

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

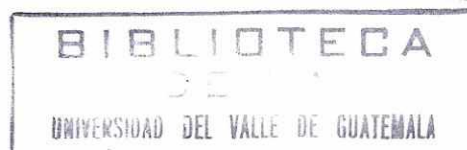


**PROCESO MODIFICADO PARA AUMENTAR LA PRODUCCION DE JABON
CRUDO (NEAT SOAP) EN UNA PLANTA DE SAPONIFICACION**

CARLOS MAZARIEGOS BARTH

TRABAJO DE GRADUACION PRESENTADO PARA OPTAR AL GRADO
ACADEMICO DE INGENIERIA QUIMICA

GUATEMALA, 2001



**PROCESO MODIFICADO PARA AUMENTAR LA PRODUCCION DE JABON
CRUDO (NEAT SOAP) EN UNA PLANTA DE SAPONIFICACION**

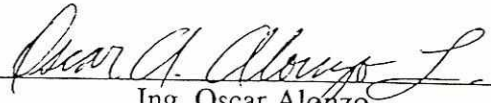
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

**PROCESO MODIFICADO PARA AUMENTAR LA PRODUCCION DE
JABON CRUDO (NEAT SOAP) EN UNA PLANTA DE
SAPONIFICACION**

Carlos Mazariegos Barth
Guatemala, 29 de junio del 2001

Asesor:

Vo.Bo.

(f) 
Ing. Oscar Alonzo

Terna Examinadora:

(f) 
Ing. Eduardo Calderón

(f) 
Ing. Gamaliel Zambrano

(f) 
Ing. Flavio Mancha

25/05/01

Fecha de Aprobación: 1 de agosto 2001

RESUMEN

En una planta continua de saponificación de grasas neutras se desea aumentar la producción de jabón crudo, también denominado como neat soap en la jerga de la industria del jabón, para responder a la creciente demanda del jabón de tocador en barra en el mercado de la región centroamericana. Actualmente, dicha planta produce entre 2,000 y 2,200 kg/hr de neat soap, nivel de producción para el cual la planta fue originalmente diseñada. Se desea aumentar la cantidad de neat soap producido a 3,000 kg/hr sin incurrir en inversiones mayores debido a cambios del equipo principal, como reactores y equipo para extracción de glicerina o tanques de almacenamiento y que al mismo tiempo se mantengan o incluso disminuyan los costos variables de producción del neat soap.

Otro factor igual de importante y que constituyó el objeto principal del estudio, fue determinar la eficiencia de la planta de saponificación, medida como eficiencia de recuperación de glicerina en el proceso, para el nivel de producción deseado.

Se llevaron a cabo pruebas piloto en la misma planta, en las que se hizo operar la planta a distintos niveles de producción de neat soap, comenzando con 2,200 kg/hr y aumentándose gradualmente la producción en aproximadamente 200 kg/hr. Durante estas pruebas se tomaron muestras de distintos puntos del proceso, que luego fueron analizadas en un laboratorio, se registraron parámetros de control, como amperajes de motores, presiones y temperaturas en los equipos, se calcularon las materias primas que se ingresaron al proceso y se llevaron a cabo balances de masa completos de todas las etapas del proceso.

Además se hicieron estudios para calcular la capacidad máxima de tratamiento de grasas y preparación de salmuera, que conforman materias primas del proceso, los costos del neat soap y de la glicerina U.S.P. que se recuperó a partir de las lejías obtenidas en el proceso y se muestran los cambios que se debieron hacer en equipo de transporte de fluidos e intercambio de calor para alcanzar la capacidad deseada.

Se demostró que al aumentar la producción de neat soap, se logra mantener la calidad del jabón obtenido, según los estándares de calidad corporativos de la empresa, y el costo variable del neat soap. Sin embargo se determinó que la eficiencia de la planta de saponificación disminuye desde 96.5 % a un nivel de producción de 2,285 kg/hr de neat soap hasta 87.2 % a un nivel de producción de 3,074 kg/hr de neat soap. Esto tiene como efecto, un encarecimiento de la glicerina U.S.P. que se produce a partir de las lejías finales que se extraen del proceso de saponificación y que es un subproducto importante por su contenido de glicerol, que es liberado en la reacción de saponificación.

Se descubrió además que la planta de tratamiento de grasas no tiene la capacidad suficiente para mantener una producción constante de 3,000 kg/hr de neat soap y que para lograrlo en un futuro, deben hacerse cambios en el equipo principal de dicha planta.

Por último se recomiendan los estudios y los cambios que se deben llevar a cabo para que en un futuro la planta pueda alcanzar la capacidad necesaria y una capacidad mayor para responder a los cambios rápidos del mercado.

Índice General

I.	INTRODUCCION.....	1
II.	ANTECEDENTES.....	3
	A. Teoría básica de la química de saponificación.....	3
	B. La reacción química de la saponificación	3
	C. Materias primas utilizadas en el proceso de saponificación	4
	1. Soda cáustica	4
	2. Grasas y aceites	4
	a. Sebo ABPT (All Beef Packer Tallow)	6
	b. Aceite de palmiste	7
	c. Proceso de desodorizado y blanqueado de grasas y aceites	8
	3. Sal	10
	D. Proceso de saponificación directa	11
	1. Diagrama de fases	12
	2. Primera etapa de saponificación	13
	3. Equipo utilizado para la saponificación	15
	4. Enfriamiento previo al lavado de jabón	16
	5. Lavado de jabón	16
	6. Acabado del jabón o "fitting"	20
	E. Funcionamiento y eficiencia de una planta de saponificación	21
	F. Especificaciones de calidad del jabón neat soap	22
	G. Recuperación de glicerina	24
	1. Importancia de la glicerina	24
	2. Breve descripción del proceso de recuperación de glicerina	25
III.	JUSTIFICACION.....	27
IV.	OBJETIVOS.....	28
	A. Objetivos generales	28
	B. Objetivos específicos	28
V.	PROBLEMA A RESOLVER	29
VI.	METODOLOGIA	30
VII.	RESULTADOS.....	32
VIII.	DISCUSION	36
IX.	CONCLUSIONES.....	42

X.	RECOMENDACIONES	43
XI.	BIBLIOGRAFIA.....	44
XII.	APENDICES.....	45
A	Gráficas de parámetros de control del proceso de saponificación continua.....	46
B	Diagramas de proceso y balances de masa generales para las pruebas realizadas.....	53
C.	Cálculos de parámetros de medición de la eficiencia de proceso Cálculo de muestra para realizar los balances de masa generales y por Reactor.....	59
D.	Balances de masa específicos por etapas para las pruebas realizadas.....	69
F	Resultados de análisis químico efectuados en las muestras tomadas en las puebas.....	85
F.	Procedimientos utilizados en los análisis químicos.....	91
G.	Porcentaje de la capacidad máxima de las bombas utilizadas en las pruebas.....	97
H.	Evaluación de la capacidad máxima de la planta de tratamiento de grasas y de preparación de salmuera.....	101
I.	Consumos de vapor y agua de enfriamiento.....	108
J.	Cálculos del costo variable de 1 kg de glicerina U.S.P. a partir de las lejías obtenidas durante las pruebas.....	112
K.	Cálculo del costo variable de neat soap fabricado durante las pruebas.....	119
L.	Cambios en planta para lograr la capacidad deseada.....	124
M.	Cálculo de la potencia de bomba sugerida para el aumento del filtrado de grasas en la planta de tratamiento de grasas.....	129

Índice de Gráficas:

1. Proceso de preparación de salmuera.....	10
2. Diagrama de fases para jabón crudo.....	13
3. Curva de velocidad de saponificación para grasas neutras.....	14
4. Proceso para reacción de saponificación.....	15
5. Equipo para lavado de jabón.....	18
6. Torre de lavado de jabón de platos rotatorios.....	19
7. Balance de masa general a un nivel de producción de 2,285 kg/hr.....	54
8. Balance de masa general a un nivel de producción de 2,453 kg/hr.....	55
9. Balance de masa general a un nivel de producción de 2,653 kg/hr.....	56
10. Balance de masa general a un nivel de producción de 2,832 kg/hr.....	57
11. Balance de masa general a un nivel de producción de 3,074 kg/hr.....	58
12. Fotografía del Titulador Automático para análisis químico de muestras.....	96
13. Proceso de desodorizado y blanqueado de grasas.....	102
14. Proceso de preparación de salmuera.....	106
15. Molino de mezclado de materias primas para saponificación.....	125
16. Batería de bombas para dosificar materias primas al reactor.....	125
17. Batería de bombas para dosificar materias primas al reactor.....	125
18. Bombas para alimentar lejía final y lejía níger al proceso de saponificación.....	126
19. Tuberías para transferencia de materias primas hacia el reactor.....	126
20. Intercambiador de calor para alimentación de soda cáustica y salmuera a la torre de lavado y el mezclador de ajuste of fitting.....	127
21. Centrífuga nueva.....	127

Índice de Tablas:

1. Composición de ácidos grasos en sebo ABPT.....	6
2. Estándares de calidad del sebo ABPT.....	7
3. Composición de ácidos grasos en aceite de palmiste.....	7
4. Estándares de calidad del aceite de palmiste.....	8
5. Capacidad máxima para tratamiento de grasas y preparación de salmuera.....	32
6. Parámetros de medición de eficiencia de proceso de saponificación para las pruebas realizadas.....	32
7. Parámetros de proceso para las pruebas realizadas.....	33
8. Costos variables de Glicerina U.S.P. y Neat Soap para las pruebas realizadas.....	33
9. Resultados promedio de análisis químico de Neat Soap obtenido a cada nivel de producción experimentado.....	34
10. Costos de instalación y cambios en planta para las pruebas realizadas.....	34
11. Resultados de análisis químico de muestras tomadas a un nivel de producción de 2,285 kg/hr de Neat Soap.....	86
12. Resultados de análisis químico de muestras tomadas a un nivel de producción de 2,453 kg/hr de Neat Soap.....	87
13. Resultados de análisis químico de muestras tomadas a un nivel de producción de 2,653 kg/hr de Neat Soap.....	88
14. Resultados de análisis químico de muestras tomadas a un nivel de producción de 2,832 kg/hr de Neat Soap.....	89
15. Resultados de análisis químico de muestras tomadas a un nivel de producción de 3,074 kg/hr de Neat Soap.....	90
16. Cantidades a pesar según el tipo de muestra para análisis químico de glicerol.....	92
17. Cantidades a pesar según el tipo de muestra para el análisis químico de cloruro de sodio.....	94
18. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 2,285 kg/hr de Neat Soap.....	98
19. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 2,453 kg/hr de Neat Soap.....	98
20. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 2,653 kg/hr de Neat Soap.....	99
21. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 2,832 kg/hr de Neat Soap.....	99
22. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 3,074 kg/hr de Neat Soap.....	100
23. Tiempo de duración para desodorizar y blanquear un lote de sebo y/o aceite.....	104

24. Tiempo de duración para preparar un lote de salmuera.....	107
25. Consumos de vapor a los distintos niveles de producción a los cuales se hicieron las pruebas en planta.....	110
26. Costo de 1 kg de glicerina U.S.P. a partir de lejías de distintas concentraciones de glicerol y alcalinidad, obtenidas de las pruebas hechas en planta.....	118
27. Costo de 1 kg de Neat Soap producido en proceso de saponificación continuo a distintos niveles de producción.....	123

Índice de Gráficas.

1. Parámetros de control de proceso continuo del reactor saponificador en función del nivel de producción.....	35
2. Parámetros de control del proceso continuo de saponificación en función del nivel de producción.....	35
3. Temperaturas de operación en proceso de saponificación continua en función del tiempo de operación (a 2,285 kg/hr de Neat Soap).....	47
4. Temperaturas de operación en proceso de saponificación continua en función del tiempo de operación (a 2,453 kg/hr de Neat Soap).....	47
5. Temperaturas de operación en proceso de saponificación continua en función del tiempo de operación (a 2,653 kg/hr de Neat Soap).....	48
6. Temperaturas de operación en proceso de saponificación continua en función del tiempo de operación (a 2,832 kg/hr de Neat Soap).....	48
7. Temperaturas de operación en proceso de saponificación continua en función del tiempo de operación (a 3,074 kg/hr de Neat Soap).....	49
8. Parámetros de control para el reactor saponificador en función del tiempo de operación (a 2,285 kg/hr de Neat Soap).....	50
9. Parámetros de control para el reactor saponificador en función del tiempo de operación (a 2,453 kg/hr de Neat Soap).....	50
10. Parámetros de control para el reactor saponificador en función del tiempo de operación (a 2,653 kg/hr de Neat Soap).....	51
11. Parámetros de control para el reactor saponificador en función del tiempo de operación (a 2,832 kg/hr de Neat Soap).....	51
12. Parámetros de control para el reactor saponificador en función del tiempo de operación (a 3,074 kg/hr de Neat Soap).....	52
13. Cantidad de vapor consumido para cada nivel de producción de Neat Soap en todos los departamentos de la planta de saponificación.....	111

I. INTRODUCCION

La fabricación de jabones es una de las industrias químicas más antiguas de la civilización humana. Diversos tipos de jabones se producían aun antes que los fabricantes supieran la química que hay detrás del proceso. Desde las civilizaciones que se establecieron hace unos 2000 – 3000 años en los valles del río Nilo, las civilizaciones Celtas de Europa hasta los romanos, llevaban a cabo la fabricación de jabones. Fue en la Edad Media, cuando la fabricación se convirtió en una industria de pequeña escala llevada a cabo por familias que transmitieron sus conocimientos y experiencia de generación en generación, especialmente en Italia, Francia, España e Inglaterra.

Hoy en día hay una gran diversidad de jabones. Principalmente se pueden mencionar dos tipos: los jabones duros, que son de sodio, y jabones suaves, cuyo catión suele ser potasio. Además se puede mencionar otros tipos de jabones como los metálicos, industriales, de tocador, traslúcidos, etc.

El jabón de tocador se le llama a aquél que está compuesto en su mayoría por jabón de sodio y al cual se le ha agregado algún tipo de perfume, colorante u otros aditivos que funcionan como humectantes o suavizantes para la piel. Conforme el mercado se ha vuelto más competitivo, han aumentado los tipos de formulaciones y las variantes para fabricar el jabón de tocador, así como los pigmentos y los aromas o perfumes utilizados para los mismos. El jabón de tocador es un producto de consumo masivo, cuyo mercado está constituido casi por toda la sociedad, puesto que todas las personas necesitan lavarse para mantener una higiene personal adecuada. El único factor que puede limitar la compra de jabón por los consumidores es probablemente el poder adquisitivo de estos.

Sin embargo todos los jabones de tocador tienen un común denominador, sin importar la fórmula o variante que se utilice. La mayoría de jabones de tocador duros requieren como materia prima la viruta de jabón. El jabón, propiamente dicho, variará según las grasas y aceites usadas para su fabricación, así como del álcali con el que se lleva a cabo la reacción de saponificación. Dependiendo de estos materiales se obtendrán bases de jabón de diversas tonalidades o consistencias. Es importante que el lector entienda que el jabón de tocador que se le presenta al consumidor, es simplemente viruta de jabón al cual se le han agregado colorantes, perfumes, humectantes, preservantes y que luego es extruido, formado y empacado para su comercialización.

La viruta de jabón, a su vez, es producida a partir del jabón crudo, que en la jerga de la saponificación, se conoce con las palabras inglesas "Neat Soap". El "Neat Soap" es aproximadamente 30% humedad y el resto son sales orgánicas de sodio, el producto de la reacción de la soda cáustica y las grasas neutras, en los cuales hay una cierta cantidad de electrolito, como hidróxido de sodio y cloruro de sodio, que definen algunas de sus propiedades.

Para aumentar la capacidad de una planta de jabones de tocador y así responder a un mercado creciente y un incremento en las ventas es indispensable elevar la capacidad para producir la materia prima. Es decir, se debe acrecentar la producción de viruta de jabón y por lo tanto de Neat Soap. En la planta, objeto de

estudio, el proceso de producción de Neat Soap es por saponificación directa de grasas neutras con hidróxido de sodio y el proceso global es continuo.

Sin embargo, el proceso para fabricar Neat Soap no es tan sencillo como mezclar materia prima y obtener un producto. El aumento de la producción en el reactor de saponificación no es lo único que se debe modificar en la planta de saponificación continua para aumentar la capacidad.

Para que una planta de saponificación continua sea eficiente, debe producir la mayor cantidad de Neat Soap posible con el menor porcentaje de glicerol en su composición y tener el mayor porcentaje de recuperación posible de glicerol, liberado en la reacción química de saponificación. El glicerol es luego llevado a una planta de tratamiento de glicerina, en la que se obtiene como producto glicerina grado U.S.P., que es utilizada como materia prima para la fabricación de una diversidad de productos de cuidado e higiene personal, cuidado de telas y prendas, lavaplatos, etc. Además, se debe tener cuidado de mantener la calidad del Neat Soap, para que se pueda continuar produciendo un jabón de tocador de la más alta calidad.

El estudio que se realizó en una planta de saponificación continua, tuvo por objeto proporcionar los cambios en procesos adecuados para aumentar la capacidad de la planta, sin sacrificar la eficiencia de la misma y sin cambiar la calidad del Neat Soap producido. Además se tuvo como propósito, hacer cambios en el proceso, sin que se tenga que recurrir a cambios en el equipo principal de la planta, reactores, torre de lavado y tanques de almacenamiento.

II ANTECEDENTES

A. Teoría Básica de la Química de Saponificación

Los jabones y otros detergentes alternos tienen varias propiedades importantes. Una de ellas es la reducción de la energía superficial o tensión superficial o interfásica de las soluciones que las contienen. Es por ello que se les conoce como agentes tensoactivos o surfactantes.

Los jabones que se usan como agentes surfactantes o detergentes son sales solubles de mezclas de ácidos grasos. Usualmente el catión en estos jabones es el sodio, aunque también se utiliza el potasio o una mezcla de sodio y potasio, los cuales se usan generalmente en jabones suaves o para afeitar. Las sales de ácidos grasos de otros metales, como el calcio y el magnesio, son prácticamente insolubles y forman precipitados no deseados al ser usados en agua con cierta dureza.

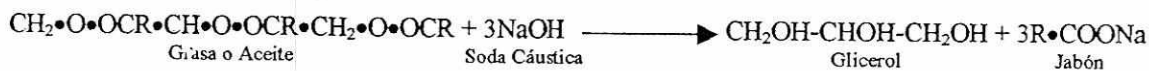
Los jabones de sodio se pueden fabricar principalmente por tres procesos:

- Saponificación directa
- Hidrólisis de las grasas
- Neutralización de ácidos grasos producidos por otros métodos distintos a la hidrólisis

En el método de hidrólisis se utiliza agua para hidrolizar la grasa y formar ácidos grasos y glicerol. Luego se separa el glicerol y se neutralizan los ácidos grasos con soda cáustica o carbonato de sodio para formar el jabón. Otra manera de producir ácidos grasos es por oxidación de un hidrocarburo de petróleo.

B. La Reacción Química de la Saponificación:

La reacción química que se lleva a cabo en la saponificación directa es la siguiente:



(8)

Las grasas o aceites que se usan en la producción de jabón son esencialmente triglicéridos, que son ésteres del glicerol. Los ácidos grasos que están combinados con el glicerol en una grasa son casi exclusivamente cadenas lineales de ácidos monocarboxílicos con un número par de átomos de carbono (tomando en cuenta el carbono del grupo carboxílico).⁽⁸⁾

Los tres ácidos grasos más comunes que se encuentran en las grasas y aceites utilizados en la saponificación directa son:

- | | |
|-------------------|---|
| • Ácido Estéarico | $\text{C}_{17}\text{H}_{35}\text{•COOH}$ |
| • Ácido Oleico | $\text{C}_{17}\text{H}_{33}\text{•COOH}$ |
| • Ácido Láurico | $\text{C}_{11}\text{H}_{23}\text{•COOH}$ ⁽⁷⁾ |

Los triglicéridos que componen casi la totalidad de la grasa o aceite que es fresco, tienen la fórmula $\text{CH}_2\text{•O•OCR}_1\text{•CH•O•OCR}_2\text{•CH}_2\text{•O•OCR}_3$, en donde R_1 , R_2 y R_3 son grupos alquilo de cadena larga que pueden ser idénticos o distintos.⁽⁷⁾ Es muy importante recalcar la diferencia entre una grasa y un aceite. Un

aceite es una grasa que es líquida en las condiciones prevalecientes del ambiente. Esta distinción es arbitraria y se hace por convención.

C. Materias Primas Utilizadas en el Proceso de Saponificación

1. Soda Cáustica

La soda cáustica puede ser comprada como polvo, granos o como una solución concentrada que contiene entre 45 – 50 % de NaOH. Las razones por las que muchas plantas prefieren comprar la solución con una concentración cercana al 50 % de NaOH en peso son:

- Se reducen costos de instalación de tanques de mezclado y equipo de agitación
- El material del equipo que se utiliza para preparar la soda cáustica está sujeto a un alto grado de corrosión
- La soda cáustica es un material peligroso y es mejor prevenir los riesgos y los costos por medidas de seguridad en la preparación
- La disolución de soda cáustica es bastante exotérmica.

Si el transporte de soda cáustica de alguna otra empresa que se encargue de preparar la solución no es muy costoso, es preferible recibir la soda cáustica en forma de solución y almacenarla en tanques de gran capacidad en las cercanías de la planta de saponificación o si el tamaño de la planta lo permite, dentro de la planta misma. Es importante que todo el personal operativo utilice lentes de protección, guantes de nitrilo o neopreno, botas de neopreno o hule y gabacha de neopreno o hule en áreas en las que se maneje soda cáustica, puesto que es un material bastante peligroso.

La cantidad de hidróxido de sodio en una solución acuosa puede determinarse fácilmente por una titulación ácido-base que utiliza HCl de baja normalidad con el fin de tener una alta precisión. Además se pueden correlacionar datos de gravedad específica y porcentaje de NaOH en solución para hacer estimaciones rápidas acerca de la pureza de la solución.

En la planta de saponificación en la que se desea aumentar la producción de jabón, la soda cáustica que se recibe del proveedor tiene un porcentaje de pureza promedio de 49.4 y una gravedad específica entre 1.525 y 1.535.

2. Grasas y Aceites

Las propiedades del jabón a fabricar dependerán en gran medida de la calidad de las grasas que se utilicen, la cantidad y composición de los ácidos grasos que componen la grasa. Los sebos y aceites se obtienen de un rango bastante amplio de fuentes vegetales y animales. Las grasas con una longitud de cadena menor que 12 átomos de carbono son indeseables porque los jabones que se forman a partir de ellas son irritantes para la piel. Además, longitudes de cadena saturadas mayores a 18 átomos de carbono forman jabones demasiado insolubles en agua.⁽⁵⁾

Las grasas están formadas a partir de ésteres de ácidos grasos. Los ácidos grasos se pueden dividir en varios grupos. La primera serie los componen los ácidos grasos saturados ($C_nH_{2n-1}-COOH$). La otra serie de ácidos grasos son los insaturados, los cuales contienen una menor cantidad de átomos de hidrógeno que los ácidos grasos saturados, puesto que contienen uno o más enlaces dobles entre dos átomos de carbono en la cadena. Los ácidos insaturados tienen menores puntos de fusión que los ácidos saturados con la misma cantidad de átomos de carbono.⁽¹⁾

Además de variar en la composición de los ácidos grasos de los cuales se derivan, las grasas también pueden variar en la estructura de los glicéridos que lo componen, aunque esto último es irrelevante en las grasas que serán saponificadas, y en la naturaleza y proporciones de sustancias extrañas que contengan, las cuales se pueden clasificar en tres grupos:

- Vitaminas A, D y E, pigmentos como caroteno, gopiol, clorofila y esteroides. Algunos de estos pigmentos son perjudiciales para la apariencia del jabón terminado y necesitan ser removidos.⁽³⁾
- Ácidos grasos libres que se forman cuando las grasas se almacenan en malas condiciones o cuando las grasas se extraen de materiales en los que se ha iniciado alguna descomposición natural.⁽³⁾
- Impurezas como material proteínico, constituyentes olorosos o con algún color, partículas suspendidas y trazas de polietileno, que proviene de partes del equipo utilizado en el proceso de fabricación del sebo.⁽³⁾

Entre las pruebas físico-químicas que se llevan a cabo en los aceites y las grasas para verificar su calidad como materia prima en la fabricación del jabón, se encuentran las siguientes:

1. Títer: Es una medida del punto de fusión de una mezcla de ácidos grasos. Las grasas con valores de Títer altos producen jabones más firmes y tienen mayor resistencia a la rancidez. Grasas con valores bajos de Títer producen jabones más suaves y están más sujetos a la rancidez. La razón por la cual éstos últimos son más susceptibles a la rancidez, es que las grasas contienen un mayor porcentaje de ácidos grasos insaturados que son reactivos químicamente con el aire para formar compuestos odoríferos e inestables.⁽³⁾
2. Ácidos Grasos Libres: Se puede expresar en términos de Na_2O %, o se puede convertir a un porcentaje en peso de algún ácido graso de referencia. Para muchas grasas los ácidos grasos libres se calculan como porcentaje de ácido oleico que tiene una masa equivalente de 282 o como un porcentaje de ácido palmítico o ácido láurico. Además se puede estimar como los mg de KOH requeridos para neutralizar un gramo de grasa, un valor que se conoce como índice de acidez. Una grasa con un valor alto de ácidos grasos libres tiene un potencial mayor de ser oxidado y de degradarse.⁽³⁾
3. Índice de Saponificación: Son los mg de KOH requeridos para saponificar completamente un gramo de grasa.⁽³⁾
4. Índice de Esteres: Se obtiene al restar el índice de acidez al índice de saponificación y es una medida de los glicéridos presentes en la muestra.⁽³⁾

5. Insaponificables: Es toda aquella materia que no puede ser saponificada. La materia insaponificable es indeseable en la fabricación del jabón. Si la cantidad de insaponificables es muy alta, el proceso de lavado del jabón con salmuera se ve afectado y pierde su eficiencia.⁽³⁾
6. Índice de Yodo: Son los gramos de yodo absorbidos por 100 g de grasa. Este valor se utiliza para medir el grado promedio de insaturación de una materia grasa. Mientras más insaturada es la grasa, más propensa es a la rancidez.⁽³⁾
7. Índice de Peróxidos: Este método determina todas las sustancias en términos de miliequivalentes de peróxido por cada 1000 g de muestra, que oxidan al yoduro de potasio bajo las condiciones de la prueba. Generalmente se asume que estos son peróxidos u otros productos similares (hidroperóxidos) que resultan de la oxidación de la grasa. Este método es altamente empírico. Una muestra se disuelve en una mezcla de ácido acético y cloroformo y se hace reaccionar con una solución de yoduro de potasio. El yoduro liberado es titulado con una solución estándar de tiosulfato de sodio.⁽³⁾
8. Color de Saponificación (Color Lovibond): Es una medida del color de la muestra de grasa o aceite saponificado con KOH bajo condiciones normalizadas. Ayuda a predecir el color final del jabón.⁽³⁾

a. *Sebo ABPT (All Beef Pucker Tallow)*

El sebo es la principal grasa animal que se utiliza en la fabricación de jabones. Es un subproducto de la industria de procesamiento de carnes y se obtiene al derretir y clarificar la grasa corporal de res u oveja. Sebos de diferentes orígenes pueden variar considerablemente en color, titer, contenido de ácidos grasos libres, índice de saponificación e índice de yodo. El sebo a utilizar es fabricado de material 100 % de res, y que incluye partes no comestibles del cuerpo como intestinos, partes del cuerpo contaminadas, que no son de alta calidad y que deben ser pretratadas, desodorizadas y blanqueadas antes de la saponificación.

A continuación se muestra la composición de ácidos grasos aproximada del sebo ABPT.⁽¹⁾ El subíndice debajo de la letra C indica la cantidad de átomos de carbono de la cadena de la que consta el ácido graso.

Tabla No. 1. Composición de Ácidos Grasos en Sebo ABPT.

Acido Graso	% en Peso
C ₁₂ (Acido Láurico saturado)	1.0
C ₁₄ (saturado)	5.0
C ₁₆ (saturado)	27.0
C ₁₈ (Acido Esteárico saturado)	16.0
C ₂₀ o más	1.0

C ₁₈ (Ácido Oleico insaturado)	42.0
C ₁₈ (Acido Linoleico insaturado)	3.0
Otros (Acido Palmitoleico)	5.0

A continuación se presentan los estándares que debe cumplir el sebo para los análisis ya brevemente descritos anteriormente: ⁽³⁾

Tabla No. 2. Estándares de Calidad del Sebo ABPT.

Prueba de Análisis	Estándar
Color de Saponificación (Lovibond)	5 R Máximo
Índice de Saponificación	192 – 200
Índice de Yodo	40 – 53
Ácidos Grasos Libres	3 % Máximo (Como Ácido Oleico)
Títer	39 – 47
Índice de Peróxidos	5 Máximo

b. Aceite de Palmiste:

El aceite de palmiste se extrae de las semillas de la misma fruta de la cual se obtiene el aceite de palma. Puesto que los ácidos grasos que lo componen son similares en cantidad y tipos a las del aceite de coco, el aceite de palmiste puede ser utilizado como sustituto del aceite de coco. La principal diferencia entre los dos aceites es que el aceite de palmiste contiene 10 % más de ácido oleico que el de coco. ⁽⁸⁾

A continuación se presenta la composición de ácidos grasos aproximada del aceite de palmiste. ⁽¹⁾ El subíndice debajo de la letra C indica la cantidad de átomos de carbono en la cadena que compone el ácido graso.

Tabla No. 3. Composición de Ácidos Grasos en Aceite de Palmiste.

Acido Graso	% en Peso
C ₁₀ o menor	7.0
C ₁₂ (Acido Láurico saturado)	52.0
C ₁₄ (saturado)	15.0
C ₁₆ (saturado)	7.0
C ₁₈ (Acido Esteárico saturado)	2.0

A continuación se presentan los estándares que debe cumplir el aceite de palmiste para los análisis ya brevemente descritos anteriormente: ⁽³⁾

Tabla No. 4. Estándares de Calidad del Aceite de Palmiste.

Prueba de Análisis	Estándar
Color de Saponificación (Lovibond)	7 R Máximo
Índice de Saponificación	242 – 255
Índice de Yodo	19 – 21
Ácidos Grasos Libres	3 % Máximo (Como Ácido Oléico)
Títer	24 – 31
Índice de Peróxidos	5 Máximo

Tanto el aceite de palmiste como el sebo pasan por un proceso de desodorización y blanqueado antes de ser alimentados a un tanque de almacenamiento temporal, del cual se bombea el aceite o sebo para ser alimentado al reactor. Es importante conocer el proceso de blanqueado y de desodorizado puesto que al aumentar el consumo del sebo y aceite al elevarse la capacidad de producción, también debe tomarse en cuenta la capacidad de blanquear y desodorizar el aceite o sebo.

c. Proceso de Desodorizado y Blanqueado de Grasas y Aceites

El proceso de blanqueado es un proceso en el cual se remueven las impurezas, pigmentos coloreados, trazas de metales, gomas y materiales oxidantes de las grasas y aceites por adsorción al utilizar carbón activado, tierras o arcillas. Las gomas son impurezas comunes en aceites y grasas derivadas de vegetales. Otras impurezas son las del proceso de fabricación de sebo a partir de restos animales, como residuos proteínicos y materiales incoloros que se convierten a cuerpos con color característico al entrar en contacto con álcalis, como lo que sucede en la saponificación de grasas y aceites. ⁽⁴⁾

La eficiencia del blanqueado se mide con el color de saponificación Lovibond, ya descrito anteriormente. Algo importante que hay que recordar es que no hay una relación evidente entre el color natural de las grasas y aceites y el color de la base de jabón correspondiente. Hay principalmente dos tipos de impurezas en los sebos y aceites:

- Impurezas con color, los cuales no son afectados por las condiciones alcalinas del proceso de saponificación ⁽⁴⁾
- Impurezas incoloras que son transformadas en compuestos con colores característicos por las condiciones alcalinas del proceso de saponificación. ⁽⁴⁾

Las impurezas coloridas en las grasas y aceites son de tres tipos:

1. De tipo químico polar: presentes por origen natural o por condiciones de procesamiento desde tejido animal o vegetal hasta la formación de las grasas y aceites.⁽⁴⁾
2. Pigmentos específicos: Se originan en el animal o vegetal, como la hemoglobina y pigmentos de la bilis, y carotenos en algunos aceites vegetales.⁽⁴⁾
3. Compuestos del tipo carbonilo: Estos se forman en las grasas y aceites durante el almacenaje, transporte y manejo debido a la autooxidación y descomposición de cadenas grasas de carbono poliinsaturados. Estos químicos son incoloros en las grasas y aceites, pero se transforman en productos con color bajo condiciones alcalinas propias de la saponificación.⁽⁴⁾

El blanqueado se lleva a cabo al utilizar tierras o arcillas activadas, que luego son separadas de la grasa o aceite por filtrado. Las tierras para blanqueado se derivan de minerales arcillosos compuestos predominantemente por sílice, aluminio y oxígeno. Estas arcillas, a un nivel molecular, constan de tres capas, una de silicato, una de aluminio y otra de silicato. Es en estas capas en las que se fijan las moléculas polares como las impurezas en las grasas y aceites. Una vez que estas impurezas fueron adsorbidas por las tierras, se procede a las grasas o aceites en filtros prensa, en los cuales se retienen las tierras. Todas las impurezas mencionadas anteriormente son lo suficientemente polares para ser atrapadas por las tierras.⁽⁴⁾

El proceso de desodorizado es básicamente un proceso en el que se trata de arrastrar todas las sustancias volátiles malodorantes por medio de vapor bajo un cierto nivel de vacío para promover el arrastre de estas sustancias a temperaturas menores.

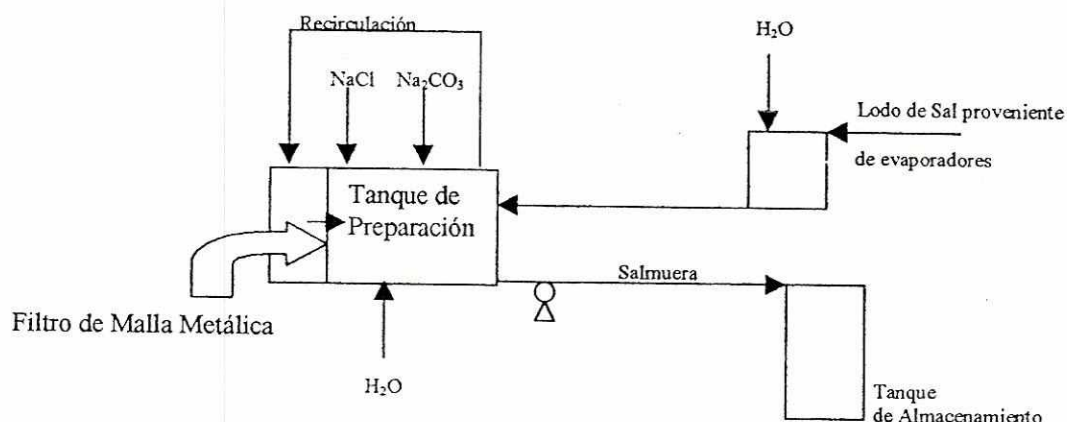
El proceso completo de desodorizado y blanqueado se puede resumir en los siguientes pasos: ⁽²⁾

1. Se debe crear un vacío en el tanque de desodorizado, el cual puede formarse por una bomba de vacío.
2. Se alimenta la grasa o aceite al tanque de desodorizado.
3. Se alimenta vapor a los serpentines dentro del tanque de desodorizado y a la chaqueta del tanque de desodorizado para llevar la grasa o aceite a una temperatura entre 80 – 90 grados Centígrados.
4. Se alimenta vapor en el fondo del tanque, el cual causa barboteo. Todas las sustancias malodorantes serán arrastradas por el vapor de barboteo.
5. Este vapor con las sustancias que ha arrastrado sube a la parte superior del tanque en donde hay dos conductos hacia dos separadores. En uno se condensan las gotas de aceite arrastrado y en otro se condensan los vapores de barboteo y los vapores de ácidos grasos.
6. El vapor de barboteo se mantiene por tres horas aproximadamente (dependiendo del equipo) a una temperatura cercana a los 200 °C. y bajo un vacío extremo.
7. Luego se introduce agua potable en el serpentín para llevar a la grasa o aceite a 105 °C.
8. Al llegar a esta temperatura se arranca el agitador del tanque y se dosifica la cantidad de tierra activada por succión neumática (debido al vacío existente) al tanque de desodorizado. Se vuelve a crear el vacío y se agita la mezcla de aceite y tierras por un cierto tiempo, dependiendo del grado de blanqueado deseado y del equipo.
9. Por último se dosifica la mezcla de aceites y tierras a un filtro prensa de donde toda la arcilla será atrapada y la grasa o aceite saldrá del filtro lista para ser saponificada.

3. Sal (NaCl)

La sal se utiliza para preparar la salmuera, una solución de NaCl a aproximadamente 20 – 25 % en peso. La sal es el electrolito que se necesita para poder separar el glicerol del jabón en la etapa de lavado del jabón, luego de la saponificación directa. La sal se compra como cristales sólidos en sacos o costales. La salmuera se prepara en la planta misma, puesto que es un procedimiento bastante sencillo y que no requiere de mucho espacio. La sal que se adquiere directamente de los proveedores tiene una pureza promedio entre 89.0 % y 91.0 % en peso. El resto es humedad, suciedad y pequeñas cantidades de calcio y magnesio. En la planta de saponificación en la que se desea aumentar la capacidad el procedimiento de preparación de la salmuera es el siguiente:

Figura No. 1. Proceso de Preparación de Salmuera.



La salmuera se prepara en el tanque de preparación al agregar sal (que es comprada en sacos) a una cierta cantidad de agua, según la cantidad de salmuera que se desea preparar. Además se agrega carbonato de sodio con el fin de neutralizar la acidez del lodo de sal proveniente de los evaporadores. No hay que olvidar que la lejía tratada que entra a los evaporadores ha sido primero tratada con ácido clorhídrico y tienen un pH entre 4.6 – 5.5 antes de entrar a los evaporadores. El carbonato de sodio permite que los productos de la reacción de neutralización sea NaCl y no alguna otra sal que pueda ser indeseable.

Una vez se han dosificado las cantidades adecuadas, se comienza a recircular el contenido del tanque hacia una segunda cámara, que en realidad es parte del tanque pero que está separada por un filtro de malla metálica. En este caso, el mezclado y la disolución de la sal se llevan a cabo por recirculación, al mismo tiempo que se filtra la salmuera para luego bombearla al tanque de almacenamiento en donde se guarda hasta que deba ser utilizada en el proceso de saponificación.

Además de esta forma de preparación, también se recupera la sal que proviene de las lejías tratadas que están siendo evaporadas en la planta de recuperación de glicerina. La sal se acumula como una solución o lodo sobresaturado de sal en el fondo de los evaporadores para luego pasar a lo que se denomina como “caja de sal”. Los lodos son bombeados del fondo de cada evaporador a un pequeño tanque en el que se alimenta agua. El contenido de este tanque se comienza a recircular con la adición de agua para hacer un lavado y dilución previa de la sal, antes de bombearla al tanque de preparación de salmuera. Una vez en el tanque de preparación, se agrega sal o agua, según sea lo requerido, para llevar la salmuera a la concentración deseada.

El parámetro principal de la solución o salmuera es la densidad, debido a que la densidad depende de la concentración de la sal y es una propiedad que se puede medir fácilmente y con rapidez en la planta misma. La densidad se lleva a un valor de 1.14 g/mL.

La concentración que se maneja en la planta debe estar lo más cercano a 20.0 %. Es deseable que la concentración de salmuera se mantenga constante, para evitar tener que hacer modificaciones en las bombas que alimentan la salmuera y el agua para hacer el licor de lavado en la torre o columna de lavado en la que se lleva a cabo la separación del jabón y el glicerol.

D. Proceso de Saponificación Directa

El proceso de saponificación directa sin importar qué equipo se utilice se puede dividir en tres etapas principales:

1. **Saponificación:** La reacción química que forma jabón y libera glicerol.
2. **Lavado:** En esta etapa la masa de jabón se separa utilizando sal, salmuera u otro electrolito o solución de electrolito en una fase acuosa llamada lejía y otra fase de jabón crudo. El jabón crudo contiene después de esta etapa aún una cierta proporción de lejía. Esta operación de lavado transfiere parte del glicerol liberado en la reacción de saponificación a la lejía y además remueve suciedad y otras impurezas del jabón.
3. **Acabado del jabón o "Fitting":** En esta operación el contenido de electrolito de la masa de jabón es ajustado de tal manera que, luego en un proceso de sedimentación o centrifugación, se obtenga una capa de base de jabón o neat soap y una fase acuosa de lejía llamada lejía níger. Esta lejía es luego reprocesada. En esta etapa se agrega una cierta cantidad de soda cáustica al jabón para terminar de saponificar cualquier grasa no saponificada, alcalinizar el jabón, ajustar el nivel de electrolito y así lograr una purificación mayor del jabón y producir un neat soap en un estado fisicoquímicamente deseado.

Dentro de las tres etapas mencionadas se pueden encontrar varios equipos y variantes que se pueden utilizar en diversas combinaciones para obtener en todos los casos plantas continuas. Además se pueden combinar procesos y equipos que operen por lotes con aquellos que trabajen continuamente. El equipo a utilizar dependerá de los costos de la planta, del capital disponible y de la capacidad deseada. En general, actualmente las compañías manufactureras de jabón prefieren comprar plantas completas a empresas dedicadas y especializadas en equipo para la fabricación de jabón por las siguientes ventajas:

- Se requiere de menor espacio en una planta continua que en una planta en la que el jabón es separado en pailas.
- Los aspectos de eficiencia suelen ser mayores en plantas continuas integradas.
- El fabricante de la planta es responsable del diseño y montaje.
- Los elementos se encuentran balanceados y conectados con los controles y válvulas requeridas para una operación automática.

