno.



5.2.2 Sulfonato de Alfa-Olefina (AOS)

AOS es reconocido como tensoactivo biodegradable digno de ser investigado. Su comercialización es reciente, más adelante estudiaremos con más detalle sus principales características y ventajas.

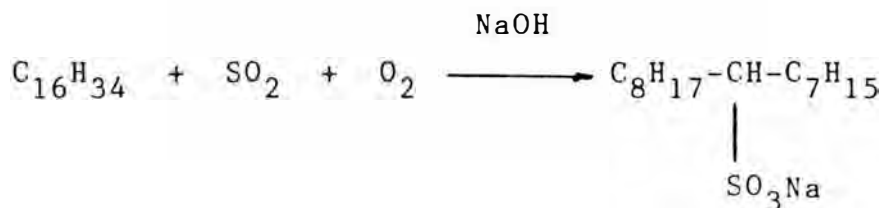
La manufactura es a base de los Alfa-Olefinas Lineales ($C_{12} - C_{18}$ rango) con trióxido de azufre.



AOS, ofrece propiedades de detergencia similares a la LAS.

5.2.3 Alquil Sulfonato Secundario (SAS)

El proceso de obtención de este detergente activo es llamado sulfoxidación, también es relativamente nuevo como la AOS. Reacción:



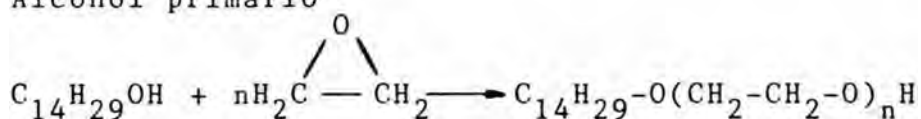
Se usa como materia prima a la normal-parafina (C₁₄ - C₁₈ rango) por reacción con SO₂ y oxígeno del aire. Este proceso es marcadamente diferente a los procesos convencionales de sulfonación y sulfatación usados por LAS, AS, AES, y AOS, cuyas plantas no pueden ser empleadas para producir SAS.

5.2.4 Etoxilato-Alcohol Lineal no-iónico (NI)

Estos tensoactivos son manufacturados por reacción de alcohol lineal, primario o secundario con 7 ó 10 moles de óxido de etileno. Los alcoholes de peso molecular en el rango de C₁₀ - C₁₈ son más sustituibles.

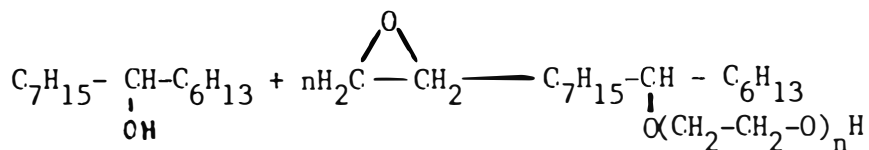
Reacciones con:

Alcohol primario



para n = 3 - 4

Alcohol secundario

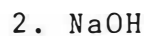


Para n = 7 - 10

Estos detergentes no-iónicos son agentes activos muy efectivos como blanqueadores.

5.2.5 Sulfatos de Alcohol Lineal (A.S.)

Son usualmente manufacturados por procesos convencionales de sulfatación, el alcohol con trióxido de azufre o ácido clorosulfónico, seguido por neutralización con una base apropiada.



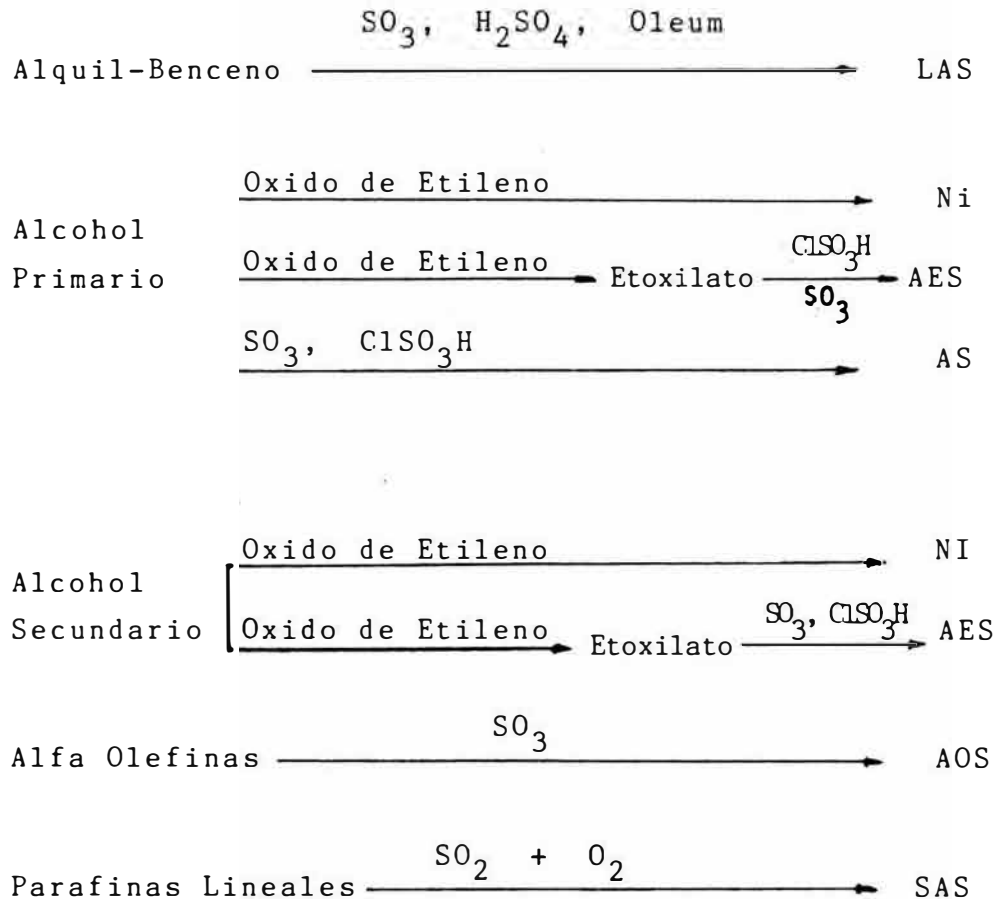
Los sulfatos de alcoholes lineales son excelentes detergentes activos y excelentes, por su formulación en cosméticos y/o champús.

5.2.6. Etoxi-alcohol Sulfato Lineales (AES)

Los AES son producidos por sulfatación de etoxilatos de bajo peso molecular con alcoholes lineales (cerca de 3 ó 4 moles de óxido de etileno por mol de alcohol), usualmente empleando trióxido de azufre o ácido clorosulfónico como agente sulfatante. Las sales de sodio o amonio son comúnmente usados como tensoactivos.

Históricamente este surfactante se usa combinado con LAS y AES y así usados en champús o usos especiales.

PROCESOS DE OBTENCION DE DETERGENTES SINTETICOS
COMO INGREDIENTE ACTIVO.



5.3 SELECCION DE PROCESOS (ANALISIS)

Los productos que deben reemplazar a las TPBS* se han presentado en forma resumida en el párrafo anterior, todos ellos cumplen con la condición de ser biodegradables y con buen o mejor eficacia que los TPBS.

* TPBS Tetra Propileno Benceno Sulfonato

La necesidad de contar con abundante materia prima nos hace inclinar al uso de las alfa-olefinas y la obtención de estas a partir de la destilación primaria (diesel - AGO**) del petróleo, seguido por adsorción y craqueo.

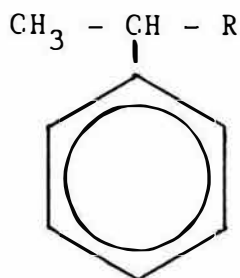
5.3.1 Alfa Olefinas

5.3.1.1 Alquilación

La alquilación del benceno o fenol con alfa-olefinas es similar a la alquilación con tetrapropileno o tripropileno.

5.3.1.1.1 Alquilación del Benceno

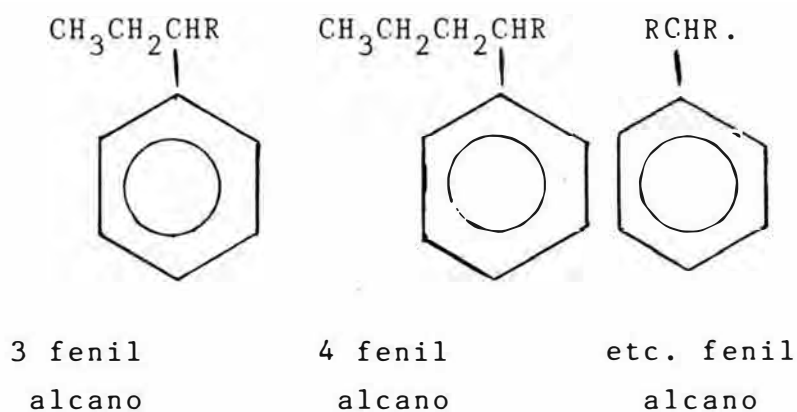
La alquilación del benceno con alfa-olefinas da un 25 a 35% de 2-fenil alcano (Mono Alquil-Benceno Secundario).



2-fenil alcano.

Los remanentes serán 3,4, etc. fenil alcanos.

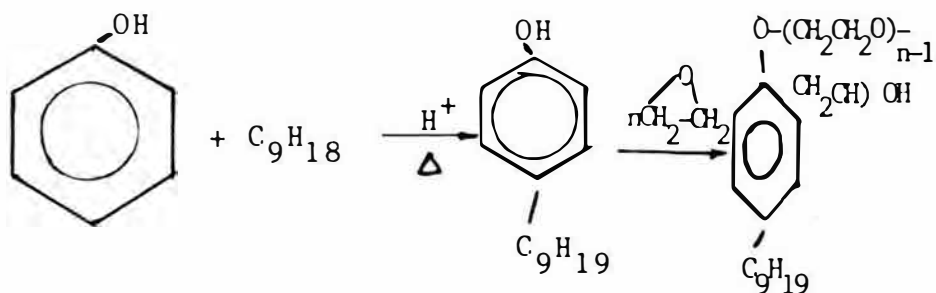
** AGO Gasóleo atmosférico.



* Nota: La oxidación por micro organismos es inversamente proporcional a la posición del anillo bencénico entre el grupo metil y alquil.

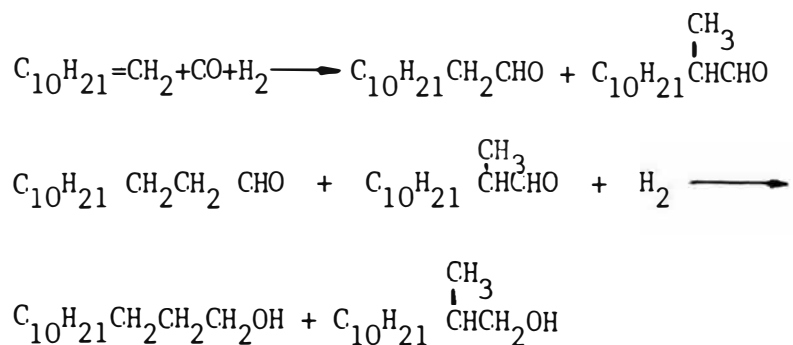
5.3.1.1.2 Alquilación del Fenol

Corrientemente el fenol puede ser alquilado con tripopileno produciendo p-nonil-fenol donde este es etoxilado con óxido de etileno para ser usado como detergente no-iónico.



El óxido de aquilfenol etileno puede ser convertido a Alquil-fenol Eter (APES) por sulfatación con ácido sulfámico, ácido clorosulfónico, o trióxido de azufre.

droformilación, produciendo 2-metil-alcohol primarios lineales. Ejemplo: El 1-dodecano da una mezcla 50-50% de n-tridecanol y 2-metil-1-dodecanol.



5.3.2 N-Parafinas

Las técnicas de adsorción para separar las parafinas de cadena recta a partir de las fracciones de la destilación primaria del petróleo garantizan materia prima a bajo costo.

5.3.2.1 Clorinación



Conversión 10-35% moles de 1-cloro-parafina. La monocloro-parafina puede ser usado directamente para alquilación del benceno con tricloruro de aluminio como catalizador o las monocloroparinas son deshidrohalogenadas a olefinas de cadena recta.

La segunda alternativa es mas usada.

5.3.2.2 Sulfoxidación

La sulfoxidación se obtiene con dióxido de sulfuro y oxígeno con el hidrocarburo da un ácido sulfónico.

