

**EVALUACIÓN Y MEJORAMIENTO DE UNA PLANTA
DE RECUPERACIÓN DE GLICERINA
EN UNA FÁBRICA DE JABONES**

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES
DEPARTAMENTO DE INGENIERA QUÍMICA


**EVALUACIÓN Y MEJORAMIENTO DE UNA PLANTA
DE RECUPERACIÓN DE GLICERINA
EN UNA FÁBRICA DE JABONES**

TRABAJO DE GRADUACIÓN PRESENTADO POR MARÍA ISABEL AGUILERA
QUINTEROS PARA OPTAR AL GRADO ACADÉMICO DE
INGENIERÍA QUÍMICA


MARÍA ISABEL AGUILERA
QUINTEROS
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

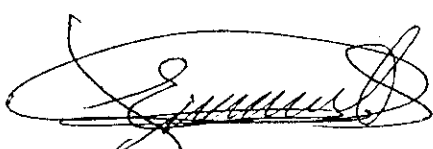
GUATEMALA, 2005

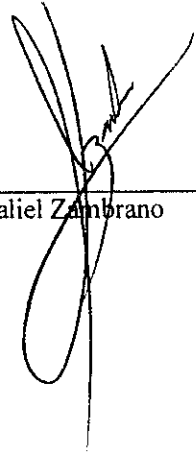
Vo. Bo.:

(f) 
Asesor Ing. Julio Mejicano

Tribunal:

(f) 
Ing. Julio Mejicano

(f) 
Ing. Eduardo Calderón

(f) 
Ing. Gamaliel Zambrano

Fecha de aprobación: 3 de mayo de 2005

RESUMEN

Este trabajo consiste en la evaluación de una planta de recuperación de glicerina en una fábrica de jabones. Se realizó el balance de masa de cada subproceso, tratamiento de lejías, evaporación de lejías, destilación de glicerina cruda y blanqueo de glicerina, para obtener las eficiencias de cada uno y por consiguiente la eficiencia total de la planta. Se obtuvo que el subproceso menos eficiente es evaporación de lejías con 67 %, mientras destilación de glicerina tiene una eficiencia de 96 % y tratamiento de lejías junto con blanqueo de glicerina tienen una eficiencia del 100 %. Debido a que la eficiencia de evaporación de lejías no es satisfactoria, se enfatizó el estudio en este subproceso.

Se realizó un control de las condiciones de trabajo de evaporación de lejías para compararlas con las de diseño y se observó que las presiones se mantienen por debajo de los datos teóricos, las temperaturas de los condensadores son menores que las teóricas. En cuanto a las temperaturas de la lejía alimentada y glicerina cruda producida se mantienen más bajas que los datos teóricos. Las temperaturas de los condensados salen mayores que los datos teóricos, indicando una transferencia de calor no adecuada. Los niveles de los evaporadores se mantienen cercanos al porcentaje que debe ser, sin embargo en ocasiones son mayores.

Se determinaron los puntos de pérdidas en evaporación donde se tienen los siguientes resultados: en el condensado 1 se pierde 22.26 % de la alimentación a evaporación. En el condensado 2 se pierde 6.11 %, en descargas del salero 1, 0.028 %, en descargas del salero 2, 0.031 %, en agua de enfriamiento de evaporadores y circuito de vacío 4.90 % y en agua de enfriamiento de sellos mecánicos 6.22 %. Es importante trabajar en disminuir las pérdidas pues es una disminución en la producción que significa una pérdida monetaria al mismo tiempo.

También se hizo un balance de energía en el que se concluye que la eficiencia térmica es muy baja pues en el primer condensador se tiene 28.77 % y en el segundo 45.89 %. Esto indica que se está desperdiciando energía, consecuentemente pérdida de dinero. Se determinó que debe hacerse una limpieza periódica en los tubos de los intercambiadores para subir la eficiencia térmica.