1. Diagrama de Fases

En un diagrama de fases (Ver figura # 1) las formas de las diversas áreas son influenciadas por las composiciones de las grasas y aceites. Los electrolitos presentes en las mezclas son únicamente cloruro de sodio e hidróxido de sodio. Las cantidades de carbonato de sodio y sulfato de sodio, que pueden haberse agregado a las lejías durante los procesos de recuperación de glicerina, son tan pequeñas que se desprecian. Los efectos de los diversos electrolitos son aditivos y se expresan comúnmente en términos de sal (NaCl).⁽¹⁾

A continuación se presenta una breve descripción de las diversas áreas que se logran observar en el diagrama de fases:

Área A: Representa el neat soap, el producto de la operación de saponificación. Contiene alrededor de 67 – 70 % de jabón anhidro o entre 61 – 64 % de materia grasa total.⁽¹⁾

Área J: Representa jabón cuajado, cera de paila o niger soap. La cantidad elevada de jabón anhidro o materia grasa total indicada en el diagrama para esta fase puede llevar a confusión, puesto que el jabón cuajado producido por sedimentación o por separación centrífuga contiene una cantidad variable de lejía inmersa en el jabón.⁽¹⁾

Área B: Representa “jabón mediano”. Esta fase aparece como grumos acuosos (posiblemente aumentados por jabón ácido) si el contenido del electrolito se deja caer a un nivel muy bajo en cualquier parte de una paila. Esta fase debe ser evitada.⁽¹⁾

Área D: Representa una solución de jabón con agua con alto contenido de impurezas (lejía niger).⁽¹⁾

Área L: Representa lejía y es una extensión de la fase anterior. Esta fase varía de una lejía niger con bajo contenido en jabón hasta una solución acuosa que contiene casi nada de jabón, conocido como lejía final.⁽¹⁾

Área M: Representa un área de dos fases que se puede separar en teoría en lejía y en jabón cuajado. Una mezcla representada por un punto x, se compone de jabón x_1 y lejía x_2 . Las proporciones de las dos fases están dadas por la relación:

$$\frac{\text{Cantidad de jabón}}{\text{Cantidad de lejía}} = \frac{xx_2}{xx_1}$$

Esta relación nos indica que las cantidades de cada fase son inversamente proporcionales a las longitudes de las líneas de unión del punto de la mezcla x a los puntos de fases x_1 y x_2 .⁽¹⁾

Área N: Representa un área de dos fases para una mezcla de neat soap y lejía niger. Similarmente que para el área M, la mezcla de composición “y” se puede separar entre neat soap y_1 y lejía niger y_2 de la siguiente manera:

$$\frac{\text{Cantidad de neat soap}}{\text{Cantidad de lejía niger}} = \frac{yy_2}{yy_1}$$

Área P: Representa la zona de neat soap y lejía.

Área S: Representa el equilibrio ente lejía niger y lejía.

Área Q y R: Representan mezclas que se separan en tres fases de composiciones fijas representadas por los puntos de un triángulo, neat soap, lejía niger y lejía.⁽¹⁾

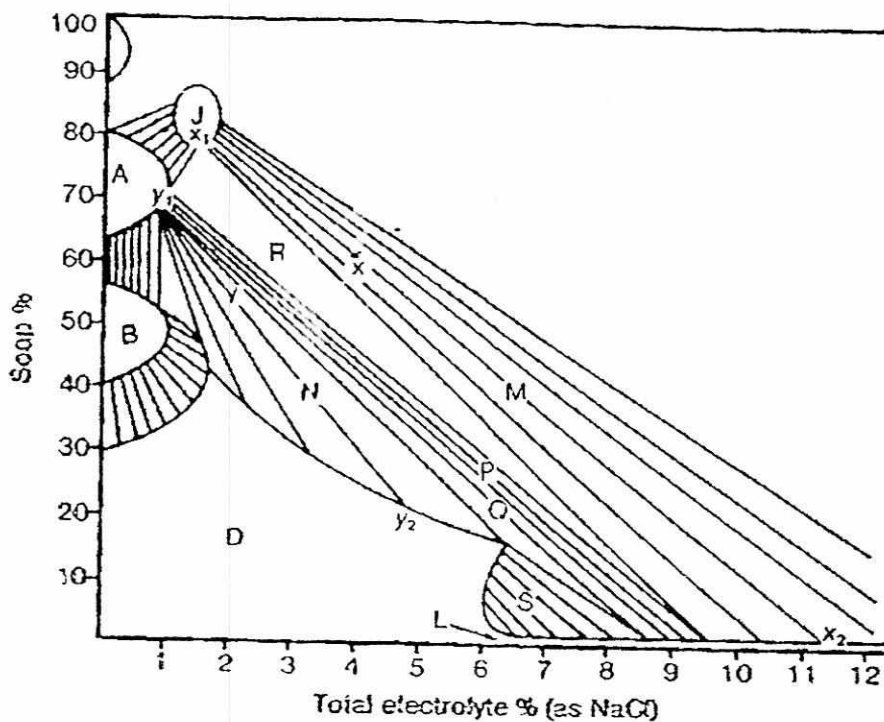


Figura No. 2. Diagrama de Fases en el que se representa el porcentaje de electrolitos totales como NaCl e el eje de las abscisas y el porcentaje de jabón en el eje de las ordenadas.
 Woollat, E. 1985. The Manufacture of Soaps, Other Detergents and Glycerine

2. Primera Etapa de Saponificación:

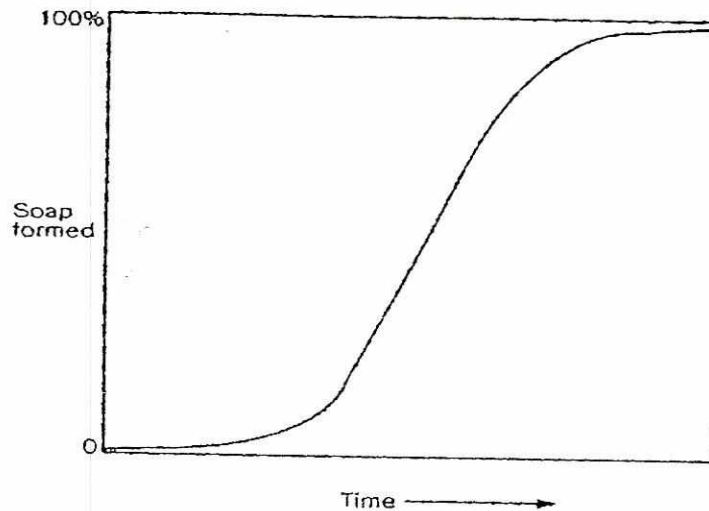
Hay ciertos aspectos y factores acerca de esta primera etapa que se deben tomar muy en cuenta en una planta de saponificación cuando se diseña, se selecciona equipo o se calculan razones de recirculación:

- Las grasas y la soda cáustica acuosa no son miscibles a temperaturas que se pueden alcanzar cerca de la presión atmosférica y por ello la reacción con grasas neutras no comienzan fácilmente por sí solas.⁽⁵⁾
- La reacción de saponificación es autocatalítica, es decir el mismo jabón (producto de la reacción) cataliza la reacción. Es por ello, que la velocidad de la reacción aumenta bastante hasta que la mayoría de las grasas ha reaccionado para luego decrecer de nuevo. Si se grafica la cantidad de jabón formado contra el tiempo de reacción se obtiene una curva con forma de S (Ver figura # 2).⁽¹⁾

La etapa inicial y lenta es una reacción de superficie heterogénea que se logra promover con agitación vigorosa y con la formación de una emulsificación estabilizada por el jabón mismo. La etapa principal de la reacción es homogénea, en donde la grasa se encuentra emulsificada entre las moléculas de jabón. La etapa final es lenta porque se ha reducido la concentración de las grasas en el medio de reacción. En la práctica y en la mayoría de procesos, la etapa inicial de la reacción (lenta) rara vez causa problemas porque los ácidos grasos presentes en pequeñas cantidades en las grasas reaccionan fácilmente para aportar algo de jabón (catalizador). Además, la saponificación se lleva a cabo en una forma en que se agregan los

reactivos a una masa de jabón. Como con cualquier otra reacción química, el agregar un exceso de hidróxido de sodio ayuda a minimizar la cantidad de grasas sin reaccionar. Se debe tener sin embargo cuidado, de no

Figura No.3. Curva de Velocidad de Saponificación para grasas neutras. En el eje de las abscisas se representa el tiempo y en el eje de las ordenadas el porcentaje de jabón formado. Woollat, E. 1985. *The Manufacture of Soaps, Other Detergents and Glycerine*



Rate of saponification curve for neutral fat.

agregar una cantidad demasiado elevada que aumente el nivel de álcali en las lejías que son transportadas del proceso de saponificación al proceso de recuperación de glicerina, en el cual se tendría que utilizar una mayor cantidad de ácidos para reducir el pH de las lejías elevando los costos de la recuperación de glicerina. Una manera de evitar el problema mencionado anteriormente es llevar a cabo la saponificación en dos etapas: 1) se permite un exceso de grasas para evitar exceso de álcali libre en la lejía y 2) se completa la saponificación al utilizar un exceso de álcali y la lejía conteniendo este exceso se pasa a la primera etapa.⁽¹⁾

Cuando se calculan flujos y recirculación de materiales en el saponificador se deben tomar en cuenta los siguientes factores:

- El calentamiento prolongado con soda cáustica podría descomponer alguno de los componentes en lo que se denomina comúnmente como la porción insaponificable de la grasa.⁽⁵⁾
- La saponificación es acelerada por aumentos en la temperatura. Algunos procesos utilizan temperaturas que solamente pueden ser alcanzadas en un sistema acuoso con el uso de presiones elevadas.⁽¹⁾
- Cuando hay algo de jabón presente, demasiado electrolito tenderá a insolubilizar y separar el jabón y disminuirá notablemente la velocidad de la reacción. Muy poco electrolito causará un aumento notable de viscosidad, por lo que es importante que el contenido de electrolito de la masa que está siendo saponificada esté dentro de los rangos correctos en todo momento. Este requerimiento dependerá realmente de la mezcla de grasas y las composiciones de éstas. La soda cáustica es un electrolito bastante fuerte, sin embargo, se debe tomar en cuenta que este está continuamente siendo consumido durante la reacción.⁽¹⁾

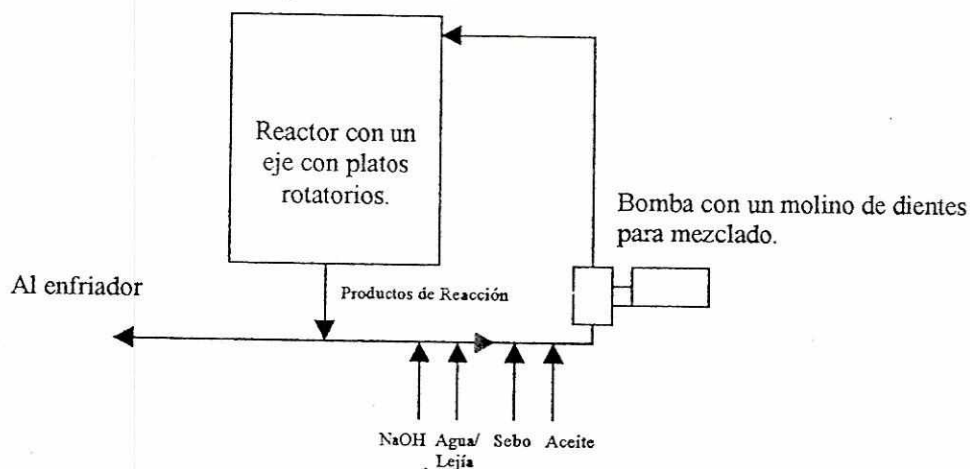
3. Equipo utilizado para la Saponificación:

Los equipos modernos de saponificación utilizan uno de los siguientes dos mecanismos para la saponificación:

- 1.0 Mecanismos que proveen una mezcla bastante íntima de las grasas y de solución de soda cáustica, seguido de la terminación de la reacción en una masa de jabón.⁽¹⁾
- 2.0 Reacción en una masa de jabón, que es usualmente recirculado, a los cuales se le agregan los reactivos, y del cual, se extrae o se desvía el material que ha sido casi completamente saponificado.⁽¹⁾

La reacción en una masa de jabón que está siendo recirculada es una aplicación de un procedimiento llamado de baño dominante.⁽¹⁾ El jabón puede ser recirculado bajo presión atmosférica, que limita la temperatura a solamente 100 °C, o el sistema puede estar cerrado y a una presión mayor, y una mayor temperatura se puede utilizar para fomentar la reacción.

A continuación se muestra el proceso de saponificación que se utiliza en la planta objeto de estudio:
Figura No. 4. Proceso para Reacción de Saponificación.



En este sistema de saponificación se debe observar lo siguiente:

1. Del reactor se hace recircular una masa de jabón.
2. Las grasas y la soda cáustica se agregan a la masa recirculante de jabón. La reacción de saponificación se inicia así en la tubería para llevarse en su mayoría en el molino de mezclado. Este molino es una bomba rotatoria que mezcla con unos discos dentados el fluido que pasa por él. Al agregar los reactivos a una masa circulante de jabón se obtiene un mejor mezclado y contacto de los reactivos debido a la capacidad del jabón a emulsificar.
3. A la mezcla reaccionante se le agrega una cierta cantidad de lejía y agua. Esto se hace para mantener un nivel adecuado de electrolito (NaCl) en la mezcla reaccionante por razones, ya mencionadas en la sección 2. (Primera Etapa de Saponificación). La manera más eficiente de agregar electrolito a la mezcla es hacer recircular lejía final que proviene de la etapa de lavado del jabón.

4. La masa reaccionante entra al saponificador en donde se hace concluir la reacción iniciada en la tubería al mezclar la masa entera de jabón.
5. Parte de la mezcla de jabón, glicerina y agua se recircula (ver paso 2), y otra proporción pasa a un enfriador previo a la etapa de lavado.
6. El reactor cuenta además con un eje con platos rotatorios para contribuir al mezclado del jabón, con un serpentín, que inicia en la parte superior del reactor, en donde entra vapor y que recorre en forma helicoidal todo el cilindro del reactor con una salida en la parte inferior para los condensados y vapor saturado que luego pasan por una trampa de vapor adecuada. El eje con sus platos rotatorios está en el interior del "resorte" que forma el serpentín. Es decir, este se encuentra entre el eje y las paredes del reactor. El vapor es indispensable para mantener una temperatura en el reactor de 105 – 110 °C que favorezca a la cinética de la reacción. El reactor está fabricado de acero inoxidable 316 y cuenta con un motor y reductores para el movimiento del eje de mezclado.

4. Enfriamiento Previo al Lavado de Jabón

En esta etapa se hace circular la masa de jabón que proviene del reactor por una cámara en la que hay un eje con paletas rotatorias para mantener una mezcla constante y en el que hay además serpentines por los cuales fluye agua de enfriamiento. Las paletas están ligeramente inclinadas para promover una corriente de mezclado de jabón. La mezcla de jabón se enfría de la temperatura a la que se encontraba en el saponificador (temperatura de la reacción de saponificación) a aproximadamente 70 – 75 °C. Esto se hace con el objeto de reducir la solubilidad del jabón en el agua previa a la etapa de separación de glicerol en la torre de lavado. Al reducirse la solubilidad del jabón en el agua por una disminución de la temperatura, es más eficiente la etapa de lavado con una solución de cloruro de sodio.

El enfriador, al igual que el reactor, está fabricado de acero inoxidable. Las únicas dos variables que se pueden manejar para mantener la temperatura adecuada del jabón, son el flujo de jabón a través del enfriador, el flujo y temperatura de entrada del agua que circula a través del serpentín.

5. Lavado de Jabón

La etapa de lavado es probablemente la etapa más crítica en el proceso de saponificación continua después de la saponificación propiamente dicha. Es en esta etapa en donde se separa la mayor cantidad de glicerol posible que se forma en la reacción de saponificación. La eficiencia de recuperación de glicerol en la lejía que sale de la torre es un parámetro muy importante, por dos razones: 1.- El glicerol es un subproducto que se utiliza como materia prima en otros procesos industriales y cuya recuperación afecta la recuperación de la inversión de la planta, tanto de saponificación como la de recuperación de glicerina, 2.- El jabón con alto contenido de glicerol es indeseable y se considera de baja calidad debido a su suavidad y falta de consistencia una vez extruido en su presentación final.

El lavado del jabón y la separación del glicerol se basa en un principio de solubilidad. Cuando se agrega una cierta cantidad de electrolito se dice que se ha graneado el jabón. Cuando esto ocurre se forman dos fases que se logran distinguir claramente. El jabón en sí es también una sal que está disuelta en agua o lejía que también se alimentó al reactor y que se encuentra mezclada con el glicerol formado en la reacción de saponificación. Al agregarle una solución con cloruro de sodio, el jabón se vuelve insoluble, puesto que el agua ya se encuentra saturada de electrolito y entonces se dice que el jabón está cortado. Se obtienen así la fase de jabón y la fase acuosa. El glicerol por ser un alcohol con tres grupos hidróxilos (-OH) es altamente soluble en agua y por lo tanto es separado del jabón y arrastrado por la solución acuosa que fluye a contracorriente.

La gran mayoría de plantas modernas en las que se produce jabón utilizan una transferencia a contracorriente del glicerol del jabón hacia una solución salina formando así lo que se conoce como lejía. Se puede utilizar una gran cantidad de equipo. Sin embargo todos los equipos de lavado disponible caen en una de las tres categorías siguientes: ⁽¹⁾

- Contactores continuos de contracorriente
- Mezcladores y sedimentadores estáticos o de gravedad
- Mezcladores y separadores centrifugos

En la planta de saponificación objeto de estudio el lavado del jabón para separar el glicerol se hace a contracorriente en una torre de platos. El diseño es de la empresa italiana Giannaza. Este diseño, sin embargo es muy similar a otros dos diseños de lavado a contracorriente, la torre de lavado Monsavon y el contactor de discos rotatorios utilizados por la empresa fabricante de jabones Unilever.

La empresa francesa Monsavon patentó un diseño similar a uno utilizado por Unilever en la década de los 40 de un lavador de etapas múltiples de tipo bandeja la cual se muestra en la figura # 3. Se incluyeron seis etapas de lavado por mezclado y sedimentación en una misma torre. Cada etapa está constituida de una sección de sedimentación con una parte inferior y superior inclinada, y a través de la cual hay insertado un tubo con un mezclador mecánico rotatorio. El jabón sube a través del tubo de la parte superior de una sección de sedimentación al siguiente mezclador, al mismo tiempo que se agrega lejía proveniente de una sección superior a una razón controlada por una bomba de desplazamiento positivo. ⁽¹⁾

Las compañías de Unilever también han encontrado que los contactores de discos rotatorios pueden ser unidades bastante eficientes para el lavado del jabón. El eje rota a una velocidad aproximada de 80 revoluciones por minuto. El diámetro de los discos rotatorios es ligeramente más pequeño que el de los agujeros en los discos fijos, de manera que el eje y sus platos puedan ser retirados de la torre en caso de que sufra algún daño. La recirculación de la lejía se puede variar de distintas maneras ya que depende del sistema de saponificación empleado. ⁽¹⁾

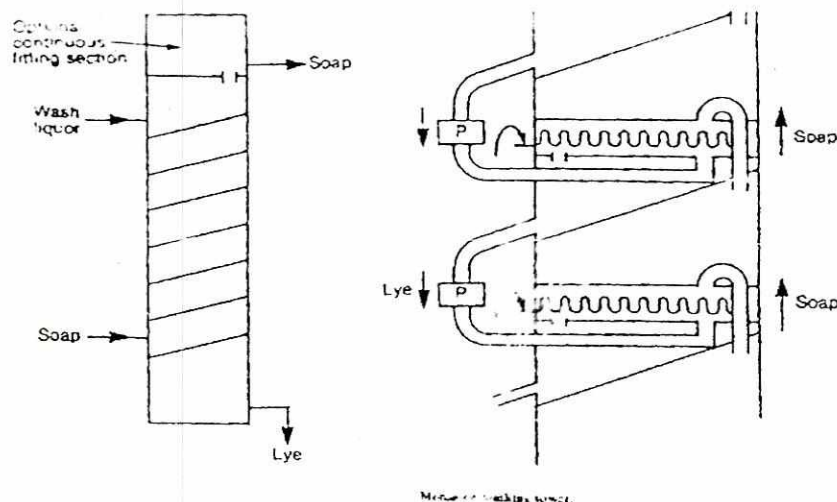


Figura No. 5. Equipo para Lavado de Jabón diseñado por Monsavon patentada en la década de los 40. Woollat, E. 1985. The Manufacture of Soaps, Other Detergents and Glycerine

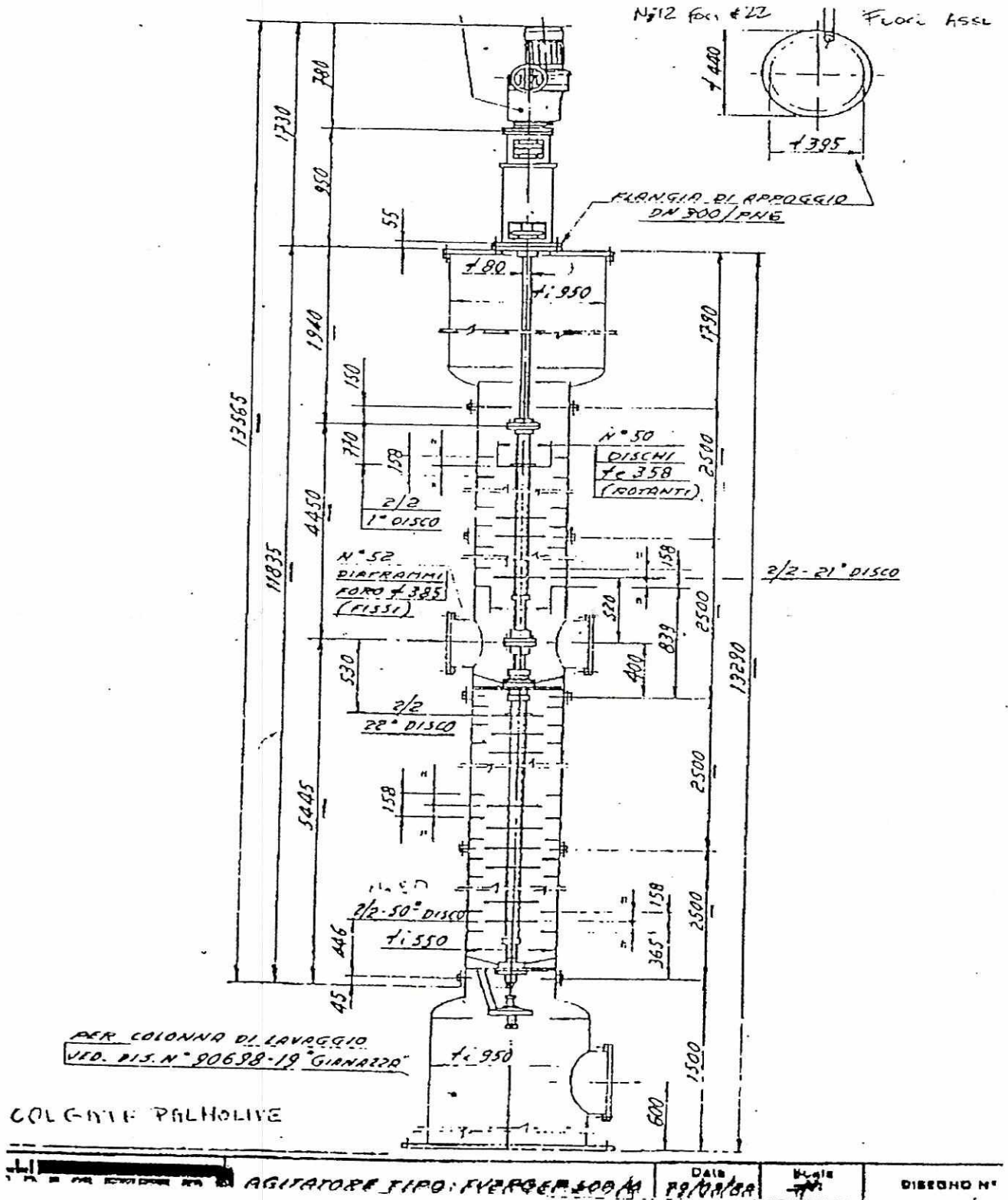
El sistema de lavado utilizado en la planta de saponificación objeto de estudio es muy similar al último diseño mencionado de Unilever (Ver figura # 4). Realmente se trata también de un contactor de platos giratorios. Las partes internas que están en contacto con los fluidos son de acero inoxidable 316. El motor que movilizaba el eje es trifásico, de 420 Voltios, trabaja con una frecuencia de 60 Hertz y tiene una potencia de 4.4 kW. El motor cuenta además con un reductor y un variador de velocidad. El eje puede rotar a velocidades entre 50 y 160 revoluciones por minuto. El acople del motor es directo y el del impulsor del motor y el mezclador es elástico. El eje está dividido en dos partes o piezas conectadas por un acople interno con cojinetes fijos. El eje tiene en total 50 platos giratorios.

El licor de lavado (mezcla de agua y salmuera) entra en la parte superior de la torre. Por encima de la entrada del licor de lavado sale el jabón ya lavado. La masa de jabón a lavar proviene del enfriador, entra en la parte inferior de la torre y sube hasta la descarga por diferencias de densidad con la fase acuosa. La lejía (fase acuosa rica en electrolito y en glicerol) que se obtiene del lavado del jabón sale en la parte inferior de la torre y la descarga de lejía se encuentra por debajo de la entrada de jabón.

En algunos procesos, la lejía níger obtenida en la etapa de centrifugación o de acabado del jabón se regresa a alguna parte de la torre de lavado o a alguna etapa de lavado (en caso de tratarse de un lavado en pailas o mezcladores por etapas). Sin embargo esto puede a veces dar problemas de espuma por tratarse de una solución acuosa de jabón diluida.

Es muy importante que no se agreguen cantidades muy elevadas de salmuera a la mezcla con jabón proveniente de los reactores, pues de ser así el jabón es graneado o cortado de tal manera, que ocluye cantidades excesivas de lejía en la masa de jabón y por lo tanto reduce la eficiencia de la torre. Las proporciones de salmuera y agua en el licor de lavado que se dosifica a la torre de platos giratorios pueden ser controladas de varias maneras. Algunos sistemas utilizan controladores de densidad automáticos, otros, medidores de flujos como rotámetros y otros se basan en las especificaciones de las bombas de dosificación ya calibradas.

Figura No. 6. Torre de Lavado de Jabón de Platos Rotatorios. Diseño de "Fratelli Gianazza Legnano", 1988.



6. Acabado del jabón ó "Fitting"

En los procesos tradicionales, el fitting era una operación compleja que involucraba bastante evaporación para ajustar la concentración de electrolito por pérdida de agua en pailas. Sin embargo, ahora se sabe que simplemente se debe mezclar la mezcla de jabón proveniente del lavado con agua o con electrolito para lograr la composición deseada de jabón. Algunos procesos continuos modernos usan simplemente un mezclador o incluso dosifican el licor de fitting en una tubería a través de la cual fluye el jabón, lográndose un mezclado por la turbulencia de los fluidos.⁽¹⁾

En las plantas continuas se utilizan centrifugas para la separación final, puesto que la separación por gravedad resulta impráctica. Generalmente, la composición de jabón que se desea en la etapa de fitting es tal, que se obtenga una lejía níger en la centrifugación que luego se manda a los sistemas de lavado de jabón de la planta.

El tipo de acabado que se logre depende directamente de la concentración de electrolito y por ello se deben encontrar las proporciones adecuadas de soda cáustica y sal que se le agregue al jabón. La cantidad de sal en el jabón se controla al ajustar la relación de salmuera-agua en la etapa de lavado y la cantidad de soda cáustica se ajusta en la etapa de acabado para darle al jabón la cantidad de alcalinidad libre y de electrolitos deseada.

La alcalinidad del jabón puede ser luego ajustada con la adición de ácidos grasos o ácido fosfórico previa a la etapa de secado del neat soap para formar la viruta de jabón.

En la planta de saponificación, el fitting se lleva a cabo en un tanque cilíndrico, en el cual hay un serpentín, a través del cual puede fluir agua o vapor, y un eje con paletas inclinadas para promover el mezclado dentro del tanque. Al igual que en el reactor y el enfriador, el serpentín se encuentra entre el radio de acción de las paletas rotatorias y la pared del tanque. Normalmente se utiliza agua caliente de proceso, que se hace fluir por el serpentín, para no permitir que la temperatura del jabón disminuya mucho. Si se usara vapor se correría el riesgo de que la temperatura del jabón se eleve demasiado y afectara así el proceso de centrifugado, pues se aumentaría la solubilidad del jabón en la fase acuosa.

El tanque utilizado para la etapa del fitting, como el resto de reactores, está construido de acero inoxidable 316.

Después de haber sido agregado el licor preparado a partir de soda cáustica al 50 % y agua, la masa de jabón y agua pasan a las centrifugas, en las que se separa un neat soap con un contenido entre 28 – 32 % de humedad y agua que contiene restos de jabón, sal, alcalinidad y glicerol llamado lejía níger. El neat soap que sale de las centrifugas se almacenan en grandes pailas enchaquetadas en donde se almacena previo al proceso de secado por evaporación flash para producir viruta de jabón.

E. Funcionamiento y Eficiencia de Una Planta de Saponificación

Aparte de la capacidad de una planta y de la calidad del jabón que produce, el funcionamiento de una planta de saponificación se evalúa sobre la base de la eficiencia de recuperación de glicerol liberado en la reacción química.

La eficiencia de recuperación de glicerol en el proceso se puede medir de varias maneras. Una de ellas, expresa la recuperación de glicerina como el glicerol en la lejía final calculado como un porcentaje del glicerol en las grasas. Otra manera de estimar la recuperación es en términos del contenido de glicerol en el jabón producido, usualmente calculado a un contenido de materia grasa total del 63 % o del 100 %.⁽⁵⁾ La relación entre estas dos maneras de medir la recuperación de glicerina depende del contenido de glicerol de la mezcla de grasas utilizadas.

La relación entre el porcentaje de recuperación y el factor de lejía/grasa depende del proceso y es una medida de su eficiencia. La recuperación se ve afectada por el contenido de glicerol en los licores de lavado como lejías níger agregados en las etapas finales de lavado, en el licor de lavado, que depende a su vez de la cantidad de glicerol que proviene de la etapa de recuperación de sal en el tratamiento de lejías para obtener glicerina pura. Mientras mayor sea el nivel de recuperación y menor la cantidad de glicerol en el jabón, más importantes se vuelven los últimos dos factores mencionados.⁽¹⁾

La eficiencia de una etapa de lavado está directamente influenciada por lo seco de una mezcla de jabón ya separada y puede ser medida por la determinación de un factor K_G . Este factor K_G se puede calcular de la siguiente manera:⁽⁵⁾

$$K_G = \frac{\text{concentración de agua en la mezcla de jabón}}{\text{Concentración de agua en la lejía}}$$

$$K_G = \frac{\text{concentración de glicerol más agua en la mezcla de jabón}}{\text{Concentración de glicerol más agua en la lejía}}$$

Para separadores por gravedad se han encontrado valores de K_G de alrededor de 0.4.⁽⁵⁾ Las centrífugas usualmente producen masas de jabón que contienen menor cantidad de lejía ocluida que los separadores por gravedad y por lo tanto proveen etapas de lavado más eficientes con valores más bajos de K_G .⁽¹⁾ En una planta de saponificación, los operadores o el laboratorio de la planta pueden revisar el funcionamiento de la planta estimando el valor de K_G para diversas etapas. En la mayoría de los casos, una eficiencia baja es debido a que el jabón se está cortando demasiado rápido y por lo tanto ocluyendo grandes cantidades de lejía.

El glicerol no se puede separar hasta que no haya sido liberado completamente en la reacción química, por lo que es esencial asegurarse que la saponificación sea tan completa como lo sea posible en la o en las etapas más tempranas del proceso.

Los factores por los cuales una planta de saponificación continua resulta ser mucho más eficiente que las plantas tradicionales de pailas son las siguientes:⁽¹⁾

- Los materiales pasan por la planta hasta convertirse en jabón en aproximadamente una hora, en vez de los 5 a 8 días requeridos en los procesos de pailas.

- En el proceso continuo se recicla la lejía níger y el proceso es completamente autocontenido.
- Se utiliza una menor cantidad de vapor, puesto que no se deben calentar las chaquetas de las pailas de grandes dimensiones en las que se concentraba la lejía y se separaba el jabón durante el lavado. Además, puesto que la lejía final que se obtiene para la recuperación de glicerol está más concentrada, se utiliza menor cantidad de vapor en los evaporadores de la planta de recuperación de glicerina.
- Con relación a la calidad del jabón se observan dos características:
 - Hay muy poca probabilidad que materiales extraños contaminen el jabón. Además en la etapa de centrifugación se eliminan muchas impurezas.
 - Hay menor riesgo de daño del producto por oxidación o calentamiento excesivo.

F. Especificaciones de Calidad del Jabón Neat Soap

El jabón llamado neat soap, que se produce en la planta de saponificación, debe cumplir con ciertas especificaciones y parámetros de calidad para que los procesos subsecuentes de acabado se puedan llevar a cabo de una manera eficiente y obtener un producto terminado de la más alta calidad para competir en el mercado. El neat soap producido pasa después por las siguientes etapas antes de convertirse en jabón terminado como se le es presentado al consumidor:

1. **Secado:** Se lleva a cabo en una cámara de vacío en la que ocurre una evaporación flash con una subsecuente extrusión con un tornillo sin fin y corte por cuchillas rotatorias al final del extrusor para formar viruta de jabón.
2. **Formulación:** En un mezclador adecuado se le agrega a la viruta de jabón, los colorantes, grasas, humectantes y perfumes según fórmulas preestablecidas, y se mezcla el contenido.
3. **Extrusión:** Hay dos etapas en las que la mezcla que se logró en el paso 2 se extruye obteniéndose finalmente una barra extruida homogénea con la composición final.
4. **Corte, Troquelado y Empaque:** La barra extruida y homogénea se corta en partes iguales de manera continua y pasa por una máquina con moldes que le da la forma del jabón terminado e imprime la marca para luego inmediatamente ser empacada. Todas estas etapas se llevan a cabo por maquinaria automatizada relativamente simples.

Los parámetros que se miden en el Neat Soap para asegurarse de que no dará problemas en procesos posteriores son los siguientes:

1. **Glicerol:** Un jabón con alto contenido de glicerol tiende a ser más aguado y suave. Además, al permanecer mucho tiempo en contacto con agua tiende a desintegrarse y disolverse más fácilmente. Algo que en la jerga de la fabricación del jabón se conoce como babosidad. Además, un porcentaje alto de glicerol en el Neat Soap indica que el lavado y la separación no están siendo efectivos y por lo tanto la planta está siendo ineficiente. El porcentaje en peso del glicerol en el jabón no debe exceder del 1 %. Sin embargo, es

- posible que para mantener una eficiencia alta de la planta el resultado de los balances de masa indiquen que el porcentaje de glicerol no debe exceder del 0.60 %.
2. **Cloruro de Sodio:** La sal (NaCl) en el jabón proviene de la etapa de lavado en la torre de platos rotatorios en la que el jabón es lavado a contracorriente con una solución de NaCl. Se ha encontrado de manera empírica, que al aumentar el nivel de la sal en el jabón terminado, aumenta la facilidad con la que el jabón es extruido en la etapa de acabado y además aumenta la dureza del jabón luego de que éste ha sido troquelado. Sin embargo, esto no se ha demostrado por un estudio formal. La mayoría de empresas manufactureras de jabón prefieren mantener un nivel bajo de sal en el jabón. Sin embargo, un nivel muy alto de sal en el jabón lo tienden a volver quebradizo y ayuda a producir la arenosidad en la superficie del jabón debido a que causa irregularidades en el secado. Un nivel bajo de sal en el jabón también es un indicador de que el lavado ha sido eficiente. El nivel de NaCl en el neat soap no debe exceder del 0.65% en peso.
 3. **Alcalinidad libre o % de NaOH libre:** El Neat Soap debe llevar un cierto grado de alcalinidad al salir de la etapa de fitting. De no ser así, es posible que haya aún ácidos grasos sin reaccionar y que indican que la saponificación aún no ha sido completa. Un nivel muy alto de alcalinidad indica que el fitting ha sido inadecuado, es decir que el nivel de electrolitos en el jabón está muy alto. En la etapa de secado, se dosifica ácido fosfórico al jabón para neutralizar la alcalinidad libre y dejar el jabón ligeramente ácido (con un porcentaje de ácidos grasos libres de 0.75 % como máximo). Una alcalinidad muy alta, causa un aumento en el consumo de ácido fosfórico. Un nivel alto de electrolito es indeseable en cualquier jabón, pues ocasiona problemas de dureza, consistencia en las etapas de extrusión y reduce la solubilidad del jabón terminado en agua en soluciones de limpieza (al usarse para lavar) reduciendo sus propiedades de un surfactante.
 4. **Humedad:** El porcentaje de humedad en el Neat Soap es un parámetro muy importante, tanto como parámetro de calidad como parámetro de eficiencia. El porcentaje de humedad en el Neat Soap es relativamente fácil de medir y es un indicador indirecto de la materia grasa total en el jabón, que a su vez muestra lo bien que se llevó a cabo la saponificación. El porcentaje de humedad en el Neat Soap depende en su mayoría de la etapa de fitting y centrifugación. Una humedad muy alta es indeseable, puesto que indica una eficiencia baja, se tiene un volumen más alto de Neat Soap pero menor cantidad de materia grasa total y además causa que se obtenga una viruta de jabón con una humedad mayor en el secado al vacío. Una viruta con alto contenido de humedad produce un jabón terminado aguado, de baja dureza y da muchos problemas en las etapas de extrusión. Muchas veces la masa de viruta extruida se pega a las cabezas y tornillos a tal punto que la presión se dispara y se debe parar el proceso.
 5. **Materia Grasa Total:** Es el jabón en sí. Indica directamente si la saponificación se ha llevado a cabo completamente. Generalmente, se determinan primero los porcentajes de

ácidos grasos libres o alcalinidad, humedad, glicerol y porcentaje de electrolitos y se calcula el porcentaje de materia grasa total por diferencia.

Puesto que el jabón Neat Soap que se desea en esta planta de saponificación continua debe ser alcalino (esto queda fijado debido a las etapas de fitting y centrifugación) no deben haber ácidos grasos libres presentes. Su presencia en el jabón indica una saponificación incompleta.

G. Recuperación de Glicerina

1. Importancia de la Glicerina:

La glicerina es un subproducto de la reacción de saponificación que se utiliza en tantos procesos en la industria, que tener una planta de recuperación y purificación de glicerina es casi obligatorio. Las empresas pequeñas y productores pequeños de jabón que no pueden incurrir en la inversión necesaria para montar una planta de recuperación y purificación de glicerina, generalmente venden el glicerol recuperado en la etapa de lavado del jabón en dos maneras a empresas más grandes que cuentan con dichas plantas e instalaciones:

- Como lejía final. Esto, sin embargo, eleva mucho los costos tanto a la empresa vendedora como compradora, pues se deben manejar volúmenes muy grandes.
- Como glicerina cruda, con un contenido de glicerol cerca del 80 %. Algunas empresas cuentan con evaporadores en donde concentran el glicerol en la lejía final de un rango que va de 15 – 30 % hasta el 80% para luego venderla a empresas que cuentan con destiladores y sistemas de filtrado, blanqueado y desodorizado.

La glicerina se utiliza principalmente en la fabricación de crema dental, en cuya fórmula es uno de los componentes más importantes aunque no indispensable. En este tipo de productos la glicerina se utiliza para formar el gel, base de la crema dental, y en donde funciona como un humectante y un vehículo para los demás componentes de la crema. El gel puede fabricarse a partir de otros componentes, sin embargo la glicerina reduce la posibilidad de contaminación microbiana y reduce el costo de la fabricación. La glicerina contribuye a que el producto no pierda humedad con facilidad y hace que el consumidor sienta una sensación agradable y suave en la boca al cepillarse los dientes.

Además de utilizarse en la fabricación de crema dental, la glicerina se utiliza en la fabricación de lavaplatos en pasta o líquidos con el fin de dar a la mezcla un agente suavizante y humectante para las manos y en fabricación de jabones líquidos de tocador.

La glicerina es utilizada en más tipos de industrias. Sin embargo, la demanda de esta materia prima es tan grande, que la empresa no considera la posibilidad de venderla a otras industrias y empresas manufactureras.

2. Breve Descripción del Proceso de Recuperación de Glicerina:

El proceso de recuperación de glicerina se divide en las siguientes etapas:

- a) **Tratamiento de Lejías:** En esta etapa se prepara la lejía que proviene del proceso de saponificación, específicamente de la salida de la columna de lavado de jabón para el proceso de evaporación. Luego que la lejía final se acumula en un tanque receptor, se bombea hacia el tanque de tratamiento de lejía en la planta de recuperación de glicerina. Este tratamiento de las lejías consta básicamente de dos etapas:
- i) **Acidificación:** En esta etapa se le agrega ácido clorhídrico al 30 % en solución acuosa al tanque de tratamiento de lejías. El objeto es neutralizar la alcalinidad y exceso de NaOH en la lejía que proviene de la soda cáustica que no reacciona en el proceso de saponificación. El pH de las lejías se lleva a 4.6 – 4.8. La neutralización se lleva a cabo con ácido clorhídrico y no con ácido sulfúrico para no introducir sulfatos a la mezcla. Luego de agregar el ácido se liberan ácidos grasos y aquellos que son insolubles en agua, aunque estos sean de relativamente bajo peso molecular se separan de la fase acuosa y se van a la parte superior del tanque.⁽⁶⁾
 - ii) **Floculación y Precipitación:** Como agente precipitante se utiliza sulfato de aluminio $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$. Algo importante de notar es que una concentración muy elevada de glicerol en el licor puede hacer más difícil un tratamiento efectivo. Luego de haberse formado precipitados y aglomerados de grasas en la lejía, se procede a filtrar la lejía a través de dos filtros de prensa. Al salir del último filtro, la lejía tratada está lista para entrar a la etapa de evaporación.⁽⁶⁾
- b) **Evaporación:** Una vez tratada la lejía, libre de material graso y acidificada, pasa a un sistema de evaporación. Pueden haber muchas variaciones posibles en el diseño de plantas para la evaporación de lejías hasta formar glicerina cruda. Generalmente las etapas de evaporación son de doble o de triple efecto. En esta etapa los factores más importantes son:⁽⁶⁾
- i) La capacidad requerida en términos de agua a evaporar, glicerina cruda producida y cantidad de sal a ser separada.
 - ii) Eficiencia térmica y máximo consumo de vapor
 - iii) Tipo de unidades de calentamiento
 - iv) Arreglos para la separación de sal
 - v) Evitar pérdidas de glicerol
 - vi) Equipo de vacío
 - vii) Métodos de Control
 - viii) Materiales de Construcción

En esta etapa la lejía entra a los evaporadores con una concentración entre 18 y 25 % para salir del último efecto con una concentración entre 77 – 82 %. La sal presente en la lejía se concentra en la parte inferior de los evaporadores y es separada y mandada como un lodo al proceso de preparación de salmuera. El funcionamiento de los evaporadores es como cualquier otro, se evapora agua, se utiliza vapor y se

mantiene una cierta presión de vacío en los evaporadores y se concentra el glicerol, el cual pasa del primero al segundo efecto.⁽⁶⁾

- c) **Remoción y Recuperación de Sal en La Evaporación de Lejías:** Esta es una etapa importante en la recuperación de glicerina pues si no se le pone mucha atención se pueden tener pérdidas elevadas de glicerol. La sal siempre se deposita en la parte inferior del evaporador en lo que se denomina “caja de sal”. Luego, al llegar a cierto nivel o concentración, el operador transfiere el lodo de alto contenido de sal y cierra la llave que conecta la caja al evaporador y abre la que conecta la caja a una tubería de salida. Una bomba transfiere este “lodo de sal” a la etapa de preparación de salmuera. El glicerol que permanece en la sal depende considerablemente del sistema que se utilice, la cantidad de agua de lavado a procesar y con el cuidado con el que se lleve a cabo la operación. Si se cuenta con centrifugas se puede obtener hasta un 0.4 – 0.6 % de glicerol en la sal. Si se instalan cajas de sal en la parte inferior de los evaporadores se pueden recuperar hasta 2 – 4 % de glicerol en la sal.⁽⁶⁾
- d) **Destilación:** Para poder purificar la glicerina y tratar de eliminar la mayor cantidad de agua de la glicerina cruda se hace pasar esta última por un destilador que funciona al vacío para reducir la temperatura de ebullición tanto del agua, como de la mezcla glicerina-agua. Los destiladores que se utilizan generalmente son de platos y en ellos se volatilizan el agua, y mezclas de agua y glicerina, la cual se somete a la condensación fraccionada en el destilador. Lo que dificulta la destilación de la glicerina es el hecho de que esta contiene además, sales y otros residuos sólidos (grasas) de los procesos previos. Al destilador o destiladores se introduce glicerina cruda (glicerol en agua a una concentración entre 78 – 82 %) y se logra obtener, si se mantienen las condiciones de destilación óptimas una glicerina entre 98 y 99.5 %. La razón primordial que no permite obtener glicerina 100 % por destilación es el hecho que el glicerol y el agua son perfectamente miscibles y tiene la capacidad de formar puentes de hidrógeno bastante fuertes.⁽⁶⁾
- e) **Blanqueado y Desodorizado:** La glicerina destilada se hace pasar a través de uno o una serie de filtros de prensa, en los cuales se utiliza carbón activado para adsorber los componentes orgánicos (ésteres, ácidos grasos, etc) que le puedan dar mal olor o color a la glicerina.⁽⁶⁾

III JUSTIFICACION

La planta de saponificación, en la que se hizo el estudio para el aumento en la capacidad de producción, manufactura aproximadamente 2,000 kg/h de neat soap o jabón crudo con 30 % de humedad, que luego es secado para su posterior uso en jabón terminado de tocador. Debido al aumento en la demanda de los diversos jabones de tocador que produce la planta en el mercado y a la necesidad de disminuir los costos de producción del producto terminado, es necesario para la planta de saponificación incrementar la cantidad producida de viruta de jabón, materia prima principal del jabón de tocador terminado, por unidad de tiempo, así se aprovechan los recursos que se tienen. Aumentar la capacidad de la planta al cambiar el equipo principal o agregando equipo nuevo, como el saponificador, el enfriador, torre de lavado de platos, tanques de almacenamiento, requiere de un alto presupuesto con el que no se cuenta. Además se deben evitar paros prolongados en la producción de la viruta de jabón, que implicaría recurrir a empresas maquiladoras de esta materia prima. Por las razones mencionadas anteriormente, es necesario realizar los cálculos, las pruebas y las modificaciones adecuadas, para aumentar la capacidad de la planta a un nivel que reduzca los costos del jabón terminado.