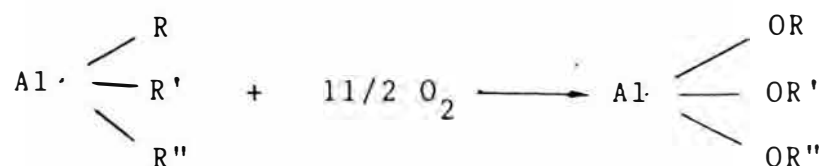


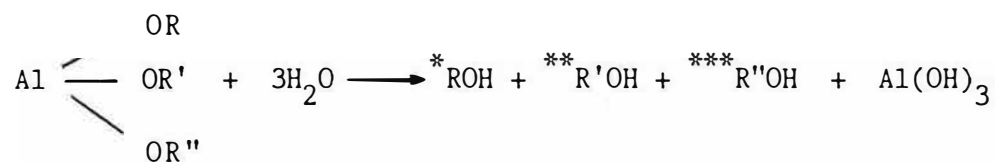
esta es una reacción de radicales libres iniciado por radiaciones de rayos gamma de cobalto 60. Este proceso es efectivo para n-parafinas, la presencia de cadena ramificada y olefinas actúan como inhibidores.

Las sales de sodio de estos ácidos Alquil Sulfónicos (SAS) tienen propiedades tensoactivas y blanqueantes superiores, que las ABS detergentes.

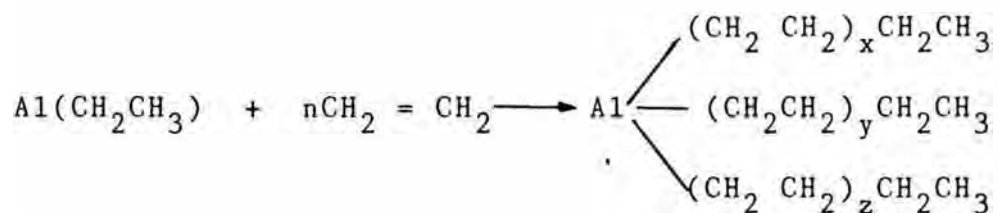
5.3.3 Alcoholes Derivados del Etileno y Alquil Aluminio.

Los alcoholes primarios de cadena recta, son obtenidos por la oxidación y subsiguientemente hidrólisis de los alquil aluminios.





Los alquil-alumínios son sinterizados por reacción entre el trietilauminio y etileno.



Los alcoholes producidos por estos procesos contienen número de carbonos:

$$\text{A} \quad \left\{ \begin{array}{l} \text{C}_{12} \text{ ————— } 55\% \\ \text{C}_{14} \text{ ————— } 43\% \end{array} \right.$$

$$\text{B} \quad \left\{ \text{C}_{12} \text{ ————— } 63\% \right.$$

$$\text{C} \quad \left\{ \begin{array}{l} \text{C}_{14} \text{ ————— } 24\% \\ \text{C}_{16} \text{ ————— } 10\% \end{array} \right.$$

* = A

** = B

*** = C

Los alcoholes derivados del etileno pueden ser convertidos en detergentes, no-iónicos, aniónicos y catiónicos, y además poseen características biodegradables.

5.4 PRINCIPALES CARACTERISTICAS DE LOS PROCESOS SELECCIONADOS (AOS vrs LAS)

Los detergentes 5.2.1 y 5.2.2 , las alfa-olefinas sulfonatos (AOS) y los Alquil-benceno Sulfonatos Lineales (LAS) tienen propiedades muy similares, a continuación veremos cuál es el más conveniente y qué ventajas presenta.


Los Sulfonatos de las Alfa-Olefinas (AOS) forman una nueva clase de detergentes de alto grado de biodegradabilidad, de gran detergencia y buen rendimiento de lavado, equivalente a los Alquil-benceno Sulfonatos Lineales (LAS). Las propiedades físicas de las AOS son también similares de los Alquil-benceno Sulfonatos Lineales (LAS).



El bajo costo de las parafinas, materia prima para las alfa olefinas, comparado con los (LAS) da ventaja a los AOS.

PARAMETROS QUE FAVORECEN LA DECISION DE PRODUCIR DETERGENTES BIODEGRADABLES: (1) La cadena alquílica lineal, es un factor de biodegradabilidad; (2) El desarrollo de procesos que proveen gran volumen de

SYNTHETIC DETERGENTS: CHEMISTRY

Table — Classification of surface active agents by ionic type

<u>Ionic type</u>	<u>Type of compo und</u>	<u>Specific example</u>	<u>Fórmula</u>
Anionic	Soaps	Sodium stearate	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\overset{\text{O}}{\parallel}\text{C}-\text{O}^-\text{Na}^+$
	Sulfated alcohols	Sodium lauryl sulfate	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{10}\text{CH}_2-\text{O}-\text{SO}_3^-\text{Na}^+$
	Sulfated ethers	-	$\text{R}(\text{OCH}_2\text{CH}_2)_n-\text{O}-\text{SO}_3^-\text{Na}^+$
	Sulfated carboxylic acids	Sodium salt of sulfated acid.	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\underset{\text{O}-\text{SO}_3^-\text{Na}^+}{\underset{ }{\text{C}}}-\overset{\text{O}}{\parallel}\text{C}-\text{O}-\text{Na}^+$
	Alpha olefin Sulfonates	-	$\text{RCHOHCH}_2-\text{SO}_3^-\text{Na}^+$
	Petroleum sulfonates	-	Contains $-\text{SO}_3^-\text{Na}^+$
	Sulfonated aromatic hydrocarbons	Linear alkylbenzene-sulfonates	$\text{CH}_3-\underset{\text{SO}_3^-\text{Na}^+}{\underset{ }{\text{C}}}-\text{CH}(\text{CH}_2)_n\text{CH}_3$ 
	Sulfonated esters	Sodium lauryl sulfoacetate	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{10}\text{CH}_2-\text{O}-\overset{\text{O}}{\parallel}\text{C}-\text{CH}_2-\text{SO}_3^-\text{Na}^+$

<u>Ionic type</u>	<u>Type of compound</u>	<u>Specific example</u>	<u>Formula</u>
	Benzylammonium salts	-	$\text{CH}_2\text{N}^+(\text{CH}_3)_2\text{R} \quad \text{Cl}^-$ 
Nonionic	Ester of polyhydric alcohols	Glycerol monostearate	$\text{CH}_2\text{OHCH(OH)CH}_2 - \text{O} - \overset{\text{O}}{\parallel} \text{C} - (\text{CH}_2)_{16}\text{CH}_3$
	Alkoxylated amines	-	$\text{RCH}_2 - \text{N} \begin{array}{l} \diagup (\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O})_x \text{H} \\ \diagdown (\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O})_y \text{H} \end{array} \quad x + y = 5$
	Esters of polyoxy-alkylene glycols	Polyethyleneglycol monostearate	$\text{H}_3(\text{CH}_2)_{15}\text{CH}_2 - \overset{\text{O}}{\parallel} \text{C} - \text{O}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O})_n\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$
Nonionic Cont'd	Esters of polyalkene glycols	Polyoxyethyleneated alkylphenol	$\text{O}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O})_6\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$  <p style="text-align: right;">$\text{R} = \text{C}_8 - \text{C}_{12}$</p>
	Alkanolamine-fatty acid condensates	Stearic acid diethanolamine	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{15}\text{CH}_2 - \overset{\text{O}}{\parallel} \text{C} - \text{N} \begin{array}{l} \diagup \text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH} \\ \diagdown \text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH} \end{array}$

<u>Ionic type</u>	<u>Type of compound</u>	<u>Specific example</u>	<u>Fórmula*</u>
	Tertiary acetylenic glycols	4,7-Dimethyl-1-5-decyne 4,7-diol	$ \begin{array}{c} \text{CH}_3 \\ \\ \text{C}-\text{C} \quad -\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_3 \\ \\ \text{OH} \end{array} $
	Polyoxyethyleneated alkylphosphates		$ \text{C}_8\text{H}_{17} \quad \text{O} \quad \text{P}(\text{O})[(\text{OCH}_2\text{CH}_2)_n \text{OCH}_2\text{CH}_2\text{OH}]_2 $
Ampholytics	Betaines		$ \begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{R} - \text{CH} - \text{C} - \text{O} \\ \\ \text{N}(\text{CH}_3)_3 \end{array} $
	Amino acids		$ \begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{R} - \text{CH} - \text{C} - \text{O}^- \\ \\ \text{NH}_3^+ \end{array} $

*R represents a long chain alkyl group, usually C₁₂ - C₁₈ or C₁₁ - C₁₇

Fuente: Hydrocarbon Processing, Marzo 1975

materia prima a bajo costo.

Los dos tipos de detergentes LAS y AOS requieren de derivados del petróleo para su balance de materiales.

5.4.1 Etapas de Síntesis

La totalidad de rutas son mostradas esquemáticamente a continuación.

5.4.1.1 Para LAS, la transformación general requiere:

- 1º La separación de hidrocarburos de cadena recta a partir de fracciones de destilación primaria del petróleo (Kerosene).
- 2º Conversión de la parafina como agente de alquilación (cloroparafina o alfa-olefina)
- 3º Alquilación del benceno.
- 4º Sulfonación de los alquilbencenos.
- 5º Neutralización.

5.4.1.2 Sulfonato de Alfa-Olefina (AOS)

Por comparación, los pasos requeridos por las AOS son:

- 1º A. Purificación o
B. Síntesis del etileno
- 2º Síntesis de las Alfa-Olefinas.
A. Por oligomerización del etileno
B. Por craqueo térmico.

3º Sulfonación de las Alfa Olefinas.

4º Neutralización y Saponificación de sulfonas.

5.4.2 Análisis de costos LAS vrs AOS

5.4.2.1 Alquil-benceno Sulfonatos Lineales

La obtención de la cadena recta a partir de la parafina es por el proceso de adsorción. Para luego ser clorado ó deshidrogenado. El resultado Olefina o cloroparafina (que puede ser convertido a olefina por deshidroclorinación) es reaccionado con benceno por el método convencional de alquilación de Friedel-Crafts. La obtención de la Olefina por deshidrogenación o deshidroclorinación tiene un bajo rendimiento, lo que implicaría un mayor costo de operación por reciclo.

5.4.2.2 Los Sulfonatos de Alfa-Olefinas (AOS)

Para las AOS el rango óptimo de las alfa-olefinas está entre C_{15} y C_{18} o también puede hacerse desde C_{11} a C_{20} . Hay dos rutas comerciales factibles para las alfa-olefinas; obteniéndose productos de peso molecular promedio. La oligomerización del etileno por catalizador Ziegler-Natta produce un número uniforme de olefinas; este proceso

requiere de etileno de alta pureza y produce olefina de alta pureza.

La segunda ruta de las alfa-olefinas es obtenido por cracking térmico de las parafinas. La separación de parafinas lineales es perfecta por adsorción a partir de una fracción de los destilados de petróleo (diesel - AGO). El rango del peso molecular de las alfa-olefinas como resultado del cracking, de la formación de olefinas conformada por $C_5 - C_{21}$. Este proceso es practicado por la Chevron Chemical Company. Las olefinas producidas por cracking de parafinas son de menor cualidad que las olefinas obtenidas por el método Zigler y Natta, pero destilados dan cualidad satisfactoria para AOS.

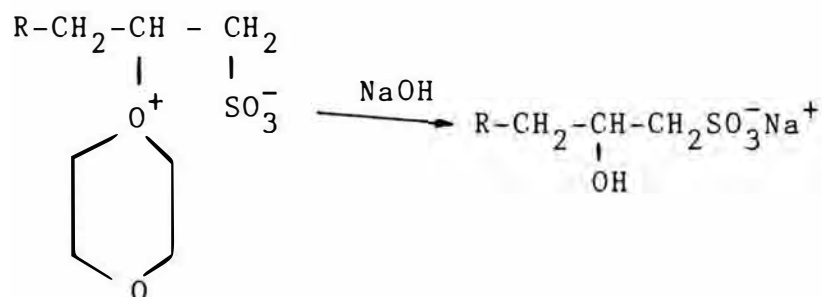
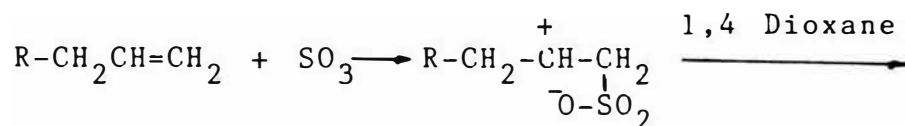
5.4.3 Proceso Seleccionado (AOS)

5.4.3.1 Química de Proceso Seleccionado en planta piloto.

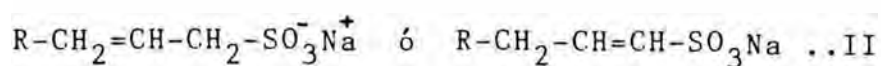
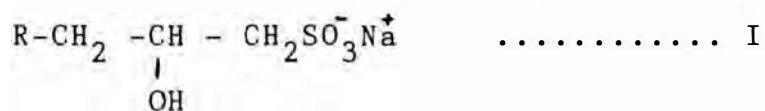
Los productos de la reacción entre el SO_3 y las alfa-olefinas son tremendamente influenciadas por las condiciones de reacción. Muchos de los primeros trabajos emplean en la reacción al dioxane- SO_3 . La reacción general consume 1, 2 de SO_3 adicionado al do-

ble enlace.