ÍNDICE

RESUMEN.....	iii
ÍNDICE DE TABLAS.....	vi
ÍNDICE DE FIGURAS.....	ix
I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. ANTECEDENTES.....	2
A. Ácidos grasos.....	2
B. Glicerina.....	2
C. Tipos de producción de glicerina.....	3
D. Propiedades químicas de la glicerina.....	3
E. Propiedades físicas de la glicerina	5
F. Residuos no volátiles inorgánicos y orgánicos en glicerina cruda.....	5
G. Tratamiento de las lejías del jabón.....	6
H. Evaporación de la lejía previamente tratada a glicerina cruda.....	9
I. Destilación de glicerina.....	23
J. Blanqueo de glicerina.....	30
III. JUSTIFICACIÓN.....	32
IV. OBJETIVOS.....	33
V. PROBLEMA A RESOLVER.....	34
VI. METODOLOGÍA.....	35
VII. RESULTADOS.....	36
VIII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	41
IX. CONCLUSIONES.....	46
X. RECOMENDACIONES.....	47
XI. BIBLIOGRAFÍA.....	48
XII. APÉNDICES.....	49
A. Balances de masa de cada subproceso.....	49
B. Diagramas de flujo de cada uno de los subprocesos de la planta de recuperación de glicerina.....	53
C. Balance de energía de resultados.....	57
D. Balance de masa de resultados.....	61

E.	Pérdidas de glicerol de resultados.....	62
F.	Balance de energía para el subproceso de evaporación.....	64
G.	Pérdidas de glicerol en el subproceso de evaporación.....	69
H.	Condiciones de trabajo reales del subproceso de evaporación de lejías	72
I.	Cálculo de muestra.....	80
J.	Aproximaciones lineales utilizadas.....	87
K.	Métodos analíticos utilizados.....	89
L.	Fotos.....	92

ÍNDICE DE TABLAS

	Página
1. Concentraciones de los componentes.....	9
2. Resultados después de destilación con diferentes tipos de glicerina cruda, por diferentes tipos de grasas utilizadas en la saponificación.....	24
3. Presión de vapor del glicerol puro.....	27
4. Balance de masa de cada subproceso de la recuperación de glicerina.....	36
5. Eficiencia de cada subproceso de la recuperación de glicerina.....	36
6. Condiciones de trabajo y condiciones de diseño	36
7. Pérdidas de glicerina en el subproceso de evaporación de lejías.....	37
8. Balance de energía para el subproceso de evaporación lejías.....	37
9. Pérdidas de energía en el subproceso de evaporación de lejías.....	37
10. Eficiencia térmica en el subproceso de evaporación de lejías.....	38
11. Balance de masa del subproceso de tratamiento de lejías en el mes de diciembre del 2004.....	49
12. Balance de masa del subproceso de evaporación de lejías en el mes de diciembre del 2004.....	50
13. Balance de masa del subproceso de destilación de glicerina cruda en el mes de diciembre del 2004.....	51
14. Balance de masa del subproceso de blanqueo de glicerina en el mes de diciembre del 2004.....	52
15. Datos del vapor proveniente de caldera.....	57
16. Datos del vapor producido en el evaporador 1	57
17. Datos del vapor producido en el evaporador 2.....	57
18. Datos de la medición de los flujos de condensado 1.....	58
19. Datos de la medición de los flujos de condensado 2	58
20. Datos del condensado 1.....	59
21. Datos del condensado 2	59

22.	Análisis de los porcentaje de los componentes de lejía tratada.....	59
23.	Análisis de los porcentaje de los componentes de glicerina semicruda.....	59
24.	Análisis de los porcentaje de los componentes de glicerina cruda.....	59
25.	Flujos máxicos de los componentes de la lejía tratada.....	60
26.	Flujos máxicos de los componentes de la glicerina semicruda.....	60
27.	Flujos máxicos de los componentes de la glicerina cruda.....	60
28.	Agua evaporada en los dos evaporadores.....	60
29.	Consumo de lejía tratada y glicerol y producción de glicerina cruda y glicerol.....	61
30.	Flujos máxicos de consumo de lejía tratada y glicerol y producción de glicerina cruda y glicerol.....	61
31.	Pérdidas de glicerol en el condensado 1.....	62
32.	Pérdidas de glicerol en el condensado 2.....	62
33.	Pérdidas de glicerol en descargas del salero 1.....	62
34.	Pérdidas de glicerol en descargas del salero 2.....	62
35.	Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de evaporadores y de circuito de vacío.....	63
36.	Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de sellos mecánicos.....	63
37.	Datos del vapor proveniente de caldera para el balance de energía.....	64
38.	Datos del vapor producido en el evaporador 1.....	64
39.	Datos del vapor producido en el evaporador 2.....	64
40.	Datos de la medición de los flujos de condensado 1.....	65
41.	Datos de la medición de los flujos de condensado 2.....	65
42.	Datos del condensado 1.....	66
43.	Datos del condensado 2.....	66
44.	Análisis de los porcentaje de los componentes de lejía tratada.....	66
45.	Análisis de los porcentaje de los componentes de glicerina semicruda...	66
46.	Análisis de los porcentaje de los componentes de glicerina cruda.....	66
47.	Flujos máxicos de los componentes de la lejía tratada.....	67
48.	Flujos máxicos de los componentes de la glicerina semicruda.....	67