El aumento de producción de jabón en el reactor se logra realizar fácilmente. Sin embargo, puesto que el proceso utilizado para la fabricación del *neat soap* es continuo, es necesario encontrar las condiciones de operación, tanto en el enfriador, en la torre de lavado, en el reactor de alcalinización y en la centrifugación adecuadas y óptimas para que el equilibrio en las diversas etapas no se rompa, el proceso se mantenga estable y el porcentaje de recuperación de glicerina se mantenga alto, a pesar de aumentar la cantidad producida sin hacer modificaciones de capacidad al equipo principal. Esto solamente se puede lograr sobre la base de pruebas experimentales en la planta misma, haciendo un balance de glicerina recuperada y realizando un análisis fisicoquímico de los diversos flujos, productos y subproductos del proceso en un laboratorio debidamente equipado.

La glicerina es una materia prima que se utiliza en una gran diversidad de productos. En Centro América hay muy pocas empresas que la producen, siendo la mayoría de estas competencia directa en la manufactura de jabones. El costo de importar glicerina de México, Estados Unidos o Sur América es bastante elevado, y es por ello que la alta eficiencia de la planta de recuperación de glicerina, tanto en la etapa de la planta de saponificación continua, como en la planta de recuperación de glicerina (evaporadores, destiladores, etc.) es indispensable para disminuir los costos de fabricación de los productos en los que se utiliza.

Un estudio de las modificaciones de proceso a realizar, puede servir además de referencia a otras plantas de saponificación que utilicen un proceso continuo similar, y que debido a la tendencia a reducir costos, necesiten ampliar su capacidad al hacer la menor inversión posible en equipo.

IV OBJETIVOS

A Objetivos Generales

1. Determinar si es posible aumentar la producción de jabón crudo entre 40 y 50 % en una planta de saponificación al mantener una alta eficiencia de recuperación de glicerol y los parámetros de calidad del jabón.
2. Establecer qué condiciones de operación son las óptimas y qué cambios en equipo auxiliar son necesarios para que se obtenga la capacidad de producción deseada.

B Objetivos Específicos:

1. Determinar si es posible llevar a cabo los procesos de preparación de salmuera, de desodorizado y blanqueado de sebo y aceite de palmiste a una razón tal, que el suministro de materias primas para una producción de 3000 kg/hr de Neat Soap sea ininterrumpido.
2. Determinar qué cambios en el sistema de tuberías y bombas de alimentación son necesarios para que se obtenga la capacidad deseada.
3. Determinar las dosificaciones de materia prima adecuadas, niveles de electrolito adecuados y relaciones correctas entre las materias primas alimentadas.
4. Determinar sobre la base de pruebas experimentales la relación de salmuera y jabón, así como los flujos máxicos que se deben hacer ingresar a la torre de lavado de platos para obtener una eficiencia de recuperación del glicerol del 90 %.
5. Determinar si se debe cambiar la demanda de agua de enfriamiento en el enfriador continuo al saponificador para mantener una temperatura adecuada que no cause ningún cambio en el estado del jabón producido previo a su ingreso a la torre de lavado y analizar la alimentación de lejía final al enfriador.
6. Indicar los cambios que se deben hacer en la etapa de ajuste final para el aumento en la capacidad de producción, sin afectar la calidad del acabado o "fitting" del Neat Soap.

V PROBLEMA A RESOLVER

Al aumentar la producción de jabón en kg/hora, generalmente disminuye la eficiencia de la planta y la cantidad de glicerol recuperado en el proceso, lo cual hace que el proceso global de saponificación pierda su rentabilidad. La planta de saponificación se instaló hace más de diez años, y la producción actual es la máxima a la cual se ha tratado de llegar. Los costos de nuevo equipo principal o unidades funcionales son muy elevados y la empresa tendría que incurrir en inversiones relativamente altas. Se deben cambiar las condiciones de proceso y los balances de materiales para aumentar la cantidad de kg/hora de *Neat Soap* producido. Es importante mantener una eficiencia de recuperación de glicerol del 90 % y un buen acabado o "fitting" del *Neat Soap*. No se desea hacer una gran inversión en nuevas instalaciones de equipo principal o de unidades funcionales para producir toda la cantidad de *Neat Soap* requerida para la planta de jabón terminado de tocador.

VI METODOLOGIA

Para llevar a cabo las pruebas en planta, llegar a resolver el problema planteado y lograr tanto los objetivos específicos como los objetivos generales, es necesario llevar a cabo el siguiente método de trabajo. Se enfatiza, que debido a la complejidad del proceso, la variedad de equipos que se tienen, es imprescindible hacer pruebas piloto en la planta de producción para sacar las conclusiones adecuadas.

1. Determinar por balances de masa y estudios de tiempos y capacidades si es posible llevar a cabo los procesos de preparación de salmuera, de desodorizado y blanqueado de sebo y aceite de palmiste a una razón tal, que el suministro de estas materias primas y de proceso no hagan falta nunca ni interrumpan el proceso continuo de saponificación al aumentar la producción de Neat Soap. Se deben calcular los volúmenes que los tanques de almacenamiento pueden contener, los tiempos de preparación, tiempos mínimos de cada proceso, y tiempos de recirculación y bombeo.
2. Hacer una evaluación previa de las tuberías y bombas para verificar si estas son adecuadas para el aumento de flujos y de producción de Neat Soap.
3. Realizar los balances de masa para determinar las cantidades de materia prima, concentración y cantidad de licores de lavado que se deben suministrar en cada etapa del proceso al basarse en los análisis de laboratorio de las materias primas, en la estequiometría de la reacción y relaciones de lavado de lejías adecuadas que se han obtenido empíricamente y se obtienen en la literatura.
4. Hacer funcionar la planta continua de saponificación, según las condiciones de operación establecidas en el balance de masa descrito en el inciso anterior. Se deben registrar todos los parámetros de control, como presiones, temperaturas, y se debe tomar muestras en las partes del proceso en que sea necesario para un análisis posterior por un laboratorio adecuado. Se debe además hacer observaciones en cuanto al funcionamiento del equipo.
5. Analizar por métodos estándar de laboratorio las muestras tomadas en la planta de saponificación bajo las condiciones de operación estudiadas. Los resultados para una muestra tomada en algún punto crítico de control son suficientes para determinar de manera rápida el funcionamiento de la planta.
6. Luego de terminar la corrida o prueba bajo las condiciones de operación precalculadas en por lo menos un turno de operación (cada turno de trabajo es de 8 horas), deben hacer balances de masa para determinar la cantidad de glicerol recuperada realmente al utilizar los resultados de laboratorio para la concentración de glicerol en las lejías finales.
7. Los pasos 3 al 6 se deberán repetir para unas nuevas condiciones de operación que hagan posible subir la producción de Neat Soap en la planta. Cada día se aumentará la producción de Neat Soap en 200 kg/hora, empezando en el primer día de producción con 2,000 kg/hr hasta llegar a 3,000 kg/hr. Los cambios de proceso se harán graduales. Esto tiene una ventaja. Si no es posible producir 3,000 kg/hr se logra estimar o determinar el límite de producción, es decir en qué producción se tienen problemas en equipo o con la eficiencia de recuperación de glicerol de la saponificación debido a un lavado ineficiente.
8. Calcular la eficiencia de recuperación de glicerol para cada cantidad producida de Neat Soap.

9. Analizar el Neat Soap producido bajo las distintas condiciones de operación en un laboratorio adecuado para verificar si éste cumple con los parámetros de calidad.
10. Analizar la información obtenida hasta este punto, sacar las conclusiones correspondientes sobre la base de las pruebas hechas en planta y la información obtenida y proporcionar recomendaciones o mejoras para el proceso. En caso no se logre la producción deseada, determinar la causa y posibles maneras de solucionar problemas encontrados.

7.0 Resultados:

A continuación se muestra la capacidad máxima de la planta de tratamiento de sebo, aceite de palmiste y de preparación de salmuera al 20 %, así como el consumo diario de estas materias primas para una producción continua de 3,000 kg de neat soap.

Tabla No. 5

Materia Prima	Capacidad Máxima ^(a)	Cantidad consumida en operación continua para producir \approx 3,000 kg/hr de Neat Soap ^(b)
Sebo Desodorizado y Blanqueado	1599 kg / hr	1592 kg / hr
Aceite de Palmiste Desodorizado y Blanqueado	404 kg / hr	403 kg / hr
Salmuera (solución de NaCl en agua al 20%)	1996 kg / hr	699 kg / día

La siguiente tabla muestra la relación de lavado en la torre de lavado del jabón, la relación entre la cantidad de lejía producida y la cantidad de grasas procesadas, el porcentaje de glicerol en la lejía y la eficiencia de la planta de saponificación medida como el porcentaje de glicerina recuperado en el proceso para cada uno de los niveles de producción que se probaron antes de llegar al nivel de producción de 3,000 kg / hr de neat soap.

Tabla No 6.

Cantidad de Neat Soap producido (kg / hr)	Relación Lejía Final Producida (kg) / Materia Grasa Procesada (kg) ^(c)	Relación de lavado en la Torre (kg agua de lavado / kg de grasas) ^(c)	Porcentaje de Glicerol en la Lejía % (p/p) ^(c)	Eficiencia del Proceso de Saponificación % ^(c)
2,285	0.46	0.51	23.15	96.5
2,453	0.46	0.49	22.13	92.7
2,653	0.53	0.54	19.15	91.9
2,832	0.52	0.54	18.94	89.7
3,074	0.57	0.59	17.03	87.2

- a) Apéndice H
 b) Apéndice B
 c) Apéndice C y D

Tabla No. 7
Parámetros de Proceso Controlado para Cada Nivel de Producción.

Cantidad de Neat Soap producido (kg / hr)	Relación Agua Alimentada a Reactor (kg) / Materia Grasa Procesada (kg) ^(d)	Relación de Agua Alimentada a Torre de Lavado (kg) / Materia Grasa Procesada (kg) ^(d)	Concentración de la Sal en Licor de Lavado % (p/p) ^(e)	Relación de Agua Alimentada a etapa de Fitting (kg) / Materia Grasa Procesada (kg) ^(d)	Concentración de NaOH en Licor de Fitting % (p/p) ^(e)
2,285	0.07	0.24	10.55	0.13	6.32
2,453	0.08	0.21	11.18	0.13	6.35
2,653	0.08	0.24	11.14	0.14	6.58
2,832	0.07	0.24	11.18	0.12	6.69
3,074	0.07	0.24	11.94	0.13	6.56

A continuación se muestra el costo del kg de Neat Soap para cada nivel de producción. Además se tabula la cantidad de glicerina recuperada en el marco del proceso de saponificación, así como el costo del kg de glicerina U.S.P. que se recupera a partir de las lejías extraídas a cada nivel de producción.

Tabla No 8.

Nivel de Producción (kg/hr)	Costo de Neat Soap (Q / Kg) ^(f)	Cantidad de Glicerina Recuperada en Saponificación (kg / hr) ^(g)	Costo de Glicerina U.S.P. Obtenida a partir de Lejía Final (Q / Kg) ^(h)
2,285	2.48	156	1.82
2,453	2.50	163	1.71
2,653	2.48	175	1.96
2,832	2.50	184	2.04
3,074	2.46	192	2.18

d) Apéndice C y D

e) Apéndice D

f) Apéndice K

g) Apéndice J

h) Apéndice J

Tabla No. 9

Resultados de los análisis de laboratorio hechos a las muestras de Neat Soap obtenidos a cada nivel de producción⁽ⁱ⁾

Nivel de Producción (kg/hr de Neat Soap)	NaCl % (w/w)	Jabón Anhidro % (w/w)	NaOH % (w/w)	Glicerol % (w/w)	Insaponificables % (w/w)	Agua % (w/w)
2.285	0.55	65.99	0.09	0.38	0.20	32.79
2.453	0.54	67.05	0.10	0.40	0.21	31.70
2.653	0.47	67.17	0.09	0.57	0.20	31.50
2.832	0.51	67.76	0.08	0.68	0.21	30.76
3.074	0.67	66.90	0.10	0.90	0.20	31.23

Estándares: *0.65 max* *63.5 min* *0.10 max* *0.70 max* *0.25 max* *32.0 max*

Se determinó, sobre la base de los registros de amperaje de los motores que impulsan los mezcladores dentro de los reactores, las temperaturas y presiones dentro de los distintos equipos, que éstos mismos soportan el nivel de producción que se demandó de ellos (3,000 kg / hr de Neat Soap). Las gráficas en las que se muestran todas estas variables en función de las horas de operación y en función de los niveles de producción se muestran en el Apéndice.

En esta sección (siguiente página) se muestran los parámetros promediados para cada nivel de producción. Los promedios se calcularon sobre la base de la información obtenida en todas las horas de operación a cada nivel de producción de Neat Soap.

i) Apéndice E y F

Parámetros de Control de Equipos y Etapas del Proceso

Gráfico No. 1. Parámetros de control de proceso continuo del Reactor Saponificador en función del nivel de producción.

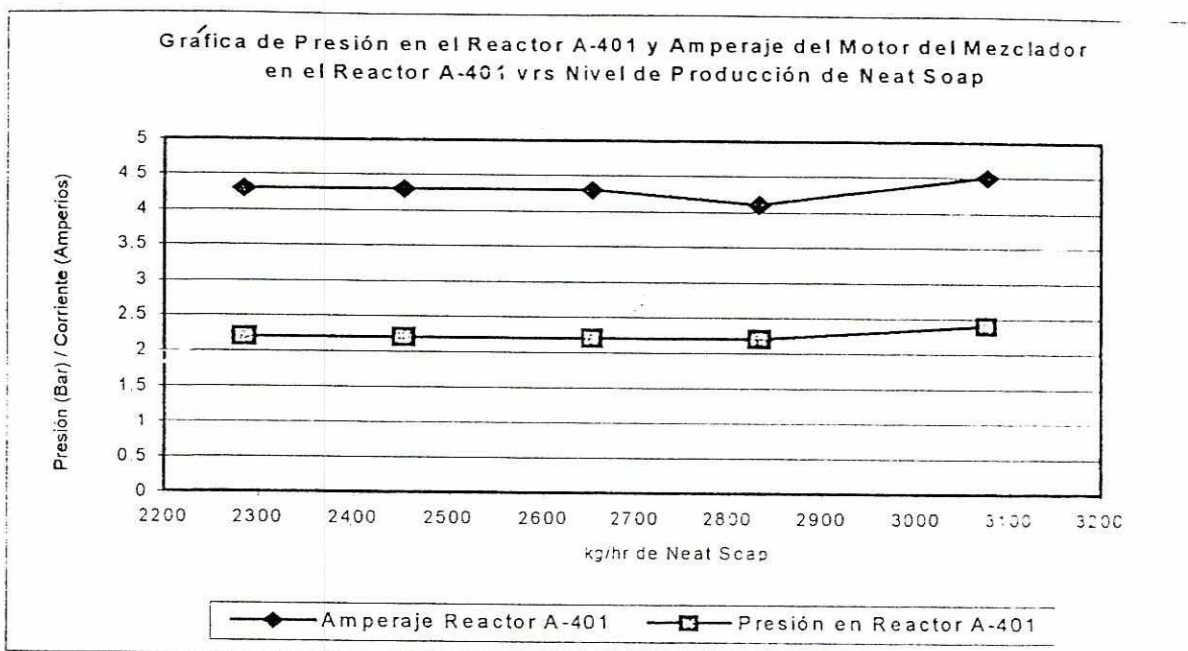
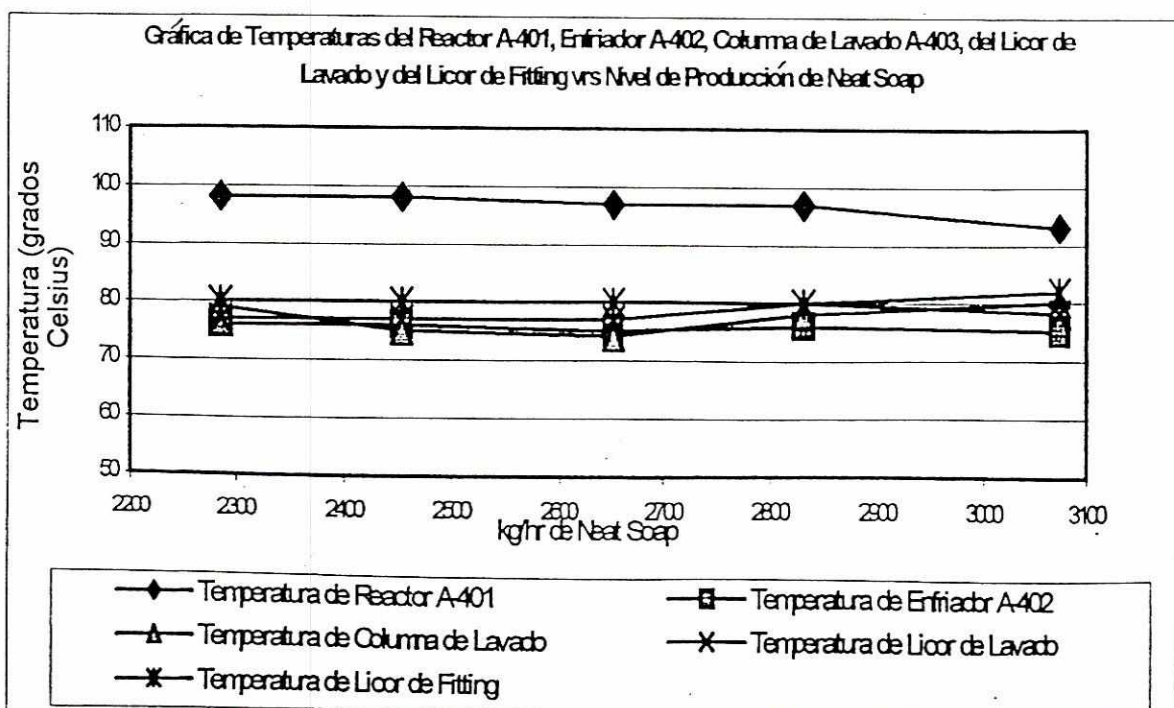


Gráfico No. 2. Parámetros de control del proceso continuo de saponificación en función del nivel de producción.



VIII DISCUSION

En la tabla No. 5 se muestran los resultados del estudio que se hizo para determinar la capacidad máxima de la planta de tratamiento de grasas y de preparación de salmuera. Es necesario determinar si este departamento de la planta de saponificación continua puede proveer las materias primas ya tratadas a la velocidad con la que se requieren en el departamento de saponificación. De lo contrario, si no se tiene la capacidad deseada, se pueden causar paros no planeados por falta de materiales. Se estableció la cantidad máxima de sebo, aceite y salmuera que se requeriría al producirse 3,000 kg/hr, datos que se calcularon para las pruebas que se llevaron a cabo en la planta (apéndice C). Luego, con los datos de las capacidades máximas de bombas, tanques de almacenamiento y demás equipo, y tomando en cuenta los tiempos mínimos que se deben emplear para el desodorizado, blanqueado y filtrado, tanto del sebo como del aceite, se calculó la capacidad máxima de la planta para producir sebo y aceite **ya tratado**. Es importante notar que al producirse 3,074 kg/hr de neat soap, se está trabajando la planta de tratamiento de grasas al máximo de su capacidad, es decir, casi a 100 % de la capacidad instalada. Si se deseara en un futuro producir aún más de 3,074 kg/hr de neat soap, sólo sería posible hacerlo por un tiempo determinado, hasta que se debiera parar por falta de materia prima. Al operar en estos límites, aumenta la posibilidad de que la planta deba suspender actividades por falta de materiales al haber alguna falla o problema en la planta de tratamiento de grasas. Esta situación también dificulta planificar la limpieza y mantenimiento del equipo, especialmente del tanque de desodorizado y del filtro prensa, que no necesariamente coincide con la frecuencia con la que se efectúan los paros en la planta de saponificación continua. Además, en general, al operar una planta a su capacidad máxima se acelera los daños producidos al equipo, se reduce la calidad del producto y se omiten normas y procedimientos de seguridad y de mantenimiento preventivo.

Para poder operar a un nivel de 3,000 kg/hr de neat soap se volvería indispensable instalar un tanque de desodorizado y blanqueado de mayor capacidad, y con ello aumentar el tamaño de cada lote tratado y la capacidad de tratamiento de grasas. Se tendría que mejorar el sistema de calentamiento y enfriamiento del contenido de dicho tanque de desodorizado (sistema de serpentines y enchaquetado) para minimizar los tiempos de calentamiento y enfriamiento. El segundo factor que influye notoriamente en la capacidad de toda la planta es la capacidad del filtro prensa. Solamente aumentando el tamaño de la superficie efectiva de filtración o la potencia de la bomba que impulsa el líquido a ser filtrado, se podría reducir el tiempo de filtrado. En el apéndice M se demuestra que al utilizar una bomba de 2.5 kW de potencia en vez de la bomba de 1.75 kW que se usa actualmente, se logra reducir el tiempo de filtrado de 51 a 30 minutos. Se determinó que la planta tiene una alta capacidad de preparación y recuperación de salmuera y no es necesario llevar a cabo cambios en este departamento.

En la tabla No. 6 y No. 7 se muestran los resultados que se obtuvieron para los parámetros que se miden o se calculan para determinar la eficiencia de la planta de saponificación. Algo muy importante, es que estos parámetros, todos los balances de masa y las muestras que se tomaron para análisis de laboratorio, se hicieron únicamente cuando todo el proceso se encontraba finalmente en equilibrio después de varias horas de operación continua. Durante el arranque se toman muestras continuamente que se analizan en la planta

misma para determinar porcentajes de sal y de NaOH en el jabón y se llevan a cabo los ajustes necesarios en las dosificaciones de materia prima y licores de lavado para que el jabón en todas las etapas tenga el nivel de electrolito adecuado. Es indispensable, que se cumplan los estándares corporativos de calidad para el neat soap obtenido, por lo que muchas veces es necesario hacer ajustes en el proceso para obtener la calidad deseada y dejar en segundo plano la eficiencia de la planta.

Se pueden observar tres hechos importantes: 1) Con cada aumento de la producción de neat soap se produjo una disminución en la eficiencia de recuperación de glicerina o eficiencia del proceso de saponificación, 2) Se debió utilizar una mayor cantidad de agua de lavado (salmuera + agua) en la etapa de extracción de glicerina (torre de lavado) por kilogramo de grasa procesado para poder recuperar glicerina conforme se aumentó la cantidad de kg/hr de jabón producido, 3) Al aumentar la cantidad de grasa procesada aumentó la cantidad de lejía final producida y 4) Se obtuvo una lejía final con una concentración menor de glicerol al aumentar la producción.

En cualquier proceso de saponificación, la etapa de extracción o recuperación de glicerina es crucial y también lo fue en este caso. Al aumentar el flujo másico a través de la columna de lavado y principalmente el flujo de la fase de jabón que lleva consigo aun una cantidad considerable de glicerol, el tiempo de residencia del jabón y el tiempo de contacto con la solución de NaCl (licor de lavado) es cada vez menor, por lo que no se logra extraer la misma proporción de glicerol. Al observar esto, fue necesario aumentar el flujo másico del licor de lavado e incluso la concentración de sal (ver tabla No. 7 de "Resultados" y Apéndice D) al ir aumentando los niveles de producción. Al aumentar la cantidad de agua, se incrementa la cantidad de sal que entra en contacto directo con la fase de jabón, así como se provee un mayor gradiente de concentración para que el glicerol pase de la fase de jabón y grasa a la fase acuosa, y al elevar la concentración de la sal y por ende de electrolito en la fase acuosa, causa que el jabón libere una gran cantidad de agua y glicerol que retiene y en el cual se encuentra emulsificado de una manera más rápida para compensar la disminución en el tiempo de contacto y de residencia de la fase de jabón en la columna de lavado. Sin embargo, al hacer esto, se utiliza agua en mayor proporción que lo que normalmente se usa en una producción de 2,285 kg/hr de neat soap. Lo anterior se debe a que toda la lejía se recircula y la cantidad de agua que puede contener el neat soap está fijado por los parámetros de calidad corporativos (Humedad entre 29.0 – 33.0 %). Como consecuencia, se obtuvo una lejía cada vez más diluida en glicerol. Esto no tendría tanta relevancia, si en efecto se consiguiera producir lejía más diluida, pero que al final de cuentas se logre obtener un neat soap con la misma cantidad de glicerol. Con ello la eficiencia de la planta no disminuiría. Sin embargo, este no fue el caso. Aun cuando se hicieron esfuerzos por recuperar la mayor cantidad de glicerol posible en la torre, aumentando la concentración y el flujo másico del licor de lavado, no se logró mantener la misma proporción de separación de glicerol. Al observar la tabla No. 9 de la sección de Resultados, en donde se muestran los resultados de análisis químico se observa que, conforme sube la producción de neat soap, aumenta también la concentración de glicerol en el neat soap, desde 0.38 % a 2,285 kg/hr hasta 0.90 % a 3,074 kg/hr de neat soap. Por ello, la concentración de glicerol en la lejía final obtenida fue disminuyendo y por ende el porcentaje de eficiencia de la planta, que es una división entre la cantidad de glicerol recuperado de la cantidad de glicerol contenido en las materias grasas que se ingresan al proceso. Se puede concluir que la torre de lavado con la que se cuenta

no es adecuada para los niveles de producción por arriba de 2,832 kg/hr, puesto que a partir de este punto, si no antes, la extracción de glicerina se vuelve ineficiente.

En la tabla No. 7 de la sección de Resultados se muestra la proporción de agua que se alimentó en proporción con la cantidad de grasas introducidas. Hay que hacer notar, que aquí no se incluye el agua que proviene de la salmuera y de la soda cáustica. Como el lector podrá observar al estudiar esta tabla, se trató y se logró, hasta cierto punto, mantener constante la proporción entre la cantidad de agua de proceso alimentada y las grasas procesadas en cada etapa en la que se alimentan las mismas: en el reactor A-401, en la columna de lavado A-403 y en el mezclador de fitting A-404. Esto se hizo para evitar introducir más variables en las pruebas a cada nivel, y especialmente para no diluir la cantidad de glicerol en las lejías aún más. La concentración del licor de fitting y su flujo másico se mantuvo relativamente en la misma proporción al material graso procesado para cada nivel de producción. En esta etapa se busca ajustar el nivel de sal y de soda cáustica en el neat soap previo al ingreso del mismo a la etapa de centrifugación. Si se tuvo que aumentar ligeramente la cantidad de NaOH en el licor de lavado, principalmente por que el NaCl en el jabón que salía de la columna, fue concentrándose conforme se incrementaba la cantidad de salmuera que se introducía a la torre. El licor de lavado ayuda a liberar al neat soap de cierta cantidad de sal y promueve una pequeña transferencia de glicerol.

En la tabla No. 8 se muestra el costo del kilogramo de neat soap para los distintos niveles de producción que se alcanzaron durante las pruebas. De estos datos se puede concluir que el precio del neat soap está determinado, principalmente, por el costo de las materias primas. A pesar que aumentó el volumen de producción, no se observó una economía de escala al calcularse el costo. Si hay una disminución en los costos de energía eléctrica, de vapor y mano de obra, sin embargo este ahorro es casi despreciable en relación con el costo por materia prima que aumenta en proporción con la producción. El costo permaneció casi constante e incluso a veces oscilante, en parte por las variaciones en la cantidad de soda cáustica y de sal utilizadas en la etapa de fitting y de lavado de jabón. Aumentar la cantidad de neat soap producido permite cumplir con la creciente demanda de jabón en el mercado, mas no produce una disminución en el costo del producto. Es también de suma importancia, que el lector tome en cuenta, que al aumentar el volumen de consumo de las materias primas, en especial de la soda cáustica, el sebo y el aceite, se podrían disminuir los costos por kilogramo de dichos materiales, en caso se llevaran a cabo negociaciones con las empresas que proveen estas materias primas. Sin embargo, la empresa en la que se llevó a cabo el estudio, así como los proveedores en sí, decidieron no proporcionar esta información para mantener la confidencialidad de sus negociaciones. Estas negociaciones son además complejas y se rigen por leyes y tratados, contratos entre comprador y vendedor, precios en el mercado y quedan fuera del alcance de este trabajo de graduación.

Junto al costo del neat soap producido, se muestra la cantidad total de glicerina que se recupera en el departamento de saponificación por hora en la lejía final (Nota: Esta no es glicerina recuperada en la planta de tratamiento de glicerina). El costo de la glicerina U.S.P. que resulta de las lejías finales obtenidas en las pruebas a cada nivel de producción aumenta, conforme crece la producción de neat soap porque se obtuvieron lejías cada vez más diluidas y con alcalinidad distinta. El costo sube notablemente por dos razones: 1) Se consume una mayor cantidad de vapor para evaporar el agua en la lejía hasta llegar a la concentración de la

glicerina cruda (80 % p/p), 2) y se consume la misma cantidad de energía eléctrica, mano de obra y materias primas para las primeras dos etapas de tratamiento previo a la destilación (Ver Apéndice J). Sin embargo se obtiene una menor cantidad de glicerina U.S.P. al final del proceso de recuperación por los mismos 100 kg de lejía final (que irá cada vez más diluida al aumentar la producción de neat soap).

Tomar en cuenta el aumento en el costo de la glicerina U.S.P., que se obtiene a partir de la lejía final, es muy importante, puesto que la glicerina se utiliza como materia prima en otros productos fabricados por la misma empresa, y al aumentar su costo, se reduce el margen de ganancias que estos otros productos puedan generar.

En la tabla No. 9 se muestran los resultados de los análisis efectuados al neat soap a cada nivel de producción. Como se muestra en la tabla, el jabón obtenido únicamente se salió de especificaciones a un nivel de producción de 2,285 kg/hr (humedad obtenida: 32.79 %) y a un nivel de producción de 3,074 kg/hr (Glicerol: 0.90 % y Sal: 0.67 %). Los restos de estándares fueron cumplidos y en todos los niveles de producción, con la excepción de los casos ya mencionados, se logró mantener la calidad del neat soap, según los estándares corporativos propios de la empresa en la que se llevó a cabo este estudio.

Además de llevar a cabo balances de masa generales y por etapa del proceso para cada nivel de producción a los que se hizo la prueba, y de verificar la calidad de la lejía final y del "neat soap" obtenido en el proceso, es indispensable seguir de cerca parámetros del proceso que se pueden medir y que son indicadores del funcionamiento del equipo y del equilibrio fisicoquímico que hay dentro de cada unidad. Se cuenta únicamente con medidores de presión, temperatura y amperajes en las partes o etapas del proceso en donde estos son realmente requeridos.

En la sección de resultados se muestran dos gráficas que resumen las condiciones de operación que se obtuvieron para cada nivel de producción. Para un cierto nivel de producción (un punto en la gráfica), el valor del eje "y" que se presenta es en realidad un promedio de todos los valores de ese mismo parámetro, que fueron medidos y registrados cada hora de operación a ese mismo nivel de producción. En la gráfica No. 1 se logra observar que, tanto el amperaje del motor que mueve el eje mezclador en el reactor saponificador, como la presión en el reactor, se mantuvieron constantes a todos los niveles de producción, con excepción del último, a 3,074 kg/hr de neat soap. El amperaje del motor es un parámetro importante, pues indica la cantidad de carga o resistencia que debe vencer el mezclador del reactor. La carga a vencer en el reactor puede aumentar por las siguientes razones: a) formación de masas apelonadas y no saponificadas, que generalmente se da por una saponificación incompleta o por una recirculación inadecuada del jabón que sale del reactor, b) reducción de la temperatura en el saponificador, que causa un aumento en la viscosidad de la mezcla emulsificada dentro del reactor y por ende incrementa la carga a vencer, c) dosificación incorrecta o inadecuada de materias primas, generalmente cuando la proporción de lejía final y agua de proceso y de grasas alimentadas es inadecuada, pues cambian la masa de cada fase dentro del reactor, y por ello también, la gravedad específica y la viscosidad de la masa emulsificada dentro del reactor.

Si se observa la gráfica No. 2, se puede observar que la temperatura dentro del saponificador cae conforme se aumenta la dosificación de materias primas. Cae medio grado centígrado hasta dos grados centígrados por cada aumento de 200 kg/hr de jabón producido. Sin embargo a 3,074 kg/hr de neat soap, la

temperatura cae considerablemente, de los 98 – 99 °C óptimos a 92 – 91 °C, y por tanto aumenta la carga a mover dentro del reactor y por ello el amperaje del motor. La temperatura del reactor cae, puesto que la superficie de intercambio de calor y/o la cantidad de vapor alimentado no son suficientes para elevar aun más la temperatura de la mezcla dentro del reactor para el volumen que maneja este a la producción máxima, que es de hecho un flujo másico de 3,170 kg/hr (ver balance de masa para reactor en pag. 81). La velocidad de mezclado dentro del reactor es otro factor importante, ya que este puede ser muy lento para la masa que se intenta mezclar. Sin embargo, no es recomendable aumentar el flujo de vapor dentro de las chaquetas y serpentines, puesto que el regulador de presión en la línea de vapor es el recomendado por el fabricante del equipo, para la presión máxima de trabajo de la chaqueta y de los serpentines. También es importante notar que a 3,074 kg/hr de neat soap, aumenta la presión en el reactor de 2.2 a 2.4 – 2.5 bares, presión que se logró mantener constante en los demás niveles de producción. Todos los aspectos discutidos anteriormente indican que a 3,074 kg/hr de neat soap, el reactor ya no opera bajo las condiciones óptimas, y que estas condiciones se lograron mantener constantes hasta un nivel de producción de 2,832 kg/hr de neat soap.

En la gráfica No. 2 se observa que tanto la temperatura del licor de fitting y del licor de lavado en las etapas de fitting y de extracción de glicerina respectivamente se lograron mantener relativamente constantes a todos los niveles de producción. Esto fue fácil, debido a que el aumento máximo que se dio en el flujo másico del licor de lavado y del licor de fitting, al subir la producción en 50 % es de 441 kg/hr para el licor de lavado y 77 kg/hr para el licor de fitting.

Tanto las temperaturas en la etapa de enfriamiento como en la columna de lavado se mantuvieron también relativamente constantes para todos los niveles de producción y no bajaron de los 73 °C. No se presentó ningún tipo de problema en el enfriador A-402, principalmente, porque al acrecentarse la cantidad de jabón producido también se eleva la cantidad de lejía final que se hace recircular al enfriador, lo cual ayuda a bajar la temperatura en el enfriador (ver Apéndice B). Como consecuencia de tener un circuito cerrado para el agua de enfriamiento y de que el agua no forma parte de los costos variables para la empresa en la que se realizó el estudio, además no fue necesario calcular el volumen de agua de enfriamiento utilizado.

En el Apéndice A se muestran las condiciones de operación graficadas en función de las horas de operación continua para cada nivel de operación. Si el lector analiza estas gráficas detenidamente, se dará cuenta que haber tomado el promedio de cada parámetro para todas las mediciones hechas a un nivel de producción para hacer los gráficos que se muestran en la sección de resultados es totalmente válido, ya que en todas las pruebas realizadas se logró mantener estable y bajo control los parámetros medidos de control del proceso. Los únicos "picos" o variaciones considerables en estas gráficas ocurren en los arranques y antes de hacer los paros (primeras y últimas horas de operación), pues son en estos momentos en los que el proceso no entra aún en equilibrio, se hacen ajustes inmediatos y puntuales y en los que se rompe el equilibrio (en el caso de los paros). Solamente en la prueba de 2,653 kg/hr (Apéndice A, gráfico No. 5) la temperatura en la columna disminuyó considerablemente de 75 °C a 70 °C por un lapso de cuatro horas debido a problemas en la alimentación de vapor hacia el enchaquetado de la columna de lavado.

Por último se debe mencionar, que para llevar a cabo el aumento en la capacidad por encima de los 2,200 kg/hr y además para poder llevar a cabo el estudio que se realizó a distintos niveles de producción se

debió cambiar algunas bombas de dosificación de materia prima, por no tener éstas capacidad suficiente, cambiar diámetros de algunas tuberías para dosificación de materias primas, instalar intercambiadores de calor para calentar sebo, licor de lavado y licor de fitting, previo a su ingreso al proceso en las diversas etapas e instalar dos centrifugas nuevas, una por aumento de capacidad y la otra para tener una centrifuga stand-by en el proceso para evitar paros en caso de mantenimiento preventivo y limpieza. Estos cambios se documentaron en el Apéndice L.

En el Apéndice G, se muestra el porcentaje de la capacidad de las bombas de dosificación de materias primas que se utilizó para cada prueba. Si el lector así lo deseara, podrá encontrar en esta sección la información que necesita para determinar si las bombas utilizadas aún son adecuadas para los niveles de producción a los que se realizó la prueba. En resumen se puede concluir que las bombas de alimentación de lejía níger, salmuera y extracción de lejía final del proceso trabajaron casi a su capacidad máxima a un nivel de producción de 3,074 kg/hr. Esto no es recomendable, puesto que estas bombas dejan de dosificar las cantidades exactas que se asumen impulsarán, al aumentar considerablemente la carrera del pistón reciprocante que impulsa el fluido y se producen grandes variaciones en la cantidad de líquido impulsado por golpe.

IX CONCLUSIONES

1. La producción de neat soap debe mantenerse por debajo de los 2,800 kg/hr para satisfacer los estándares de eficiencia, utilización de activos (equipo), calidad y costos de la empresa en la que se llevó a cabo el estudio.
2. La capacidad máxima de la planta de tratamiento de grasas es insuficiente para proveer de materia prima a la planta de saponificación ininterrumpidamente en caso se desee operar ésta a un nivel de producción de 3,000 kg/hr de neat soap. Un nivel máximo de producción de 2,800 kg/hr de neat soap es la que la planta de tratamiento de grasas podría mantener en caso se desee aumentar la producción.
3. La planta de saponificación, con su equipo actual y con las condiciones de proceso que se presentan en este estudio, es capaz de producir neat soap que cumpla los estándares de calidad que la empresa exige hasta un nivel de producción de 2,800 kg/hr, no así a un nivel de producción de 3,000 kg/hr.
4. El reactor saponificador puede trabajar bajo condiciones adecuadas y óptimas de saponificación hasta un nivel de producción de 2,800 kg/hr de neat soap. A un nivel de producción de 3,000 kg/hr el reactor saponificador deja de trabajar en las condiciones óptimas de saponificación, al haberse llegado a la cantidad máxima de vapor que puede ser alimentado en los serpentines y en el enchaquetado; el funcionamiento en los demás equipos sí se mantuvo bajo control.
5. La columna de lavado (3ª etapa) y el enfriador (2ª etapa) para extracción de glicerina no son adecuados para mantener la eficiencia de la planta de saponificación en rangos aceptables (90 % min.), al aumentar el nivel de producción de neat soap por encima de 2,800 kg/hr.

X RECOMENDACIONES

A continuación se listan las áreas, aspectos y oportunidades que se tienen para trabajar, de manera que en un futuro la planta de saponificación continua pueda alcanzar la producción deseada por encima de los 3,000 kg/hr.

1. Llevar a cabo un rediseño del proceso de tratamiento de grasas para aumentar la capacidad de sebo y aceite tratado. Se encontraron dos oportunidades para ello sin que sea necesario cambiar la mayoría del equipo actual y en especial la distribución de la planta y la obra civil en la que se encuentra: a) instalar un tanque de desodorizado y blanqueado de grasas de mayor capacidad b) aumentar el tamaño y la capacidad del filtro prensa (área efectiva de filtración), c) cambiar la bomba que impulsa las grasas a través del filtro por una con mayor potencia.
2. Aumentar la superficie de intercambio de calor en el reactor, al cambiar los serpentines actuales. Se debe hacer un estudio para verificar si al cambiar los materiales y la forma de construcción del enchaquetado y serpentines se puede alimentar una mayor cantidad de vapor a la chaqueta y serpentines del reactor y con ello mantener una temperatura alta de saponificación. No hay que olvidar que al hacer esto se reduce el volumen efectivo dentro del reactor, por lo que al disminuir dicho volumen se debería aumentar el flujo másico que circula a través del reactor. Se debe evaluar entonces en un estudio cómo cambia el volumen interno efectivo del reactor, cómo afecta esto al flujo másico de materiales a través del reactor si se aumenta la superficie de intercambio de calor al cambiar los serpentines. Esto permitiría seguir utilizando el mismo reactor.
3. Diseñar una torre de lavado con las dimensiones, número de platos rotatorios y velocidad de rotación adecuados que haga posible mantener un tiempo de residencia y un área de contacto necesario para hacer más eficiente la extracción de glicerina en esta etapa del proceso para los flujos másicos que se requieren para producir 3,000 kg/hr o más de neat soap. Asimismo, se debe pensar en redimensionar la 2ª etapa de enfriamiento y separación estática para que junto con una nueva torre permitan mantener el proceso en equilibrio con una eficiencia de por lo menos 90 % para el nivel de producción ya mencionado.
4. Efectuar un estudio para encontrar las maneras cómo se puede aumentar la eficiencia de la planta de recuperación de glicerina, en especial en la etapa de evaporación, para que el costo de la glicerina U.S.P. que se obtiene, no aumente considerablemente, en caso se desee operar la planta en niveles de operación de hasta 2,800 kg/hr de neat soap, sin hacer ningún cambio al equipo actual en la planta de saponificación.
5. Antes de tratar de aumentar la producción de la planta actual de saponificación hasta 2,800 kg/hr se recomienda que la empresa haga un estudio de mercado y las negociaciones correspondientes para reducir el costo de las materias primas justificado por un incremento en el volumen consumido y comprado, para que al bajar el costo del kg de neat soap sea rentable subir el costo de la glicerina U.S.P. que se obtiene de las lejías.