(Ecuación I).



Neutralizando con hidróxido de sodio, la mayor cantidad de productos formado es 2-hidroxy-sulfonato (I), además isómeros de alquil sulfonato (II). Muy recientemente se ha reportado que la proporción alquil sulfonato, 2-hidroxysulfonato puede cambiar con la variación de la temperatura de reacción usando indistintamente dioxane o tributilfosfato como agente acomplejante.



Ejemplo: La distribución de la sulfonación del hexadeceno en una planta piloto es como sigue.

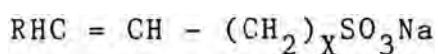
Relación Molar SO_3 : 1-Hexadeceno 1.15

Base activa (aceite) 0.75

composición de los productos, después de neutralización.

Alquil Sulfonato 53%

Hidroxy Sulfonato 47%

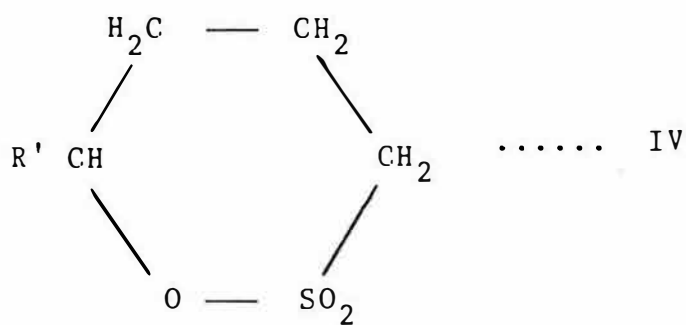
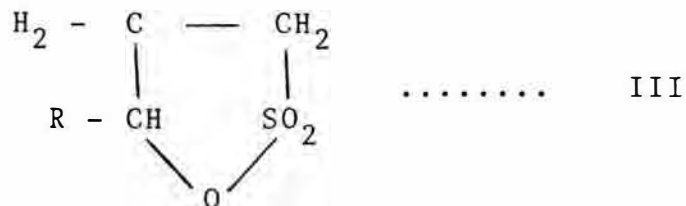


Donde:

X	<u>% Molar</u>
0	9
1	21
2	16
3	5
4	6
5	6
6	7
7	6
8	
9	8
10	9
	<hr/>
	100

El segundo tipo de reacciones involucra

al ión carbonio, que por transposición genera otros iones, dando origen a la formación enlace carbono oxígeno (sultonas) como se muestra.



La reacción mixta que es obtenida típicamente contiene aproximadamente 50% de ácido sulfónico y 50% de sultonas.

Las sultonas, ester interno de hidroxisulfónico convertidas en sales del hidroxisulfónico (III) son hidrolizados a 100°C, para IV requiere de 129,4° C.

5.4.3.2 Producción Comercial

5.4.3.2.1 Sulfonación

Para la sulfonación de las alfa ole-

finas debe de usarse el trióxido de azufre como agente de sulfonación. La relación molar SO_3 alfa olefinas es de 1,15 - 1,20 para obtener una alta conversión posible.

La reacción debe llevarse a cabo en un reactor continuo. En la actualidad existen unidades comerciales con buenos resultados. Estas unidades en general, la sustancia orgánica líquida es continuamente alimentada por el tubo vertical como una delgada película por la pared.

El líquido es transportado y ayudado por la gran velocidad continua de aire seco que contiene 3 - 4% en volumen de SO_3 . La reacción de SO_3 con la olefina es muy rápida y requiere tiempo de residencia de solamente pocos segundos.

La reacción es altamente exotérmica (calor de reacción 5) kcal/mol). El calor debe ser removido, muy rápido para evitar sobresulfuración y carbonización. Un aspecto de mejor diseño es proveído por una uniforme distribución del líquido orgánico alrededor de la circunferencia de los tubos. Luego los productos al salir del reactor son separados del aire en ciclones y luego

el producto es bombeado a un neutralizador continuo.

5.4.3.2.2 Neutralización e hidrólisis

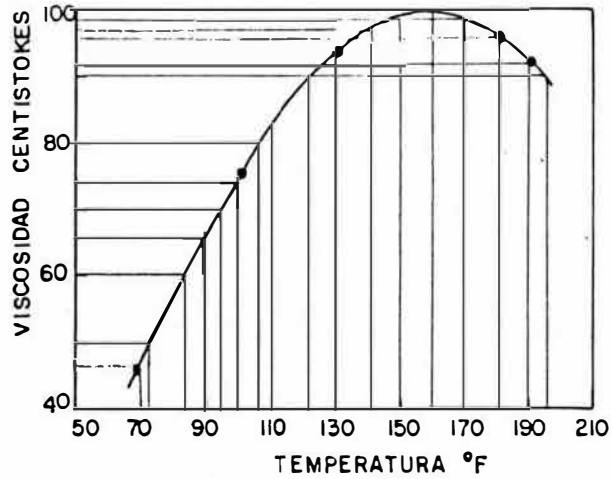
La neutralización de los productos de la sulfonación de los alfa olefinas es más compleja que los alquil-bencenos, en tanto que el producto es el 50% ácido sulfónico libre. Los otros 50% son sul-tonas (ver parte química). Con alquil-bencenos el producto es ácido sulfónico, y la neutralización es automáticamente controlado por el pH.

Con las alta-olefinas debe adicionar se suficiente soda cáustica para neutralizar el ácido sulfónico inicial y la subsecuente hidrólisis de las sul-tonas. Una completa saponificación se obtiene a unos 150° - 160° C en menos de media hora, minimizando el tamaño del equipo, usando un precalentador antes de la hidrólisis, la neutralización puede ser convenientemente controlado a 93° C.

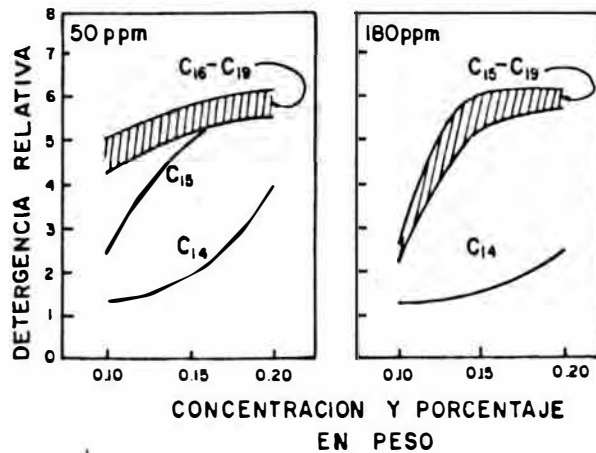
5.4.3.3 Propiedades comparativas fisico-químicas de las AOS y LAS

Según formulaciones, para condiciones severas y suaves.

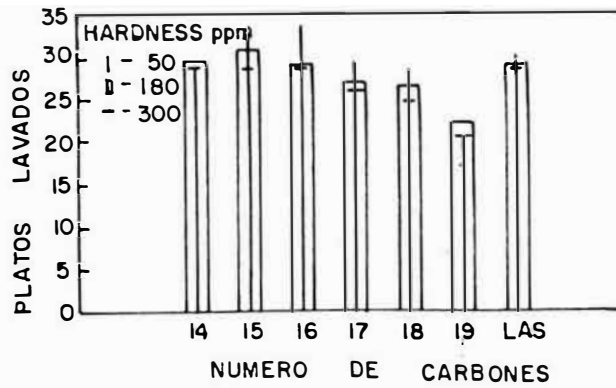
PROPIEDADES COMPARATIVAS FISICO-QUIMICAS
DEL AOS FRENTE AL LAS



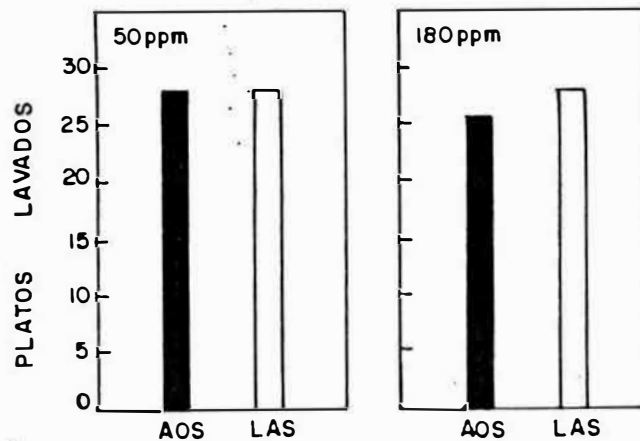
CURVA DE VISCOSIDAD AL 39,5 % DE
SOLUCION DE C₁₅-C₁₈



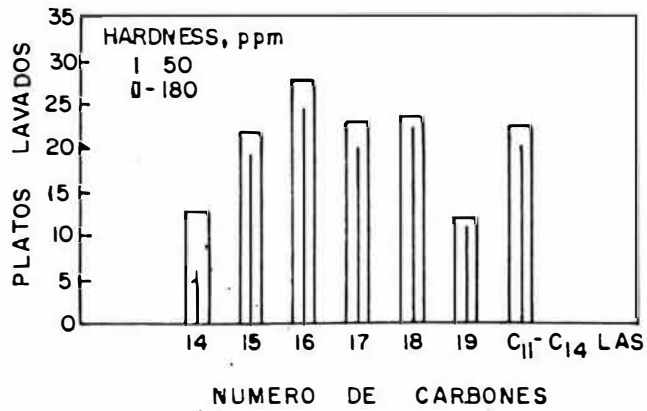
DETERGENCIA RELATIVA DEL AOS EN CONDICIONES
SEVERAS , FORMULACION (25/0)



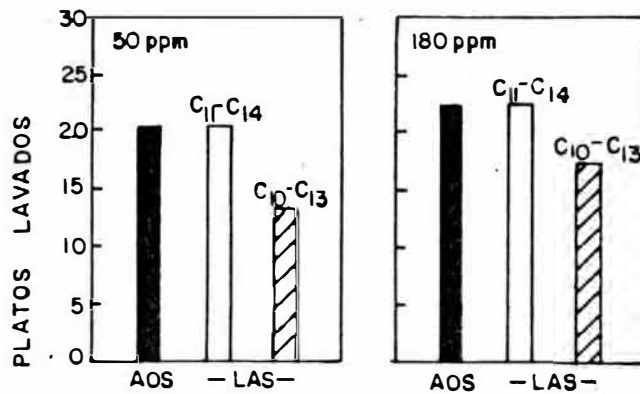
PLATOS LAVADOS CON AOS PARA UNA FORMULACION (18/12/6) EN CONDICIONES SUAVES



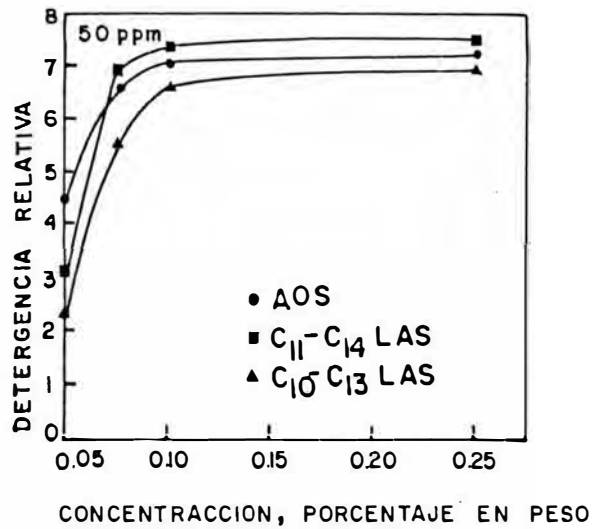
LAVADO CON AOS DE $C_{15}-C_{18}$ CON FORMULACION (18/12/6) EN CONDICIONES SUAVES



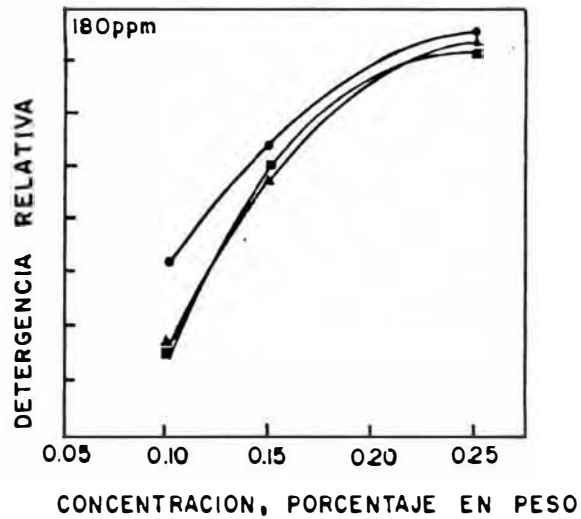
PLATOS LAVADOS CON AOS Y LAS EN
 CONDICIONES SEVERAS, FORMULACION (25/0)



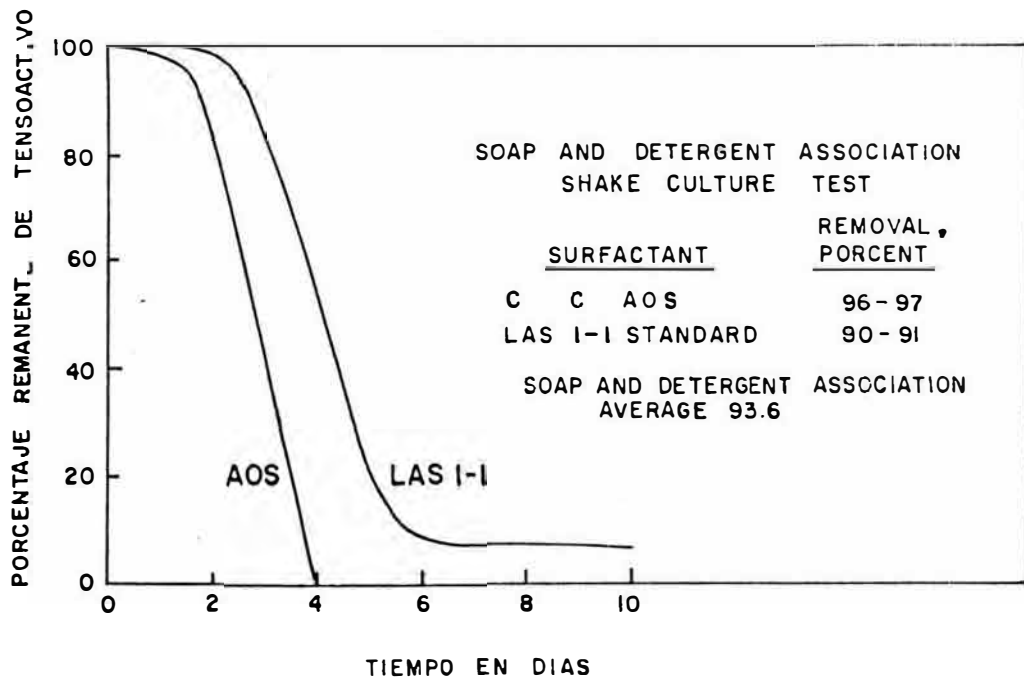
LAVADO DE C₁₅-C₁₈ AOS VS LAS EN
 CONDICIONES SEVERAS, FORMULACION (25/0)



DETERGENCIA DE C₁₅ - C₁₈ AOS EN CONDICIONES SEVERAS, DUREZA 50 ppm, FORMULACION (25/0)



DETERGENCIA DE C₁₅ - C₁₈ AOS EN CONDICIONES SEVERAS, DUREZA DEL AGUA 180 ppm, FORMULACION (25/0)



BIODEGRADABILIDAD DE LAS AOS VS. LAS, SEGUN TEST
EFECTUADO POR LA CHEVRON RESEARCH DIE - AWAY

- Los C_{15} - C_{18} AOS son equivalentes a los C_{11} - C_{14} LAS.

La eficiencia frente al lavado son equivalentes, ver figura.

- Las AOS y LAS tienen propiedades similares sobre las aguas duras.
- Las AOS óptimas son de C_{16} ver figura.

Formulación de detergentes sintéticos en condiciones severas

<u>Fórmula Corta</u>	<u>Fórmula completa</u>	%
25/0	Tensoactivo a probar	25,0
	Aditivo	0,0
	Tripolifosfato	
	de sodio	40,0
	Silicato de sodio	7,0
	C.M.C.	1,0
	Sulfonato Inorgánico	19,0
	Agua	9,0

Formulación de detergentes sintéticos en condiciones suaves

<u>Fórmula Corta</u>	<u>Fórmula completa</u>	%
18/2/6	Tensoactivo a probar	18,0
	Sulfato de alcohol primario C ₁₂ - C ₁₅ y amoniaco	12,0
	Acido Laurico y Mirístico Dietanol-amida	12,0
	Xileno Sulfto de Sodio	2,5
	Agua	49,5

5.4.3.4 Otras Propiedades

Solubilidad

- Son altamente solubles en agua.
- Se puede usar en formulaciones líquidas.
- Trabajan con eficiencia en aguas duras.
- Se minimiza la cantidad de agua de lavado.
- Fácil maniobrabilidad y conveniente empaque.

Estabilidad química.

Baja toxicidad y escasa irritación a la piel.

- Buen color.

Un test de acelerada oxidación a 70°C demuestra que la LAS se rancian a los 14 días, pero las AOS sólo después de 21 días.

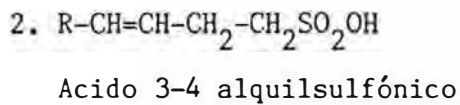
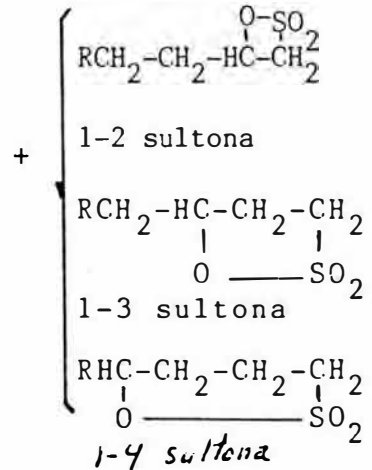
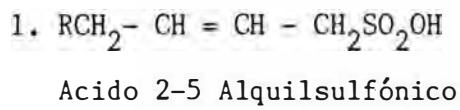
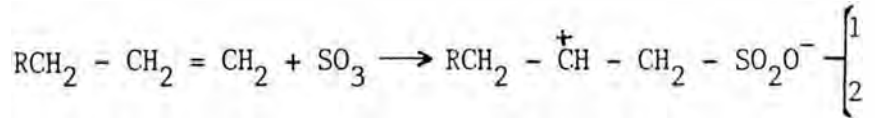
5.4.3.5 Conclusiones

Finalmente como fruto de todo el estudio anterior podemos decir que las AOS son de gran importancia y además poseen un alto grado de biodegradabilidad. (Ver en figura) Los dos tipos de test, donde las AOS son mas degradables que la LAS.

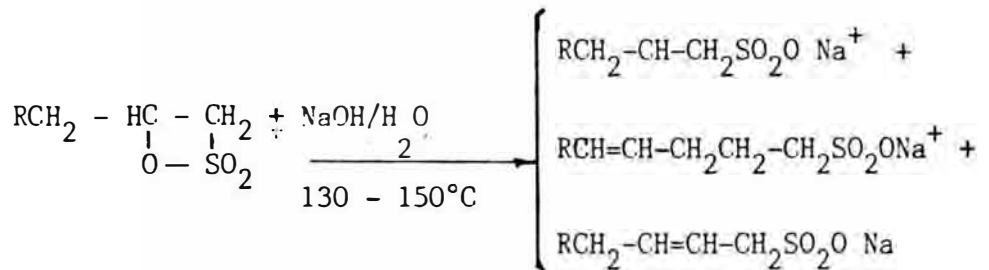
5.4.3.6 Resumen

El análisis realizado en los puntos anteriores demuestra claramente las ventajas de las AOS sobre la LAS; siendo esto así, el proceso de obtención del tensoactivo biodegradable sintético (detergente) es por la ruta de la sulfonación de las olefinas.

La sulfonación de olefinas en contraste con la sulfatación con ácido sulfúrico, se lleva a cabo por relación de la olefina con oleum dando como resultado la sulfonación, con la reacción de un enlace C-S. Las propiedades electrofílicas del SO_3 , son responsables para la formación primaria de un complejo dipolar que puede isomerizarse con la migración del ión carbónio y formar una mezcla de un ácido alquilsulfónico y sulfónas (éster interno hidrosulfónico).



El ácido alquilsulfónico es neutralizado por soda cáustica para convertirlo en su correspondiente sal; las 1-2 sultonas son convertidos en las sales del ácido hidroxisulfónico, las 1-3 y 1-4 sultonas son más estables a la neutralización, pero a elevadas temperaturas, se hidrolizan a ácidos hidroxisulfónicos (a 130 - 150° C) y forman alquilsulfónicos de sodio.



5.4.4 Descripción y Características Técnicas del Proceso Productivo a Emplearse

5.4.4.1 Unidad de Adsorción

En esta unidad se efectúa la purificación de las n-parafinas donde la fracción de petróleo de la alimentación es mezclada con gas (N_2) como transportador y calentada con vapor hasta evaporarse, en el intercambiador 1. El resultado de la mezcla gas-vapor es alimentado, a una de las tres unidades de adsorción (2) empacadas con zeolita, donde se adsorben las n-parafinas, la materia no adsorbida es enfriado en (3) y el condensado libre de n-parafinas es separado del gas (N_2) transportador en el separador (4).

El transportador será retornado, para ser mezclado con la fracción de petróleo de alimentación. Cuando el adsorbente esté completamente saturado con la n-parafina, la mezcla del gas transportador con la fracción de petróleo de alimentación será pasado al segundo adsorbedor, y entonces, se inicia la desorción del primer adsorbedor con el gas (NH_3) precalentado en el intercambiador 5. Después de la desorción la mezcla desor-

bente n-parafina es enfriado en (6) y separado en (7) separador, el amoniaco será reciclado para desorción. De las tres unidades de adsorción, uno de los aparatos está en la etapa de adsorción y las otras 2 en etapa de desorción, las corrientes (válvulas) son accionadas automáticamente.

5.4.4.2 Unidad de Craqueo Térmico de la n-parafina

La reacción se lleva a cabo en el horno tubular 8, el horno es calentado por combustible (gas o aceite) y aire, el calor de los gases de combustión son utilizados en los intercambiadores 9, 10, 11. Donde respectivamente son utilizados, en la producción; vapor sobrecalentado para craqueo, precalentamiento y evaporación de la carga (n-parafina), y calentamiento para producir vapor a partir de agua condensada y/o agua de recirculación. Después de esto los gases de combustión son eliminados a la atmósfera. Los productos del craqueo salen del horno y son enfriados por un quench (12); el condensado (H_2O) es rociado aquí y la mezcla es enfriado en unos 100 - 150° C, hasta la evaporación del agua condensada utilizada.

El calor de los productos calientes de craqueo es usado en el colector de vapor (13) para producir vapor de alta presión, los gases de craqueo son enfriados aquí entre 250 - 300° C. Luego son enfriados adicionalmente en la columna (15) y sometidos a una condensación parcial por reflujo con la recirculación de los fondos (aceite medio). El coque y otros productos pesados de craqueo (breas), son eliminados por el fondo de la columna 15, y el calor del aceite medio que es retirado de uno de los platos del fondo de la columna, en estado líquido, es intercambiado con el condensado fresco, en el generador de vapor 16, donde este calor es usado para producir vapor pasando por el intercambiador 9, y entonces ser usado para el craqueo. El aceite medio enfriado es retomado por recirculación con la bomba 17 para reflujo de la columna 15; pero parte de éste es recirculado para mezclarse con la carga fresca y entrar primero al intercambiador 10 y luego al horno, reiniciándose el proceso. Los gases de craqueo con los vapores de los productos, y vapor de agua son tomados de la columna 15 a una temperatura de 200° C este calor es usado en el agota

dor 18, la mezcla del agua caliente y aceite claro (producto) al salir por el fondo del agotador (18) es separada en 19, donde los hidrocarburos son separados y transferidos; para la síntesis a la etapa siguiente. La parte del agua caliente condensada es usada como medio de recirculación por la bomba (20), para el enfriamiento de los productos de craqueo y el remanente es recirculado continuamente para el aprovechamiento del calor en el sistema 22, adicionalmente enfriado en el intercambiador 21 y retomado para enfriamiento de los productos de craqueo en el agotador 18. Parte del agua de recirculación es pasado para la purificación de las impurezas alquitranosas en 15 por medio del intercambiador 16, después éste es retornado al sistema de agua de recirculación, para producir vapor requerido para el craqueo en 9 y/o producir vapor de alta presión en los intercambiadores 11 y 13.