XI BIBLIOGRAFIA:

1. Woolatt, E. The Manufacture of Soaps, Other Detergents and Glycerine. 1985. Ellis Horwood Limited, Gran Bretaña. 473 pp.
2. Fratelli Gianazza Legnano Instrucciones para la Puesta en Marcha y el Funcionamiento de Una Planta de Desodorización/Blanqueo Grasas y de una Planta Filtración Grasas. Comm N° 263/87. Marzo 1989.
3. Colgate Palmolive. Rendering Practices and Tallow Quality. MET Technical Information Letter. TIL K-700-02 (PW) 1990.
4. Colgate Palmolive. Earth Bleaching Chemistry and Processes. MET Technical Information Letter. TIL K-725-01 (PW) 1990.
5. Colgate Palmolive. Soap Making-Update Guidelines for Neutral Fat Specification in Kettles. MET Technical Information Letter. TIL K-750-01 (PW) 1990.
6. Colgate Palmolive. The Recovery of Glycerine from the Saponification of Fats and Oils. MET Technical Information Letter. TIL K-755-00 (PW) 1990.
7. Bailey's (1979, 1982). Industrial Oil and Fat Products. 4ª ed. Vol. 1. 1979. Vol 2. 1982. John Wiley, U.S.A.
8. Kirk-Othmer. Encyclopedia of Chemical Technology. Vol. 21 3ª ed. 1983. John Wiley and Sons, U.S.A. pp 162 - 181

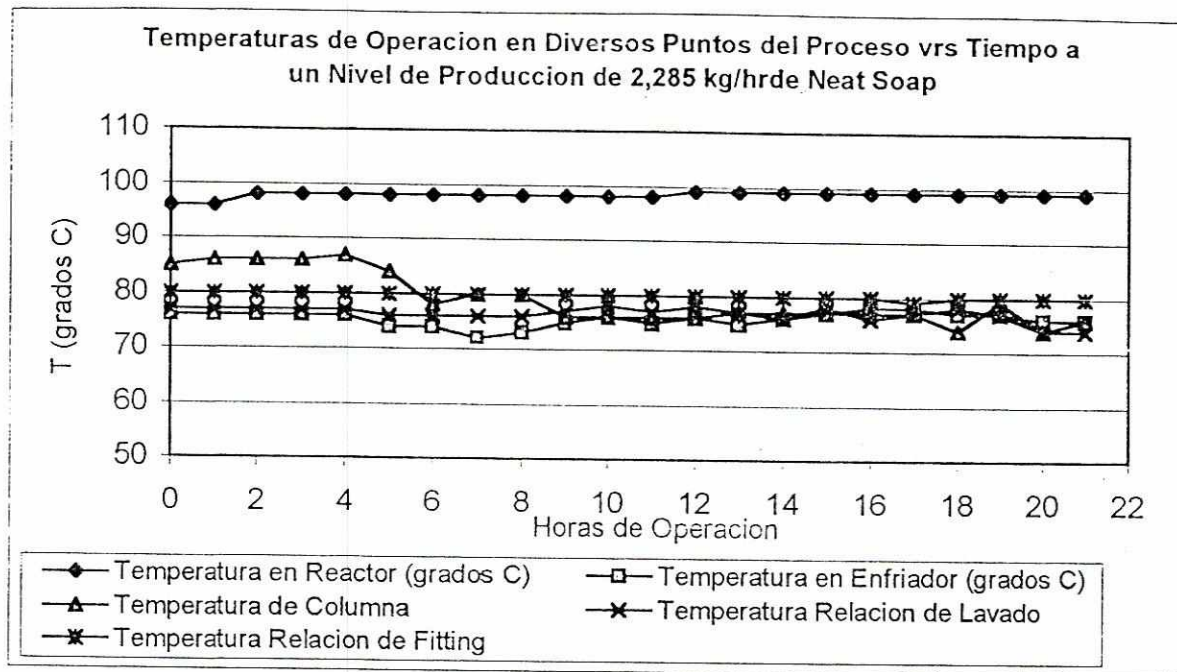
12.0 APENDICES

APENDICE A

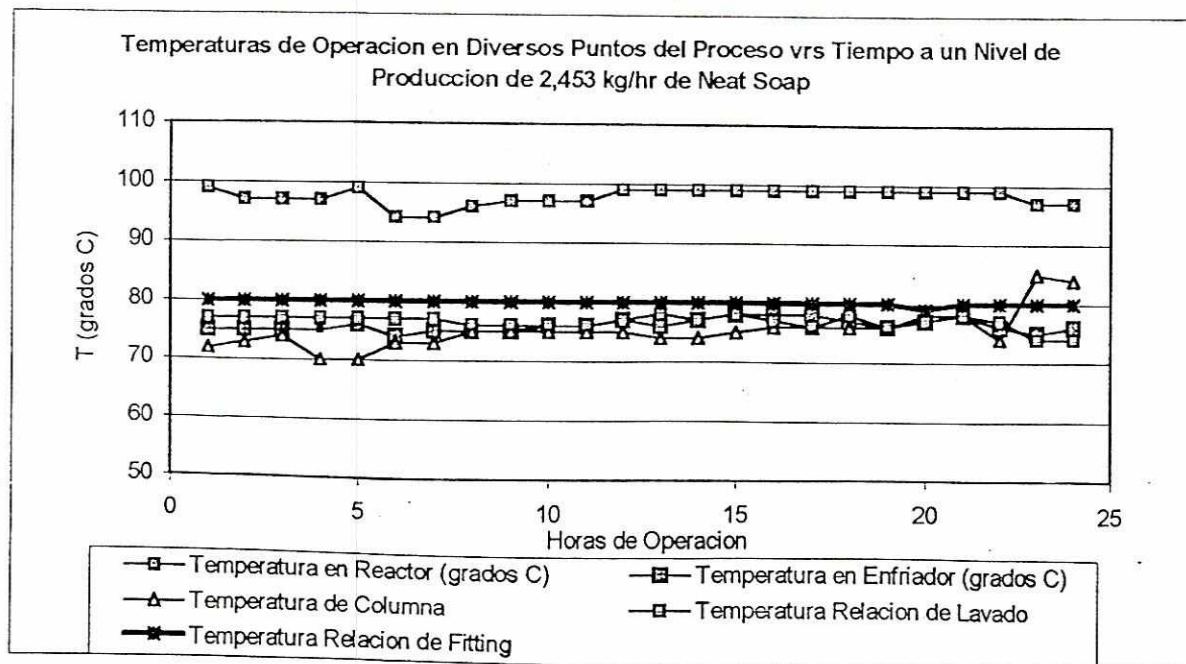
GRAFICAS DE PARAMETROS DE CONTROL DEL PROCESO CONTINUO DE
SAPONIFICACION PARA LAS PRUEBAS LLEVADAS A CABO

Temperaturas medidas en Distintas Partes del Proceso en Función de las Horas de Operación

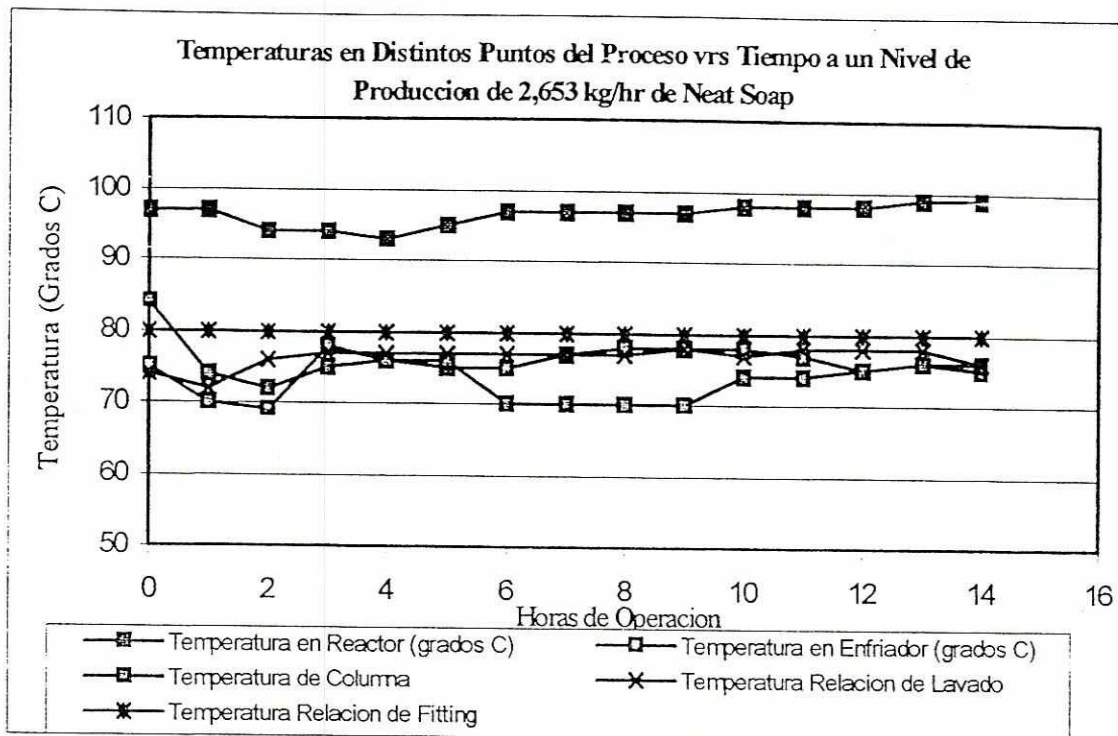
Grafica No. 3. Temperaturas de Operación en Proceso de Saponificación Continua vs. Tiempo



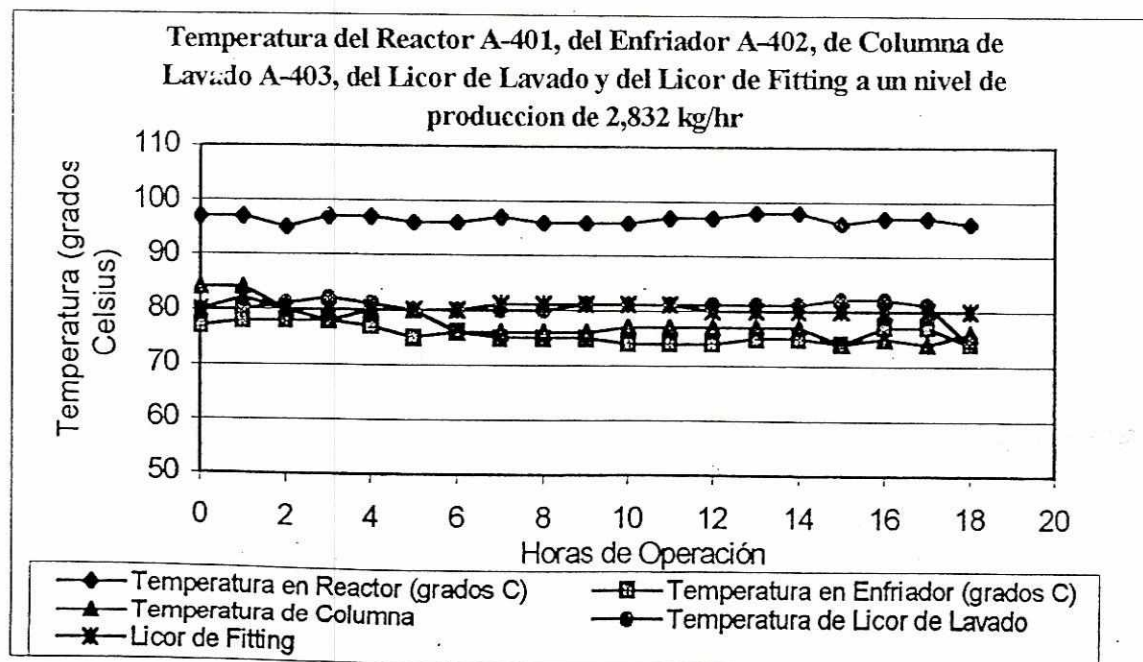
Grafica No. 4. Temperaturas de Operación en Proceso de Saponificación Continua vs. Tiempo



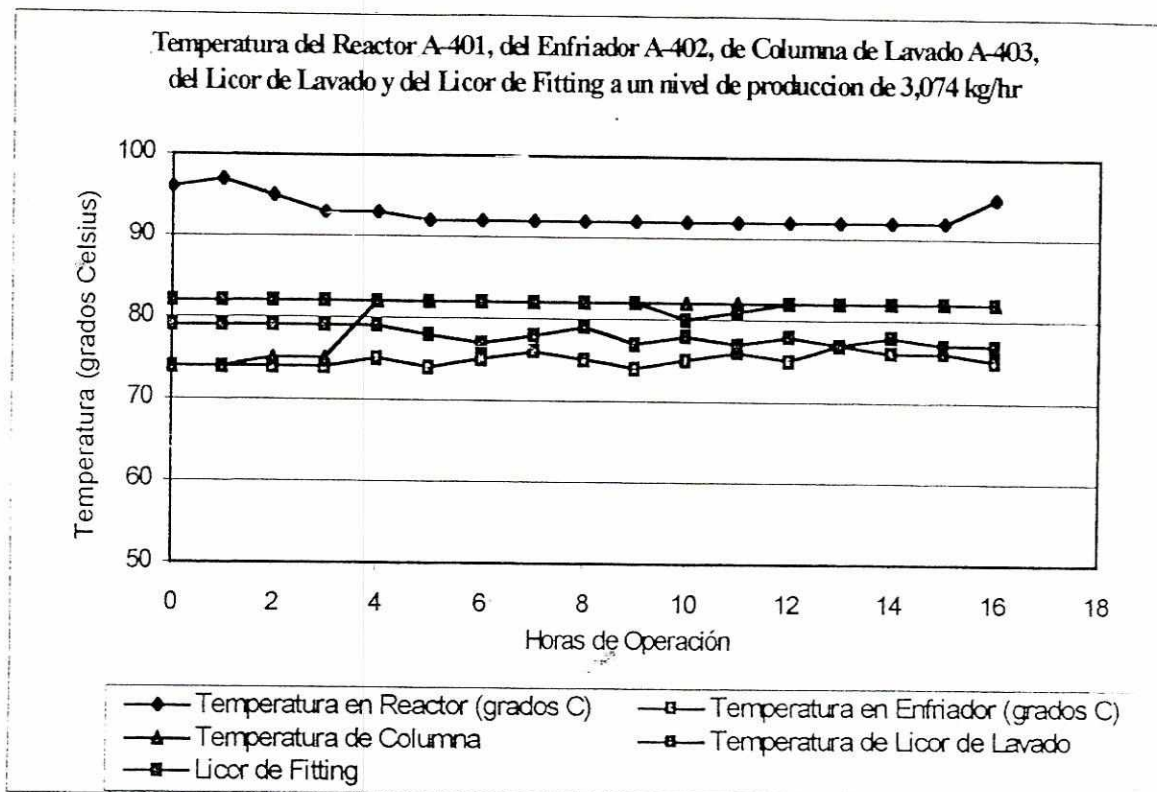
Grafica No.5. Temperaturas de Operación en Proceso de Saponificación Continua vrs. Tiempo



Grafica No.6. Temperaturas de Operación en Proceso de Saponificación Continua vrs. Tiempo



Grafica No.7. Temperaturas de Operación en Proceso de Saponificación Continua vrs. Tiempo



Gráficas de Parámetros de Control del Reactor Saponificador en Función de las Horas de Operación.

Gráfico No. 8. Parámetros de control para el Reactor Saponificador en función del tiempo de operación.

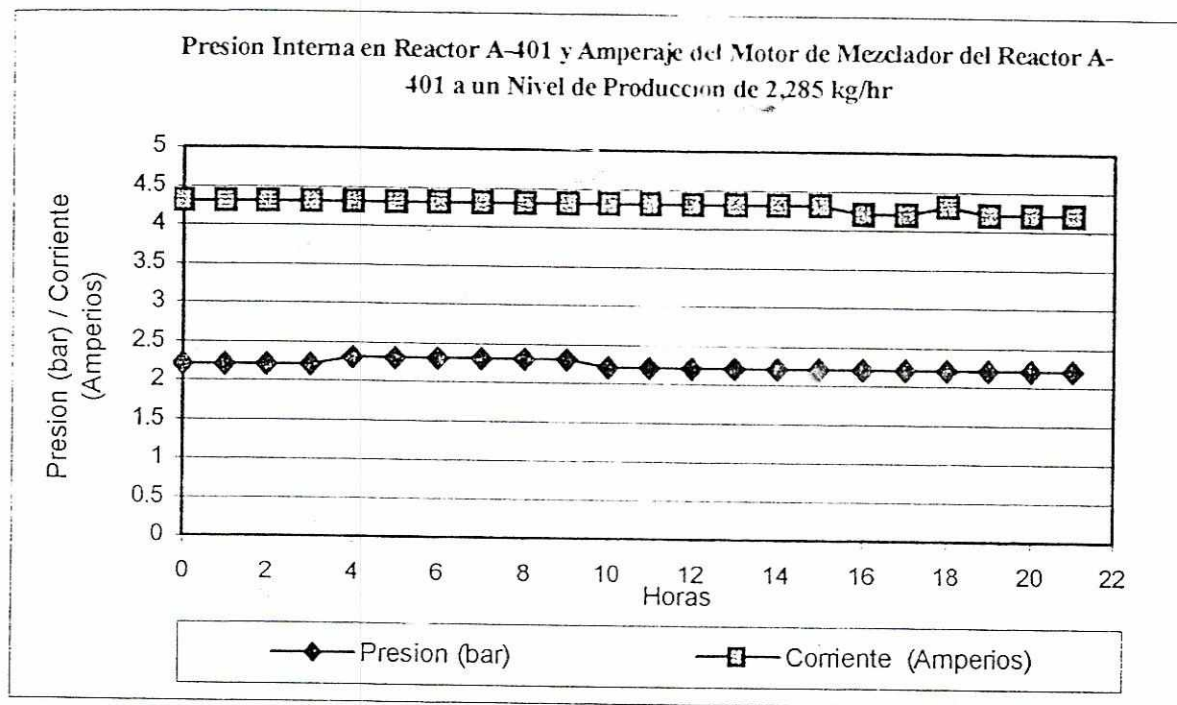


Gráfico No. 9. Parámetros de control para el Reactor Saponificador en función del tiempo de operación.

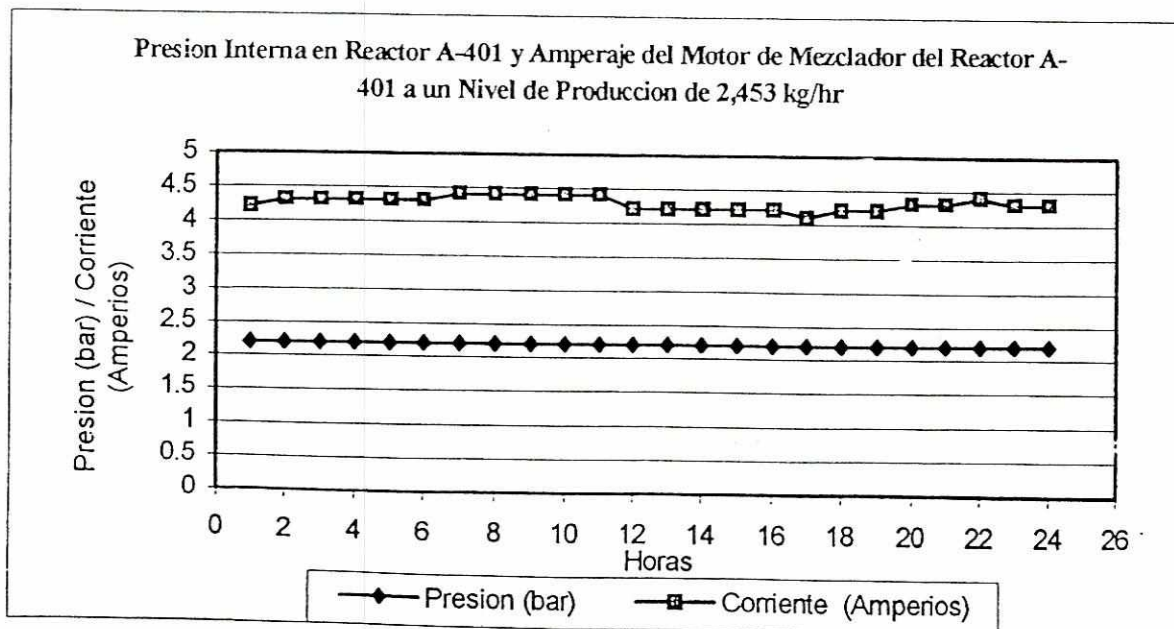


Gráfico No. 10. Parámetros de control para el Reactor Saponificador en función del tiempo de operación.

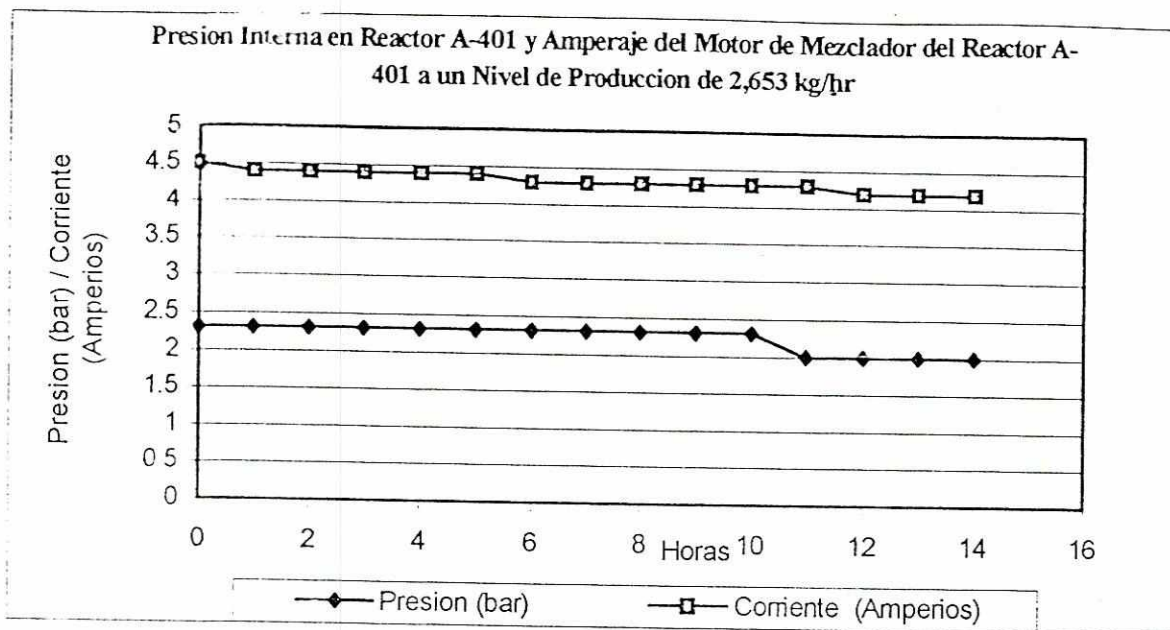


Gráfico No. 11. Parámetros de control para el Reactor Saponificador en función del tiempo de operación.

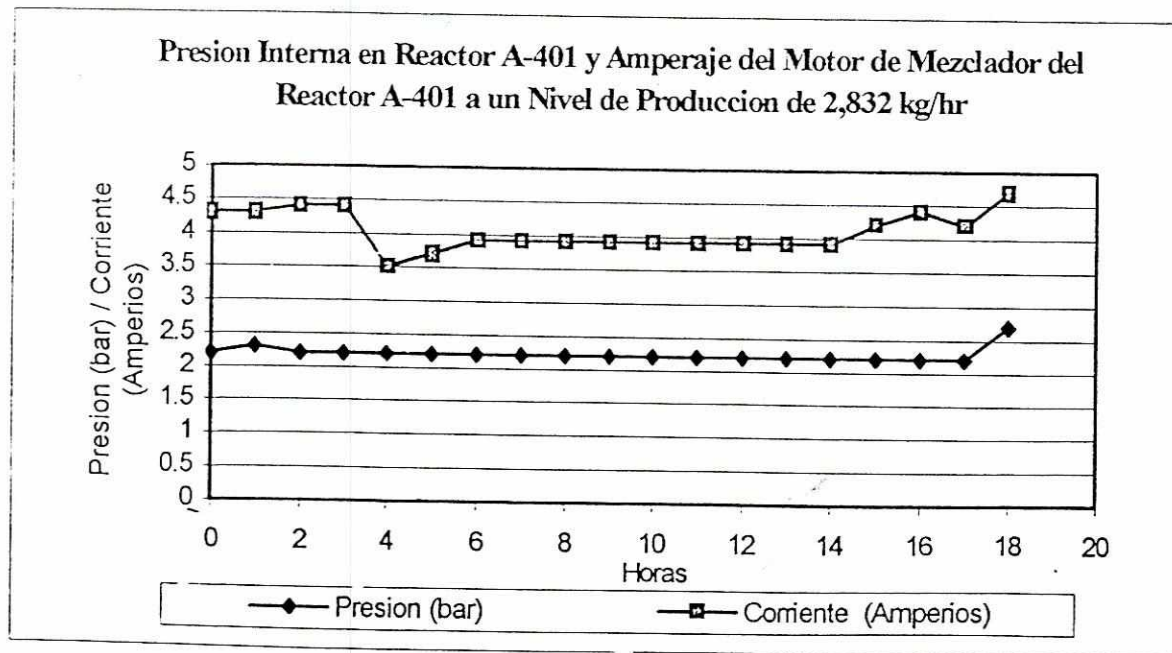
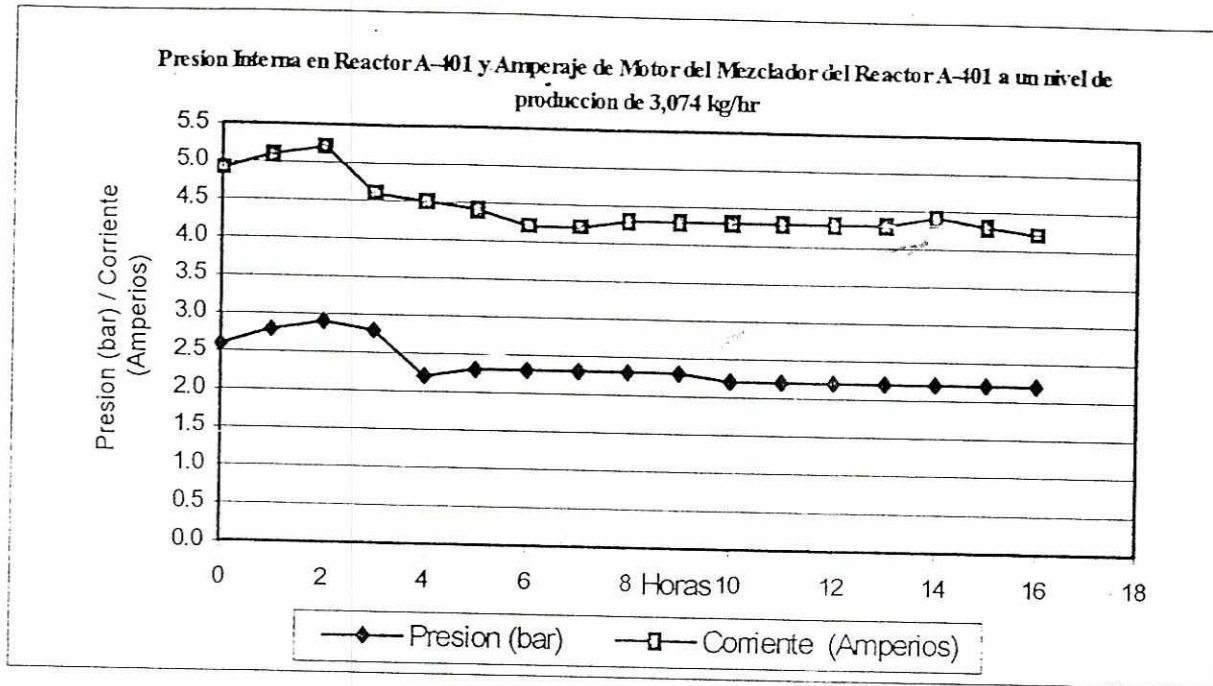


Gráfico No. 12. Parámetros de control para el Reactor Saponificador en función del tiempo de operación.



APENDICE B

DIAGRAMAS DE PROCESO Y BALANCES DE MASA GENERALES PARA LAS
PRUEBAS REALIZADAS

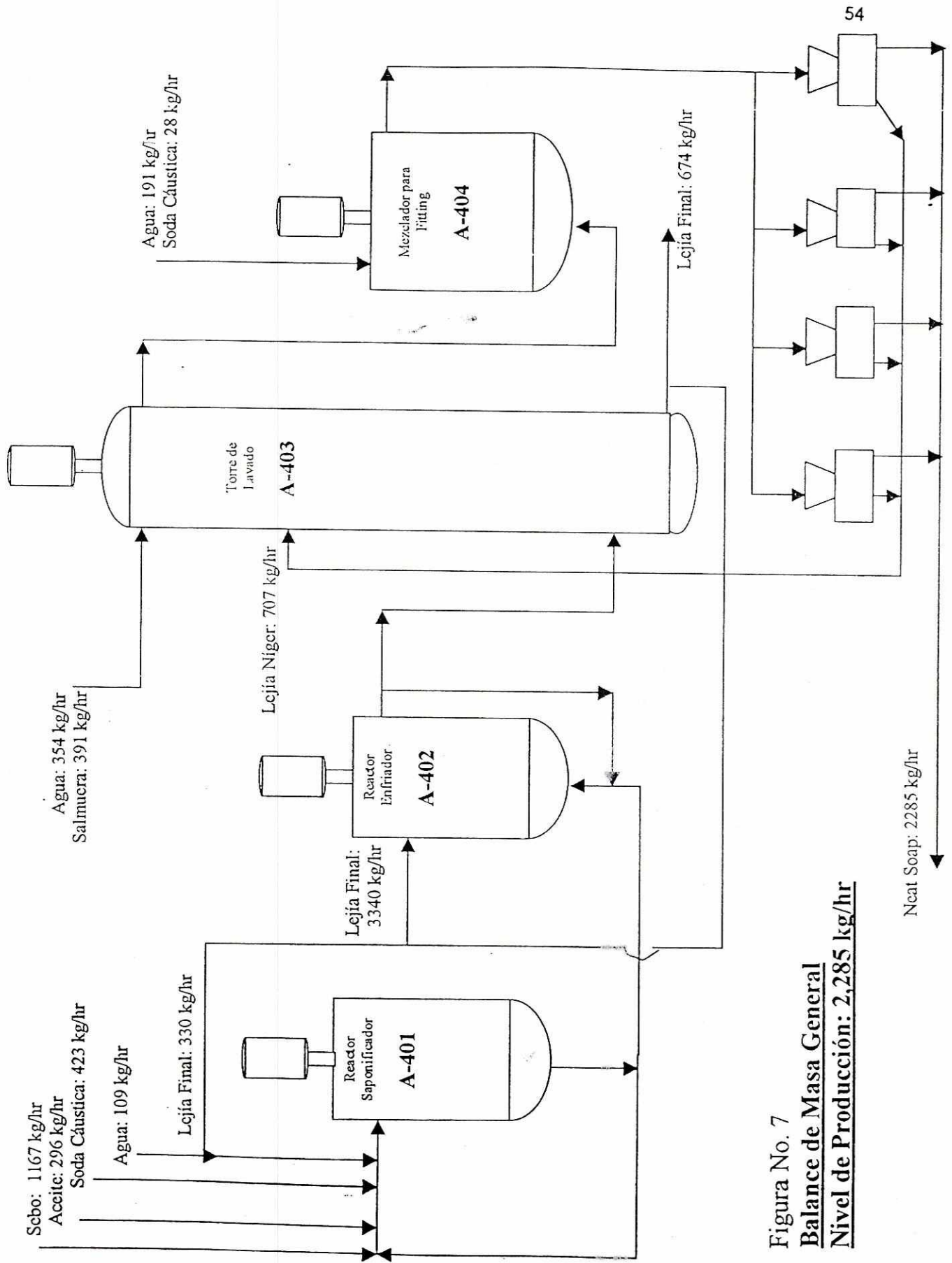


Figura No. 7
Balance de Masa General
Nivel de Producción: 2,285 kg/hr

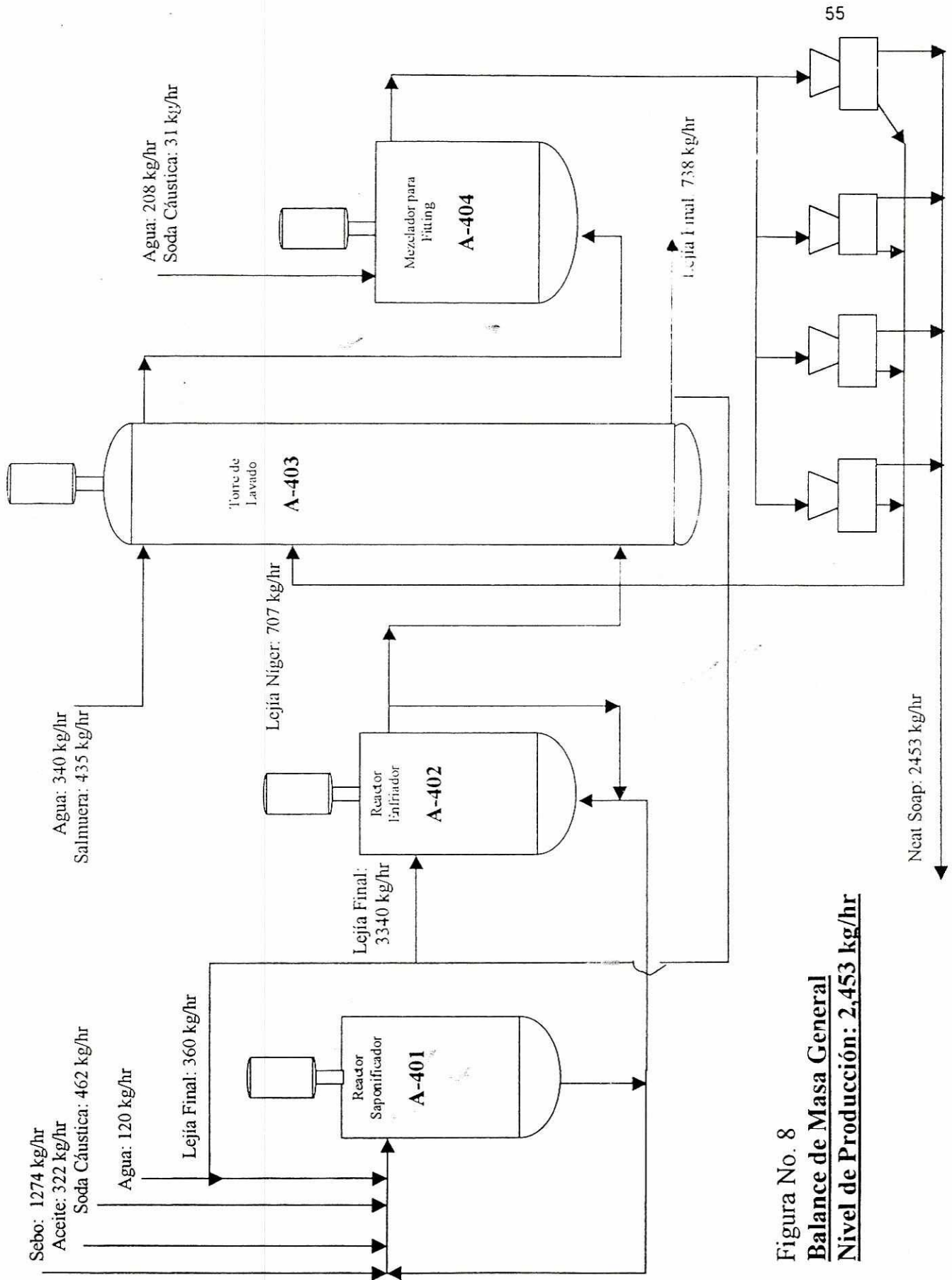


Figura No. 8
Balace de Masa General
Nivel de Producción: 2,453 kg/hr

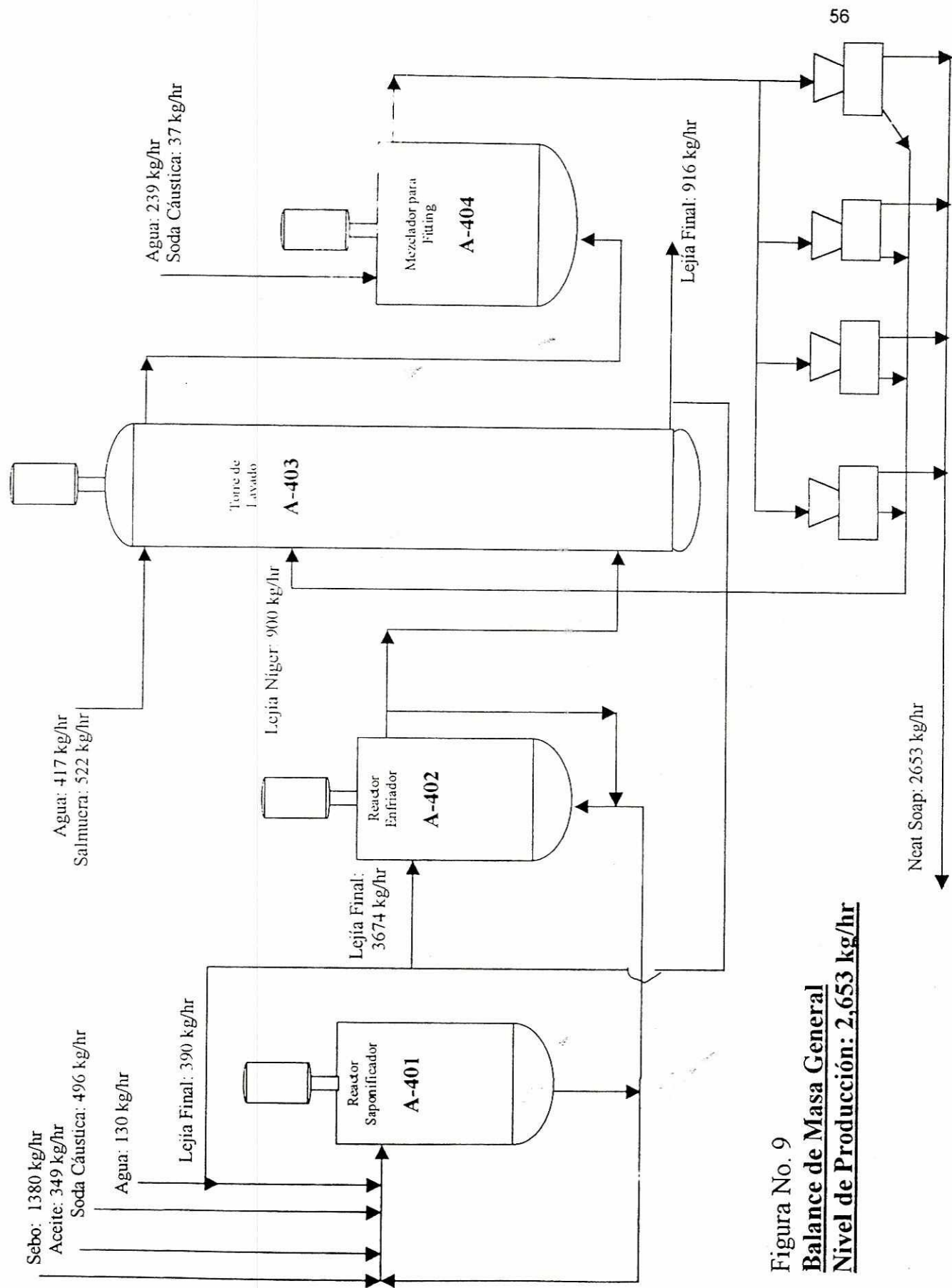


Figura No. 9
Balace de Masa General
Nivel de Producción: 2,653 kg/hr

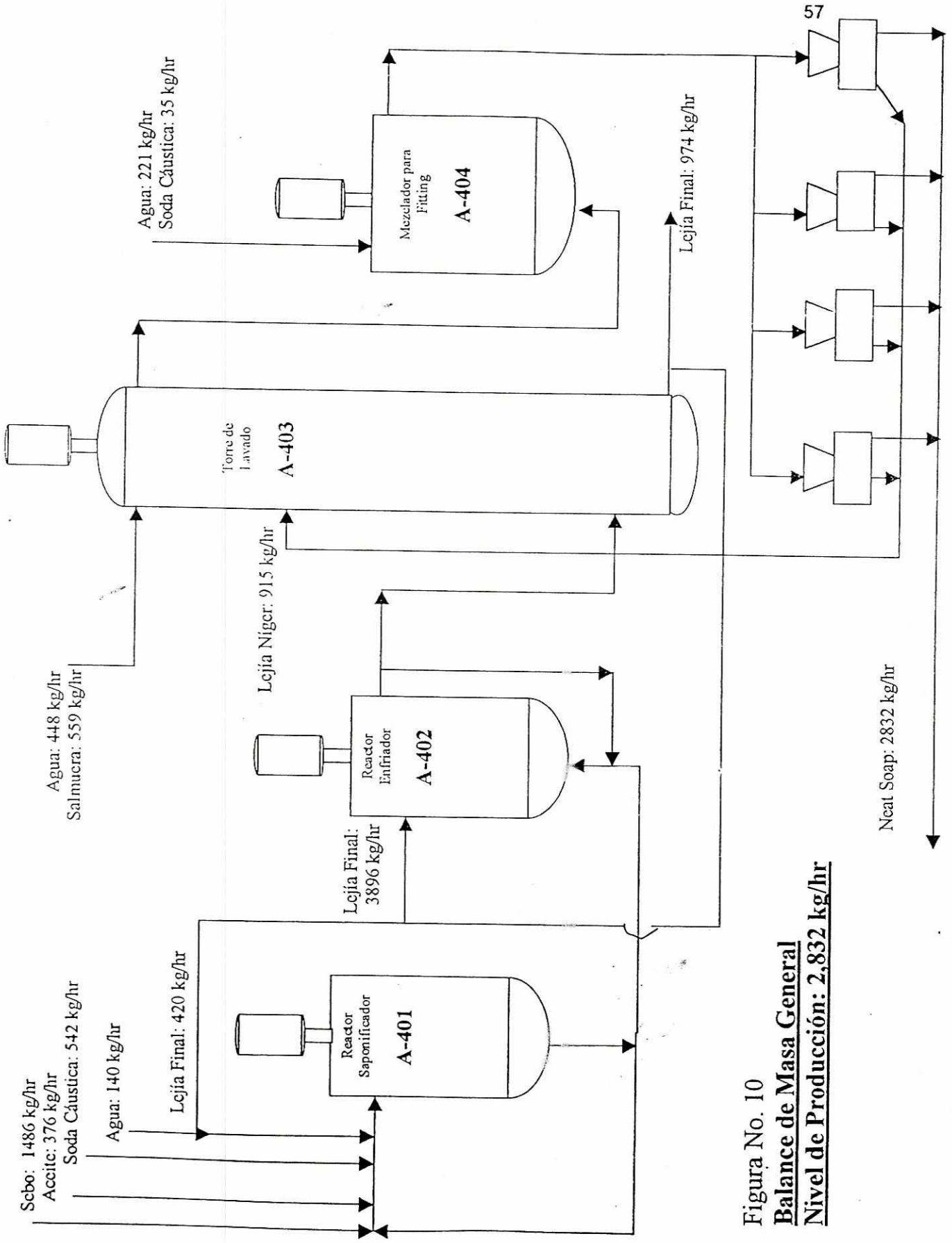


Figura No. 10
Balance de Masa General
Nivel de Producción: 2,832 kg/hr

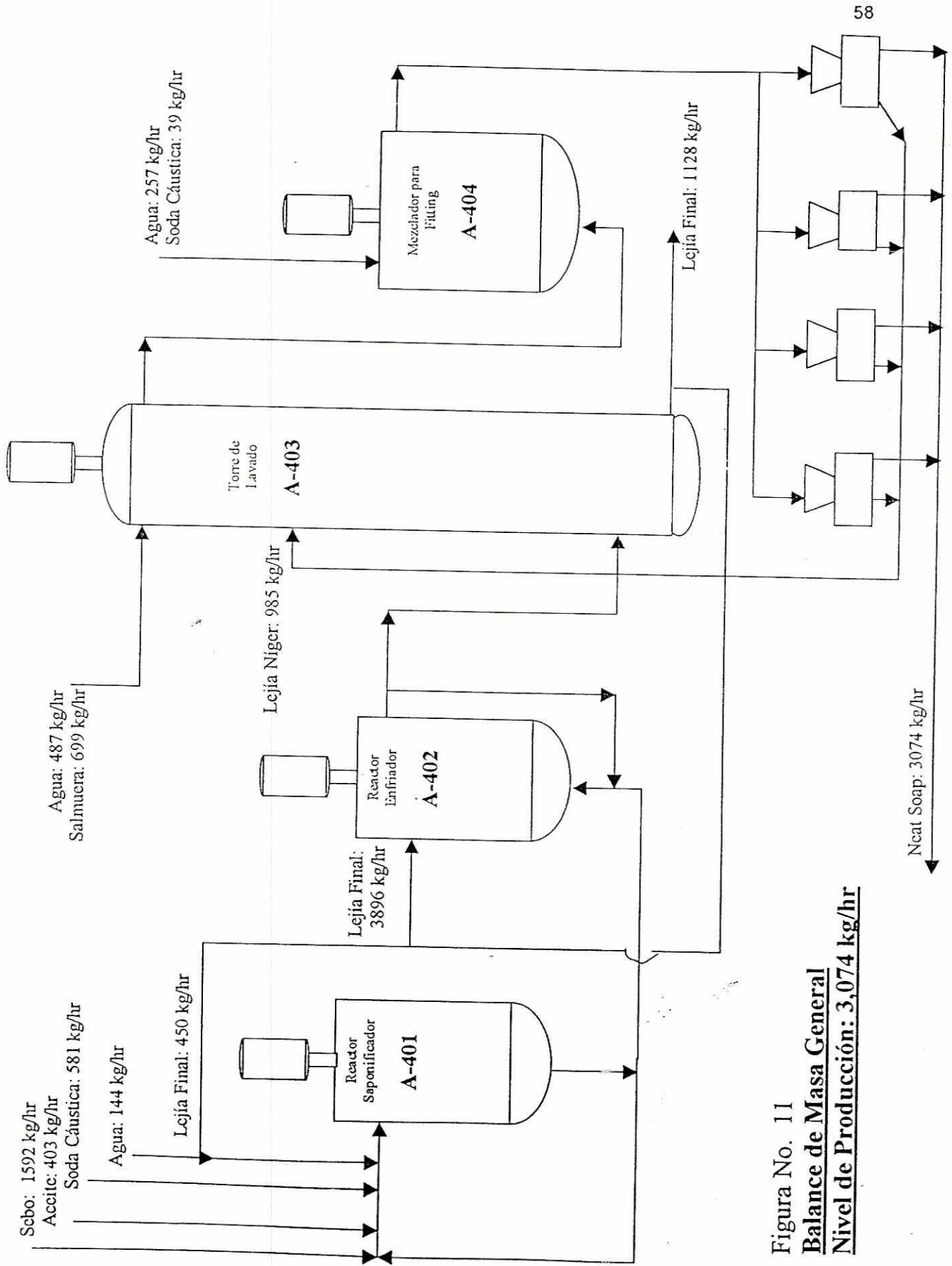


Figura No. 11
Balace de Masa General
Nivel de Producción: 3,074 kg/hr

APENDICE C

CALCULOS DE PARAMETROS DE MEDICION DE LA EFICIENCIA DE PROCESO

CALCULO DE MUESTRA PARA REALIZAR LOS BALANCES DE MASA
GENERALES Y LOS BALANCES DE MASA POR ETAPAS

Cálculos de Parámetros de Medición de la Eficiencia del Proceso y Necesarios para Realizar Balance de Masa

Todos los cálculos se llevaron a cabo exactamente de la misma manera para cada uno de los niveles de producción con los que se experimentó. A continuación se muestran los cálculos para el primer nivel de producción que se probó: 2,285 kg/hr de neat soap.