5.4.4.3 Unidad de Sulfonación de las Olefinas

La olefina, aire y oleum diluido en aire son continuamente introducidos en forma de película al reactor 23. Los efluentes gaseosos son separados de los líquidos en

el separador 24 y enviados al absorbedor 25 para la purificación del SO_3 . Los resultados (ácidos alquilsulfónicos y las sultones) son neutralizados en solución de soda cáustica concentrada en 26 que está acondicionado con un agitador y un enfriador externo 27. Luego los productos son transferidos (bombeados). La temperatura de neutralización no debe exceder de 60°C . La mezcla es adicionalmente neutralizada hasta pH 7, el control de neutralización es efectuado rigurosamente en la unidad 28, acondicionado con un agitador. La masa neutralizada es adicionalmente tratada en una unidad de deshidratación 29 que consiste en calentar e hidrolizar en un reactor operado a 150°C .

5.4.4.4 Unidad de Formulación de Detergente

La AOS es pasado al mezclador 30, donde son adicionados los otros componentes aditivos (fosfatos o pirofosfatos, agentes blanqueantes y carboximetil celulosa). La mezcla es bombeada al atomizador 31, éste especial atomizador es calentado continuamente con gas caliente.

Las partículas sólidas son separadas

del gas en el ciclón 32. El detergente en polvo es transferido a los fondos del atomizador y ciclón por la hélice transportadora 33 para empaque.

Relación de Equipos utilizados en la Planta AOS.

1. Intercambiador
2. Adsorbedor-desorbedor
3. Intercambiador (enfriador)
4. Separador
5. Intercambiador
6. Intercambiador (enfriador)
7. Separador
8. Horno de Craqueo
9. Intercambiador
10. Intercambiador
11. Intercambiador
12. Quenching
13. Intercambiador de calor residual
14. Colector de vapor
15. Columna de destilación de topping
16. Generador de vapor
17. Bomba de circulación
18. Depurador de agua Scrubber
19. Separador
20. Bomba de circulación

21. Intercambiador enfriador
22. Intercambiador de calor para utilización en el sistema
23. Reactor
24. Separador
25. Absorbedor
26. Unidad de neutralización
27. Intercambiador de calor
28. Unidad de neutralización
29. Unidad de deshidratación
30. Unidad de mezcla y adición de aditivos
31. Atomizador
32. Ciclón
33. Criba transportadora.

5.5 BASES DEL DISEÑO

5.5.1 Materia Prima e Insumos

Se utilizará fracciones destiladas de petróleo en los rangos de 200° - 300° C de la Refinería La Pampilla que en la actualidad procesa 100% crudo selva de naturaleza intermedia Kuop 11,5 - 12,5.

5.5.1.1 Especificaciones del crudo y productos procesados en la Refinería La Pampilla

Petróleo Crudo: Es una mezcla compleja de

Hidrocarburos de estructuras diferentes , que varían desde el más simple (metano) hasta los sólidos (asfaltos ó parafina).

Principales Especificaciones del Petróleo Crudo

ESPECIFICACIONES	R A N G O	
	Mínimo	Máximo
Tipo de Crudo		
Gravedad °API A 60°F	30,0	32,0
Viscosidad SSU a 100°F	54	80
Viscosidad SSU a 130°F	45	62
Azufre total %P		0,5
Sales lb/MB		10,0
Presión de vapor REID (Kg/cm ²)	2,3	2,8
Agua y sedimentos % Vol		1,0
Vanadio PPM		36
Punto de Esgurrimiento (°F)	0	
Agua libre %Vol		0,5
Factor de Caracterización (KUOP)	11,5	12,5
Base Crudo	intermedia	

INFLUENCIA DEL CRUDO SELVA (100% Vol) sobre LOS
DESTILADOS MEDIOS EN LA UNIDAD DE DESTILACION I.

°API	28,2	31,1	31,9	32,7
PRODUCTOS				
Gasolina	8,6	8,3	8,9	11,5
Nafta	4,0	6,5	7,3	5,0
Kerosene	16,3	16,5	16,8	20,0
Diesel	8,7	9,0	10,8	9,9
<hr/>				
D. Medios	25,0	25,5	27,6	29,9
<hr/>				
AGO	2,3	3,0	2,9	2,8
C. Reducido	60,1	56,7	53,3	50,8

INFLUENCIA DEL CRUDO SELVA (100% Vol) SOBRE LOS
DESTILADOS MEDIOS ASI COMO EL TIPO DE OPERACION
EN LA UNIDAD DE DESTILACION II.

°API	28,2		31,1		31,9		32,7	
PRODUCTOS	TIPO Operac.		TIPO Operac.		TIPO Oper.		TIPO Oper.	
	TURBO	KERO	TURBO	KERO	TURBO	KERO	TURBO	KERO
LPG	0,4	0,3	0,4	0,4	0,3	0,4	0,4	0,4
Gasolina	13,1	10,7	17,2	16,3	16,6	16,7	16,7	17,8
Kerosene		16,0		21,0		18,8		22,9
Turbo	10,2		12,7		12,4		15,4	
Diesel	24,1	19,5	25,7	16,1	27,1	18,4	27,3	16,9
D. Medios	34,3	35,6	38,4	37,1	39,5	37,2	42,7	39,8
AGO	3,4	4,5	3,5	3,3	4,4	4,3	4,6	4,4
C.Reducido	48,8	49,0	40,5	42,9	39,2	41,4	35,6	37,6

	1979			1980		
	U.D.I	U.D. II	TOTAL	U.D.I	U.D. II	TOTAL
	%	%	%	%	%	%
TURBO	1,4	9,7	7,62	0,9	10,26	8,12
KERO	14,3	4,5	6,95	14,5	5,03	7,2
DIESEL	12,4	14,2	21,23	13,7	22,68	20,62
TOTAL	28,1	38,4	35,8	29,1	37,97	35,94

Como se puede apreciar el porcentaje en la producción de destilados Medios se ha ido incrementando desde 30,56% hasta 35,8% en 1979 y en 1980 (octubre) debido a la variación de la calidad de la carga y a las medidas para maximizar destilados medios se llega hasta 35,94.

CUADRO

BALANCE DE LA PRODUCCION EN LA PAMPILLA

<u>PRODUCTOS</u>	U. Destilación Primaria I		U. Destilación Primaria II		T O T A L	
	MB/DC	%				
Gas	182,6	1,0	30,75	0,05	213,3	0,27
GLP			166,0	0,27	166,0	0,21
Gasolina	2187,5	11,98	9340,5	15,19	11528,0	14,45
Nafta	346,9	1,9			346,9	0,43
Turbo	164,3	0,9	6309,0	10,26	6473,3	8,12
Kerosene	2647,7	14,5	3093,0	5,03	5740,7	7,2
Diesel	2501,6	13,7	13946,2	22,68	16447,8	20,62
Total Dest.						
Medios	5313,6	29,1	23348,2	37,97	28661,8	35,94
AGO	246,5	1,35	2029,2	3,3	2275,7	2,85
Crudo						
Reducido	8783,1	48,1	16195,2	42,6	34978,3	50,13
Pérdidas	913,0	5,0	381,2	0,62	1294,2	1,62
Total	17060,2	95,4	61109,7	99,4	78169,9	98,0
Crudo	18260	100,0	61491	100,0	79759	100,0

RENDIMENTOS DESTILADOS MEDIOS, PRODUCCION TOTAL 77-78

	1 9 7 7			1 9 7 8		
	U.D. I	U.D. II	TOTAL	U.D. I	U.D. II	TOTAL
	%	%	%	%	%	%
Turbo	9,0	10,3	9,9	3,3	10,9	9,14
Kero	0,8	0,2	0,38	10,6	1,7	3,80
Diesel	14,8	22,7	29,28	13,1	22,4	20,18
Total	24,6	33,2	30,56	27,0	35,0	33,12

Kerosene.

Es una fracción que se obtiene de la destilación del petróleo, libre de agua y materiales sólidos en suspensión que cumplen la siguiente norma.

PRINCIPALES ESPECIFICACIONES DEL TURBO Y KEROSENE
(PETRO PERU - ITINTEC)

DESTILADOS PRUEBAS	TURBO B		TURBO A-1		KEROSENE	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
°API a 60°C	45	57	40	51		
Apariencia	c/b		c/b		c/b	
Color Saybolt	+-2		+14		+15	
RVP, Lb/Pulg ²	2	3				
Punto de Inflam °F			103	150	110	
Punto de Congelación °F		-72		-58		
Viscosidad Cst a 0°F				6		
Viscosidad Cst a 30°F				15		
Azufre Total % P		0,2		0,2		0,25
Mercaptanos % P		0,003		0,001		
Aromáticos % vol		20		20		
Olefinas % vol		5		5		
M.M. mg KOH/Gm		0,015		0,1		
API x Punto anilina	5250		5250			
Cal. Neto Comb. BTU/lb	18400		18400			
Corrosión Lám. Cobre	1			1		3
Goma Existente	7			7		
Goma Potencial	14			14		
Destilación °F						
10% Recuperado	Report.			400		392(200°C)
20% Recuperado	290			Report.		
50% Recuperado	370			450		
90% Recuperado	470					
95% Recuperado	Report.			Report.		
Punto final	Report.			550		572(300°C)
Residuo % Vol.		1,5		1,5		
Pérdida % Vol.		1,5		1,5		
Prueba de Combustión Mg/Kg						35

Diesel.

Son mezclas de fracciones destiladas, esencialmente libre de agua y de materiales sólidos en suspensión que cumplen la siguiente norma.

PRINCIPALES ESPECIFICACIONES DEL DIESEL Y RESIDUAL (PETROPERU-ITINTEC)

DESTILADOS	Diesel N°1		Diesel N°2		Petróleo Ind. Residual N°5		Petróleo Ind. Residual N°6	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.
Calor ASTM		2		2				
Pto. Inflam. °F	115		125		130		150	
Viscosidad Cinemática a 100° en Cst	1,4	2,5						
Viscosidad en SSU a 100°F			32	45	150			
Viscosidad en SSF a 122°F						40	45	300
Carbón Conradson % peso						14		
Carbón Conradson 10% Fondos %Peso		0,15		0,35				
Estado de Oxidac. mg/100ml				2,5				
Agua y Sedimentos % Volumen		Trazas		0,10		1,0		2,0
Cenizas % Peso		0,01		0,02		0,10		
Punto Fluidéz °F		+10		+40		+45		+80
Indice Cetano	45		45					
Vanadio ppm								180
Azufre Tot.% Peso	0,3			1,0		2,0		3,0
Sedimentos por Extracción %Peso						0,25		
Corrosión Lám. Cobre		3		3				
Destilación °F								
Punto Inicial		320(160)°C						
10% Recuperado		Report.						
90% Recuperado		550(288°C)		675				
Punto final				725°F				
Arrestre Cáustico		Nulo						

Otros

Oleum.- (SO_3). (Pm = 153), $r = 1,43 \text{ \AA}$, energía de enlace $468,8 \pm 8 \text{ KJ mol}^{-1}$ o $112,1 \pm 2 \text{ Kcal mol}^{-1}$.

Propiedades

El ácido sulfúrico anhidro es un líquido aceitoso denso que se mezcla con agua en todas proporciones desprendiendo gran cantidad de calor. La densidad del H_2SO_4 es $1,85 \text{ gr/cm}^3$ a 0°C ; Llámese ácido sulfúrico también a sus soluciones acuosas ($\text{H}_2\text{SO}_4 + n\text{H}_2\text{O}$) así, como las soluciones con trióxido de azufre ($\text{H}_2\text{SO}_4 + n\text{SO}_3$) de nominales OLEUM.

El oleum expuesto al aire humea, puesto que de él se desorbe SO_3 . Al elevarse la temperatura de los vapores del ácido sulfúrico se disocian $\text{H}_2\text{SO}_4 \rightleftharpoons \text{H}_2\text{O} + \text{SO}_3$ y cuando la temperatura es superior a 400°C estos vapores contienen un número mayor de moléculas SO_3 que el de los H_2SO_4 .

Soda Cáustica.- Sustancia cristalina no transparente, bien soluble en agua, con temperatura de fusión de 328°C a presión atmos-

férica, se obtiene por electrólisis de soluciones acuosas del cloruro de sodio.

5.5.2 Balace de Materia y Energía

Decidido el proceso de fabricación (AOS), y el tamaño de la planta 20000 TM/año, es posible estimarse la cuantía de cada uno de los diferentes insumos que demandará el proyecto en su funcionamiento.