1. *Determinar la cantidad de sebo, aceite y soda que se deben alimentar al reactor saponificador A-401:*

Se desean producir aproximadamente 2,200 kg/hr de Neat Soap, con un contenido promedio estimado de jabón anhidro de 69 %:

$$(2,200) \times (0.69) = 1518$$

Para determinar la cantidad de materia grasa total que equivale a 1,518 kg/hr de Jabón Anhidro se debe dividir este valor entre el factor 1.085:

$$1518 = (1.085)y$$

$$y = 1399 \text{ kg/hr de Materia Grasa Total}$$

La cantidad de materia grasa que se va a producir depende de la cantidad de materia grasa que hay en el sebo y aceite, eliminando impurezas, otros ésteres, etc.:

$$(a + b)0.95 = 1399$$

en donde a representa el sebo y b representa el aceite de palmiste.

Además se sabe que se debe cumplir la siguiente proporción, fórmula dada por estándares de la empresa:

$$4b = a$$

Al resolver el sistema de dos ecuaciones y dos variables se obtiene:

$$a = 1161.26 \text{ kg/hr de sebo}$$

$$b = 290.32 \text{ kg/hr de aceite}$$

Por la manera en que se gradúa la dosificación de las bombas, cambiando la carrera del pistón recíprocante, se decide dosificar una cantidad que equivalga a una posición exacta en la carrera del pistón:

Entonces: $a = 1167 \text{ kg/hr de sebo}$

$$b = 296 \text{ kg/hr de aceite}$$

Para calcular la cantidad de soda cáustica que se debe dosificar al reactor se deben utilizar los índices de saponificación del sebo y del aceite, así como el porcentaje de pureza de la soda cáustica.

Nota: 40 y 56 son los pesos moleculares del NaOH y del KOH respectivamente. 192 y 242 son los índices de saponificación del sebo y del aceite respectivamente.

$$(192) \times (40/56) = 0.1371 \text{ kg NaOH / kg Sebo}$$

$$(242) \times (40/56) = 0.1729 \text{ kg NaOH/ kg Aceite}$$

$$(0.1371) \times (1167.38) + (0.1729) \times (295.61) = 211.16 \text{ kg NaOH}$$

$$(211.16) \times (100/49.49) = 427.01 \text{ kg de Soda Cáustica al 49.45 \% p/p}$$

Sin embargo, al agregar lejía final al reactor también se está agregando NaOH que hay disuelta en la lejía. Por ello se debe restar la cantidad de NaOH que entra con la lejía a la cantidad de NaOH que se alimenta como soda cáustica al 49.45 %. Para ello, se debe determinar primero la cantidad de lejía final que se regresará de la torre de lavado al reactor

2. Determinar la cantidad de lejía final y agua que se alimentará al reactor:

En la parte de antecedente teóricos se habló de la importancia de introducir lejía final al reactor saponificador. La lejía final debe contener un % de sal entre 10 – 11 %. Puesto que se desea un porcentaje en peso de sal en la mezcla emulsificada en el reactor y a su salida entre 1.2 – 1.8 %, se ha concluido de manera empírica y luego de varios años de operación que las relaciones adecuadas entre sebo y lejía y sebo y agua de proceso (como materia prima) son 3.5 y 10.6 respectivamente:

$$1167.38 / 3.5 \approx \mathbf{330 \text{ kg/hr de lejía final}} \text{ (con un nivel de sal entre 10 – 11 \%)}$$

$1167.38 / 106 \approx \mathbf{109 \text{ kg/hr de agua}}$ para diluir la concentración de la sal que entra al reactor y ajustarla al rango de nivel de electrolito que se desea en el reactor. Generalmente se utiliza un factor de dilución de 3 para la lejía final que ingresa al reactor.

Se asume que la lejía final lleva un mínimo de 1.0 % de NaOH, entonces se tiene que:

$$(330) \times (0.01) = 3.3 \text{ kg/hr NaOH,}$$

lo que equivale a 6.67 kg/hr de soda cáustica. Al restar esta cantidad a la que se había calculado en la página anterior se encuentra que con ello bastaría dosificar al reactor 420 kg de soda cáustica para tener una saponificación completa (teórica). Para poder utilizar una posición del pistón reciprocante exacta en la bomba y además para tener un exceso de soda cáustica que asegure la saponificación completa, se suministran **423 kg/hr de soda cáustica** al reactor.

3. Balance de Masa en el Reactor Saponificador A-401:

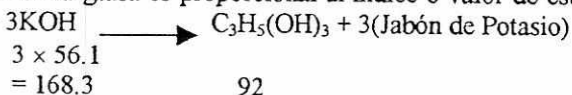
Ya se conoce la cantidad de sebo, aceite y por consiguiente de materia grasa que entra al reactor. Sobre la base de los análisis de laboratorio se calcula la cantidad total de cada material que entra al reactor A-401:

- $(329.99) \times (0.0146) + (423.07) \times (0.4945) = 214.03 \text{ kg/hr de NaOH}$
- $(329.99) \times (0.1002) = 33.06 \text{ kg/hr de NaCl}$
- $(329.99) \times (0.2315) = 76.39 \text{ kg/hr de Glicerol}$
- $(109.18) + (329.99) \times (0.6537) + (423.07) \times (1.0 - 0.4945) = 538.76 \text{ kg/hr de H}_2\text{O}$

La misma cantidad de sal y de agua que entra al reactor sale del reactor. Debido a la reacción química que se lleva a cabo se debe calcular la cantidad de cada materia que sale.

- $(1167.38 + 295.61) \times 0.95 \times 1.085 = 1507.98$ kg/hr de Jabón Anhidro
- $(214.03 - 211.16) = 2.83$ kg/hr de NaOH

El contenido de glicerol en la grasa es proporcional al índice o valor de ésteres y $IE = IS - IA$. Además se sabe que:



$IE = \text{mg KOH equivalentes al glicérido en un gramo de grasa}$

Por lo tanto: el porcentaje de glicerol en la grasa = $\frac{IE}{1000} \times \frac{92}{168.3} \times 100 = IE \times 0.0547$

- $(192)[(100 - 0.0117)/1000](0.5466) = 10.49$ % de Glicerol en Sebo
- $(242)[(100 - 0.024)/1000](0.5466) = 13.22$ % de Glicerol en Aceite
 $(0.1049)(1167.38) + (0.1322)(295.61) = 161.59$ kg/hr de glicerol liberado en saponificación
 $161.59 + 76.39 = 237.98$ kg/hr de glicerol
- El resto de materiales son sólidos insaponificables (impurezas, tierras, algunos ésteres orgánicos):
 $(2325.23 - 2320.61) = 4.62$ kg/hr de sólidos insaponificables.

Nota: La cantidad de materia que entra al reactor suma 2325.23 kg/hr.

Puesto que del reactor se obtiene una mezcla emulsificada de lejía y jabón, su composición se puede calcular para cada material simplemente dividiendo la cantidad del material entre el material total que sale del reactor y multiplicar por 100. Ejemplo: Jabón Anhidro: $(1507.98 / 2325.23) \times 100 = 64.85$ % p/p. Lo mismo aplica para el resto de componentes.

4. Balance de Masa en el Reactor Enfriador A-402:

En el enfriador A-402 se lleva a cabo el enfriamiento del jabón por contacto directo con lejía, así como la primera etapa de lavado. Se utiliza una gran cantidad de lejía final para evitar altos consumos de agua de proceso, para concentrar aún más la cantidad de glicerol en la lejía y porque la lejía final posibilita hacer un lavado previo a la torre con una concentración óptima de electrolito. Además el NaOH que ingresa con la lejía al enfriador, permite completar la reacción de saponificación, en caso esto no se haya dado en el primer reactor. Empíricamente, se ha encontrado que la relación entre la lejía final con que se alimentará al enfriador y la mezcla emulsificada que entra al mismo debe ser de 1.2 a 1.4. El valor se fija ya una vez arrancada la planta tomando en cuenta tres factores:

- Que la calidad del jabón que sale del enfriador a la columna sea la adecuada para esa parte del proceso.
- La cantidad de agua que se está ingresando al sistema
- La cantidad de lejía que se está extrayendo y su calidad.

Se inició para 2,285 kg/hr de neat soap con una relación de 1.4, y se ajustó constantemente la bomba hasta que se dosificaron 3339.75 kg/hr de lejía final al enfriador.

Al permanecer esta dosificación constante para el resto del proceso se puede hacer el balance de masa para el enfriador A-402:

La cantidad total de masa que entra y que sale del enfriador es:

$$3339.75 + 2325.23 = 5664.95 \text{ kg/hr}$$

- La misma cantidad de jabón anhidro que sale del reactor A-401 entra al reactor A-402: 1507.98 kg/hr de Jabón Anhidro
- $(3339.75) \times (0.0146) + (2.83) = 51.59 \text{ kg/hr de NaOH}$
- $(3339.75) \times (0.1002) + 33.06 = 367.71 \text{ kg/hr de NaCl}$
- $(3339.75) \times (0.2315) + 237.98 = 1011.14 \text{ kg/hr de Glicerol}$
- $(538.76) + (3339.75) \times (0.6537) = 2721.95 \text{ kg/hr de H}_2\text{O}$
- La misma cantidad de sólidos insaponificables que sale del reactor A-401 entra al reactor A-402: 4.62 kg/hr de sólidos insaponificables

Debido a que no hay reacción química dentro del enfriador ni acumulación, ya sea positiva o negativa, la misma cantidad de cada material que entró al enfriador sale del enfriador en un proceso estacionario.

Sobre la base de la composición del jabón que sale del enfriador A-402 (análisis de laboratorio), se logra calcular la composición de la lejía que sale del enfriador, así como la cantidad de kg/hr de jabón y de lejía que se forman y se separan en el equilibrio.

Por análisis de laboratorio se obtuvo la siguiente composición del jabón:

Jabón Anhidro: 58.67 %

Glicerol: 3.81 %

Agua: 34.10 %

NaCl: 3.16 %

NaOH: 0.08 %

Insaponificables: 0.18 %

Entonces, si los 1507.98 kg/hr de jabón anhidro representan el 58.67 % de la masa del jabón neto en el enfriador, entonces: $z = (1507.98) \times (100/58.67) = 2570.27 \text{ kg/hr de la fase de jabón.}$

$$5664.95 - 2570.27 = 3094.71 \text{ kg/hr de la fase de lejía.}$$

Entonces se calcula la composición de la fase de lejía que sale del enfriador:

- $\frac{[(1011.14) - (2570.27) \times (0.0381)]}{(3094.71)} \times 100 = 29.51 \text{ \% de Glicerol en la Lejía}$
- $\frac{[(2721.95) - (2570.27) \times (0.341)]}{(3094.71)} \times 100 = 59.63 \text{ \% de Agua en la Lejía}$
- $\frac{[(367.71) - (2570.27) \times (0.0316)]}{(3094.71)} \times 100 = 9.26 \text{ \% de NaCl en la Lejía}$
- $\frac{[(51.59) - (2570.27) \times (0.0008)]}{(3094.71)} \times 100 = 1.60 \text{ \% de NaOH en la Lejía}$

5. Balance de Masa en la Columna de Lavado A-403

Se alimenta toda la lejía níger que se extrae de la etapa de centrifugación y las siguientes cantidades de salmuera y agua para llevar a cabo el lavado del jabón dentro de la columna:

Salmuera:	390.82
Agua:	353.95
Lejía Níger:	706.86
Jabón y Lejía del A-402	+ 5664.98
Total:	7116.61 kg/hr

Además se han graduado las bombas para que de la columna de lavado se extraigan las siguientes cantidades de lejía final:

Lejía que se extrae del proceso para la posterior recuperación de glicerina	673.77
Lejía que se recircula al reactor A-401	329.99
Lejía que se recircula al enfriador A-402	+ 3339.75
	4343.51 kg/hr de lejía final

Se sabe entonces que en la parte superior salen de la columna de lavado:

$7116.61 - 4343.51 = 2773.10$ kg/hr de una mezcla de dos fases, jabón y algo de lejía que es arrastrada o que quedó ocluida en el jabón al granearse este.

Se hace primero un balance por materiales:

- La misma cantidad de jabón anhidro que sale del enfriador A-402 entra a la columna A-403: 1507.98 kg/hr de Jabón Anhidro (Nota: Se deduce que la cantidad de jabón que es arrastrado por la lejía es despreciable)
- $(706.86) \times (0.0172) + (51.59) = 63.75$ kg/hr de NaOH
- $(390.82) \times (0.201) + (706.86) \times (0.0815) + 367.71 = 503.87$ kg/hr de NaCl
- $(706.86) \times (0.0308) + 1011.14 = 1032.91$ kg/hr de Glicerol
- $(2721.95) + (706.86) \times (0.8705) + (744.77) \times (1 - 0.1055) = 4003.49$ kg/hr de H₂O
- La misma cantidad de sólidos insaponificables que sale del enfriador A-402 entra a la columna de lavado A-403: 4.62 kg/hr de sólidos insaponificables

La cantidad de todos estos materiales que salen de la columna es igual a la cantidad que entra, pues dentro de la columna no hay reacción química, ni acumulación negativo o positiva.

Sobre la base de la composición del jabón que sale de la columna A-403 (análisis de laboratorio), se logra calcular la composición de la lejía que sale de esta misma, así como la cantidad de kg/hr de jabón y de lejía que se forman y se separan en el equilibrio.

Por análisis de laboratorio se obtuvo la siguiente composición del jabón:

Jabón Anhidro: 57.40 %

Glicerol: 0.81 %

Agua: 39.48 %

NaCl: 2.12 %

NaOH: 0.01 %

Insaponificables: 0.18 %

Entonces, si los 1507.98 kg/hr de jabón anhidro representan el 57.40 % de la masa del jabón neto a la salida de la columna, entonces: $z = (1507.98) \times (100/57.40) = 2627.14$ kg/hr de la fase de jabón.

$2773.10 - 2627.14 = 145.97$ kg/hr de la fase de lejía.

Entonces se calcula la composición de la fase de lejía que sale de la columna:

- $\frac{[(1032.91) - (4343.51) \times (0.2315) - (2627.14) \times (0.0081)]}{(145.97)} \times 100 = 4.18$ % de Glicerol en la Lejía
- $\frac{[(4003.49) - (4343.51) \times (0.6537) - (2627.14) \times (0.3948)]}{(145.97)} \times 100 = 86.89$ % de Agua en la Lejía
- $\frac{[(503.87) - (4343.51) \times (0.1002) - (2627.14) \times (0.0212)]}{(145.97)} \times 100 = 8.88$ % de NaCl en la Lejía
- $\frac{[(63.75) - (4343.51) \times (0.0146) - (2627.14) \times (0.0001)]}{(145.97)} \times 100 = 0.05$ % de NaOH en la Lejía

6. Balance de Masa en el Mezclador de Fitting A-404

Se alimenta las siguientes cantidades de soda cáustica y agua para llevar a cabo el ajuste o fitting del jabón dentro del mezclador/reactor A-404.

Soda Cáustica	27.98
Agua:	190.94
Jabón y Lejía del A-403	+ 2773.10
Total:	2992.02 kg/hr

La cantidad de materiales que salen de A-404 es igual a la cantidad que entra, pues dentro del mezclador no hay reacción química ni acumulación negativa o positiva.

Se hace primero un balance por materiales:

- La misma cantidad de jabón anhidro que sale de la columna A-403 entra al mezclador A-404: 1507.98 kg/hr de Jabón Anhidro (Nota: Se asume que la cantidad de jabón que es arrastrado por la lejía es despreciable)
- $(2627.14) \times (0.0001) + (145.97) \times (0.0005) + (27.976) \times (0.4945) = 14.17$ kg/hr de NaOH

- $(2627.14) \times (0.0212) + (145.97) \times (0.0888) = 68.65 \text{ kg/hr de NaCl}$
- $(2627.14) \times (0.0081) + (145.97) \times (0.0418) = 27.39 \text{ kg/hr de Glicerol}$
- $(190.94) + (27.98) \times (1 - 0.4945) + (2627.14) \times (0.3948) + (145.97) \times (0.8689) = 1369.22 \text{ kg/hr de H}_2\text{O}$
- La misma cantidad de sólidos insaponificables que sale de la columna A-403 entra al mezclador de fitting: 4.62 kg/hr de sólidos insaponificables.

Sobre la base de la composición del jabón que sale de la etapa de fitting (análisis de laboratorio), se logra calcular la composición de la lejía que sale de esta misma, así como la cantidad de kg/hr de jabón y de lejía que se forman y se separan en el equilibrio.

Por análisis de laboratorio se obtuvo la siguiente composición del jabón:

Jabón Anhidro: 65.10 %

Glicerol: 0.58 %

Agua: 33.32 %

NaCl: 0.71 %

NaOH: 0.09 %

Insaponificables: 0.20 %

Entonces, si los 1507.98 kg/hr de jabón anhidro representan el 65.10 % de la masa del jabón neto a la salida de la columna, entonces: $z = (1507.98) \times (100/65.10) = 2316.40 \text{ kg/hr de la fase de jabón.}$

$2992.02 - 2316.40 = 675.62 \text{ kg/hr de la fase de lejía.}$

Entonces se calcula la composición de la fase de lejía que sale de la columna:

- $\frac{[(145.97) \times (0.0418) + (2627.14) \times (0.0081) - (2316.40) \times (0.0058)]}{(675.62)} \times 100 = 2.06 \text{ \% de Glicerol en la Lejía}$
- $\frac{[(145.97) \times (0.8689) + (2627.14) \times (0.3948) - (2316.40) \times (0.3332)]}{(675.62)} \times 100 = 80.42 \text{ \% de Agua en la Lejía}$
- $\frac{[(145.97) \times (0.0888) + (2627.14) \times (0.0212) - (2316.40) \times (0.0071)]}{(675.62)} \times 100 = 7.73 \text{ \% de NaCl en la Lejía}$
- $\frac{[(145.97) \times (0.0005) + (2627.14) \times (0.0001) - (2316.40) \times (0.0009)]}{(675.62)} \times 100 = 1.79 \text{ \% de NaOH en la Lejía}$

7 Balance de Masa en la Etapa de Centrifugación:

Se alimentan los 2992.02 kg/hr que salen de la etapa de fitting a la etapa de centrifugación para llevar a cabo otro ajuste o fitting del jabón adicional al que ya se ha realizado.

La cantidad de materiales que salen de la etapa de centrifugación es igual a la cantidad que entra.

Para conocer la cantidad de Neat Soap que se produce se debe conocer primero la composición del Neat Soap mismo, cuyo análisis se llevó a cabo en el laboratorio:

Jabón Anhidro: 65.99 %

Glicerol: 0.38 %

Agua: 32.79 %

NaCl: 0.55 %

NaOH: 0.09 %

Insaponificables: 0.20 %

Si los 1507.98 kg/hr de jabón anhidro representan el 65.99 % de la masa del jabón neto a la salida de las centrifugas (Nota: Observar que se tomaron resultados promedios de las muestras de dos centrifugas que estaban operando continuamente) entonces: $z = (1507.98) \times (100/65.99) = 2285 \text{ kg/hr de Neat Soap}$.

$2992.02 - 2285.16 = 706.86 \text{ kg/hr de Lejía Níger}$.

La misma cantidad de cada material que sale del mezclador de fitting A-404 entra a la etapa de centrifugación (ver cantidades arriba).

Sobre la base de la composición del jabón que sale de la etapa de centrifugación (análisis de laboratorio), se calcula la composición de la lejía níger que sale de esta misma, que es muy similar a la que realmente se encontró por medio de análisis de laboratorio. Esto indica que el porcentaje de error en los cálculos de los balances de masa son pequeños.

- $\frac{[(27.39) - (2285.16) \times (0.0038)]}{(706.86)} \times 100 = 2.65 \%$ de Glicerol en la Lejía
- $\frac{[(1369.22) - (2285.16) \times (0.3279)]}{(706.86)} \times 100 = 87.71 \%$ de Agua en la Lejía
- $\frac{[(68.65) + (2285.16) \times (0.0055)]}{(706.86)} \times 100 = 7.93 \%$ de NaCl en la Lejía
- $\frac{[(14.17) - (2285.16) \times (0.0009)]}{(706.86)} \times 100 = 1.71 \%$ de NaOH en la Lejía

8. Cálculo de Parámetros de Medición de la Eficiencia del Proceso y de Control del Proceso

- Relación de Lejía Final Producida(kg) / Materia Grasa Procesada (kg):

$$\frac{673.77}{(1167 + 296)} = 0.46$$

- Relación de Lavado en la Torre (kg H₂O de lavado / kg de Grasa Procesada)

$$\frac{(391 + 354)}{(1167 + 296)} = 0.51$$

- Eficiencia del Proceso de Saponificación (% de Recuperación de Glicerina)

En la parte 3.0 de esta sección de Cálculos de Muestra, bajo el título de “*Balance de Masa en el Reactor Saponificador A-401*” se calculó la cantidad de glicerina que libera el sebo y el aceite en una reacción de saponificación sobre la base de los resultados de análisis químicos efectuados a estas materias primas por el proveedor, siendo estos 10.49 % (sebo) y 13.22 % (aceite).

Se debe calcular la cantidad de glicerina total que se puede obtener por la saponificación de las grasas ingresadas al proceso:

$$(1167) \times (0.1049) + (296) \times (0.1322) = 161.59 \text{ kg/hr de glicerina}$$

$$\frac{[(673.77) \times (0.2315)]}{161.59} = 96.53 \text{ \% (Eficiencia del Proceso)}$$

- Cantidad de glicerina recuperada en proceso de Saponificación:

$$(673.77) \times (0.2315) = 156 \text{ kg/hr de glicerina (contenidos en la lejía final)}$$

- Relación de Agua alimentada al reactor (kg) / Materia grasa procesada (kg)

$$\frac{109.18}{(1167 + 296)} = 0.07$$

- Relación de Agua alimentada a Torre de Lavado / Materia grasa procesada (kg)

$$\frac{353.95}{(1167 + 296)} = 0.24$$

- Relación de Agua alimentada a la etapa de Fitting (kg) / Materia grasa procesada (kg)

$$\frac{190.94}{(1167 + 296)} = 0.13$$

APENDICE D

BALANCES DE MASA POR ETAPAS PARA LAS PRUEBAS REALIZADAS.

Balance de Masa: Nivel de Producción de 2,285 kg / hr

Información Necesaria Para Llevar a Cabo Balance de Masa

Lejía Final		Lejía Niger		Neat Soap	
Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)
Glicerol	23.15	Glicerol	3.08	Glicerol	0.38
NaOH	1.46	NaOH	1.72	NaOH	0.09
NaCl	10.02	NaCl	8.15	NaCl	0.55
Agua	65.37	Agua	87.05	Agua	32.79
				Jabón Anhidro	65.99
				Insaponificables	0.20

	Indice de Saponificación (mg KOH/g Sebo)	g de Soda Cáustica / 100 g Sebo*hr	kg / hr	Soda Cáustica Necesaria para Saponificación (kg/hr)
Sebo	192	13.71	1167.38	160.10
Aceite	242	17.29	295.61	51.10

Total NaOH a consumir a un 100 % de pureza → 211.20 kg/hr
 Total Soda Cáustica a consumir a una pureza de 49.45 % → 427.09 kg/hr

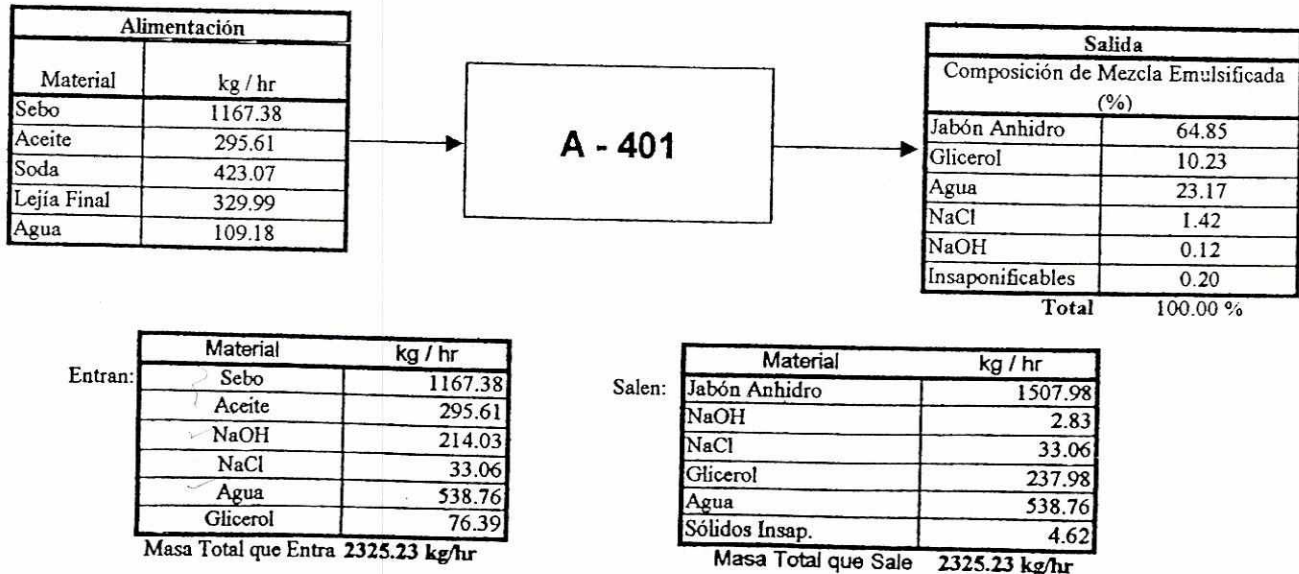
Cálculo de Factor de Glicerol en la Materia Grasa

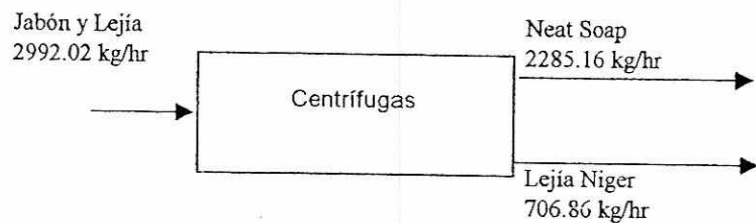
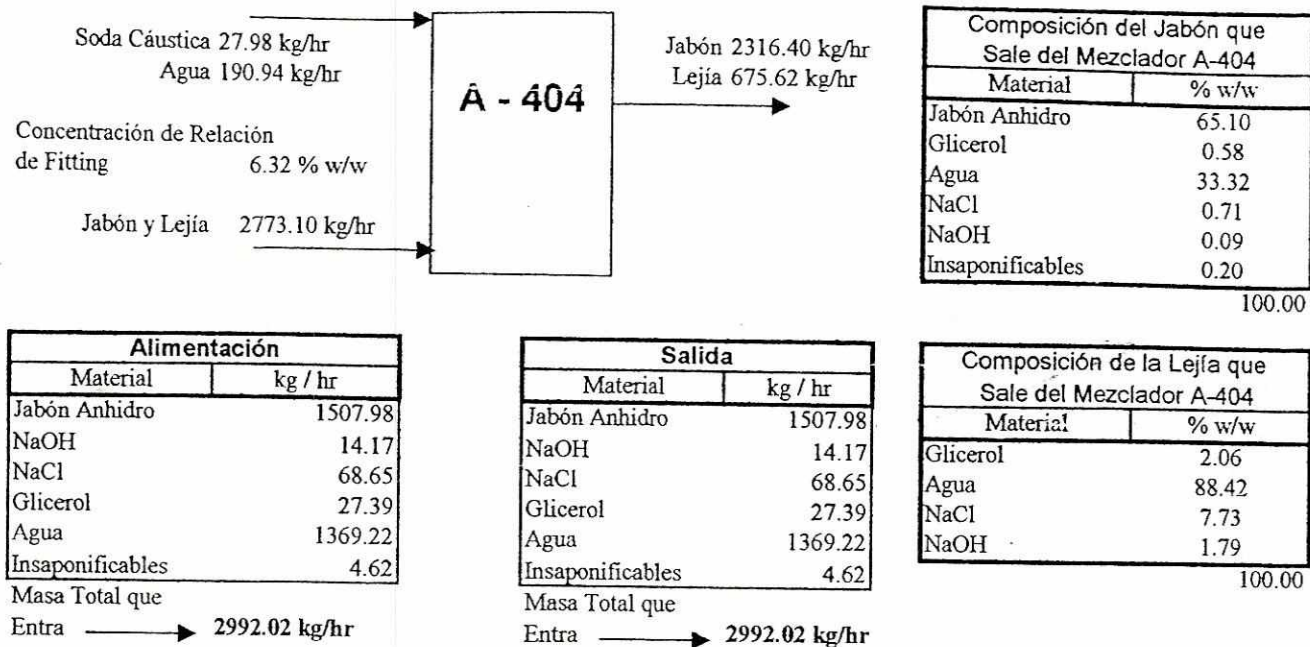
Grasa	Indice de Saponificación	Acidos Libres Totales	Factor Multiplicador	% (w/w) de Glicerol	kg de Grasa / hr	kg / hr de Glicerina Liberados
Sebo	192	1.17%	X 0.05466 =	10.49	1167.38	122.50
Aceite	242	2.40%	X 0.05466 =	13.22	295.61	39.09

Glicerol total en materia grasa → 161.59 kg hr

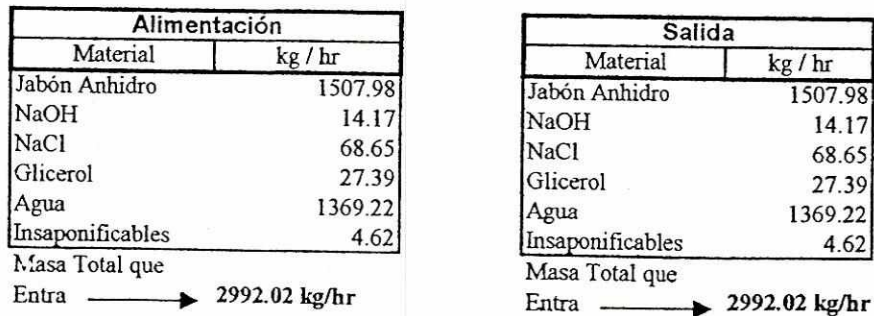
$$\% \text{ de Glicerol en Materia Grasa} = \frac{161.59 * 100}{1462.99} = 11.05 \%$$

Balance de Masa Por Etapa





Nota: Las composiciones del Neat Soap y de la Lejía Niger se encuentran en el principio del balance de masa realizado para cada nivel de producción.



Balance de Masa: Nivel de Producción de 2,453 kg / hr

Información Necesaria Para Llevar a Cabo Balance de Masa

Lejía Final		Lejía Niger		Neat Soap	
Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)
Glicerol	22.13	Glicerol	1.89	Glicerol	0.40
NaOH	1.38	NaOH	1.81	NaOH	0.10
NaCl	10.12	NaCl	8.34	NaCl	0.54
Agua	66.37	Agua	87.96	Agua	31.70
				Jabón Anhidro	67.05
				Insaponificables	0.21

	Índice de Saponificación (mg KOH/g Sebo)	g de Soda Cáustica / 100 g Sebo*hr	kg / hr	Soda Cáustica Necesaria para Saponificación (kg/hr)
Sebo	192	13.71	1273.50	175
Aceite	242	17.29	322.49	56

Total NaOH a consumir a un 100 % de pureza → 230 kg/hr
 Total Soda Cáustica a consumir a una pureza de 49.45 % → 466 kg/hr

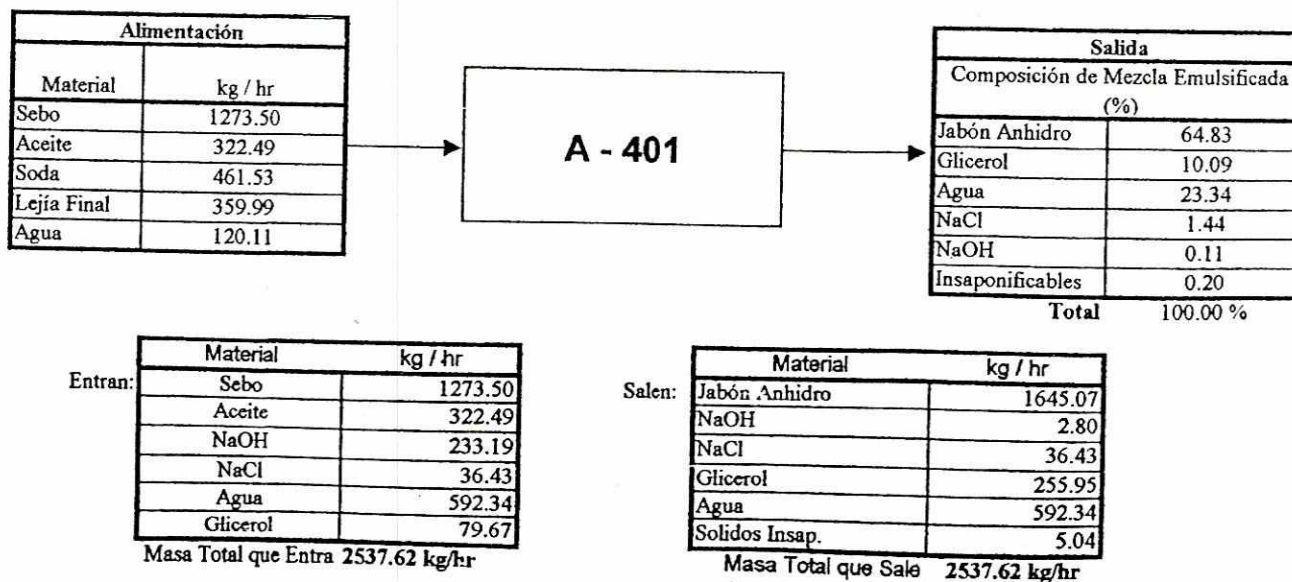
Cálculo de Factor de Glicerol en la Materia Grasa

Grasa	Índice de Saponificación	Ácidos Libres Totales	Factor Multiplicador	% (w/w) de Glicerol	kg de Grasa / hr	kg / hr de Glicerina Liberados
Sebo	192	1.17%	X 0.05466 =	10.49	1273.50	133.63
Aceite	242	2.40%	X 0.05466 =	13.22	322.49	42.65

Glicerol total en materia grasa → 176.28 kg/hr

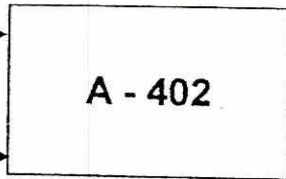
$$\% \text{ de Glicerol en Materia Grasa} = \frac{176.28 * 100}{1595.99} = 11.05 \%$$

Balance de Masa Por Etapa



Mezcla Emulsificada Proveniente del A-401
2537.62 kg/hr

Lejía Final
3339.75 kg/hr



Jabón 2686.70 kg/hr
Lejía 3190.67 kg/hr

Composición de Lejía que Sale del A-402 (% w/w)	
Glicerol	27.88
Agua	61.50
NaCl	9.17
NaOH	1.45
100.00	

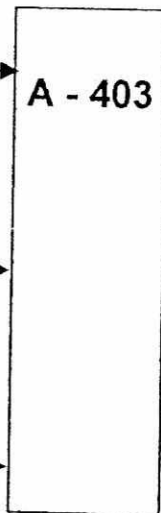
Composición del Jabón que Sale del A-402 (% w/w)	
Jabón Anhidro	61.23
Glicerol	3.92
Agua	31.51
NaCl	3.05
NaOH	0.10
Insaponificables	0.19
100.00	

Alimentación		Salida	
Material	kg/hr	Material	kg/hr
Jabón Anhidro	1645.07	Jabón Anhidro	1645.07
NaOH	48.89	NaOH	48.89
NaCl	374.41	NaCl	374.41
Glicerol	995.03	Glicerol	995.03
Agua	2808.93	Agua	2808.93
Insaponificables	5.04	Insaponificables	4.62
Masa Total que Entra → 5877.37 kg/hr		Masa Total que Sale → 5877.37 kg/hr	

Salmuera 435.14 kg/hr
Agua 340.29 kg/hr
Concentración de Relación de Lavado: 11.18 % w/w

Lejía Niger
706.86 kg/hr

Jabón y Lejía del A-402
5877.37 kg/hr



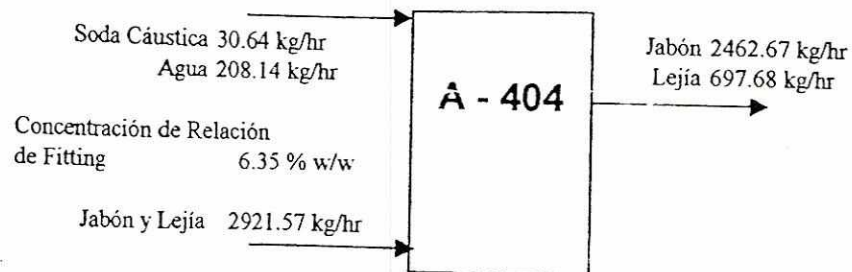
Jabón 2841.22 kg/hr
Lejía 80.35 kg/hr

Lejía Final 4438.09 kg/hr

Composición del Jabón en la Salida Superior del A-403	
Material	% w/w
Jabón Anhidro	57.90
Glicerol	0.81
Agua	39.00
NaCl	2.10
NaOH	0.01
Insaponificables	0.18
100.00	

Composición de la Lejía en la Salida Superior del A-403	
Material	% w/w
Glicerol	4.02
Agua	81.79
NaCl	14.00
NaOH	0.19
100.00	

Alimentación		Salida	
Material	kg / hr	Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1645.07	Jabón Anhidro	1645.07
NaOH	61.68	NaOH	61.68
NaCl	520.05	NaCl	520.05
Glicerol	1008.39	Glicerol	1008.39
Agua	4119.44	Agua	4119.44
Insaponificables	5.04	Insaponificables	5.04
Masa Total que Entra → 7359.66 kg/hr		Masa Total que Sale → 7359.66 kg/hr	



Composición del Jabón que Sale del Mezclador A-404	
Material	% w/w
Jabón Anhidro	66.80
Glicerol	0.68
Agua	31.59
NaCl	0.61
NaOH	0.12
Insaponificables	0.20
	100.00

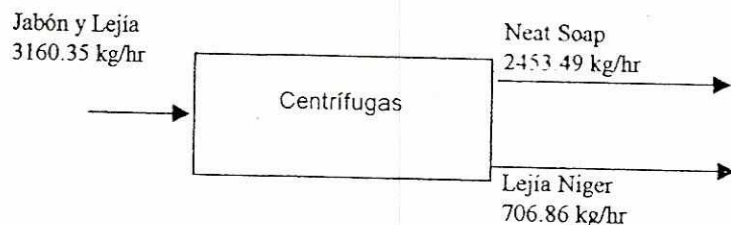
Alimentación	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1645.07
NaOH	15.59
NaCl	70.91
Glicerol	26.25
Agua	1397.51
Insaponificables	5.04

Masa Total que Entra → 3160.35 kg/hr

Salida	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1645.07
NaOH	15.59
NaCl	70.91
Glicerol	26.25
Agua	1397.51
Insaponificables	5.04

Masa Total que Entra → 3160.35 kg/hr

Composición de la Lejía que Sale del Mezclador A-404	
Material	% w/w
Glicerol	1.36
Agua	88.82
NaCl	8.01
NaOH	1.81
	100.00



Nota: Las composiciones del Neat Soap y de la Lejía Niger se encuentran en el principio del balance de masa realizado para cada nivel de producción.