La determinación permitirá estimar posteriormente los costos de manufactura e insumos lo cual servirá como elemento de comparación con otros procesos.

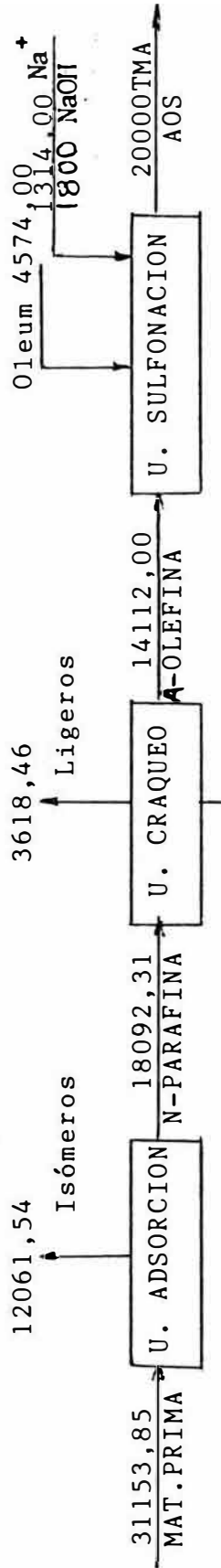
5.5.2.1 Capacidad de Producción

Dada la situación del mercado nacional y la posibilidad de exportación planteados en el Capítulo del Estudio de Mercado, se plantea 3 alternativas para definir la capacidad de la planta.

1. En caso de abarcar solamente el mercado nacional, la capacidad de la planta sería aproximadamente de 14 mil toneladas métricas iniciándose la producción con un 70% del estimado.
2. En caso de atender exportaciones a países

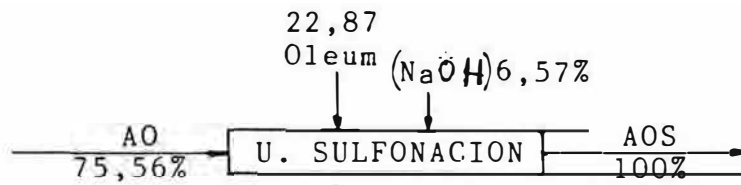
de fácil comercialización como los indicados en el Estudio de Mercado, la capacidad de la planta deberá de estar entre 20 y 25 mil toneladas métricas por año.

3. De las posibilidades anteriores, se ha decidido la posibilidad intermedia, conjugando las 2 alternativas, y combinadas sería de unas 20 mil toneladas métricas por año, de tal manera que; si no se exporta la planta operaría a un 50% de la capacidad de diseño, lo cual es muy moderado, y se encuentra encima del punto de equilibrio calculado en la tabla 6.3.1 asegurando de esta manera la inversión inicial, pero si la exportación prevista se iniciara o posteriormente, lo cual es muy probable, entonces la capacidad inicial será de 65% de la capacidad plena, incrementándose en un 7% anual hasta llegar a la capacidad plena. Con la demanda de los años iniciales sin considerar los supuestos anteriores, para los primeros años de producción, los factores de utilización consideradas serán de 0.90 y 0.95 respectivamente, para luego utilizarse con el 100% de capacidad hasta el final. Los cálculos realizados en esta sección se harán en la tabla 6.3.1 para el caso de que se utilice el 100% de la capacidad, es decir, 20000 TM/año de tensoactivo biodegradable, en un año de 250 días, utilizando proceso continuo en 3 turnos.

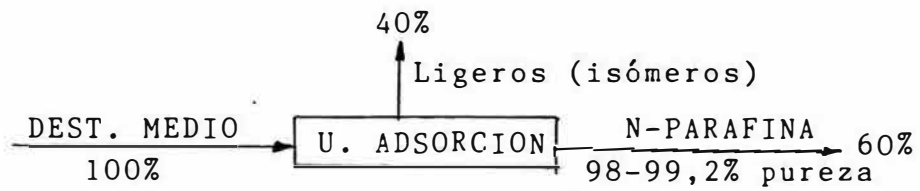


coque (361,85)

DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO



BALANCE PORCENTUAL DE LA UNIDAD DE SULFONACION



BALANCE PORCENTUAL EN LA UNIDAD DE ADSORCION

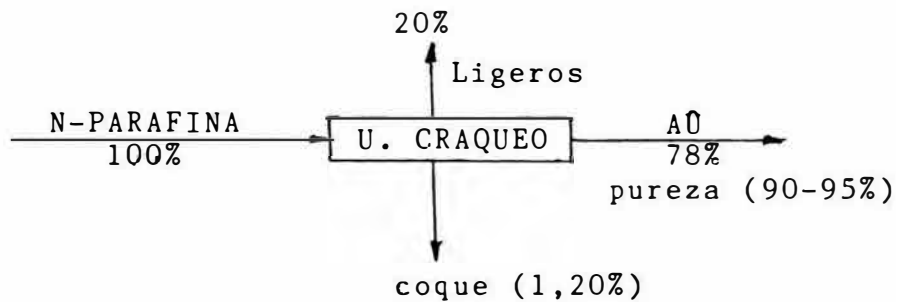


DIAGRAMA DEL BALANCE PORCENTUAL EN LA UNIDAD DE CRAQUEO

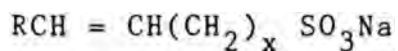
5.5.3 Determinación de la Materia Prima

La fracción de destilado medio a ser utilizado de la Refinería La Pampilla, como materia prima para producir detergentes sintéticos, se calculará a partir de la producción estimada de detergente activo, haciendo uso de los diagramas anteriores y además con la eficiencia de procesos similares.

5.5.3.1 Determinación de la Alfa Olefina

Datos:	\bar{M}	% Peso
SO ₃	80,00	22,87
Na ⁺ (NaOH)	22,99(40)	6,57
AO	246,95	70,56
A.O.S.	350	100,00

El peso molecular de la AOS se ha determinado de la siguiente fórmula molecular.



donde x varía de 0 - 10 y el número total de carbonos se encuentra entre 10 - 24, la molécula más representativa será la de C₁₇-C₁₈ respectivamente.

Luego:	AOS	100%	le corresponde	20000 TMA
	AO	70,56		14112 TMA
	Na ⁺ (NaOH)	6,57		1314 TMA
	⁻ SO ₃	22,87		4574 TMA

Nota: El 90-95% es el componente puro, la Alfa Olefina.

5.5.3.2 Determinación de la n-parafina

Datos:

	Balance de la Unidad de craqueo	
	n-parafina	100%
	ligeros	20%
	A-0	78%, pureza (90-95%)
	Coque	1-2% utilizamos al maximo.
78%	Alfa Olefina	14112 TMA
100%	n-parafina	18092,31 TMA
20%	ligeros	3618,46 TMA
2%	coque	36185 TMA

5.5.3.3 Determinación del Destilado Medio o Materia

Prima inicial

Datos Kuop = 11,5 - 12,5

$$* I_c = 39,83 \text{ (Indice de correlación)}$$

% parafina = 60%

El 60% n-parafina corresponde a 18092,31 TMA

El 100% será la carga = 31153,85 TMA

40% Isómeros = 12061,54 TMA

60% n-parafina = 18092,31 TMA $\left\{ \begin{array}{l} 72,37 \text{ TMD} \\ 30,15 \text{ TMH} \end{array} \right.$

Nota: La pureza de la n-parafina debe de ser 90 - 95% según proceso similar, la cantidad dada 180292,31 corresponde al 90% por ejemplo.

$$*IC = \frac{48640}{T(^{\circ}K)} + 473,7 \text{ Sp-gr} - 456,8$$

El API de la carga de referencia es de 31,8 al cual corresponde 0.8665 Sp.gr. a 60°F.

$$\text{de: } \quad \text{°API} = \frac{141,5}{\text{Sp.gr. } 60/60^{\circ}\text{F}} - 131,5.$$

$$\text{Gravedad específica } 60/60^{\circ}\text{F} = \frac{141,5}{\text{°API} + 131,5}$$

Considerando 250 días/año tenemos para la materia prima

$$31153,85 \text{ TM/AÑO} \times \text{AÑO}/250 = 124,62 \text{ TM/DIA}$$

Considerando 3 turnos por día 3 x 8 horas = 24 horas/día.

$$124,62 \text{ TM/DIA} \times 1 \text{ DIA}/24 \text{ horas} = 5,19 \text{ TM/hr.}$$

Cálculo de la materia prima en barriles/día.

$$\text{DE: } 124,62 \text{ TM/DIA}$$

$$\text{Densidad} = m/v \quad v = m/D$$

$$v = \frac{124,62 \text{ TMD}}{0,87 \text{ gr/cm}^3} = \frac{124,62 \text{ cm}^3 \text{ TMD}}{0,87 \text{ gr}} \times 10 \text{ gr/TM} \times$$

$$\times \frac{1 \text{ Barril}}{42 \text{ galones}}$$

$$V = 900,84 \text{ BPD de destilado medio.}$$

BPD: Barriles por Día.

CUADRO DEL RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES

	Peso Molecular	% Peso	A Ñ O	D I A	HORA
AOS	350	100	20000	80,00	3,33
SO ₃	80,06	22,87	4574,00	18,30	0,76
Na ⁺ (N _a OH)	22,99(40,0)	6,57	1314,00(1800)	5,25(7,20)	0,22 (0,30)
A-0	246,95	70,56	14112,00	56,45	2,35
Ligero		20,00	3618,46	14,47	0,60
Tar (coque)		2,00	361,85	1,45	0,06
AO		78,00	14112,00	56,45	2,35
n-parafina		100,00	18092,31	72,37	3,02
Isómero		78,95	67856,90	271,43	11,31
n-parafina		21,05	18092,31	72,37	3,02
Diesel/AGO		100,00	85949,21	341,40	14,33
Isómero		40	12061,54	48,25	2,01
n-parafina		60	180092,31	72,37	3,02
Diesel/AGO		100,00	31153,85	124,62	5,19 ó 900,84 BPD.

Nota: Todas las cantidades estan dadas en toneladas métricas.

BPD :Barriles por día.

5.5.4 Requerimientos por tonelada de producto

Dado que producir 20000 TM/AÑO de AOS equivale a producir 3,33 TM/hr. de detergente o también requiere de 5,19 TM/hr de destilado medio, oleum 0,93 TM/hr., soda cáustica 99% grado técnico 0,38 TM/hr.

5.4.4.1 Precios unitarios de materia prima

	U.S. \$/TM
1. Destilado de petróleo (rango diesel)	286
2. Oleum	390
3. Soda Cáustica	1140
4. Petróleo Industrial N° 6	219

5.5.4.2 Servicios Industriales

Agua de enfriamiento

El total estimado es de 60 M³/hr

Agua M³ 3132,86 U.S. \$ año

Electricidad KW tarifa N°33 12,77 KW/hr

Vapor (la planta produce su propio vapor)

Requerimientos de Materia Prima y Servicios.	Por Hora
Fracción de petróleo TM	5,19
Agua de enfriamiento M ³	60,00
Combustible 10 ⁶ Kcal	11,00
Electricidad KW	200
Gas inerte N ₂ M ³	
NaOH 99%	0,384
Oleum	0,93
Hidróxido de Amonio	

5.5.5 Mano de obra

H.E. Wassel, considera que para el número de hombres/día/etapa del proceso (M) para una planta química altamente automatizada está dado por:

$$M = 10,4 p^{0,25}$$

donde $p = TM/DIA$ dado que el proceso no se detiene en ninguna etapa, se realiza en una sola, luego se tiene:

$$M = 10,4 \left(\frac{20000}{250} \right)^{0,25}$$

$$M = 31 \text{ h-hr/día}$$

La producción diaria (P) es de 20000/250 = 80 TM/día, implica que se requiere 31/80 = 0,3875 h-hr/TM.

El salario mínimo de un obrero en Lima para 1986 es de 18 intis/h turno, así 0,15 dls/\$/h-hr (14 intis/US \$).

Considerando que la mano de obra directa debe de ser especializada se ha estimado que este personal debe recibir un salario de 1 US \$/h-hr.

5.5.6 Supervisión

Este personal adicional representa el 25% del que corresponde a la mano de obra directa con un sueldo de 2 US \$/h-hr.

$$\frac{25}{100} (31) = 8 \text{ h-hr/día}$$

5.6 DISPOSICION DE PLANTA

5.6.1 Lay Out

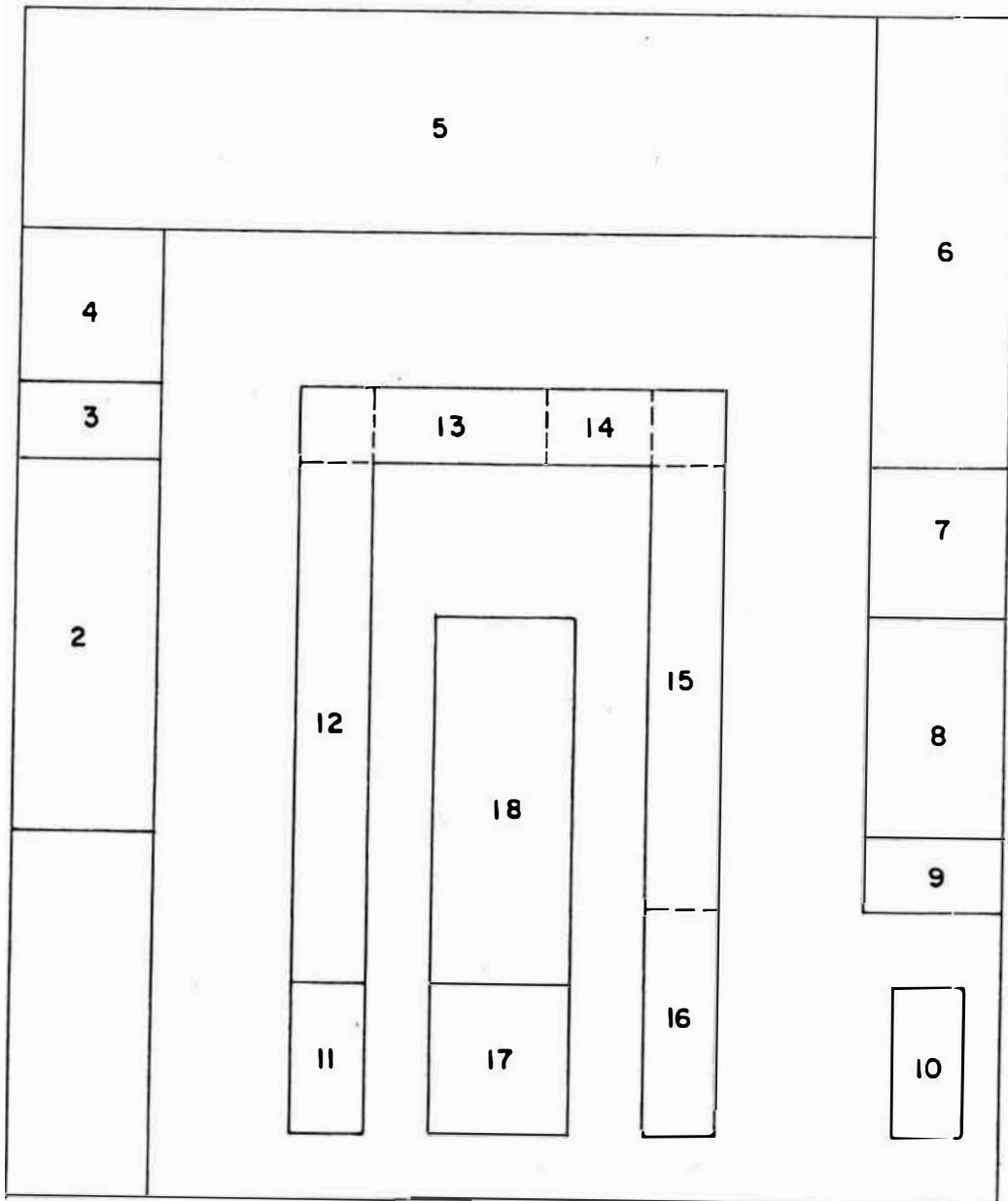
La disposición de planta preliminar mostrada (ver fig.), cuya numeración se describen a continuación para un área total de 70 x 80 m²

1. Almacenamiento auxiliar de materia prima
2. Oficinas
3. Baños
4. Taller
5. Area futura del proceso
6. Almacenamiento de productos

7. Laboratorio
8. Embalaje y embarque
9. Seguridad
10. Plataforma de carga
11. Materia prima para proceso
12. Etapa de acondicionamiento de carga
13. Etapa de adsorción
14. Etapa de craqueo térmico
15. Etapa de sulfonación
16. Etapa de acondicionamiento de producto
17. Sala de control instrumental
18. Servicios auxiliares

Dada la alta temperatura del proceso hasta (550°C) y la inflamabilidad del material tratado se ha dispuesto el flujo normal del proceso en forma de U, rodeando el área de servicios auxiliares.

LAY OUT



PLANTA DE TENSOACTIVO BIODEGRADABLE AOS (ESCALA 1/500)

5.7 PROGRAMA DE IMPLEMENTACION

Se refiere al programa de trabajo el cual posteriormente servirá como base para un calendario de inversiones ajustado a un plazo total de (2) años, los objetivos son los siguientes:

- a. Preveer una serie de problemas que se presentaría en la etapa de montaje y anticipar las posibles soluciones.
- b. Establecer una secuencia de inversiones sobre cuya base se estudiará el funcionamiento del proyecto.
- c. Establecer el plan preliminar de funcionamiento hasta llegar a la capacidad normal.

Así tenemos por ejemplo.

Tanto las gestiones de constitución de la empresa como el financiamiento de la inversión requerida debe realizarse durante el año previo al período de construcción, máximo (2) años.

Terrenos y Construcción civil

Adquisición y construcción según el Lay Out detallado..

Ingeniería básica y de detalle

La primera se refiere en forma definitiva a las características, dimensiones o ubicación de la maquinaria, equipos, tuberías e instrumentación. La segun-

da se refiere a los cálculos de diseño mecánico y de construcción civil.

Es de suponer que ambas se han de realizarse en un plazo corto. Generalmente las pruebas de puesta en marcha se realizan (2) meses antes de ingresar a la producción normal.

CAPITULO VI
EVALUACION ECONOMICA

6. EVALUACION ECONOMICA

6.1 INVERSION

La inversión inicial está constituida por: el capital fijo, gastos pre-operativos, capital de trabajo y los intereses durante la construcción.

Para el cálculo de la inversión haremos un estimado del costo de planta.

El costo de construcción ha de ser preparado para una planta que produzca detergente activo biodegradable.

Alfa Olefina Sulfonato (AOS) en proceso continuo, de una capacidad de 20000 TMA.

El estimado del precio FOB se hará a partir del costo de planta de detergente alquílico similar, presentado por la Japan Gasoline Co. Ltd. of Tokyo, con una capacidad de 10000 TMA a 1120000 USA \$ para el año 1972.

$$\text{Costo (2)} = \text{Costo (1)} \left[\frac{\text{cap}_2}{\text{cap}_1} \right]^{0,60}$$

$$\text{Costo (2)} = 1120000 \left[\frac{20000 \text{ TMA}}{10000 \text{ TMA}} \right]^{0,60}$$

$$\text{Costo (2)} = 1344000 \text{ USA } \$$$

utilizando los índices de Marshall E. Stevens publicados en la Chemical Engineering, julio de 1975 e Ingeniería Química N° 112, julio de 1978 se tiene los siguientes índices.

Año	Índice de costos para la construcción de plantas.
1970	126
72	137
74	165
75	180
76	192
77	202
78	212
79	223
80	234
81	246
82	258
83	271
84	284
85	298
86	313

Costo(1):Costo de planta con capacidad 1; Costo(2):Costo de planta con capacidad 2.

87	328
88	346
89	363
90	381

Con los índices de costos del cuadro anterior
y la fórmula de actualización

$$\frac{Cx}{Cr} = \frac{Ix}{Ir}$$

Cx = Costo de la instalación a estimar

Cr = Costo de la planta de referencia

Ir = Índice de costo del año de referencia 1972

Ix = Índice de costo del año que se desea calcular.

El escalamiento de los índices de costo, se ha hecho a un 5% (año base 1977) de incremento anual, según tendencia aproximada, sin considerar sus variaciones.

$$Cx = Cr \frac{Ix}{Ir}$$

$$Cx = 1344000 \frac{313}{137}$$

$$Cx = 3071000 \text{ USA } \$$$

Es el costo del equipo no instalado incluido el flete.

6.1.1 Capital Fijo

El capital fijo está constituido por:

- a. Maquinarias y equipos de manufactura instalada.
- b. Maquinarias y equipos de no manufactura, tales como terreno y edificios, instalaciones para generación de servicios, laboratorios de investigación y control, empleados, luz y otros. Para su cálculo se ha elegido el método propuesto por F. C. Vilbrandt, el cual basándose en el costo del equipo deduce mediante porcentajes adecuados los demás rubros.

<u>Capital fijo</u>	M. USA \$ (1986)
a. Costo del equipo, FOB (1,2 = 0,15)	4145,85
b. Costo de equipo instalado (+43%)	5928,57
c. Tuberías de proceso (30% de b)	1778,57
d. Instrumentación (12% de b)	711,43
e. Edificación y desarrollo del local (60% de b)	3557,14
f. Servicios auxiliares (75% de b)	4446,42
g. Fines exteriores (15% de b)	889,28
h. Costo físico de la planta (b hasta g)	17311,41
i. Ingeniería y construcción (35% de h)	6059,00
j. Contingencias (20% de h)	3462,28

k. Capital fijo (h hasta k)	1731,14
	28563,83

6.1.2 Gastos Pre-Operativos

Constituido por desembolsos o pérdidas que se originan al probar la instalación hasta alcanzar un funcionamiento satisfactorio. Se le ha estimado equivalente al doble del capital de trabajo (11425,53 M USA \$).

6.1.3 Capital de Trabajo

Este capital es requerido para cubrir créditos (o para efectos de cobranza) extendido a clientes, generalmente a 30 días. Además de efectivo para pagos de sueldos y salarios, adquirir materia prima y otros gastos de operación para el mismo período. Según F. C. Vilbrandt se puede estimar en un 20% del capital fijo (5712,77 M USA \$).

6.1.4 Intereses durante la Construcción

Dado que la inversión será íntegramente financiada mediante préstamos, los intereses acumulados durante el montaje (2 años 1987 -

* El costo del equipo no instalado consta del precio CIF más derechos arancelarios, de acuerdo a los incentivos a la importación de Bienes de Capital.

1988) se incluirán en la deuda, por tanto formarán parte de la presente inversión.

11% de 28563,89	3530,36	M	USA\$
11% de 55317,40	6084,91	M	USA\$
Total	9615,27	M	USA\$

6.1.5 Resumen de Resultados

	M USA \$
a) Capital fijo	28563,83
b) Gastos pre-operativos, 40% de a	11425,53
c) Capital de trabajo, 20% de a	5717,77
d) Intereses durante la construcción	9615,27
Inversión Total	55317,40

6.2 FINANCIAMIENTO

Se estima posible, el financiamiento de la inversión total requerida bajo las siguientes condiciones de préstamo:

Monto Financiado	55317,40 M USA \$
Intereses al rebatir:	%
- Tasa de intereses por financiación extranjera	7,5
- Por aval de COFIDE	1,0
Por servicios de COFIDE	1,0
- Contingencias	1,5
- TOTAL	11,0

Tabla N° 6.2.1

CALENDARIO DE FINANCIAMIENTO M. USA \$

n	AÑO	Entregas (inicio del año)	Monto adeudado Luego del pago	Amortización (A)	Intereses(11%) (B)	Cuota anual a fin de año A + B
	1987	32094,20	32094,20	-	3530,36	3530,36
	1988	23223,20	55317,40	-	6084,91	6084,91
	1989		55317,40	-	6084,91	6084,91
0	1990		55317,40	-	6084,91	6084,91
1	1991		48326,58	6990,82	6084,91	13075,74
2	1992		40566,76	7759,81	5315,92	13075,74
3	1993		31953,37	8613,39	4462,34	13075,74
4	1994		22392,50	9560,87	3514,87	13075,74
5	1995		11779,94	10612,56	2463,17	13075,74
6	1996			11779,94	1295,79	13075,74
		55317,40		55317,40	44922,12	100239,53

Período de gracia (1987 - 90)

Período de amortización (1991 - 96) 6 años

Forma de recepción del préstamo: 2 entregas anuales, la primera del 58% y la segunda de 42%.

Forma de pago: Intereses durante el período de gracia. Amortización + Intereses durante el período restante en cuotas iguales.