Alimentación	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1645.07
NaOH	15.59
NaCl	70.91
Glicerol	26.25
Agua	1397.51
Insaponificables	5.04

Masa Total que Entra → 3160.35 kg/hr

Salida	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1645.07
NaOH	15.59
NaCl	70.91
Glicerol	26.25
Agua	1397.51
Insaponificables	5.04

Masa Total que Entra → 3160.35 kg/hr

Balance de Masa: Nivel de Producción de 2,653 kg / hr

Información Necesaria Para Llevar a Cabo Balance de Masa

Lejía Final		Lejía Niger		Neat Soap	
Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)
Glicerol	19.21	Glicerol	1.23	Glicerol	0.57
NaOH	1.25	NaOH	1.77	NaOH	0.09
NaCl	10.01	NaCl	8.23	NaCl	0.47
Agua	69.53	Agua	88.77	Agua	31.50
				Jabón Anhidro	67.17
				Insaponificables	0.20

	Indice de Saponificación (mg KOH/g Sebo)	g de Soda Cáustica / 100 g Sebo*hr	kg / hr	Soda Cáustica Necesaria para Saponificación (kg/hr)
Sebo	192	13.71	1379.63	189
Aceite	242	17.29	349.36	60

Total NaOH a consumir a un 100 % de pureza → 250 kg/hr
 Total Soda Cáustica a consumir a una pureza de 49.45 % → 505 kg/hr

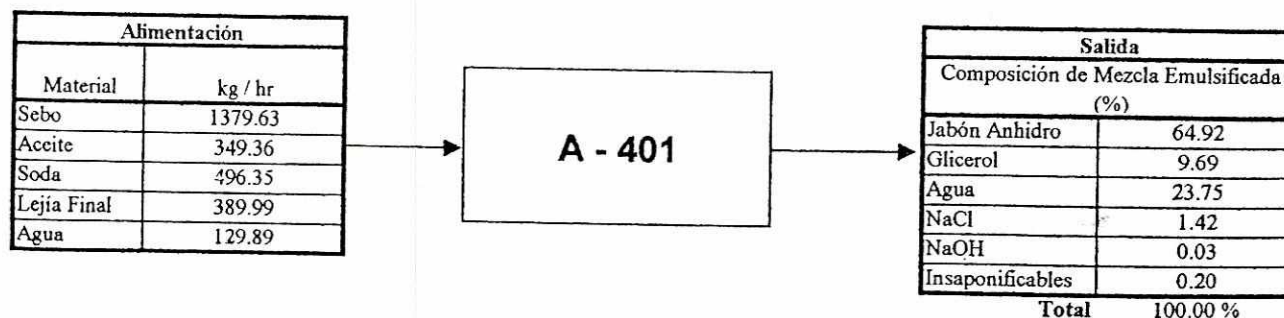
Cálculo de Factor de Glicerol en la Materia Grasa

Grasa	Indice de Saponificación	Ácidos Libres Totales	Factor Multiplicador	% (w/w) de Glicerol	kg de Grasa / hr	kg / hr de Glicerina Liberados
Sebo	192	1.17%	X 0.05466 =	10.49	1379.63	144.77
Aceite	242	2.40%	X 0.05466 =	13.22	349.36	46.20

Glicerol total en materia grasa → 190.97 kg/hr

$$\% \text{ de Glicerol en Materia Grasa} = \frac{190.97 * 100}{1728.99} = 11.05 \%$$

Balance de Masa Por Etapa



Material	kg / hr
Sebo	1379.63
Aceite	349.36
NaOH	250.32
NaCl	39.04
Agua	651.95
Glicerol	74.92

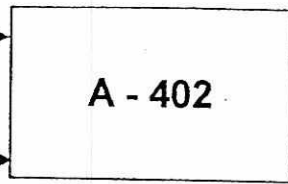
Masa Total que Entra 2745.22 kg/hr

Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1782.16
NaOH	0.72
NaCl	39.04
Glicerol	265.89
Agua	651.95
Sólidos Insap.	5.46

Masa Total que Sale 2745.22 kg/hr

Mezcla Emulsificada Proveniente del A-401
2745.22 kg/hr

Lejía Final
3673.72 kg/hr



Jabón 3067.39 kg/hr
Lejía 3351.55 kg/hr

Composición de Lejía que Sale del A-402 (% w/w)	
Glicerol	25.27
Agua	64.17
NaCl	9.24
NaOH	1.32
100.00	

Composición del Jabón que Sale del A-402 (% w/w)	
Jabón Anhidro	58.10
Glicerol	4.07
Agua	34.41
NaCl	3.16
NaOH	0.08
Insaponificables	0.18
100.00	

Alimentación		Salida	
Material	kg/hr	Material	kg/hr
Jabón Anhidro	1782.16	Jabón Anhidro	1782.16
NaOH	46.65	NaOH	46.65
NaCl	406.78	NaCl	406.78
Glicerol	971.61	Glicerol	971.61
Agua	3206.29	Agua	3206.29
Insaponificables	5.46	Insaponificables	5.46

Masa Total que Entra

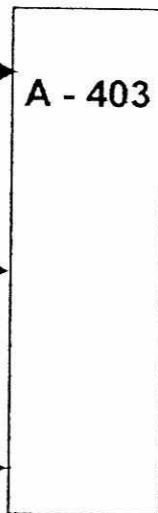
6418.94 kg/hr

Masa Total que Sale

6418.94 kg/hr

Salmuera 521.69 kg/hr
Agua 417.17 kg/hr
Concentración de Relación de Lavado: 11.14 % w/w

Lejía Niger
900.00 kg/hr



Jabón 3067.39 kg/hr
Lejía 210.59 kg/hr

Jabón y Lejía del A-402
6418.94 kg/hr

Lejía Final 4438.09 kg/hr

Composición del Jabón en la Salida Superior del A-403	
Material	% w/w
Jabón Anhidro	58.10
Glicerol	0.78
Agua	38.75
NaCl	2.18
NaOH	0.01
Insaponificables	0.18
100.00	

Composición de la Lejía en la Salida Superior del A-403	
Material	% w/w
Glicerol	1.01
Agua	89.46
NaCl	9.52
NaOH	0.01
100.00	

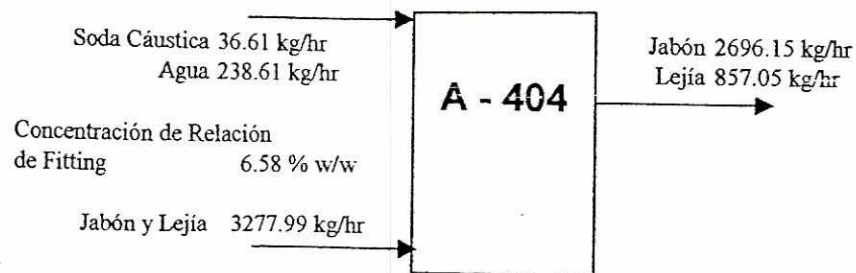
Alimentación		Salida	
Material	kg / hr	Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1782.16	Jabón Anhidro	1782.16
NaOH	62.58	NaOH	62.58
NaCl	585.39	NaCl	585.39
Glicerol	982.68	Glicerol	982.68
Agua	4839.54	Agua	4839.54
Insaponificables	5.46	Insaponificables	5.46

Masa Total que Entra

8257.80 kg/hr

Masa Total que Sale

8257.80 kg/hr



Composición del Jabón que Sale del Mezclador A-404	
Material	% w/w
Jabón Anhidro	66.10
Glicerol	0.58
Agua	32.34
NaCl	0.65
NaOH	0.13
Insaponificables	0.20
100.00	

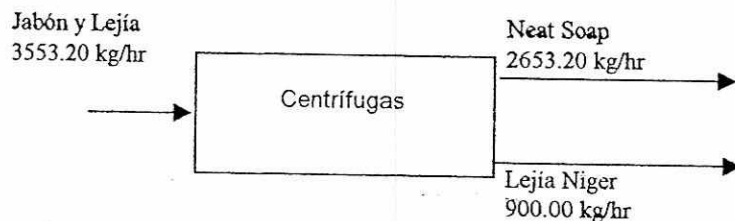
Alimentación	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1782.16
NaOH	18.43
NaCl	86.91
Glicerol	26.06
Agua	1634.18
Insaponificables	5.46

Masa Total que Entra → 3553.20 kg/hr

Salida	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1782.16
NaOH	18.43
NaCl	86.91
Glicerol	26.06
Agua	1634.18
Insaponificables	5.46

Masa Total que Entra → 3553.20 kg/hr

Composición de la Lejía que Sale del Mezclador A-404	
Material	% w/w
Glicerol	1.22
Agua	88.95
NaCl	8.10
NaOH	1.74
100.00	



Nota: Las composiciones del Neat Soap y de la Lejía Niger se encuentran en el principio del balance de masa realizado para cada nivel de producción.

Alimentación	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1782.16
NaOH	18.43
NaCl	86.91
Glicerol	26.06
Agua	1634.18
Insaponificables	5.46

Masa Total que Entra → 3553.20 kg/hr

Salida	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1782.16
NaOH	18.43
NaCl	86.91
Glicerol	26.06
Agua	1634.18
Insaponificables	5.46

Masa Total que Entra → 3553.20 kg/hr

Balance de Masa: Nivel de Producción de 2,832 kg / hr

Información Necesaria Para Llevar a Cabo Balance de Masa

Lejía Final		Lejía Niger		Neat Soap	
Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)
Glicerol	19.23	Glicerol	2.24	Glicerol	0.68
NaOH	1.46	NaOH	1.66	NaOH	0.08
NaCl	10.15	NaCl	8.26	NaCl	0.51
Agua	69.16	Agua	87.84	Agua	30.76
				Jabón Anhidro	67.76
				Insaponificables	0.21

	Indice de Saponificación (mg KOH/g Sebo)	g de Soda Cáustica / 100 g Sebo*hr	kg / hr	Soda Cáustica Necesaria para Saponificación (kg/hr)
Sebo	192	13.71	1485.75	204
Aceite	242	17.29	376.24	65

Total NaOH a consumir a un 100 % de pureza → 269 kg/hr
 Total Soda Cáustica a consumir a una pureza de 49.45 % → 544 kg/hr

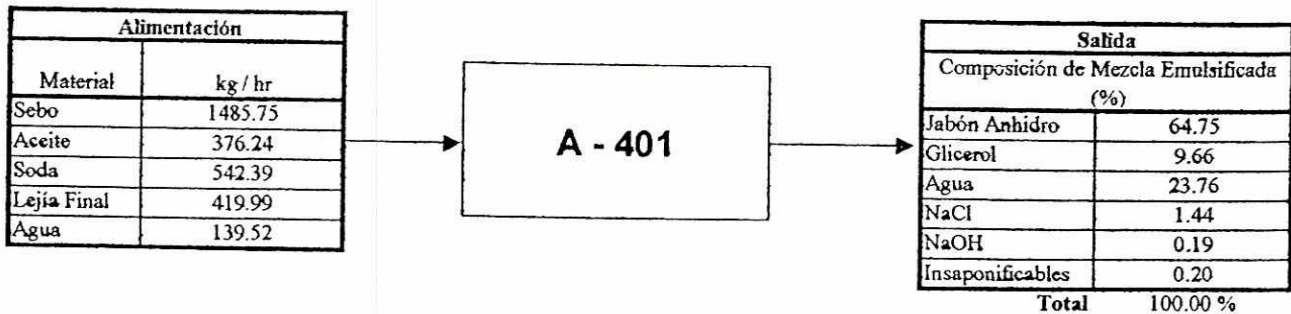
Cálculo de Factor de Glicerol en la Materia Grasa

Grasa	Indice de Saponificación	Acidos Libres Totales	Factor Multiplicador	% (w/w) de Glicerol	kg de Grasa / hr	kg / hr de Glicerina Liberados
Sebo	192	1.17%	X 0.05466 =	10.49	1485.75	155.91
Aceite	242	2.40%	X 0.05466 =	13.22	376.24	49.76

Glicerol total en materia grasa → 205.66 kg/hr

$$\% \text{ de Glicerol en Materia Grasa} = \frac{205.66 * 100}{1861.99} = 11.05 \%$$

Balance de Masa Por Etapa



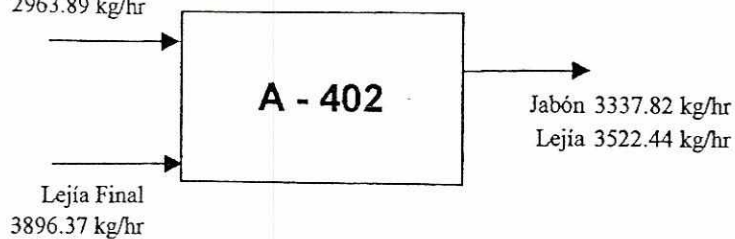
Material	kg / hr
Sebo	1485.75
Aceite	376.24
NaOH	274.34
NaCl	42.63
Agua	704.16
Glicerol	80.76

Masa Total que Entra 2963.89 kg/hr

Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1919.25
NaOH	5.55
NaCl	42.63
Glicerol	286.43
Agua	704.16
Sólidos Insap.	5.88

Masa Total que Sale 2963.89 kg/hr

Mezcla Emulsificada Proveniente del A-401
2963.89 kg/hr



Material	% w/w
Glicerol	25.50
Agua	63.33
NaCl	9.44
NaOH	1.73
100.00	

Material	% w/w
Jabón Anhidro	57.50
Glicerol	4.12
Agua	34.99
NaCl	3.16
NaOH	0.05
Insaponificables	0.18
100.00	

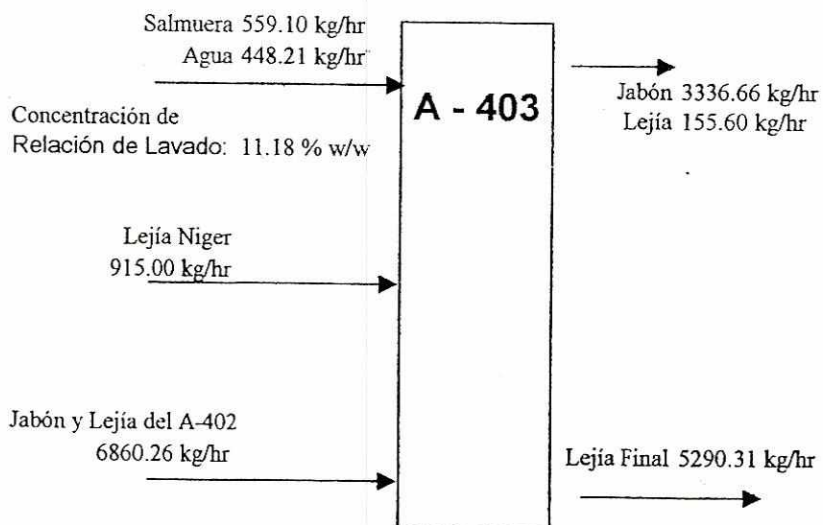
Alimentación		Salida	
Material	kg/hr	Material	kg/hr
Jabón Anhidro	1919.25	Jabón Anhidro	1919.25
NaOH	62.43	NaOH	62.43
NaCl	438.11	NaCl	438.11
Glicerol	1035.70	Glicerol	1035.70
Agua	3398.89	Agua	3398.89
Insaponificables	5.88	Insaponificables	5.88

Masa Total que Entra

6860.26 kg/hr

Masa Total que Sale

6860.26 kg/hr



Material	% w/w
Jabón Anhidro	57.52
Glicerol	1.05
Agua	39.09
NaCl	2.15
NaOH	0.01
Insaponificables	0.18
100.00	

Material	% w/w
Glicerol	2.46
Agua	86.20
NaCl	11.30
NaOH	0.03
100.00	

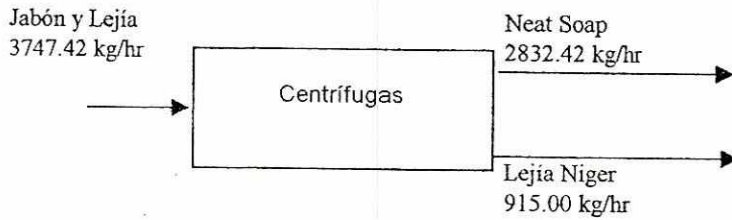
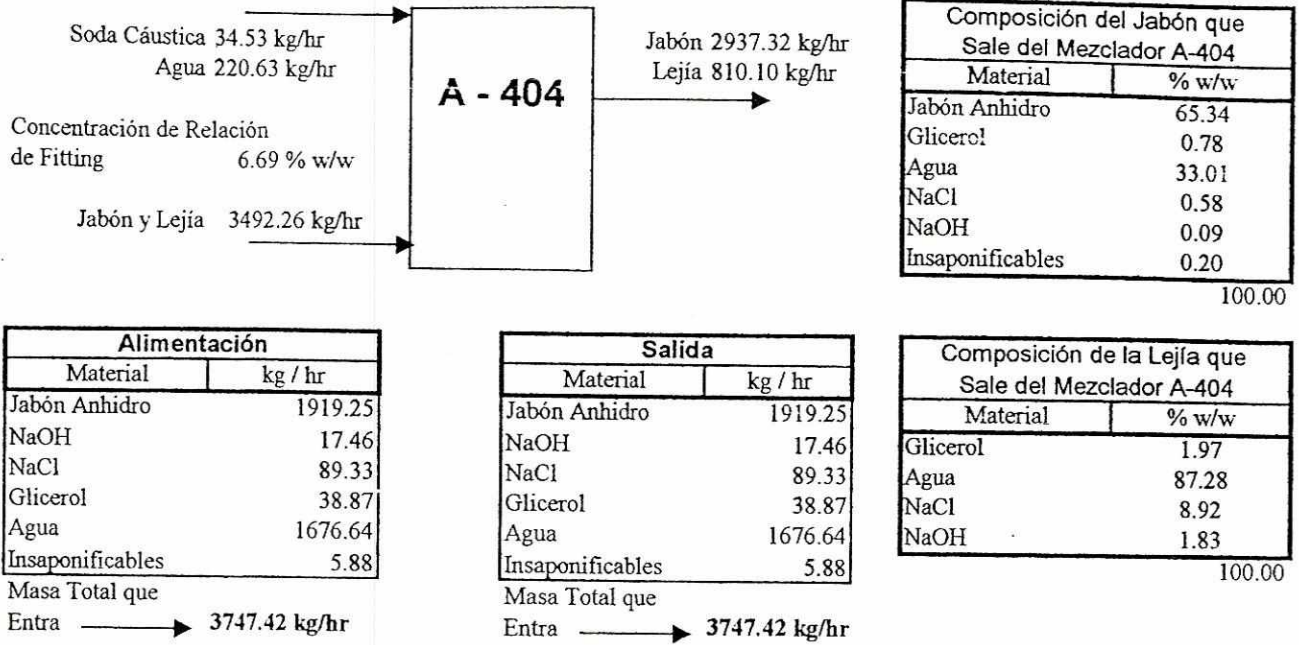
Alimentación		Salida	
Material	kg / hr	Material	kg / hr
Jabón Anhidro	1919.25	Jabón Anhidro	1919.25
NaOH	77.62	NaOH	77.62
NaCl	626.29	NaCl	626.29
Glicerol	1056.20	Glicerol	1056.20
Agua	5097.34	Agua	5097.34
Insaponificables	5.88	Insaponificables	5.88

Masa Total que Entra

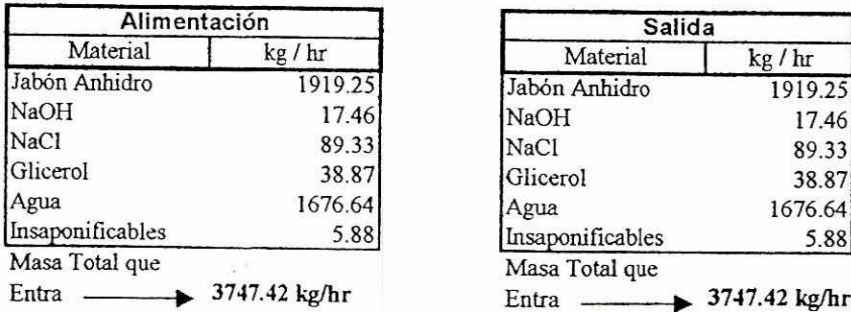
8782.57 kg/hr

Masa Total que Sale

8782.57 kg/hr



Nota: Las composiciones del Neat Soap y de la Lejía Niger se encuentran en el principio del balance de masa realizado para cada nivel de producción.



Balance de Masa: Nivel de Producción de 3.074 kg / hr

Información Necesaria Para Llevar a Cabo Balance de Masa

Lejía Final		Lejía Niger		Neat Soap	
Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)	Compuesto	% (w/w)
Glicerol	17.03	Glicerol	3.15	Glicerol	0.90
NaOH	1.39	NaOH	1.70	NaOH	0.10
NaCl	10.64	NaCl	8.15	NaCl	0.67
Agua	70.94	Agua	87.00	Agua	31.23
				Jabón Anhidro	66.90
				Insaponificables	0.20

	Indice de Saponificación (mg KOH/g Sebo)	g de Soda Cáustica / 100 g Sebo*hr	kg / hr	Soda Cáustica Necesaria para Saponificación (kg/hr)
Sebo	192	13.71	1591.88	218
Aceite	242	17.29	403.11	70

Total NaOH a consumir a un 100 % de pureza → 288 kg/hr
 Total Soda Cáustica a consumir a una pureza de 49.45 % → 581.13 kg/hr

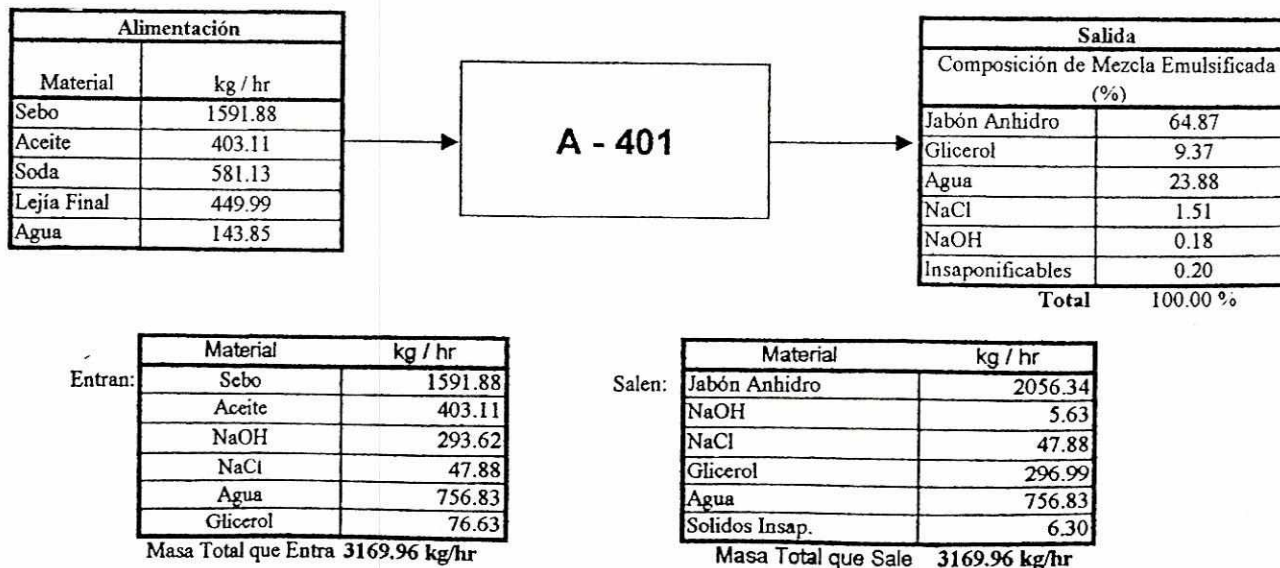
Cálculo de Factor de Glicerol en la Materia Grasa

Grasa	Indice de Saponificación	Acidos Libres Totales	Factor Multiplicador	% (w/w) de Glicerol	kg de Grasa / hr	kg / hr de Glicerina Liberados
Sebo	192	1.17%	X 0.05466 =	10.49	1591.88	167.04
Aceite	242	2.40%	X 0.05466 =	13.22	403.11	53.31

Glicerol total en materia grasa → 220.35 kg/hr

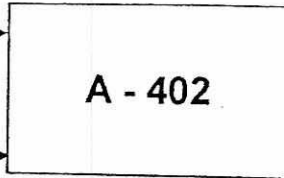
$$\% \text{ de Glicerol en Materia Grasa} = \frac{220.35 * 100}{1994.99} = 11.05 \%$$

Balance de Masa Por Etapa



Mezcla Emulsificada Proveniente del A-401
3169.96 kg/hr

Lejía Final
3896.37 kg/hr



Jabón 3201.52 kg/hr
Lejía 3864.81 kg/hr

Glicerol	21.50
Agua	67.67
NaCl	9.35
NaOH	1.48
100.00	

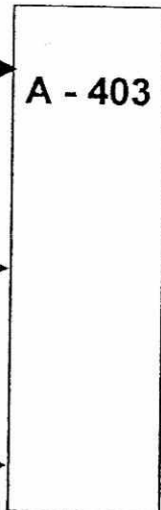
Jabón Anhidro	64.23
Glicerol	4.05
Agua	28.28
NaCl	3.16
NaOH	0.05
Insaponificables	0.20
100.00	

Alimentación		Salida	
Material	kg/hr	Material	kg/hr
Jabón Anhidro	2056.34	Jabón Anhidro	2056.34
NaOH	59.79	NaOH	59.79
NaCl	462.45	NaCl	462.45
Glicerol	960.54	Glicerol	960.54
Agua	3520.92	Agua	3520.92
Insaponificables	6.30	Insaponificables	6.30
Masa Total que Entra → 7066.33 kg/hr		Masa Total que Sale → 7066.33 kg/hr	

Salmuera 698.79 kg/hr
Agua 486.71 kg/hr
Concentración de Relación de Lavado: 11.94 % w/w

Lejía Niger
985.00 kg/hr

Jabón y Lejía del A-402
7066.33 kg/hr



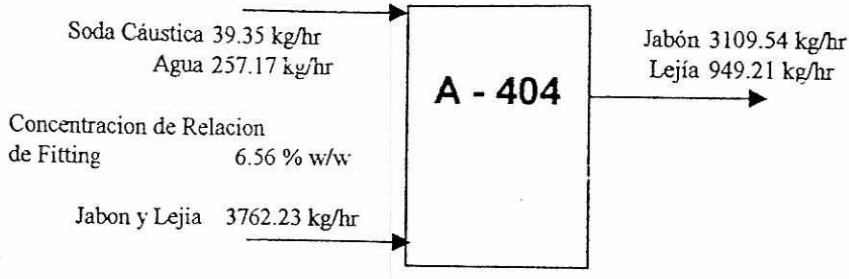
Jabón 3557.67 kg/hr
Lejía 204.56 kg/hr

Lejía Final 5474.60 kg/hr

Material	% w/w
Jabón Anhidro	57.80
Glicerol	1.43
Agua	38.42
NaCl	2.16
NaOH	0.01
Insaponificables	0.18
100.00	

Material	% w/w
Glicerol	4.09
Agua	83.70
NaCl	12.17
NaOH	0.04
100.00	

Alimentación		Salida	
Material	kg / hr	Material	kg / hr
Jabón Anhidro	2056.34	Jabón Anhidro	2056.34
NaOH	76.53	NaOH	76.53
NaCl	684.23	NaCl	684.23
Glicerol	991.57	Glicerol	991.57
Agua	5421.86	Agua	5421.86
Insaponificables	6.30	Insaponificables	6.30
Masa Total que Entra → 9236.83 kg/hr		Masa Total que Sale → 9236.83 kg/hr	

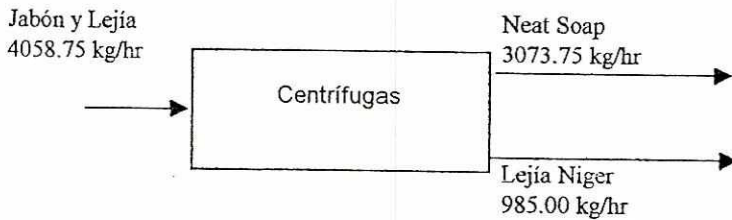


Composición del Jabón que Sale del Mezclador A-404	
Material	% w/w
Jabón Anhidro	66.13
Glicerol	1.09
Agua	31.75
NaCl	0.73
NaOH	0.10
Insaponificables	0.20
100.00	

Alimentación	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	2056.34
NaOH	19.89
NaCl	101.74
Glicerol	59.24
Agua	1815.24
Insaponificables	6.30
Masa Total que Entra	3747.42 kg/hr

Salida	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	2056.34
NaOH	19.89
NaCl	101.74
Glicerol	59.24
Agua	1815.24
Insaponificables	6.30
Masa Total que Entra	3747.42 kg/hr

Composición de la Lejía que Sale del Mezclador A-404	
Material	% w/w
Glicerol	2.67
Agua	87.23
NaCl	8.33
NaOH	1.77
100.00	



Nota: Las composiciones del Neat Soap y de la Lejía Niger se encuentran en el principio del balance de masa realizado para cada nivel de producción.

Alimentación	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	2056.34
NaOH	19.89
NaCl	101.74
Glicerol	59.24
Agua	1815.24
Insaponificables	6.30
Masa Total que Entra	3747.42 kg/hr

Salida	
Material	kg / hr
Jabón Anhidro	2056.34
NaOH	19.89
NaCl	101.74
Glicerol	59.24
Agua	1815.24
Insaponificables	6.30
Masa Total que Entra	3747.42 kg/hr

APENDICE E

RESULTADOS DE ANALISIS QUIMICO EFECTUADOS EN LAS MUESTRAS
TOMADAS EN LAS PRUEBAS REALIZADAS EN PLANTA

Resultados de Análisis Químico de Muestras en Laboratorio

Tabla No. 11. Resultados de análisis químico de muestras.
*Prueba a un Nivel de Producción de 2,285 kg/hr de Neat Soap
 Corrida Completa*

Neat Soap Salida Centrifuga 1		Lejía Níger Salida Centrifuga 1		Neat Soap Salida Centrifuga 2		Lejía Níger Salida Centrifuga 2	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	66.15	Glicerol	2.94	Jabón Anhidro	65.83	Glicerol	3.22
Glicerol	0.42	NaCl	8.23	Glicerol	0.34	NaCl	8.07
NaCl	0.59	NaOH	1.70	NaCl	0.51	NaOH	1.74
NaOH	0.08	Agua	87.13	NaOH	0.10	Agua	86.97
Agua	32.55			Agua	33.03		
Insaponificables	0.21			Insaponificables	0.19		

Jabón a la Salida de Fitting A-404		Jabón a la Salida de Columna de Lavado A-403		Licor de Lavado a la Entrada de Columna A-403		Licor de Fitting a la Salida de Mezclador A-404	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	65.10	Jabón Anhidro	57.40	NaCl	10.61	NaOH	6.36
Glicerol	0.58	Glicerol	0.81	Agua	89.39	Agua	93.64
NaCl	0.71	NaCl	2.12				
NaOH	0.09	NaOH	0.01				
Agua	33.32	Agua	39.48				
Insaponificables	0.20	Insaponificables	0.18				

Lejía Final (Tanque para Lejía Extraída)		Jabón a la Salida de Enfriador A-402		Lejía a la Salida de Enfriador A-402		Mezcla a la Salida de Reactor A-401	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Glicerol	23.15	Jabón Anhidro	58.67	Glicerol	28.89	Jabón Anhidro	64.85
NaCl	1.46	Glicerol	3.81	NaCl	9.18	Glicerol	10.23
NaOH	10.02	NaCl	3.16	NaOH	1.54	NaCl	1.42
Agua	65.37	NaOH	0.08	Agua	59.63	NaOH	0.12
		Agua	34.10			Agua	23.17
		Insaponificables	0.18			Insaponificables	0.20

Tabla No. 12. Resultados de análisis químico de muestras.
Prueba a un Nivel de Producción de 2,453 kg/hr de Neat Soap
Corrida Completa

Neat Soap Salida Centrifuga 1		Lejía Níger Salida Centrifuga 1		Neat Soap Salida Centrifuga 2		Lejía Níger Salida Centrifuga 2	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	67.16	Glicerol	2.25	Jabón Anhidro	66.94	Glicerol	1.53
Glicerol	0.43	NaCl	8.14	Glicerol	0.37	NaCl	8.54
NaCl	0.51	NaOH	1.76	NaCl	0.57	NaOH	1.86
NaOH	0.08	Agua	87.85	NaOH	0.12	Agua	88.07
Agua	31.63			Agua	31.77		
Insaponificables	0.19			Insaponificables	0.23		

Jabón a la Salida de Fitting A-404		Jabón a la Salida de Columna de Lavado A-403		Licor de Lavado a la Entrada de Columna A-403		Licor de Fitting a la Salida de Mezclador A-404	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	66.80	Jabón Anhidro	57.90	NaCl	11.27	NaOH	6.41
Glicerol	0.68	Glicerol	0.81	Agua	88.73	Agua	93.59
NaCl	0.61	NaCl	2.10				
NaOH	0.12	NaOH	0.01				
Agua	31.59	Agua	39.00				
Insaponificables	0.20	Insaponificables	0.18				

Lejía Final (Tanque para Lejía Extraída)		Jabón a la Salida de Enfriador A-402		Lejía a la Salida de Enfriador A-402		Mezcla a la Salida de Reactor A-401	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Glicerol	22.13	Jabón Anhidro	61.23	Glicerol	26.45	Jabón Anhidro	64.26
NaCl	10.12	Glicerol	3.92	NaCl	9.28	Glicerol	10.29
NaOH	1.38	NaCl	3.05	NaOH	1.46	NaCl	1.47
Agua	66.37	NaOH	0.10	Agua	62.81	NaOH	0.10
		Agua	31.51			Agua	23.66
		Insaponificables	0.19			Insaponificables	0.22

Tabla No. 13. Resultados de análisis químico de muestras.
*Prueba a un Nivel de Producción de 2,653 kg/hr de Neat Soap
 Corrida Completa*

Neat Soap Salida Centrifuga 1		Lejía Níger Salida Centrifuga 1		Neat Soap Salida Centrifuga 2		Lejía Níger Salida Centrifuga 2	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	66.02	Glicerol	1.17	Jabón Anhidro	68.32	Glicerol	1.29
Glicerol	0.50	NaCl	8.15	Glicerol	0.64	NaCl	8.31
NaCl	0.45	NaOH	1.70	NaCl	0.49	NaOH	1.84
NaOH	0.06	Agua	88.98	NaOH	0.12	Agua	88.56
Agua	32.81			Agua	30.19		
Insaponificables	0.16			Insaponificables	0.24		

Jabón a la Salida de Fitting A-404		Jabón a la Salida de Columna de Lavado A-403		Licor de Lavado a la Entrada de Columna A-403		Licor de Fitting a la Salida de Mezclador A-404	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	66.10	Jabón Anhidro	58.10	NaCl	11.05	NaOH	6.42
Glicerol	0.58	Glicerol	0.78	Agua	88.95	Agua	93.58
NaCl	0.65	NaCl	2.18				
NaOH	0.13	NaOH	0.01				
Agua	32.34	Agua	38.75				
Insaponificables	0.20	Insaponificables	0.18				

Lejía Final (Tanque para Lejía Extraída)		Jabón a la Salida de Enfriador A-402		Lejía a la Salida de Enfriador A-402		Mezcla a la Salida de Reactor A-401	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Glicerol	19.21	Jabón Anhidro	58.10	Glicerol	26.08	Jabón Anhidro	64.92
NaCl	10.01	Glicerol	4.07	NaCl	9.16	Glicerol	9.69
NaOH	1.25	NaCl	3.16	NaOH	1.35	NaCl	1.42
Agua	69.53	NaOH	0.08	Agua	63.41	NaOH	0.03
		Agua	34.41			Agua	23.75
		Insaponificables	0.18			Insaponificables	0.20

Tabla No. 14. Resultados de análisis químico de muestras
Prueba a un Nivel de Producción de 2,832 kg/hr de Neat Soap
Corrida Completa

Neat Soap Salida Centrifuga 1		Lejía Níger Salida Centrifuga 1		Neat Soap Salida Centrifuga 2		Lejía Níger Salida Centrifuga 2	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	67.25	Glicerol	1.99	Jabón Anhidro	68.27	Glicerol	2.49
Glicerol	0.76	NaCl	8.15	Glicerol	0.60	NaCl	8.37
NaCl	0.54	NaOH	1.62	NaCl	0.48	NaOH	1.70
NaOH	0.09	Agua	88.24	NaOH	0.10	Agua	87.44
Agua	31.18			Agua	30.31		
Insaponificables	0.18			Insaponificables	0.24		

Jabón a la Salida de Fitting A-404		Jabón a la Salida de Columna de Lavado A-403		Licor de Lavado a la Entrada de Columna A-403		Licor de Fitting a la Salida de Mezclador A-404	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	65.34	Jabón Anhidro	57.52	NaCl	11.30	NaOH	6.42
Glicerol	0.78	Glicerol	1.05	Agua	88.70	Agua	93.58
NaCl	0.58	NaCl	2.15				
NaOH	0.09	NaOH	0.01				
Agua	33.01	Agua	39.09				
Insaponificables	0.20	Insaponificables	0.18				

Lejía Final (Tanque para Lejía Extraída)		Jabón a la Salida de Enfriador A-402		Lejía a la Salida de Enfriador A-402		Mezcla a la Salida de Reactor A-401	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Glicerol	19.23	Jabón Anhidro	57.50	Glicerol	24.82	Jabón Anhidro	64.75
NaCl	10.15	Glicerol	4.12	NaCl	9.34	Glicerol	9.66
NaOH	1.46	NaCl	3.16	NaOH	1.69	NaCl	1.44
Agua	69.16	NaOH	0.05	Agua	64.15	NaOH	0.19
		Agua	34.99			Agua	23.76
		Insaponificables	0.18			Insaponificables	0.20

Tabla No. 15. Resultados de análisis químico de muestras
Prueba a un Nivel de Producción de 3,074 kg/hr de Neat Soap
Corrida Completa

Neat Soap Salida Centrifuga 1		Lejía Níger Salida Centrifuga 1		Neat Soap Salida Centrifuga 2		Lejía Níger Salida Centrifuga 2	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	66.45	Glicerol	3.10	Jabón Anhidro	67.35	Glicerol	3.20
Glicerol	0.88	NaCl	8.03	Glicerol	0.92	NaCl	8.27
NaCl	0.64	NaOH	1.66	NaCl	0.70	NaOH	1.74
NaOH	0.10	Agua	87.21	NaOH	0.10	Agua	86.79
Agua	31.73			Agua	30.73		
Insaponificables	0.20			Insaponificables	0.20		

Jabón a la Salida de Fitting A-404		Jabón a la Salida de Columna de Lavado A-403		Licor de Lavado a la Entrada de Columna A-403		Licor de Fitting a la Salida de Mezclador A-404	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Jabón Anhidro	66.13	Jabón Anhidro	57.80	NaCl	11.81	NaOH	6.38
Glicerol	1.09	Glicerol	1.43	Agua	88.19	Agua	93.62
NaCl	0.73	NaCl	2.16				
NaOH	0.10	NaOH	0.01				
Agua	31.75	Agua	38.42				
Insaponificables	0.20	Insaponificables	0.18				

Lejía Final (Tanque para Lejía Extraída)		Jabón a la Salida de Enfriador A-402		Lejía a la Salida de Enfriador A-402		Mezcla a la Salida de Reactor A-401	
Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p	Material	% p/p
Glicerol	17.03	Jabón Anhidro	64.23	Glicerol	22.35	Jabón Anhidro	64.87
NaCl	10.64	Glicerol	4.05	NaCl	9.51	Glicerol	9.87
NaOH	1.39	NaCl	3.16	NaOH	1.38	NaCl	1.64
Agua	70.94	NaOH	0.08	Agua	66.76	NaOH	0.16
		Agua	28.28			Agua	23.24
		Insaponificables	0.20			Insaponificables	0.22

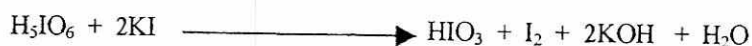
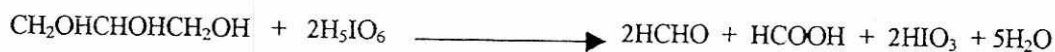
APENDICE F
PROCEDIMIENTOS UTILIZADOS EN LOS ANALISIS QUIMICOS

Procedimientos Utilizados en los Análisis Químicos

Determinación de glicerina en Lejías:

Este procedimiento se basa en la oxidación de la glicerina por ácido peryódico en solución acuosa, y la subsiguiente determinación iodométrica del exceso de ácido peryódico. En este método, la muestra es disuelta en agua, y luego se acidifica para remover los ácidos grasos. Una alícuota del agua que contiene glicerina es tratada con ácido peryódico. Luego de la adición del exceso de yoduro con el exceso de ácido peryódico, el yoduro es liberado y titulado con una solución previamente estandarizada de tiosulfato de sodio. La diferencia entre los valores de titulación de un blanco y de la muestra es una medida de la cantidad de glicerina en la muestra.

Reacciones que se llevan a cabo:



Procedimiento:

- 1) Pesarse la cantidad que se indica en la tabla siguiente, dependiendo del tipo de muestra que se desee analizar. Disolver en 150 mL de agua, contenidos en un beaker de 500 mL. Calentar con agitación constante hasta que la muestra esté completamente disuelta.

Tabla No. 16. Cantidades a pesar según el tipo de muestra para análisis químico de glicerol.

Tipo de Muestra	Cantidad a pesar (g)
Neat Soap (Cualquier etapa del proceso)	20 g
Lejía Final	0.65 – 0.75 g
Lejía en Proceso (alta concentración esperada de glicerina)	0.6 – 0.8 g
Lejía en Proceso (baja concentración esperada de glicerina)	0.8 g – 1.0 g
Lejía Níger	5 g

Nota: Si las lejías no tienen un alto contenido de restos de jabón o materia grasa (por simple inspección visual) pesar directamente en un matraz volumétrico de 500 mL y seguir el paso 5. Acidificar con solución de ácido sulfúrico 0.5 N utilizando naranja de metilo como indicador.

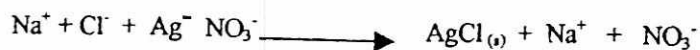
- 2) Añadir 6 gotas de naranja de metilo como indicador y solución acuosa de ácido sulfúrico 1:3 v/v (utilizar solución acuosa de ácido sulfúrico 0.5 N en caso de tratarse de lejías) hasta que el color haya virado de

- naranja a rosado. Continuar el calentamiento hasta que los ácidos grasos formen una capa clara y aceitosa.
- 3) Remover el beaker del calentamiento y colocarlo en un baño de hielo hasta que la capa de ácidos grasos solidifique. Remover la capa y lavarla con agua fría, recolectando los lavados en el mismo beaker de la muestra.
 - 4) Filtrar la solución hacia un balón volumétrico de 500 mL. Mantener la solución fría para evitar que algo de ácido graso se vaya en el filtrado.
 - 5) Aforar con agua deionizada hasta la marca de 500 mL y agitar el contenido.
 - 6) Transferir con una pipeta una alícuota de 50 mL de la solución preparada con la muestra en el paso 5 a un beaker de 400 mL.
 - 7) Transferir con una pipeta 25 mL de ácido peryódico 1.1 % w/w al mismo beaker del paso 6 y agitar suavemente.
 - 8) Transferir con una pipeta 50 mL de un blanco (agua con unas gotas de naranja de metilo que ha sido ya acidificado) a otro beaker. Agregar a este beaker 25 mL de ácido peryódico 1.1 % w/w y agitar suavemente.
 - 9) Cubrir cada beaker con un vidrio de reloj y colocar en un lugar oscuro por 30 minutos.
 - 10) Añadir al beaker conteniendo la muestra y al beaker con el blanco una alícuota de 20 mL de solución de yoduro de potasio al 15 % y agitar suavemente.
 - 11) Llevar a cabo una titulación potenciométrica inmediatamente con solución de tiosulfato de sodio 0.1 N (previamente estandarizado), utilizando un electrodo de platino y otro electrodo de vidrio de pH (no-combinado) como electrodo de referencia. El punto final es el punto de inflexión de la curva de titulación, el cual es calculado por el titulador automático sobre la base de derivadas puntuales en la curva de titulación. El titulador automático se programa previamente con la siguiente fórmula para que del resultado como % en peso/peso de glicerina en la muestra:

$$\% \text{ glicerina} = \frac{(\text{mL Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \text{ para muestra} - \text{mL Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \text{ para el blanco}) * N * 23.02}{\text{Peso de la muestra en gramos}}$$

Determinación de NaCl en Lejías y Neat Soap:

En este método se titula la muestra que contiene NaCl con nitrato de plata (AgNO_3) 0.1 N (previamente estandarizado) y se utiliza un electrodo de anillo de plata y un electrodo simple de vidrio para pH (no-combinado) para detectar el punto final de manera potenciométrica. El punto de inflexión de la curva de titulación indica el punto final cuando la siguiente reacción se ha completado:



Procedimiento:

- 1) Pesar la cantidad que se indica en la tabla siguiente, dependiendo del tipo de muestra que se desee analizar. Disolver en 100 mL de agua, contenidos en un beaker de 400 mL. Calentar con agitación constante hasta que la muestra esté completamente disuelta.

Nota: En caso de las lejías y el licor de lavado, solamente disolver en 100 mL de agua y acidificar con solución de ácido sulfúrico 0.5 N utilizando naranja de metilo como indicador. Con esto la muestra está lista para ser titulada potenciométricamente:

Tabla No. 17. Cantidades a pesar según el tipo de muestra para el análisis químico de cloruro de sodio.

Tipo de Muestra	Cantidad a pesar (g)
Neat Soap (Cualquier etapa del proceso)	5 g
Lejía (Todas)	0.19 – 0.21 g
Licor de Lavado (Torre de Lavado)	0.6 – 0.8 g

- 2) Una vez disuelto el jabón agregar 6 gotas de naranja de metilo y agregar solución de ácido sulfúrico 1:3 v/v hasta que el color naranja vire a rosado.
- 3) Filtrar y remover la capa de ácidos grasos.
- 4) Recoger el filtrado en otro beaker de 250 mL. El filtrado contiene todo el NaCl disuelto. Titular el filtrado con la solución de nitrato de plata (0.1 N; previamente estandarizado) con el titulador automático. El titulador detecta el punto de inflexión y utiliza la siguiente fórmula para calcular el % p/p de NaCl en la muestra:

$$\% \text{ NaCl} = \frac{(\text{ml AgNO}_3) * (\text{N}) * (5.84)}{\text{Peso de la muestra}}$$

Determinación de NaOH en lejías:

En este procedimiento se titula directamente el NaOH que contiene la muestra líquida con una solución estándar de HCl 0.1 N utilizando un electrodo de pH de vidrio combinado (con referencia interna). El punto de inflexión de la curva de titulación indica el punto final de la titulación.

Procedimiento:

- 1) Pesar 1.5 g de la muestra (Cualquier lejía) en un beaker de 250 mL.
- 2) Agregar 100 mL de agua destilada.
- 3) Titular con el titulador automático utilizando HCl 0.1 N como titulante y un electrodo de pH combinado. El aparato calcula el contenido de NaOH utilizando la siguiente fórmula:

$$\% \text{ NaOH} = \frac{(\text{mL HCl}) * (\text{N}) * (4)}{\text{Peso de la muestra}}$$

Determinación de NaOH Libre en Neat Soap:

Con este método se logra determinar la cantidad de NaOH libre en el jabón por medio de una titulación con HCl 0.05 N utilizando Fenofaleína como indicador.

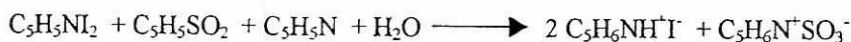
Procedimiento:

- 1) Pesar 1.0 g de Jabón en un balón esmerilado de 250 mL.
- 2) Agregar 50 mL de alcohol neutralizado (etanol al que se agregó NaOH 0.05 N hasta llegar al punto de viraje de color de la fenofaleína)
- 3) Agitar con un magneto y calentar con reflujo hasta la disolución completa del jabón en el alcohol.
- 4) Si el jabón tiene NaOH, la solución adquirirá un color rosado más intenso
- 5) Titular sin dejar enfriar la muestra con HCl 0.05 N hasta el punto en que desaparezca el color característico de la fenofaleína.
- 6) Calcular la cantidad de NaOH con la siguiente fórmula:

$$\% \text{ NaOH} = \frac{(\text{mL HCl}) * (\text{N}) * (4)}{\text{Peso de la muestra}}$$

Determinación de Agua en Neat Soap:

Para determinar la cantidad de agua en cualquier muestra de jabón de cualquier parte del proceso, se disuelve la muestra de jabón en metanol y luego se titula con la solución de Karl Fisher, el cual tiene un componente que reacciona específicamente con agua, el punto final lo detecta el titulador automático. La reacción que se lleva a cabo es la siguiente:



Procedimiento:

- 1) Pesar la cantidad de muestra necesaria que contenga 20 - 40 mg de H₂O (Se debe tener una idea de la cantidad de agua que se espera tenga la muestra).
- 2) Colocar la muestra dentro del matraz que debe luego cerrarse para que esté aislado de la humedad de la atmósfera. El electrodo de doble platino ya debe estar sumergido en el metanol.
- 3) Agitar hasta la disolución de la muestra en el metanol dentro del matraz.
- 4) Una vez se haya disuelto la muestra, iniciar la titulación.
- 5) El titulador automático agregará el reactivo de Karl Fisher al matraz hasta que se llegue al punto final. El titulador calculará el porcentaje de agua en la muestra con la siguiente fórmula:

$$\% \text{ H}_2\text{O} = \frac{(f) * (\text{mL Reactivo Karl Fisher}) * 1000 * 100}{\text{Peso de la muestra en g}}$$

en donde f es el factor de Karl Fisher en mg de agua por mL de reactivo de Karl Fisher. Este factor se debe encontrar previamente por medio de una estandarización con tartrato de sodio o con agua deionizada.

Determinación de Materia Grasa Total en Jabón:

Para determinar la materia grasa total en el jabón (este dato es necesario para calcular la cantidad de jabón anhidro producido) se descompone la muestra de jabón a analizar al agregar una cantidad conocida de algún ácido estandarizado. La materia grasa que es liberada se separa por extracción con éter de petróleo, que luego se evapora por último se pesa la cantidad total de materia grasa obtenida. El peso de la materia grasa se divide entre el peso total de la muestra analizada para calcular el porcentaje en peso.

Datos de la Materia Prima Utilizada:

Soda Cáustica

Densidad: 1.525 g/mL a 25°C
Pureza % (p/p): 49.45 %

Sebo

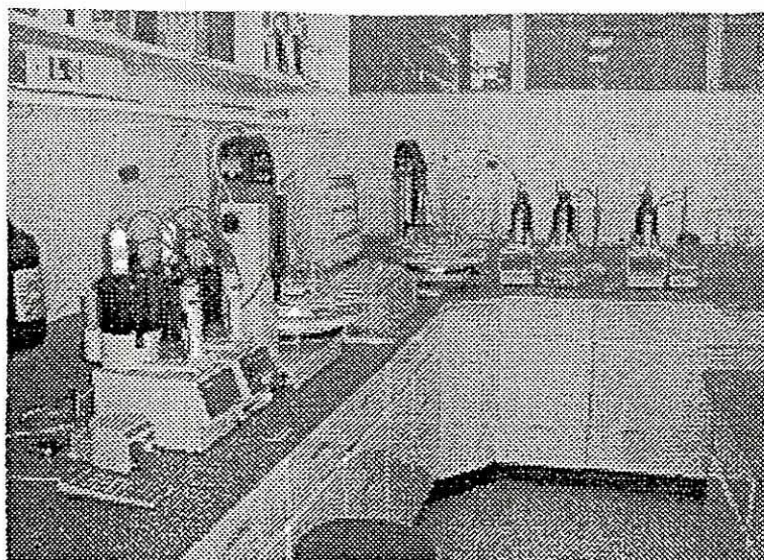
Densidad: 0.880 g/mL @ 45°C
Índice de Saponificación: 192 mg KOH/g Sebo
Ácidos Grasos Libres: 1.17 % p/p

Aceite

Densidad: 0.890 g/mL @ 45°C
Índice de Saponificación: 240 mg KOH/g aceite
Ácidos Grasos Libres: 2.40 % p/p

- Datos proporcionados en los Certificados de Calidad de Materia Prima llevados a Cabo en el Laboratorio de Control de Calidad de Olmeca, S.A. (para el Aceite), Pasternak (productor danés de sebo) y Elquigua, S.A. (proveedor de soda cáustica a granel).

Figura No.12. Fotografía del Titulador Automático para análisis químico de muestras



APENDICE G

PORCENTAJE DE LA CAPACIDAD MAXIMA DE LAS BOMBAS UTILIZADOS EN
LAS PRUEBAS DE PRODUCCION DE NEAT SOAP

Posiciones de las Bombas a Cada Nivel de Producción:

1era Corrida.

Tabla No. 18. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 2,285 kg/hr de Neat Soap.

Bomba	Posiciones de los Pistones de las Bombas
Velocidad de P-401	55 r.p.m.
P-401 A	75 %
P-401 B	52 %
P-401 C	68.5 %
P-401 D	27 %
P-401 E	70 %
P-402	51.7 %
P-404	60.0 %
P-406 A	48.0 %
P-406 B	49.6 %
P-406 C	65.6 %
P-409 A	32.0 %
P-409 B	32.6 %

2era Corrida.

Tabla No. 19. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 2,453 kg/hr de Neat Soap.

Bomba	Posiciones de los Pistones de las Bombas
Velocidad de P-401	60 rpm
P-401 A	75 %
P-401 B	52 %
P-401 C	68.5 %
P-401 D	27.2 %
P-401 E	70 %
P-402	56.7 %
P-404	60.0 %
P-406 A	53.5 %
P-406 B	47.7 %
P-406 C	65.6 %
P-409 A	35.0 %
P-409 B	35.5 %

3era Corrida.

Tabla No. 20. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 2,653 kg/hr de Neat Soap.

Bomba	Posiciones de los Pistones de las Bombas
Velocidad de P-401	65 rpm
P-401 A	75 %
P-401 B	52 %
P-401 C	68.0 %
P-401 D	27.1 %
P-401 E	70.0 %
P-402	70.3 %
P-404	66.0 %
P-406 A	64.1 %
P-406 B	58.4 %
P-406 C	83.5 %
P-409 A	41.8 %
P-409 B	40.7 %

4a Corrida.

Tabla No. 21. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 2,832 kg/hr de Neat Soap

Bomba	Posiciones de los Pistones de las Bombas
Velocidad de P-401	70 rpm
P-401 A	75.0 %
P-401 B	52.0 %
P-401 C	69.0 %
P-401 D	27.1 %
P-401 E	70.0 %
P-402	74.8 %
P-404	70.0 %
P-406 A	68.7 %
P-406 B	62.8 %
P-406 C	84.9 %
P-409 A	39.5 %
P-409 B	37.7 %

5a Corrida.

Tabla No. 22. Posiciones de las bombas a un nivel de producción de 3,074 kg/hr de Neat Soap.

Bomba	Posiciones de los Pistones de las Bombas
Velocidad de P-401	75 rpm
P-401 A	75.0 %
P-401 B	52.0 %
P-401 C	69.0 %
P-401 D	26.1 %
P-401 E	70.0 %
P-402	86.6 %
P-404	70.0 %
P-406 A	85.9 %
P-406 B	68.2 %
P-406 C	91.4 %
P-409 A	45.0 %
P-409 B	43.9 %

Clave para las bombas:

P-401 A	Bomba dosificación de sebo
P-401 B	Bomba dosificación de aceite
P-401 C	Bomba dosificación de soda cáustica
P-401 D	Bomba dosificación de lejía final
P-401 E	Bomba dosificación de agua de proceso
P-402	Bomba extracción de lejía final a tanque almacenamiento de lejía final
P-404	Bomba recirculación lejía final a enfriador A-402
P-406 A	Bomba dosificación de salmuera
P-406 B	Bomba dosificación de agua de proceso
P-406 C	Bomba dosificación de lejía níger
P-409 A	Bomba dosificación de agua de proceso
P-409 B	Bomba dosificación de soda cáustica

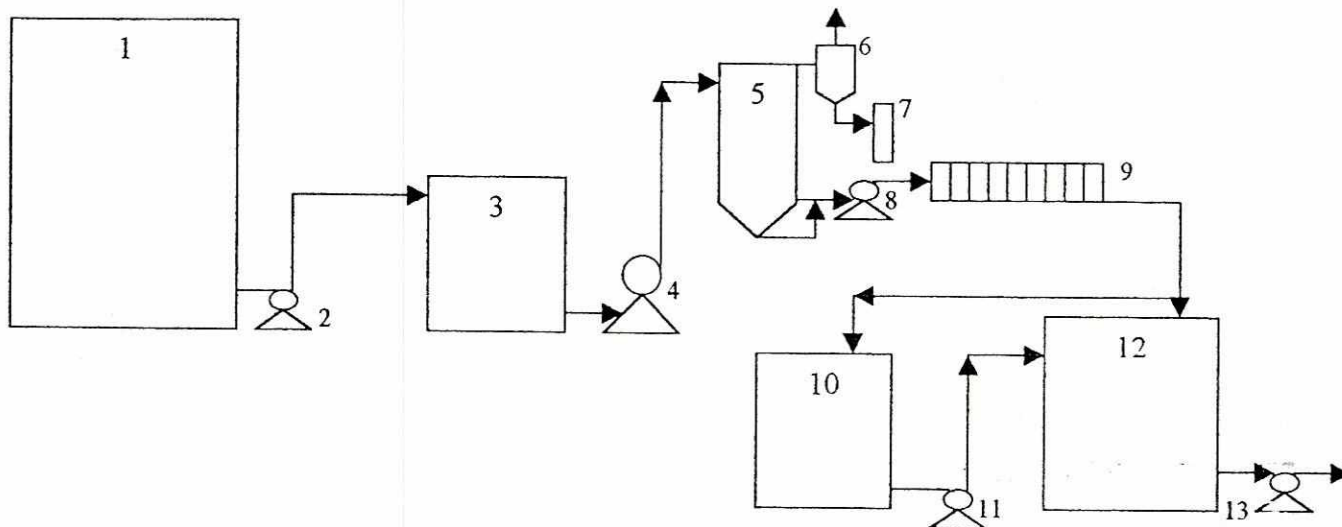
APENDICE H

EVALUACION DE LA CAPACIDAD MAXIMA DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO
DE GRASAS Y DE PREPARACION DE SALMUERA

Evaluación de la Capacidad Máxima de la Planta de Tratamiento de Grasas

A continuación se muestra el diseño actual del proceso de desodorizado y blanqueo de las grasas que se utilizan como materia prima en la planta de saponificación continua.

Figura No. 13. Proceso de Desodorizado y Blanqueo de Grasas.



1. Tanque de Recepción y Almacenamiento de Grasa (2 tanques para almacenamiento de sebo y 1 tanque para almacenamiento de aceite).

Capacidad de almacenamiento de sebo:

$$2 \times \text{Cap.Max. Tanque de Almacenamiento} = \text{Cap.Max. Almacenamiento de Sebo}$$

$$2 \times (250,000 \text{ kg}) = 500,000 \text{ kg de Sebo}$$

Capacidad de almacenamiento de aceite:

$$1 \times \text{Cap.Max. Tanque de Almacenamiento} = \text{Cap.Max. Almacenamiento de Aceite}$$

$$\text{Cap.Max. Almacenamiento de Aceite} = 150,000 \text{ kg de Aceite}$$

2. Bomba de Transferencia de Grasas.

Nota: Se tiene una bomba para transferir sebo de los tanques de sebo (1) al tanque de almacenamiento temporal en la planta de tratamiento de grasas (3) y otra para transferir el aceite del tanque principal (1) a un tanque de almacenamiento temporal para el aceite en la planta de tratamiento de grasas (3)

Capacidad Máxima: Bomba 1: 16,940 kg/hr de sebo

Bomba 2: 14,774 kg/hr de aceite

3. Tanque de almacenamiento temporal de grasa (Sebo y Aceite)

Nota: Hay un tanque de almacenamiento temporal para sebo y otro para aceite.

Capacidad Máxima de almacenamiento: **10,000 kg de Sebo = 10,114 kg de Aceite**

4. Bomba de Transferencia de Grasas (para Sebo y para Aceite).

Capacidad Máxima: **21,120 kg/hr de sebo = 21,360 kg/hr de aceite**

5. Tanque de Desodorizado y Blanqueado de Grasa (Sebo y Aceite)

Capacidad Máxima de Desodorizado por Lote: **7,000 kg de Sebo = 7,080 kg de Aceite**

6. Ciclón para recolección de impurezas, ácidos grasos arrastrados en el proceso de desodorizado, aceite y grasa arrastrada por vapor.

El material recolectado es descargado inmediatamente por lo que no hay acumulación en el ciclón. El ciclón fue diseñado por el fabricante del tanque de desodorizado para depurar el vapor que sale del tanque y que fue alimentado al interior durante el proceso, tomando en cuenta que las grasas ya fueron desgomadas y filtradas previamente.

Volumen de ciclón: **2.45 m³**

Relación Altura/Diámetro: **185 cm / 130 cm = 1.42**

7. Depósito para impurezas. Se utilizan toneles vacíos que se reemplazan una vez se hayan llenado.

8. Bomba de Descarga del Tanque de Desodorizado y Blanqueado:

Capacidad Máxima: **9152 kg/hr de sebo = 9256 kg/hr de aceite**

Nota: Esta es la cantidad máxima que se puede transferir sin que la presión en el filtro prensa suba más de 1.5 bar en operación normal.

9. Filtro Prensa (no automático):

35 placas rectangulares verticales de filtración con telas como medio filtrante, cada placa cuenta con sus canaletas y dos grifos de cada cara del filtro para descarga del líquido.

Dimensiones: Longitud: 165 cm; altura: 83 cm; ancho: 83 cm

Presión Máxima de Operación: 6 bares

Presión Normal de Filtrado: 1.5 bar

Capacidad Máxima de Filtrado: **10,000 kg/hr de Sebo/Aceite**

10. Tanque temporal de grasa (Sebo y Aceite)

Capacidad Máxima de almacenamiento: **7,000 kg de Sebo = 7,080 kg de Aceite**

11. Bomba de Transferencia:

Capacidad Máxima: **21,120 kg/hr de sebo = 21,360 kg/hr de aceite**

12. Tanque de Almacenamiento de Grasa Tratada para Saponificación (Hay un Tanque para Sebo y otro con la misma capacidad para Aceite)

Capacidad Máxima de almacenamiento: **14,830 kg de Sebo**

15,000 kg de Aceite

13. Toda la tubería a partir del tanque No. 3 es de 3 pulgadas de diámetro interno y se encuentra enchaquetado con capacidad de alimentar vapor para mantener el aceite y el sebo a por lo menos 40 °C

Ciclo de producción para el sebo y aceite desodorizado y blanqueado.

Tiempo necesario para transferir 7,000 kg de sebo del tanque principal de almacenamiento al tanque temporal (3): 25 minutos

Tabla No. 23. Tiempo de duración para Desodorizar y Blanquear un Lote de Sebo/Aceite.

Actividad	Tiempo de Duración
1. Transferencia de los 7,000 kg/7,080 kg de sebo/aceite del tanque de almacenamiento temporal al tanque de desodorizado. Durante este período de tiempo se levanta el vacío en el tanque hasta llegar a 100 mmHg y se comienza a alimentar vapor en la chaqueta y los serpentines.	20 minutos
2. Tiempo que transcurre desde que se termina de alimentar grasa al tanque de desodorizado hasta que se alcanza la temperatura entre 80-90°C.	11 minutos
3. Tiempo en que se alimenta vapor de barboteo por medio de dispersores en serpentines a una temperatura de 140 min°C para el aceite y 160°C para el sebo.	90 minutos
4. Etapa de enfriamiento, en la que se alimenta agua de proceso a los serpentines hasta llevar la grasa a una temperatura de 110°C tanto para el aceite como para el sebo.	28 minutos (aceite) 31 minutos (sebo)
5. Tiempo que toma en ser succionadas las tierras activadas al tanque de desodorizado (en este punto se ha encendido el agitador del tanque)	0.5 minutos
6. Tiempo que toma crear el vacío que se tenía con anterioridad	1 minuto
7. Tiempo de agitación de la mezcla tierras-grasa bajo vacío.	7 minutos
8. Tiempo total para el filtrado y transferencia de la grasa (todo el lote) hasta el tanque de almacenamiento para grasas tratadas en la planta de saponificación.	47 minutos (Aceite) 51 minutos (Sebo)

El tiempo total para producir un lote de sebo desodorizado es:

$$25 + 20 + 11 + 90 + 31 + 0.5 + 1 + 7 + 51 = 236.5 \text{ minutos} = 3.94 \text{ horas}$$

A continuación se calcula el tiempo total que toma producir cuatro lotes de sebo y luego uno de aceite. Esta secuencia conforma un ciclo de producción de grasas.

No se considera el arranque para los cálculos y se asume que los tanques de almacenamiento en la planta de saponificación y los tanques de almacenamiento temporal ya se encuentran llenos.

1. El tiempo total para producir un lote de sebo es igual al tiempo total de 236.5 minutos que se calculó anteriormente, menos los 25 minutos que toma transferir el sebo del tanque principal de almacenamiento 1 al tanque de almacenamiento temporal 3 en la planta de tratamiento de grasas. Este tiempo no se considera por la siguiente razón: Cuando se vacía el tanque de desodorizado y se ha filtrado todo su contenido, ya se tiene lleno el tanque 3, por lo que se procede a transferir inmediatamente su contenido al tanque de desodorizado, lo cual constituye el paso # 1 de la tabla No. 23.

Por lo tanto: $236.5 - 25 = 211.5 \text{ min.}$

Mientras se está tratando el sebo en el tanque de desodorizado ya se está transfiriendo sebo del tanque principal de almacenamiento 1 al tanque de almacenamiento temporal 3.

Por ello para producir cuatro lotes de sebo se requiere de:

$$211.5 \text{ min} \times 4 = 846 \text{ minutos}$$

2. Ahora se debe producir un lote de aceite (no olvidar que la proporción de grasas alimentadas al reactor es 80 % sebo y 20 % aceite. Una vez se vacía el cuarto lote de sebo del ciclo del tanque de desodorizado y ha sido filtrado, se transfiere inmediatamente el aceite del tanque de almacenamiento temporal 3 en la planta de tratamiento de grasas al tanque de desodorizado. El tiempo que toma tratar el lote de aceite hasta el momento en que este se transfirió al tanque 12 es:

$$20 + 11 + 90 + 28 + 0.5 + 1 + 7 + 47 = 204.5 \text{ minutos}$$

3. Por lo tanto el tiempo total del ciclo que se requiere para tratar la proporción de grasas adecuada para la saponificación es:

$$846 \text{ min} + 240.5 \text{ min} = 1086.5 \text{ minutos} = 18.11 \text{ horas (de operación continua sin interrupciones o paros).}$$

4. Para calcular la capacidad máxima de tratamiento de la planta de grasas se divide la cantidad total de sebo que se puede tratar en un ciclo de trabajo sin interrupciones y la cantidad total de aceite que se puede tratar en un ciclo de trabajo sin interrupciones y tomando en cuenta que se debe producir la proporción de sebo y aceite tratadas para poder alimentar al reactor siempre 80 % sebo y 20 % aceite:

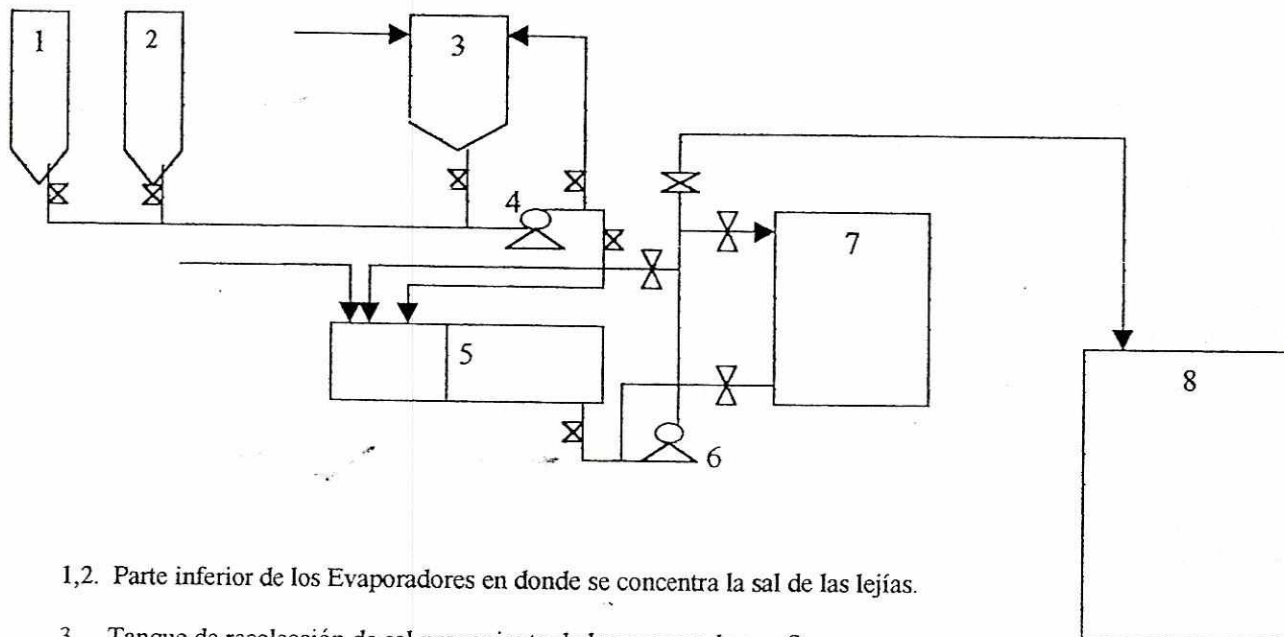
$$\frac{28,000 \text{ kg (4 lotes de sebo)}}{17.51 \text{ horas (tiempo que dura un ciclo)}} = 1599 \text{ kg / hr de sebo desodorizado y blanqueado}$$

$$\frac{7,080 \text{ kg (1 lote de aceite)}}{17.51 \text{ horas (tiempo que dura un ciclo)}} = 404 \text{ kg / hr de aceite desodorizado y blanqueado}$$

Evaluación de la Capacidad Máxima de Producción de Salmuera

A continuación se muestra el diseño actual del proceso para la producción y recuperación de salmuera (solución de NaCl en agua al 20 % p/p) que se utiliza para hacer el lavado de jabón y separar la glicerina del jabón en la columna de lavado de platos rotatorios en la planta de saponificación continua.

Figura No. 14. Proceso de preparación de salmuera.



- 1,2. Parte inferior de los Evaporadores en donde se concentra la sal de las lejías.
3. Tanque de recolección de sal proveniente de los evaporadores. Se agrega agua para disolver la sal y mandarla al tanque 5. **Capacidad: 480 kg H₂O**
4. Bomba de transferencia del lodo de sal de los evaporadores al tanque 3 y de transferencia de la solución de sal saturada del tanque 3 al tanque 5. **Capacidad: 12,580 kg/hr**
5. Tanque de disolución de la sal. Cuenta con un filtro que divide el tanque en dos. **Capacidad: 3,140 kg Salmuera**
6. Bomba de transferencia de la sal del tanque 5 a los tanques 7 y 8. Es capaz además de hacer recircular el contenido del tanque 5 y de transferir el contenido del tanque 7 al tanque 5 o al tanque 8. **Capacidad: 12,580 kg/hr**
7. Tanque temporal de almacenamiento de salmuera. **Capacidad: 4,690 kg Salmuera**
8. Tanque principal en planta de saponificación para almacenar salmuera. **Capacidad: 9,910 kg Salmuera**

Ciclo de producción para la salmuera.

Tabla No. 24. Tiempo de duración para preparar un lote de salmuera = 3140 kg salmuera

Actividad	Tiempo de Duración
1. Dosificar 2512 kg de H ₂ O al tanque 3.	12 minutos
2. Mientras se está dosificando el agua al tanque 3 el operador pesa y agrega la sal sólida (628 kg) al tanque 3. Si el operador no hubiese terminado esta actividad, se comienza el siguiente paso (3) mientras el sigue adicionando la sal.	(10 minutos)
3. Al llegar a un nivel ya determinado de agua y habiendo pesado y agregado toda la sal se comienza la etapa de recirculación para disolver toda la sal.	80 minutos
4. Después de transcurrido el tiempo se bombea el contenido del tanque 3 al tanque 8.	15 minutos
5. Se repiten los pasos 1 al 4, produciendo y transfiriendo así otro lote de salmuera.	107 minutos
6. En el tiempo que ha transcurrido hasta ahora (3.57 horas) se han realizado dos descargas de sal de la parte inferior de los evaporadores, en donde se concentra la sal que contiene la lejía y que se evaporará hasta producirse glicerina cruda (80 % p/p). Esta sal, 369 kg, se descarga al tanque 3. Además se agrega agua y se comienza una recirculación.	Se lleva a cabo en simultáneo a todas las actividades anteriores. (214 minutos)
7. Una vez vacío el tanque 5 de la última preparación de salmuera se transfiere el contenido del tanque 3 al 5 realizando lavados con agua.	19 minutos
8. Mientras la actividad 7 se lleva a cabo el operador realiza un análisis de sal en la salmuera con nitrato de plata y con dicromato de potasio como indicador y realiza los cálculos necesarios para ajustar la cantidad de agua y sal en el tanque 5.	(10 minutos)
9. Se agrega la cantidad de H ₂ O necesaria (≈ 1040 kg H ₂ O) para completar el lote.	5 minutos
10. El operador pesa y agrega la cantidad de sal adecuada para ajustar la concentración de salmuera.	(10 minutos)
11. Se lleva a cabo un reflujo, esta vez de menor tiempo, pues la mayor cantidad de la sal ya se encuentra disuelta y ha estado bajo reflujo en el tanque 3.	30 minutos
12. Se transfiere el lote completo al tanque 8.	15 minutos

El tiempo para producir dos lote de salmuera con sal nueva y un lote con sal recuperada de la etapa de evaporación se calcula sumando los tiempos que duran las diversas actividades del ciclo. Los tiempos que se encuentran en paréntesis no se consideran, puesto que son actividades que se llevan a cabo en simultáneo con otras actividades.

Para un ciclo:

$(12 + 80 + 15) \times 2 + 19 + 5 + 30 + 15 = 283$ minutos = 4.72 horas (de operación continua sin interrupciones o paros).

En este ciclo se producen: 9420 kg de salmuera = 3 lotes de 3140 kg de salmuera

Para calcular la capacidad máxima de producción de salmuera se divide la cantidad total de salmuera que se puede producir y/o recuperar en un ciclo de trabajo sin interrupciones tomando en cuenta la frecuencia con la que se descarga la sal recuperada del proceso de evaporación.

$$\frac{9420 \text{ kg (3 lotes de salmuera)}}{4.72 \text{ horas (tiempo que dura un ciclo)}} = 1996 \text{ kg / hr de salmuera al } 20 \% \text{ p/p}$$

APENDICE I
CONSUMOS DE VAPOR Y AGUA DE ENFRIAMIENTO

Consumo de Vapor y Consumo de Agua de Enfriamiento

En la planta de saponificación se consume vapor para los siguientes fines o equipos:

- Serpentes en los tanques de almacenamiento principales y temporales de grasas y de salmuera.
- Serpentes y enchaquetado del tanque de desodorizado
- Para limpieza de los tres filtros prensa
- Enchaquetado de tubería en el área de tratamiento de grasas
- Evaporadores para concentración de glicerina
- Destilador para concentración de glicerina
- Enchaquetado y serpentes del Reactor Saponificador A-401
- Enchaquetado de la columna de lavado A-403
- Enchaquetado de tubería de transferencia de Neat Soap
- Pailas de almacenaje de Neat Soap
- Enchaquetado y serpentes en mezclador de Fitting A-404
- Intercambiador de Calor para glicerina y glicerina cruda previo a la destilación
- Intercambiador de Calor para la salmuera que entra a la torre de lavado
- Intercambiador de Calor para la relación de Fitting (soda cáustica y agua) que entra a al mezclador A-404 para Fitting
- Vapor para el condensador del pie barométrico (vacío) utilizado en la etapa de secado del Neat Soap
- Vapor que se utiliza en la etapa de secado de Neat Soap (intercambiadores de calor) y tuberías de transferencia de Neat Soap.

Se utiliza agua de enfriamiento para los siguientes fines (Nota: Esta no es agua de proceso, que entra en contacto directo con el producto (Neat Soap) y que se utiliza como vehículo de reacción o para lavado y recuperación de glicerol.

- Enfriador y 1era Etapa de Lavado A-402

El departamento de mantenimiento de la planta en la que se realizó el estudio proveyó los consumos de vapor y de agua de enfriamiento estimados que se utilizaron en la planta de saponificación durante las pruebas. Hay que hacer notar que, estos consumos son para todos los equipos y fines que se especifican arriba. Puesto que en una planta de saponificación, el aumento del nivel de producción de Neat Soap hace obligatorio un aumento en la cantidad de grasa tratada, salmuera preparada y lejía final que debe ser tratada, evaporada y destilada, la cantidad de vapor aumenta consistentemente, especialmente en el departamento de recuperación de glicerina.

Está fuera del alcance de este estudio calcular la cantidad exacta de vapor consumido por departamento, basta conocer la cantidad total que se consume al aumentar en cierto grado el nivel de producción, así como el costo de llevar a cabo esto.

El agua de enfriamiento es parte de un circuito de recirculación que se utiliza en toda la empresa para sistemas de enfriamiento por agua. Además esta agua no tiene costo en el proceso de producción. La

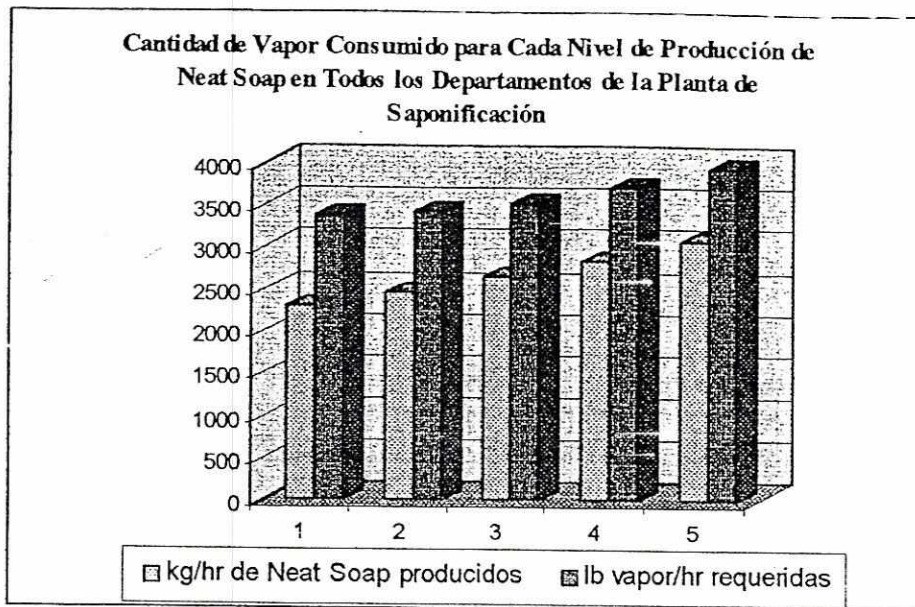
empresa tiene varios pozos propios, y los costos de depreciación de este sistema y todos los costos de operación se toman como costos fijos. Por ello, no es relevante utilizar esta información para la toma de decisiones en lo que respecta al aumento de producción, siempre y cuando, claro está, se logren calcular las temperaturas en los diversos equipos en donde haya enfriamiento.

Tabla No. 25. Consumos de vapor a los distintos niveles de producción a los cuales se hicieron las pruebas en planta.

Nivel de Producción (Cantidad de Neat Soap Producido)	Consumo de Vapor (presión vapor = 200 psi)	Costo por unidad de tiempo
2,285 kg/hr	3,370 lb/hr	Q 317.96/hr
2,453 kg/hr	3,421 lb/hr	Q 322.76/hr
2,653 kg/hr	3,516 lb/hr	Q 331.73/hr
2,832 kg/hr	3,711 lb/hr	Q 350.12/hr
3,074 kg/hr	3,945 lb/hr	Q 372.20/hr

Datos proporcionados por el departamento de Mantenimiento y Servicios de la empresa en la que se realizó el estudio. Estos datos se obtuvieron midiendo el consumo de agua alimentado a la caldera por medio de un contador de caudal instalado previo a la tubería de alimentación al tanque de agua para caldera.

Gráfica No. 13. Cantidad de vapor consumido para cada nivel de producción de Neat Soap en todos los departamentos de la planta de saponificación



APENDICE J

CALCULOS DEL COSTO VARIABLE DE 1 KG DE GLICERINA U.S.P. A PARTIR DE
LAS LEJIAS OBTENIDAS DURANTES LAS PRUEBAS EN PLANTA.

Cálculo del costo de 1 kg de glicerina blanqueada y destilada al 99 % a partir de Lejías con Distintas Concentraciones de Glicerol y Alcalinidad

Como ya se mencionó anteriormente en este estudio, se desea recuperar del proceso de saponificación la mayor cantidad de glicerina posible, que es utilizada luego como materia prima en la manufactura de otros productos de consumo masivo. La glicerina que se recupera del proceso de saponificación se encuentra diluida en la lejía final que se extrae del proceso. Es a partir de esta lejía final, de la que se obtiene la glicerina blanqueada grado U.S.P. Este proceso consta de varias etapas y tiene un costo. Sin embargo, el costo de producción de 1 kg de glicerina U.S.P. depende directamente de la calidad de la lejía final, específicamente de dos factores:

1. Concentración de glicerol en la lejía final: Mientras menor sea esta concentración, mayor cantidad de agua habrá que evaporar y mayor será el costo.
2. Alcalinidad total en la lejía final: En una de las primeras etapas del proceso, se debe neutralizar todos los álcalis presentes en la lejía. Mientras mayor sea la alcalinidad de una lejía, mayor será el consumo de ácido sulfúrico que se utiliza para llevar a cabo la neutralización y por ende mayor será el costo.

Con lo anterior en mente, se calcula el costo de producir 1 kg de glicerina U.S.P. a partir de diversas calidades de lejía final que se obtuvieron a cada nivel de producción de Neat Soap. En esta sección se lleva a cabo un cálculo de muestra para la lejía obtenida al producir 2,285 kg/hr de Neat Soap. El cálculo para el resto de niveles de producción es exactamente igual, lo único que varía, es la alcalinidad de la lejía y la concentración de glicerol en la lejía.

A partir de una lejía final con un contenido de glicerol de 23.15 % p/p y una alcalinidad total de 1.46 % p/p de NaOH se tiene que:

A. 1er Tratamiento

➤ **Materiales**

	<u>Kg</u>	<u>Costo (Q)</u>
Lejía al 23.15 %	100	
HCl al 29.90 %	4.63	11.20
<u>(100 kg Lejía)(0.0146)(1 mol NaOH)(36.45 g)(100)(Q 2.42/kg)(1.04)</u>		
<u>(40 g NaOH)(1 mol HCl)(29.90)</u>		

Nota: Se agrega un 4 % de exceso para además de neutralizar todo el NaOH en la lejía reducir el pH de la mezcla a un valor entre 5 y 6.

Sulfato de Aluminio:	0.55	1.45
(0.55 kg AlSO ₄)(Q 2.64 / kg AlSO ₄)		
NaOH al 50% p/p	0.43	0.95
(0.43 kg NaOH 50 %)(Q 2.21/kg NaOH 50 %p/p)		

Nota: Como ya se discutió en la sección relacionada con el agua de enfriamiento y agua de proceso, el agua no forma parte de los costos variables de proceso productivo, sino que se introducen en contabilidad como costos fijos, por contarse con un pozo propio de la empresa.