El calendario de financiamiento se presenta en la tabla 6.2.1 . Nótese que durante el período de amortización ($n = 0 - 6$), la cuota anual se ha calculado mediante la ecuación siguiente:

$$R = P i \frac{(1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1}$$

y amortización mediante la ecuación:

$$A = (R - P i)(1 + i)^{n-1}$$

6.3 PRESUPUESTO DE GASTOS E INGRESOS

El presupuesto de costos o gastos e ingresos mostrados en la tabla 6.3.1, considera que la planta opera a un 100% de capacidad, desde la puesta en marcha, sin embargo, esto es sólo un paso previo para la confección del resumen del presupuesto (ver tabla 6.3.2) el cual se ha considerado la siguiente distribución, según la demanda:

Período	Factor de Utilización de Capital
1989	0,90
1990	0,95
1991 (1998)	1,00

Observaciones

1.0 La tabla 6.3.2 es el resultado de proyectar los costos de producción evaluados para el año 1986 que figuran en la tabla 6.3.3 desde el punto 5 hasta el 10, utilizando tasas de crecimiento anual 1,5% para la materia prima, 6% para los costos directos, 5% para el costo indirecto y 5% para el embalaje y embarque.

Los gastos administrativos y de comercialización representan el 11% de las ventas o ingresos anuales, y los intereses son los calculados en el financiamiento.

1.1 Los precios de venta tienen una tasa anual de crecimiento de 12%.

1.2 La ecuación (1) permite calcular el punto de equilibrio o nivelación, cuyo valor TM/año permite determinar el porcentaje de capacidad que al ser utilizados no genera pérdidas ni utilidades, basándose en datos económicos de la planta, operando a capacidad plena.

$$PE = \frac{CF}{P - CV}$$

Donde:

CF = Costo Fijo total anual. USA \$/año

CV = Costo Variable unitario. USA \$/año

P = Precio de venta unitario USA \$/TM

PE = Punto de Equilibrio, TM/año.

Para el año 1989 (año supuesto de inicio de producción), con los datos de la tabla 6.3.1 se tiene por ejemplo:

$$PE = \frac{15,77 \times 10^6}{2850 - 1158,5} = 9368,46$$

Relacionado con la capacidad (100% de 20000 TMA se tiene capacidad utilizado en el punto de equilibrio).

$$\frac{9368,46}{20000} \times 100 = 46,84\%$$

- La rentabilidad anual (5) ha sido obtenida de las utilidades deducidas los impuestos, divididos por la inversión total (55317,4 M USA \$).

Los resultados para los siguientes años se encuentran al final de la tabla 6.3.1 con la cual se justifica la distribución de la capacidad utilizada mostrada al final del resumen del presupuesto, tabla 6.3.2.

2.0 En la tabla 6.3.2 se ha corregido el presupuesto para los primeros 4 años de acuerdo con los factores de utilización X, se ha calculado los nuevos costos totales (CT), mediante la ecuación

(2), aplicado a los costos variables (CV) y costos fijos (CF) de la tabla 6.3.1.

$$CT = CV X + CF \quad (2)$$

Puesto que la capacidad durante los años 1989-1990 no disminuirá considerablemente, tampoco disminuyen sustancialmente los ingresos.

2.1 Además en la tabla 6.3.2 se tiene:

Las utilidades sin considerar impuestos que se obtienen por diferencia entre ingresos y costos totales anuales.

Las utilidades considerando impuestos se ha obtenido multiplicando las anteriores por 0,73 X 0,60 (27% Ley de industrias, 40% impuesto a la renta).

TABLA N° 6.3.1

PRESUPUESTO DE GASTOS E INGRESOS MM. USA \$ OPERANDO AL100% DE CAPACIDAD 20000 TMA

RUBRO	AÑO 1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
<u>Costo Variab.</u>										
Ma. Prima	15,60	15,83	16,07	16,31	16,56	16,81	17,06	17,31	17,57	17,84
Cost.Direct.	7,57	8,02	8,51	9,02	9,56	10,13	10,74	11,38	12,07	12,79
<u>Costo Fijo</u>										
Cost.Indirect	2,77	2,91	3,05	3,20	3,36	3,53	3,71	3,89	4,09	4,29
Embal.Embarq.	0,73	0,73	0,77	0,80	0,84	0,89	0,93	0,98	1,03	1,08
Ad.y Comerc.	6,27	7,02	7,88	8,80	9,86	11,04	12,39	13,86	15,53	17,38
Int + Amort.	6,08	6,08	13,08	13,08	13,08	13,08	13,08	13,08		
Costo Total	38,49	40,59	49,36	51,21	53,26	55,48	57,91	60,50	60,29	53,38
<u>Ventas</u>										
AOS(1000TM)	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20
Precio USA										
\$/K g	2,85	3,19	3,58	4,00	4,48	5,02	5,63	6,30	7,06	7,9
Ingreso Total										
Anual	57	63,8	71,6	80	89,6	100,4	112,6	126	141,2	158
Punto de Equi										
Librio %Capac	46,76	41,9	52,7	47,3	34	31,73	35,55	27,83	18,51	17,86

Tabla N° 6.3.3
COSTO DE PRUDUCCION 1986

1. Producto:	AOS de amplio rango de ebullición.	
2. Producción:	20000 TMA, de 250 días.	
3. Localización de la Planta:	Lima.	
4. Inversión en Planta	M. Usa \$ (1986)	
Equipo instalado	5928,57	
Tuberías de Proceso	1778,57	
Instrumentación	711,43	
	<hr/>	
Maquinaria y Equipo (MIE)	8418,57	
Edificación	3557,14	

5. Materia Prima

M.P.	Unidad	Cant. por año	Cost. Unit.Us\$	Costo Mil Us	\$/TM AOS
Fracción de petróleo	T.M.	19092,31	286,00	5460,00	273,02*
H ₂ SO ₄ (SO ₃) TN.	T.M.	5580,00	393,00	2193,00	109,65
Na OH	T.M.	2280,00	1143,00	2606,00	130,30
Costo Neto MP.				10259,40	512,97

* La iso-parafina será considerado como parte de pago de la materia prima y/o vendido como Diesel.

6. Costos Directos

	Unidad h-hr	Cantidad por año	Costo Unitario Usa \$	Costo mil Us \$ año	Us\$/TM de AOS
Mazo de Obra (L)		7750,00	1	7,75	0,3881
Supervisión (S)		2000,00	2	4,00	0,200
Derechos Sociales 20% de L + S				2,35	0,118
<u>Servicios:</u>					
Vapor TM/Hr.	100	600000,00	*	-	*
Agua de enfria- miento Tm ³ /Ha	60	360000,00		3,13	0,157
Combustible 10 Kca/Hr.	11	66000,00	22,57	1489,62	74,401
Electricidad K/h.	100	600000,00	5,1	3060	153,00
Gas neto N ₂	---	---	---	---	---
Aire Compri- mido 10 ³ M ³	300	180000,00	6,58	11,84	0,59
Mantenimiento (10% de M y E)				841,86	42,093
Taller repuestos (1% de M + E)				84,186	4,209
Ropa Lavandería (1\$/h - semana)				1,39	0,070
Laboratorio (salario ± Der.Soc)				14,10	0,705
Asistencia Técnica (2 técnicas)				12,00	0,60
TOTAL Costos Directos (CD)				5532,226	276,613

* La planta genera vapor propio

7. Costos Indirectos (CI)

	Costo mil Us \$ año	Us \$/TM de AOS
Depreciación (10% M + E)	841,86	42,093
Depreciación (5% Edif.)	177,85	8,893
Impuestos (0,2%, M y E + Edif.)	23,95	1,198
Seguros (2%, M y E + Edif.)	239,51	11,976
Imprevistos del CI (20% DC)	1106,45	55,322
TOTAL Costos Indirectos (CI)	2389,62	119,482

8. Costo Bruto de Conversión

CD + CI	7921,85	396,095
---------	---------	---------

9. Costo Bruto de Manufactura

MP + CD + CI	21630,85	1081,545
--------------	----------	----------

10. Embalaje y Embarque (EE)

Envases	200,00	10,0
Abastecimiento al Puerto	400,00	20,00
Total (EE)	600,00	30,00

11. Costo de Producción (9+10)

	22230,85	1111,345
--	----------	----------

12. Administración y

Comercialización 15% del Promedio Anual en ventas	----	----
--	------	------

13. COSTO TOTAL de Producción

--	--	--

NOTA: No incluye impuesto a la venta ni retorno sobre la inversión.

6.4 ANALISIS ECONOMICO

En toda empresa privada los méritos de un proyecto se juzgan esencialmente en términos de la relación Utilidades/Capital Empleado, expresado en porcentaje, es decir la rentabilidad global del proyecto considerando la vida útil del proyecto (10 años).

El método empleado "Rentabilidad por Equivalencia" permite obtener la rentabilidad total o bruta del capital, de la cual se puede considerar lo prevaliente en el mercado o rentabilidad neta.

Método

Consiste en actualizar tanto los costos como los ingresos anuales a la fecha de la puesta en marcha (inicios de 1989).

A la suma de costos actualizados se adiciona el valor de la inversión total (incluye intereses durante el montaje) con lo cual se obtiene los costos totales del proyecto, los cuales son comparados con los ingresos actualizados. La actualización se realiza a tasas de intereses supuestos, aquella tasa a la cual se logra hacer nula la diferencia entre costos e ingresos totales, constituye la rentabilidad buscada. Nótese que esta rentabilidad es antes de impuestos.

Por la actualización se utiliza la siguiente ecuación:

$$P = S (1 + i)^{-n}$$

Donde:

n = número del período anual

i = tasa de interés, tanto por uno

S = valor futuro

P = valor presente.

En el esquema se presenta que a la fecha a la cual se actualiza es a fines de 1988 o inicios de 1989 y los datos son tomados de la tabla 6.3.2.

P1 Egresos										
MM USA \$	36,67	39,40	49,36	51,21	53,26	55,48	57,91	60,5	50,29	53,38
AÑO	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
Período	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
P2 Ingresos										
MM USA \$	51,3	60,61	71,6	80	89,6	100,4	114,6	126	141,2	150

Luego de asumir varias tasas de intereses se ha obtenido una rentabilidad del proyecto de 46,5%

P1 = Inversión Total + Costo Actualizado (egresos)

P2 = Ingresos Totales Actualizados.

$$\begin{aligned}
0 = P1 - P2 = & 55,32 - 14,63 (1 + i)^{-1} = 21,21 (1 + i)^{-2} - \\
& - 22,24 (1 + i)^{-3} - 28,79 (1 + i)^{-4} - \\
& - 36,34 (1 + i)^{-5} - 44,92 (1 + i)^{-6} - \\
& - 54,69 (1 + i)^{-7} - 65,5 (1 + i)^{-8} - \\
& - 90,91 (1 + i)^{-9} - 104,62 (1 + i)^{-10}
\end{aligned}$$

<u>1 + i</u>	<u>P1 - P2</u>
1,46	-0,682
1,465	0,11 = 0
1,47	+0,894

$$1 + i = 1,465$$

$$i = 1,465 - 1$$

$$i = 0,465$$

$i =$ interés tanto por uno.

$i = 46,5\% =$ Rentabilidad del Proyecto.

BIBLIOGRAFIA

1. Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner
Marzo 1964, Volumen 43, N°3
Theodore E. Brenner (The Soap and Detergente Association New York City).
 - P.J. Weaver, the Procter & Gamble. Cincinnati, Ohio.
 - Lewis F. Hatch, the University of Texas, Austin.
 - Kenneth A. Scott. San Oil Co., Philadelphia.

2. Hydrocarbon Processing
Marzo 1968, Vol. 47, N°3
 - Lewis F. Hatch.
 - H. J. Heinz and W. K. Fisher
 - Dr. Morris M. Cohn
 - Peters, J. H. and J. L. Rose, "Water Conservation by Reclamation and Rouse" ASECE Meeting on Water Resources Engineering.
 - D. M. Marquis, Chevron Research Co. Richmond, California.

3. Hydrocarbon Processing
Marzo 1975
 - Hercules A. Segalas, William D. Witler, Inc. New York City.
 - O. Card Kerfoot, Conoco Chemicals, Continental Oil, Saddle Brook, New Jersey.
 - George G. Leist, Texize Chemicals Co., Greenville, S.C.
 - Paul F. Derr, F. M. C. Corp., Industrial Chemical Division New York City.
 - Reid. C. Richmond, Rohn and Haas Co., Philadelphia.
 - Richard C. Davis, Whirpool Corp., Benton Harbor, Mich.

4. Chemical Engineering Plant Design
- Vilbrandt E. Dryden.

5. Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para
Ingeniería Química
- Max S. Peters
- Klaus D. Timmerhaus

6. El Petróleo Refino y Tratamiento Químico
- Pierre Wuither

7. Petroleum Refinery Engineering
- W. L. Nelson

8. Estudio Técnico Económico para la Instalación
de una Planta de Residuos de Polietilen Tereftalato
(Tesis)
- Jaime Arturo Villanueva López 1981

9. Anuario Estadístico de Comercio Exterior,
Ministerio de Industria y Comercio.