➤ **Energía Eléctrica:** Costo debido al uso de bombas para transferencia de lejía final o tratada de tanque a tanque y a través de un filtro prensa:

- i) Energía eléctrica utilizada para hacer funcionar la bomba para transferir lejía final del tanque de almacenamiento de lejía extraída del proceso de saponificación al tanque de tratamiento químico de lejía:

$$\frac{(440 \text{ V})(6.0 \text{ A})(0.79)(0.00705 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.01 / 100 \text{ kg Lejía}$$

- ii) Energía eléctrica utilizada para hacer funcionar la bomba para transferir lejía tratada del tanque de tratamiento químico de lejía hacia el filtro prensa y a través del filtro hacia otro tanque de lejía tratada.

Nota: En realidad se utilizan dos bombas, pues hay dos etapas de filtración, una después del tratamiento con sulfato de aluminio y otra después de un tratamiento con soda cáustica. Se incluye el total de tiempo en que operan las dos bombas para el cálculo, puesto que sus motores consumen la misma cantidad de energía eléctrica.

$$\frac{(440 \text{ V})(5.5 \text{ A})(0.82)(0.089 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.11 / 100 \text{ kg Lejía}$$

- iii) Energía eléctrica utilizada para impulsar el motor del agitador que se utiliza en el tanque de tratamiento químico

$$\frac{(440 \text{ V})(9.3 \text{ A})(0.80)(0.072 \text{ hrs})(Q 1.85 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.15 / 100 \text{ kg Lejía}$$

➤ **Mano de Obra:** Hay una persona a cargo de las transferencias de lejía, así como del tratamiento químico. El salario mensual promedio de un operario que labora 56 horas a la semana es de Q2,800 (Dato proporcionado por la empresa manufacturera). Aquí, la empresa ya incluye bonificación por horas extras. Se utilizan 0.109 hrs.h. para procesar 100 kg de lejía final.

$$\frac{(0.109 \text{ hrs.h})(Q 12.50 / \text{hrs.h.})}{100 \text{ kg lejía final}} = Q 1.36 / 100 \text{ kg lejía final}$$

B. Evaporación:

En la etapa de evaporación se desea obtener glicerina cruda, que es un tipo de lejía que tiene un 80 % de glicerol. Por lo tanto, 100 kg de lejía final con la concentración que ya se especificó anteriormente, y tomando en cuenta que en el proceso de evaporación hay una pérdida de glicerol del 2 % (Este dato se

encontró sobre la base de cálculos hechos con los inventarios a través de 8 años de operación de la planta), se tiene que se obtienen:

$$\frac{(100 \text{ kg lejía final})(0.2315)(0.98)(100)}{(80)} = 28.36 \text{ kg de glicerina cruda al } 80 \%$$

- **Mano de Obra:** Hay una persona a cargo del área de evaporación y destilación de la glicerina. Utilizando el mismo dato del salario mensual promedio de un operador, que se especificó anteriormente, se tiene que:

$$\frac{(0.4862 \text{ hrs.h})(28.36 \text{ kg glicerina cruda})(Q 12.50/\text{hrs.h})}{100 \text{ kg glicerina cruda}} = Q 1.72 / 28.36 \text{ kg glicerina cruda}$$

- **Energía Eléctrica:** Costo debido al uso de bombas para transferencia de lejía tratada del tanque de almacenamiento a los evaporadores

- i) Energía eléctrica utilizada para hacer funcionar la bomba para transferir lejía tratada a la etapa de evaporación:

$$\frac{(440 \text{ V})(4.5 \text{ A})(0.79)(0.127 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.13 / 28.36 \text{ kg glicerina cruda}$$

- ii) Energía eléctrica utilizada para hacer funcionar la bomba entre los dos efectos del evaporador.

$$\frac{(440 \text{ V})(2.8 \text{ A})(0.79)(0.127 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.08 / 28.36 \text{ kg glicerina cruda}$$

- iii) Energía eléctrica utilizada para hacer funcionar la bomba para transferir la glicerina cruda de la etapa de evaporación al tanque de almacenamiento temporal previo a la destilación.

$$\frac{(440 \text{ V})(5.1 \text{ A})(0.80)(0.127 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.14 / 28.36 \text{ kg glicerina cruda}$$

- **Vapor:** Se utiliza vapor para llevar a cabo un precalentamiento de la lejía final de la temperatura ambiente hasta aproximadamente 58°C. Luego se ingresa la lejía final a los evaporadores en donde se lleva a cabo la concentración del glicerol. Conociendo la economía del sistema de evaporación de doble efecto proporcionado por el fabricante GIANAZZA FRATELLI ($\epsilon = 1.87$), que es válido para un rango de concentración de glicerol en la lejía alimentada que va de 17.0 – 24.0 % con un porcentaje de error del 3 % por variaciones en la concentración de alimentación entre este rango y para una concentración de NaCl entre el rango de 10.0 – 11.0, con un porcentaje de error del 5 % para variaciones entre este rango, se puede calcular un estimado del costo por vapor en esta etapa. El consumo de vapor en el intercambiador de calor ya se encuentra incluido, puesto que la empresa GIANAZZA vendió todo el equipo y el sistema como una unidad.

$$\frac{(100 \text{ kg Lejía})(0.6537)(0.04 \text{ gal Búnker/kg vapor})(Q 5.20 / \text{kg Búnker})}{1.87} = Q 7.28 / 100 \text{ kg Lejía}$$

C. Destilación:

En la etapa de destilación se desea obtener glicerina con una pureza del 99 %. Por lo tanto, 28.36 kg de glicerina cruda con la concentración que ya se especificó anteriormente, y tomando en cuenta que en el proceso de destilación hay una pérdida de glicerol del 1 % (Este dato se encontró sobre la base de cálculos hechos con los inventarios a través de 8 años de operación de la planta), se tiene que se obtienen:

$$\frac{(28.36 \text{ kg de glicerina cruda})(0.80)(0.99)(100)}{(99)} = 22.69 \text{ kg de glicerina al } 99 \%$$

➤ **Vapor:** Se consume vapor para el intercambiador de calor de tubos concéntricos que proporciona un calentamiento previo de la glicerina cruda y para alimentar el calderín del Destilador. En la etapa de blanqueo se utiliza vapor para calentar la glicerina destilada en un intercambiador de calor previo a la etapa de filtrado.

Para destilar y blanquear 1 kg de glicerina se consumen aproximadamente 2.8125 kg de vapor (Dato proporcionado por la empresa).

$$\frac{(2.8125 \text{ kg vapor})(22.41 \text{ kg glicerina U.S.P.})(0.04 \text{ gal Búnker / kg vapor})(Q 5.20/\text{gal Búnker})}{1 \text{ kg glicerina U.S.P.}}$$

$$= Q 13.11 / 22.41 \text{ kg Glicerina U.S.P.}$$

➤ **Energía Eléctrica:** Costo debido al uso de bombas para transferencia de glicerina cruda al destilador y transferencia de condensados (Esto incluye los condensados que se obtienen de la etapa de Blanqueo de Glicerina).

i) Bomba Condensados:

$$\frac{(440 \text{ V})(2.8 \text{ A})(0.79)(0.098 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.06 / 22.69 \text{ kg de glicerina destilada}$$

ii) Bomba Glicerina Cruda:

$$\frac{(440 \text{ V})(5.1 \text{ A})(0.80)(0.098 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.11 / 22.69 \text{ kg de glicerina destilada}$$

Nota: Puesto que la misma persona está a cargo del destilador y del evaporador, el costo de tener el operador a cargo del proceso se carga completamente a la etapa de evaporación.

D. Blanqueo:

En la etapa de blanqueo se desea obtener glicerina con una pureza del 99.0 – 99.5 % y remover trazas de otros componentes que le dan un tono amarillento a la glicerina. Por lo tanto, 22.69 kg de glicerina destilada con la concentración que ya se especificó anteriormente, y tomando en cuenta que en el proceso de blanqueado por filtro prensa hay una pérdida de glicerol del 1 % (Este dato se encontró sobre la base de cálculos hechos con los inventarios a través de 8 años de operación de la planta), se tiene que se obtienen:

$$\frac{(22.69 \text{ kg de glicerina destilada})(0.99)(0.99)(100)}{(99.2)} = 22.41 \text{ kg de glicerina al } 99.2 \%$$

➤ **Materiales:**

Para blanquear 22.41 kg de glicerina destilada se requieren los siguientes materiales (estos se utilizan en los filtros prensa) y en las siguientes cantidades:

	<u>Kg</u>	<u>Costo (Q)</u>
Carbón Activado	0.136	0.65
Zélide	0.068	0.28

- **Vapor:** El cálculo se incluyó en la sección de destilación de la glicerina cruda.
- **Energía Eléctrica:** Costo debido al uso de bombas para transferencia de glicerina destilada a través del filtro prensa desde el destilador (Solamente se utiliza una bomba)

$$\frac{(440 \text{ V})(6.5 \text{ A})(0.82)(0.023 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.03 / 22.41 \text{ kg de glicerina blanqueada}$$

- **Mano de Obra:** Hay un operador que está a cargo del área de blanqueado de glicerina. Al tomar como base el salario mensual promedio que ya se mencionó con anterioridad, se tiene que:

$$\frac{(0.669 \text{ hrs.h})(22.41 \text{ kg de glicerina blanqueada})(Q 12.50/\text{hrs.h})}{(100 \text{ kg de glicerina blanqueada})} = Q 1.87 / 22.41 \text{ kg glicerina cruda}$$

Costo Total de Glicerina Destilada y Blanqueada grado U.S.P. (pureza min. : 99 %)

$$(Q15.23/100 \text{ kg lejía final}) + (Q 9.35/28.36 \text{ kg Glicerina Cruda}) + (Q 0.17/22.69 \text{ kg Glicerina Destilada}) + (Q 15.94/22.41 \text{ kg Glicerina U.S.P.}) = Q 40.69 / 22.41 \text{ kg de Glicerina U.S.P.}$$

Esto es equivalente a: **Q 1.82 / 1 kg Glicerina U.S.P.**

Nota: El costo del vapor utilizado en la destilación y el blanqueo se incluyó en el costo de la glicerina U.S.P. en la etapa final de blanqueo.

Tabla No. 26. Costo de 1 kg de glicerina blanqueada y destilada U.S.P. (pureza min.: 99 %) a partir de lejías de distintas concentraciones de glicerol y alcalinidad, obtenidas de las pruebas hechas en planta

Nivel de Producción de Neat Soap (kg/hr)	Concentración de Glicerol en Lejía Final Extraída % (p/p)	Concentración de NaOH en Lejía Final Extraída % (p/p)	Costo de un kilogramo de glicerina U.S.P.
2,285	23.15	1.46	Q 1.82 / 1 kg Glicerina U.S.P.
2,453	22.13	1.38	Q 1.71 / 1 kg Glicerina U.S.P.
2,653	19.21	1.25	Q 1.96 / 1 kg Glicerina U.S.P.
2,832	19.23	1.46	Q 2.04 / 1 kg Glicerina U.S.P.
3,074	17.03	1.39	Q 2.18 / 1 kg Glicerina U.S.P.

APENDICE K

CALCULO DEL COSTO VARIABLE DE NEAT SOAP FABRICADO DURANTE LAS
PRUEBAS EN PLANTA

Cálculo del costo de manufactura de Neat Soap que se fabrica a distintos niveles de producción.

A continuación se calcula el costo de producción de 1 kg de Neat Soap que se produce en un proceso continuo ininterrumpido a un nivel de producción de 2,285 kg/hr. Este mismo cálculo se llevó a cabo para los otros cuatro niveles de producción que se llevaron a cabo en las pruebas en planta. Estos resultados son importantes para evaluar y analizar cómo varía el costo del producto al variar la cantidad de producción en una misma unidad de tiempo.

➤ Materia Prima:

Se calcula el total de materiales que se alimenta al proceso y se resta la cantidad que se logra recuperar en los procesos de recuperación de glicerina (ejemplo: la sal), para calcular la cantidad total utilizada y su costo:

Sebo Blanqueado y Desodorizado (Se requieren 1167 kg/hr).

- | | <u>Kg</u> | <u>Costo</u> |
|---|-----------|--------------|
| ➤ Sebo (Como materia prima)
1167 | 1167 | Q 2,730.78 |
| ➤ Energía Eléctrica en proceso de Tratamiento (Se utilizan tres bombas en el proceso, mientras no se deba utilizar recirculaciones o reprocesos): | | |

$$\text{Bomba 1: } \frac{(440 \text{ V})(6.1 \text{ A})(0.82)(0.069 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW} \cdot \text{hrs})}{1000} = Q 0.10 / 1167 \text{ kg Sebo Tratado}$$

$$\text{Bomba 2: } \frac{(440 \text{ V})(6.6 \text{ A})(0.82)(0.055 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW} \cdot \text{hrs})}{1000} = Q 0.08 / 1167 \text{ kg Sebo Tratado}$$

$$\text{Bomba 3: } \frac{(440 \text{ V})(5.7 \text{ A})(0.78)(0.128 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW} \cdot \text{hrs})}{1000} = Q 0.16 / 1167 \text{ kg Sebo Tratado}$$

- Vapor utilizado en proceso de Tratamiento:

$$(3,370 \text{ lb/hr})(2.2 \text{ kg/lb})(0.224)(0.04 \text{ gal Bunker/kg vapor})(Q 5.20) = Q 345.43$$

Aceite Blanqueado y Desodorizado (Se requieren 296 kg/hr).

- | | <u>Kg</u> | <u>Costo</u> |
|---|-----------|--------------|
| ➤ Aceite (Como materia prima)
296 | 296 | Q 1,151.44 |
| ➤ Energía Eléctrica en proceso de Tratamiento (Se utilizan tres bombas en el proceso, mientras no se deba utilizar recirculaciones o reprocesos): | | |

$$\text{Bomba 1: } \frac{(440 \text{ V})(6.1 \text{ A})(0.82)(0.020 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW} \cdot \text{hrs})}{1000} = Q 0.03 / 296 \text{ kg Aceite Tratado}$$

$$\text{Bomba 2: } \frac{(440 \text{ V})(6.6 \text{ A})(0.82)(0.014 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.02 / 296 \text{ kg Aceite Tratado}$$

$$\text{Bomba 3: } \frac{(440 \text{ V})(5.7 \text{ A})(0.78)(0.032 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.04 / 296 \text{ kg Aceite Tratado}$$

➤ Vapor utilizado en proceso de Tratamiento:

$$(3.370 \text{ lb/hr})(2.2 \text{ kg/lb})(0.056)(0.04 \text{ gal Búnker/kg vapor})(Q 5.20) = Q 86.36$$

Soda Cáustica:

	<u>Kg</u>	<u>Costo</u>
➤ Soda Cáustica al 50 %		
423.07 + 27.98 = 451.05	451	Q 996.71

Salmuera

➤ Sal (Como materia prima)

$$(391)(0.2010) - (673.77)(0.1002)(0.99) = 11.72$$

	<u>Kg</u>	<u>Costo</u>
	12	Q 7.44

➤ Energía Eléctrica consumida en preparación de salmuera

$$\text{Bomba 1: } \frac{(440 \text{ V})(6.0 \text{ A})(0.78)(0.031 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.04 / 391 \text{ kg Salmuera}$$

$$\text{Bomba 2: } \frac{(440 \text{ V})(6.0 \text{ A})(0.78)(0.031 \text{ hrs})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})}{1000} = Q 0.04 / 391 \text{ kg Salmuera}$$

Agua

Como ya se discutió con anterioridad, el agua no constituye un costo variable para la empresa.

➤ Energía Eléctrica:

⇒ Motor de bomba Transferencia y Recirculación de Sebo de Tanque de Almacenamiento de Sebo Tratado.

$$(440 \text{ V})(1.65 \text{ A})(0.75)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 0.34$$

⇒ Motor de bomba transferencia y recirculación de aceite de tanque de almacenamiento de aceite tratado.

$$(440 \text{ V})(1.65 \text{ A})(0.75)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 0.34$$

⇒ Motor de bomba transferencia y recirculación de soda cáustica.

$$(440 \text{ V})(1.65 \text{ A})(0.75)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 0.34$$

⇒ Motor de bomba transferencia y recirculación de salmuera.

$$(440 \text{ V})(2.3 \text{ A})(0.8)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 0.51$$

- ⇒ Motor de bomba de alimentación de materias primas al reactor (incluye agua y lejía final).
 $(3.25\text{kW})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs}) = Q 2.05$
- ⇒ Motor de bomba tipo molino helicoidal previo al reactor saponificador.
 $(440\text{ V})(25\text{ A})(0.83)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 5.75$
- ⇒ Motor de bomba de alimentación de lejía final al enfriador A-402.
 $(440\text{ V})(7.6\text{ A})(0.94)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 1.98$
- ⇒ Motor de bomba de alimentación de salmuera, agua y lejía niger a torre de lavado.
 $(440\text{ V})(2.0\text{ A})(0.80)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 0.44$
- ⇒ Motor de bomba de alimentación de soda cáustica y agua a mezclador de fitting A-404.
 $(440\text{ V})(2.0\text{ A})(0.80)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 0.44$
- ⇒ Motor de bomba de extracción de lejía final hacia tanque de almacenamiento de lejía final para tratamiento de recuperación de glicerina.
 $(440\text{ V})(2.0\text{ A})(0.80)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 0.44$
- ⇒ Motor de bomba que transfiere mezcla jabón/lejía del reactor A-401 a enfriador A-402.
 $(440\text{ V})(7.1\text{ A})(0.79)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 1.56$
- ⇒ Motor de bomba que transfiere mezcla jabón/lejía de enfriador A-402 a torre de lavado A-403.
 $(440\text{ V})(7.8\text{ A})(0.82)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 1.77$
- ⇒ Motor de bomba que transfiere mezcla jabón/lejía de torre de lavado A-403 a reactor de fitting A-404.
 $(440\text{ V})(7.1\text{ A})(0.79)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 1.56$
- ⇒ Motor de bomba que transfiere Neat Soap de centrifugas 1,2,3 y 4 a Pailas de almacenamiento.
 $(440\text{ V})(11.8\text{ A})(0.80)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 2.62$
- ⇒ Motor del eje del mezclador en el Reactor A-401.
 $(440\text{ V})(22.0\text{ A})(0.80)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 4.88$
- ⇒ Motor del eje del mezclador en el Enfriador A-402.
 $(440\text{ V})(9.5\text{ A})(0.78)(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = Q 2.05$
- ⇒ Motor del eje de platos rotatorios en columna de lavado A-403.
 $(4.4\text{ kW})(Q 0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs}) = Q 2.77$

⇒ Motor del eje del mezclador en el mezclador de fitting A-404.

$$(440 \text{ V})(9.5 \text{ A})(0.78)(0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = \text{Q } 2.05$$

⇒ Motor de centrifuga 1, 2, 3, 4.

$$4 \times (440 \text{ V})(7.2 \text{ A})(0.80)(0.63 / \text{kW}\cdot\text{hrs})/1000 = \text{Q } 6.39$$

➤ Vapor:

$$(3,370 \text{ lb/hr})(2.2 \text{ kg/lb})(0.17)(0.04 \text{ gal Búnker/kg vapor})(\text{Q } 5.20) = \text{Q } 262.16$$

➤ Mano de Obra:

En la planta de saponificación, incluyendo en el área de recepción de materias primas, preparación de salmuera y tratamiento de grasas laboran cuatro personas.

$$(1 \text{ hr producción})(4 \text{ h.})(\text{Q } 12.50/\text{hrs.h}) = \text{Q } 50.00$$

Costo de producción de 2,285 kg/hr: **Q 5,669.11 / hr**

Costo de 1 kg de Neat Soap a este nivel de producción:

$$\frac{\text{Q } 5,669.11 / \text{hr}}{2,285 \text{ kg/hr}} = \text{Q } 2.48 / \text{kg Neat Soap}$$

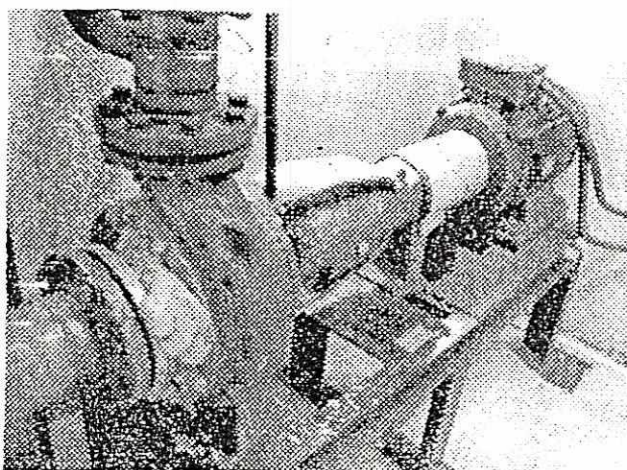
Tabla No. 27. Costo de 1 kg de Neat Soap producidas en proceso de saponificación continuo a distintos niveles de producción.

Nivel de Producción de Neat Soap (kg/hr)	Costo de un kilogramo de Neat Soap
2,285	Q 2.48 / 1 kg Neat Soap
2,453	Q 2.50 / 1 kg Neat Soap
2,653	Q 2.48 / 1 kg Neat Soap
2,832	Q 2.50 / 1 kg Neat Soap
3,074	Q 2.46 / 1 kg Neat Soap

APENDICE L

CAMBIOS EN PLANTA PARA LOGRAR LA CAPACIDAD DESEADA

Figura No. 15. Molino de mezclado de materias primas para saponificación.



Las materias primas son impulsadas desde un sistema de recirculación hacia la tubería principal que alimenta al reactor por medio de diversas bombas. Las cuatro tuberías, de lejía/agua, de soda cáustica, sebo y de aceite convergen en una sola tubería. El molino de mezclado succiona la materia prima y la impulsa hasta la parte superior del reactor saponificador. Este molino, además de impulsar la mezcla de materia prima hacia el reactor, funciona además

como un mezclador y emulsificador de la mezcla de jabón y materias primas que interactúan en la reacción química. La potencia de la bomba ayuda a determinar un cierto reflujo en el reactor.

Este molino es en realidad una bomba de desplazamiento positivo. Es una bomba helicoidal con engranajes rotatorios. A continuación se muestra el cambio que se debió hacer para poder alimentar al reactor saponificador la materia prima necesaria para poder llegar a producir hasta 3,000 kg/hr de Neat Soap.

Antes:

Potencia: 13.8 kW

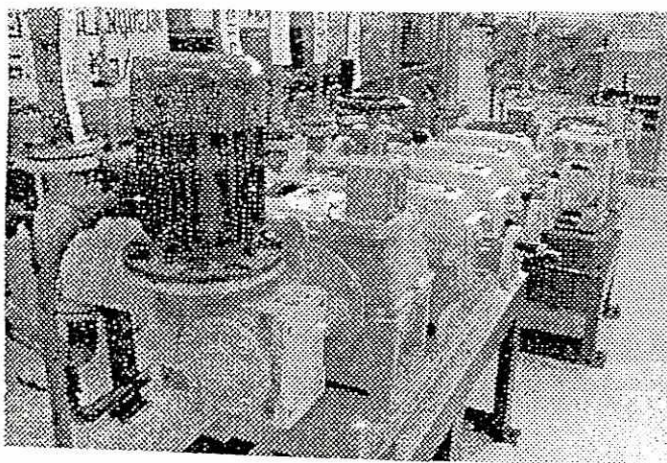
Capacidad Max: 2,400 kg/hr H₂O

Después:

Potencia: 20.4 kW

Capacidad Max: 3,380 kg/hr H₂O

Figura No. 16 y 17. Vistas de la batería de bombas para dosificar materia prima al reactor.



Anteriormente se tenía un motor de velocidad constante que impulsaba los cinco pistones de las bombas de desplazamiento positivo. El motor permitía dar un máximo de 60 golpes por minuto y la manera de variar los flujos era únicamente variando las carreras de los pistones. La capacidad permitía producir como máximo 2,300 kg/hr de Neat Soap.

La batería de 5 bombas reciprocantes que se adquirió tiene las siguientes características:

Potencia: 3.75 kW

R.P.M. Max: 95

Capacidad Máxima Bomba 1: 2830 L/hr

Capacidad Máxima Bomba 2: 1022 L/hr

Capacidad Máxima Bomba 5: 648 L/hr

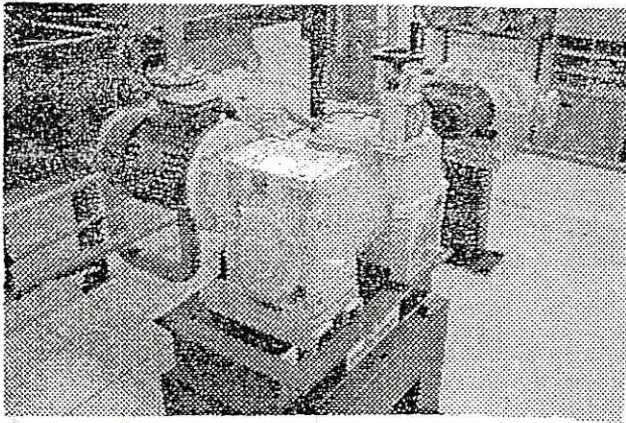
Capacidad Máxima Bomba 3: 648 L/hr

Capacidad Máxima Bomba 4: 648 L/hr

Presión máxima: 3 bar

Figura No. 18.

Esta es la bomba que alimenta parte de la lejía final que se extrae del fondo de la torre de lavado al enfriador A-402. Al aumentar considerablemente la cantidad de jabón producido en el reactor A-401 (equivalente a un nivel de 3,000 kg/hr) se tuvo que aumentar considerablemente, hasta en 75 %, la cantidad de lejía utilizada en el primer lavado, que se lleva a cabo en el enfriador. La potencia de la bomba antigua no era el problema, sino el caudal. La descripción de la bomba que se adquirió se muestra a continuación:



Bomba:

Rpm: 93

Presión de Trabajo: 3 bar

Capacidad Máxima: 4,782 L/hr H₂O

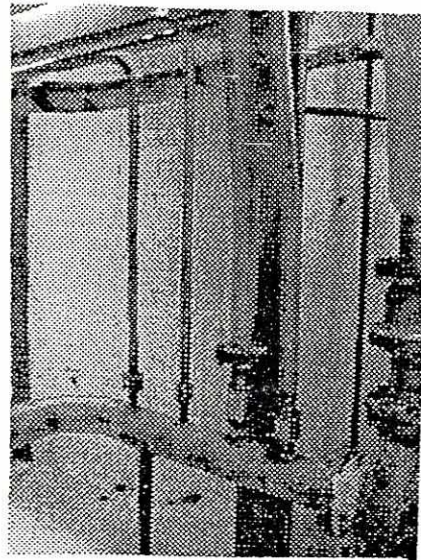
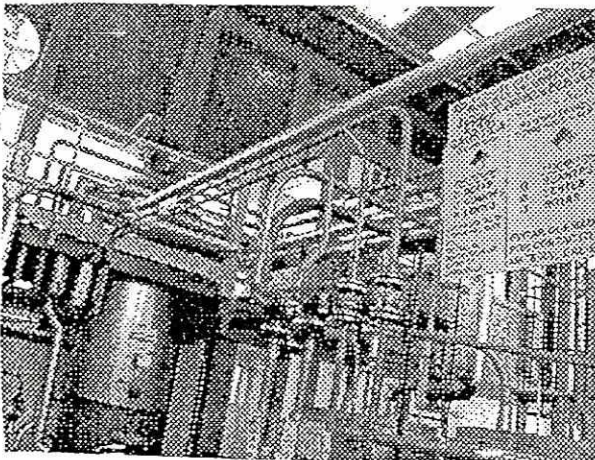
Motor eléctrico asíncrono

Potencia: 4 kW

Rpm: 1704

factor de potencia: 0.94

Figura No. 19 (a y b) Dos vistas distintas de las cuatro tuberías para transferencia de materias primas al reactor.



Además del cambio en las bombas de alimentación y de la bomba helicoidal que mezcla e impulsa los materiales al reactor se tuvo que cambiar las tuberías en el sistema de recirculación y las tuberías que van de las bombas de alimentación de cinco cabezas al reactor saponificador. Unicamente se llevaron a cabo dos cambios, se cambió el diámetro interno de las tuberías de sebo, aceite, soda cáustica y lejía y se colocó un enchaquetado alrededor de la tubería del sebo. La tubería de sebo se aumentó de un diámetro interno de $1 \frac{1}{4}$ de pulgada a 2 pulgadas (acero inoxidable 304) y se le colocó un enchaquetado de hierro negro (cubierto de aislantes en el exterior) concéntrico a lo largo de toda la tubería, sumando un total de 0.95 m^2 . Con esta superficie de intercambio de calor y al hacer circular vapor en la parte externa de los tubos concéntricos se lograba llevar el sebo a una temperatura de $87 \text{ grados C}^\circ$, una temperatura cercana a la temperatura de saponificación. La tubería de aceite, soda cáustica y de lejía final se aumentaron de 1 pulgada a $1 \frac{1}{4}$ de pulgada en todo el tramo ya mencionado y se utilizó de nuevo acero inoxidable 304. Los aumentos en los diámetros internos de la tubería permitieron cumplir una necesidad (mantenimiento por excesiva corrosión en tuberías anteriores) y la posibilidad de poder dosificar un mayor caudal de materias primas sin aumentar mucho la velocidad del fluido y variar mucho la presión interna de los fluidos al llegar al molino o bomba helicoidal.

Figura No. 20. Intercambiadores de calor concéntricos para tubería de alimentación de licor de lavado y de licor de fitting.

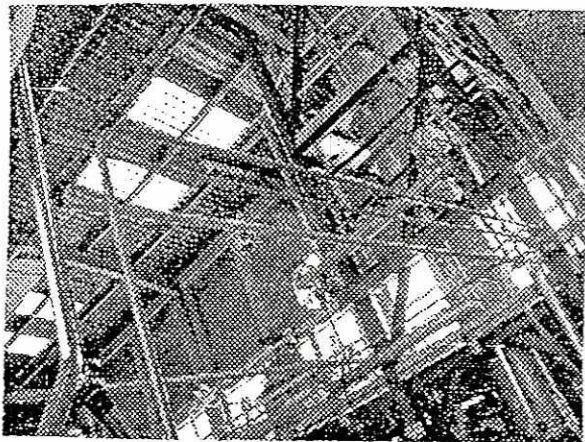
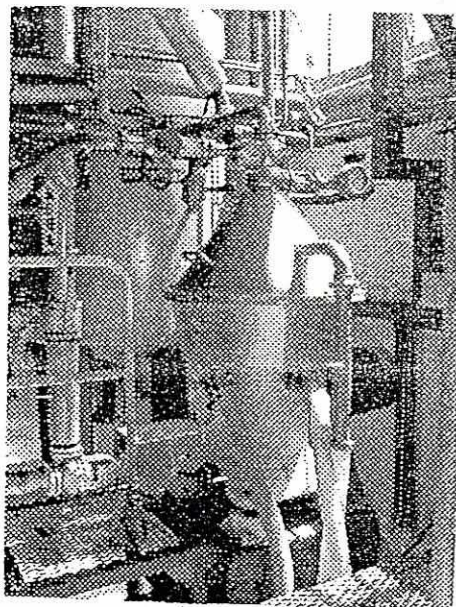


Figura No. 21. Centrífuga nueva.



Anteriormente, se alimentaba agua caliente de proceso a la etapa de lavado de jabón en la columna de lavado y en la etapa de ajuste o fitting. La temperatura a la que entraba el licor de lavado a la columna era de 68°C. Al aumentar considerablemente la cantidad de neat soap producido y por ende los flujos másicos en la columna de lavado y en la etapa de ajuste o fitting, se requiere mayor energía para calentar licores de lavado (salmuera y agua) y el licor de fitting previo a sus ingresos en dichas etapas. La extracción de la glicerina del jabón y su ajuste ocurren mejor en un rango de temperatura entre 75°C y 90°C.⁽⁵⁾ Al entrar una masa de agua a una temperatura mucho menor, hace que la temperatura de la mezcla de jabón y lejía baje demasiado a un punto, en que la separación de glicerol es pobre y se forma solidificación de jabón y lo que se conoce como graneamiento (fenómeno mencionado en la sección de "Antecedentes").

Las tuberías que salen de la bomba de salmuera y de agua de proceso convergen en una sola, en donde los fluidos se mezclan (licor de lavado) y se transportan a la entrada en la parte superior de la columna de lavado. Alrededor de esta tubería de acero inoxidable 304 se colocó una tubería concéntrica de hierro negro a través de la cual se alimenta vapor, funcionando así como un intercambiador de calor de tubos concéntricos. La superficie de transferencia de calor es de 0.72 m², y se logra elevar la temperatura del licor de lavado de 32°C a una temperatura que generalmente se encuentra entre 72 y 82°C.

El mismo caso ocurre con la etapa de fitting. Se colocó un enchaquetado similar al que se hizo para la tubería de licor de lavado. Las tuberías que salen de la bomba de soda cáustica y de agua convergen en una sola en donde al mezclarse ambas forman el licor de fitting. El calor de disolución del NaOH facilita elevar la temperatura de este licor. La superficie de transferencia de calor que se instaló es de 0.61 m² y permite llevar la temperatura del licor de lavado hasta 80°C. Se utiliza vapor que circula en la tubería externa como fuente de calor.

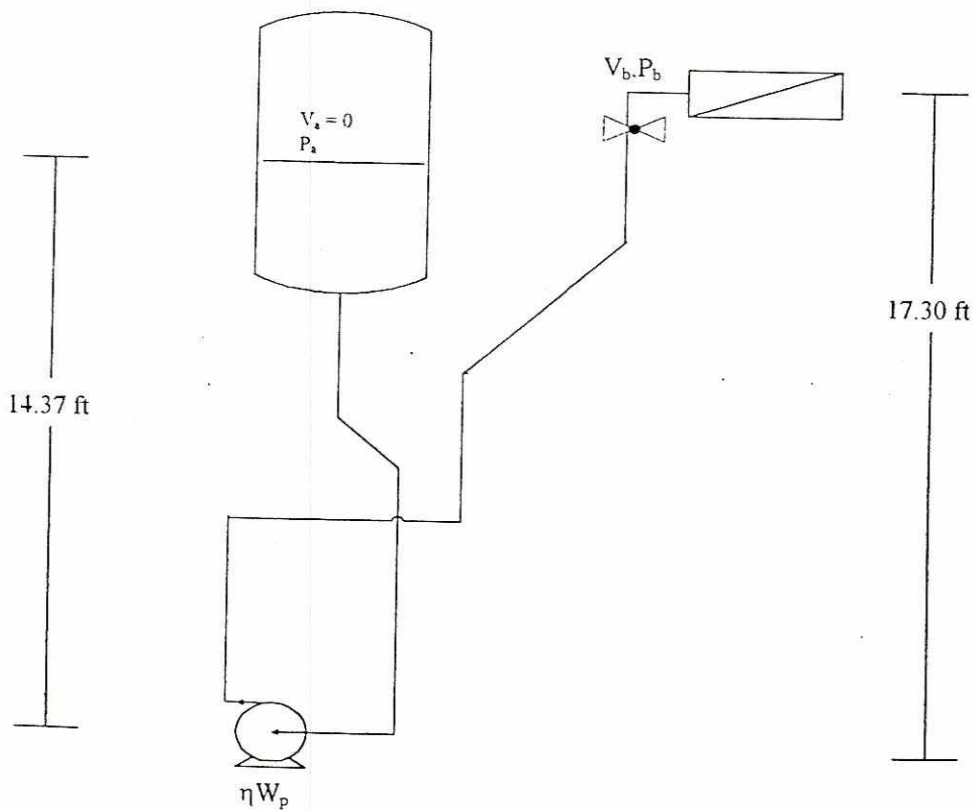
Además se instalaron dos centrifugas más para tener un total de 4 centrifugas. En estas centrifugas se separa el resto de lejía que aún lleva el jabón (lejía niger). La separación por centrifugación es posible porque el Neat Soap y la lejía niger tienen gravedades específicas distintas y por que el Neat Soap tiene una viscosidad mucho menor. Las carcasas son de acero Inoxidable y las centrifugas pueden girar a velocidades variables entre 800 y 1300 rpm. El amperaje máximo para los motores de las centrifugas es de 18 amperios para un voltaje de línea de 440 Voltios. En las pruebas se alimentan partes iguales del flujo que sale de la etapa de fitting a cada centrifuga. Con dos centrifugas se logra duplicar la capacidad de centrifugación de 2,450 kg/hr de Neat Soap a 4,900 kg/hr de Neat Soap. Tres centrifugas hubiesen sido suficientes, sin embargo se desea tener una cuarta sin utilizar como Centrifuga stand-by, para poder hacer limpieza de equipo sin parar la producción. Las centrifugas utilizadas en los procesos de saponificación continua deben limpiarse una vez cada 4 a 7 días, dependiendo de los niveles de electrolito y de la calidad del jabón.

APENDICE M

CALCULO DE LA POTENCIA DE BOMBA SUGERIDA PARA EL AUMENTO DEL FILTRADO DE
GRASAS EN LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GRASAS

Descripción de los tramos de tubería entre el tanque de desodorizado y el filtro prensa:

1. Válvula de compuerta
2. Tramo de tubería (Longitud: 0.80 m)
3. Codo (45 grados)
4. Tramo de tubería (Longitud: 0.25 m)
5. Codo (45 grados)
6. Tramo de tubería (Longitud: 1.30 m)
7. Codo (90 grados)
8. T (2 pulgadas de diámetro)
9. Bomba
10. Tramo de tubería (Longitud 1.76 m)
11. Codo (90 grados)
12. Tramo de tubería (Longitud: 1.40 m)
13. Codo (90 grados)
14. Tramo de tubería (Longitud: 0.85 m)
15. Codo (45 grados)
16. Tramo de tubería (Longitud: 1.70 m)
17. Codo (45 grados)
18. Tramo de tubería (Longitud 1.30 m)
19. Válvula de globo (Diámetro: 2")
20. Tramo de tubería (Longitud: 0.16 m)
21. Codo (45 grados)
22. Tramo de tubería (Longitud: 0.32 m)
23. Filtro Prensa



Cálculo de la Potencia de la Bomba

Se desea que la planta de tratamiento de grasas trabaje como máximo a un 90 % de su capacidad instalada. Si se deben tratar 1592 kg/hr de sebo para soportar una producción de 3,000 kg/hr de Neat Soap entonces se tiene que:

$$X = 1592 \times 100 \div 90 = 1769 \text{ kg/hr de Sebo.}$$

Si se sabe que en un ciclo de producción se deben tratar cuatro lotes de sebo, siendo cada lote de sebo tratado de 7,000 kg entonces:

$$Y = 4(7,000) \div 1769 = 15.83 \text{ horas/ciclo.}$$

Es decir, cada ciclo de producción de cuatro lotes de sebo y uno de aceite debe durar 15.83 horas. Con este dato en cuenta y sumando los tiempos que duran todas las actividades y etapas del tratamiento de grasas se puede construir la siguiente ecuación conociendo el tiempo total que dure el ciclo de producción y dejando como única variable el tiempo de duración del filtrado.

$$[20 + 11 + 90 + 28 + 0.5 + 1 + 8 + 47(x)] + 4[20 + 11 + 90 + 31 + 0.5 + 1 + 7 + 51(x)] = 15.83 (60)$$

Al resolver la ecuación para x se tiene que: $x = 0.60$.

Entonces se encuentra que se desea recortar el tiempo de filtrado de 51 minutos a 30.5 minutos. Por lo tanto se desea aumentar el flujo másico y por lo tanto la cantidad filtrada:

$$\frac{7,000 \text{ kg U}}{30.5 \text{ min}} \times 60 = 13,770 \text{ kg/hr Sebo}$$

Al haber calculado el flujo másico que se desea se puede proceder a calcular la potencia de la bomba. Para ello se calcula primero la caída de presión por los tramos longitudinales de tubería.

Coefficiente de rugosidad (ϵ) = 0.003 ft (Para tubería de acero inoxidable) {Table 5-7. *Chemical Engineers' Handbook. Perry, R. 5^{ed}*}

$$\text{Diámetro de tubería (D)} = 0.167 \text{ ft}$$

$$\epsilon/D = 0.01796$$

$$(13,770 \text{ kg/hr})(1 \text{ m}^3/880 \text{ kg}) = 15.65 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$(15.65 \text{ m}^3/\text{hr})(1/3600) \div (0.0508 \text{ m})^2 \pi/4 = 2.145 \text{ m/s} = V$$

$$N_{Re} = \frac{DV\rho}{\mu} = \frac{(0.0508 \text{ m})(2.145 \text{ m/s})(880 \text{ kg/m}^3)}{0.01002 \text{ kg/ms}} = 9568$$

Por lo tanto el factor de fanning es {Fig 5-26. *Chemical Engineers' Handbook. Perry, R. 5^{ed}*}: $f = 0.012$.

$$F = \frac{4fL}{D} \frac{V^2}{2g_c} = \frac{4(0.012)(24.57 \text{ ft})(7.037 \text{ ft/s})^2}{(0.167 \text{ ft})(2)(32.17 \text{ lbft/lb}_f\text{s})} = 5.44 \text{ flbf}_f$$

$$\Delta P = F\rho = (5.44 \text{ flbf}_f)(54.94 \text{ lb}_f/\text{ft}^3) = 298.66 \text{ lb}_f/\text{ft}$$

Luego se calculó la caída de presión por accesorios.

Para ello se encontró que:

Descripción del Accesorio

Coefficiente K {Table 5-19. Chemical Engineers' Handbook. Perry, R. 5^{ed}}

Codo 45 grados. sta. 0.35

Codo 90 grados. sta. 0.45

Válvula de compuerta abierta, sta. 0.17

$$- [3(0.45) + 2(0.35) + (0.17)] \frac{(7.037 \text{ ft/s})^2}{2(32.17 \text{ lbf/lb s}^2)} = 1.71 \text{ lbf/lb}$$

$$\Delta P = (1.71 \text{ lbf/lb})(54.94 \text{ lb/ft}^3) = 93.87 \text{ lbf/ft}^2$$

Aplicando la ecuación de la conservación de la energía en la forma de la ecuación de Bernoulli:

$$\frac{2116.21 \text{ lbf/ft}^2}{54.94 \text{ lb/ft}^3} + 14.37 \text{ lbf/lb} + \eta W_p = \frac{8354.17 \text{ lbf/ft}^2}{54.94 \text{ lb/ft}^3} + 17.30 \text{ ft lbf/lb} + \frac{(7.04 \text{ ft/s})^2}{2(32.17 \text{ lbf/lb s}^2)} + \frac{392.53 \text{ lbf/ft}^2}{54.94 \text{ lb/ft}^3}$$

Al despejar ηW_p y utilizando una bomba de eficiencia promedio de 60 % se tiene que:

$$W_p = 207.31 \text{ lbf/lb}$$

Por lo tanto se requiere una bomba con potencia de:

$$\text{Potencia Bomba} = W_p \dot{m} = \frac{207.31 \text{ lbf/lb}}{550} \times 8.43 \text{ lb/s} = 3.18 \text{ CV (2.37 kW)}$$

Se debe escoger una bomba de 2.5 kW de potencia.