49.	Flujos másicos de los componentes de la glicerina cruda.....	67
50.	Resultados del balance de energía.....	67
51.	Pérdidas de energía.....	68
52.	Pérdidas de glicerol en el condensado 1.....	69
53.	Pérdidas de glicerol en el condensado 2.....	69
54.	Pérdidas de glicerol en descargas del salero 1.....	69
55.	Pérdidas de glicerol en descargas del salero 2.....	70
56.	Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de evaporadores y circuito de vacío.....	70
57.	Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de sellos mecánicos.....	71
58.	Pérdidas de glicerol en sello de la bomba centrífuga 1.....	71
59.	Condiciones de trabajo del día 16 de febrero, 2005.....	72
60.	Condiciones de trabajo del día 17 de febrero, 2005.....	73
61.	Condiciones de trabajo del día 18 de febrero, 2005.....	74
62.	Condiciones de trabajo del día 19 de febrero, 2005.....	75
63.	Condiciones de trabajo del día 20 de febrero, 2005.....	75
64.	Condiciones de trabajo del día 21 de febrero, 2005.....	76
65.	Condiciones de trabajo del día 3 de marzo, 2005.....	77
66.	Condiciones de trabajo del día 4 de marzo, 2005.....	78
67.	Condiciones de trabajo del día 7 de marzo, 2005.....	79

ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
1. Evaporación hacia adelante con precalentadores entre las etapas.....	14
2. Operación de las cajas de sal. a) Caja de sal seca. b) Caja de sal mojada.....	18
3. Flujo de glicerol a través de una fábrica de jabón y recuperación de glicerina.....	21
4. Balance de masa de evaporación.....	39
5. Balance de energía de evaporación.....	40
6. Diagrama de flujo del subproceso de tratamiento de lejías.....	53
7. Diagrama de flujo del subproceso de evaporación de lejías.....	54
8. Diagrama de flujo del subproceso de destilación de glicerina cruda.....	55
9. Diagrama de flujo del subproceso de blanqueo de glicerina.....	56

I. INTRODUCCIÓN

Uno de los métodos para producir jabón es la saponificación, proceso por el cual las grasas y/o aceites son neutralizadas con un álcali, en este caso hidróxido de sodio (NaOH). Los productos son jabón crudo y lejía. El jabón crudo (o Neat Soap), es secado para obtener viruta de jabón. La lejía es una solución de glicerina, sal y agua, por ello se debe someter a un proceso de evaporación para recuperar la glicerina producida.

La primera glicerina se preparó en 1779 por primera vez, por Scheele, al calentar una mezcla de aceite de oliva y litargirio, que le llamó principio dulce de las grasas. Posteriormente en 1870 se desarrolló un método para recuperar glicerina y sal a partir de la lejía de jabón agotado. En la actualidad la glicerina tiene mucha importancia en la industria, ya sea cruda (80 %) o USP¹ (99 %), debido a que se utiliza en la fabricación de dentífricos, fármacos y cosméticos, también se utiliza en la conservación, ablandamiento y humectación de resinas alquídicas, celofán, tabaco, lubricantes, alimentos y bebidas.

En una planta de recuperación de glicerina se obtiene glicerina USP, por el proceso tradicional usado durante décadas en la industria de la saponificación de grasas y aceites. El proceso consta de cuatro subprocesos: se trata la lejía obtenida del reactor, se evapora el agua y se separa la sal cristalizada y, luego se obtiene glicerina en forma de alta pureza por medio del proceso de destilación por vapor, finalmente se blanquea la glicerina. Sin embargo no se conoce la eficiencia del proceso, por lo que este trabajo consiste en evaluación del proceso entero y poder determinar si hay pérdidas.

Al ubicar los puntos de pérdidas, se debe proponer los cambios que se necesiten para disminuirlas y así tener un proceso más eficiente y rentable. Este trabajo incluye el balance de materia del proceso entero y a partir de éste se podrán determinar las pérdidas. Además se propondrán las acciones a realizar para disminuir las pérdidas de glicerina.

¹ USP: Farmacopea de los Estados Unidos, por sus siglas en inglés.

II. ANTECEDENTES

LA RECUPERACIÓN Y REFINACIÓN DE LA GLICERINA

A. Ácidos Grasos

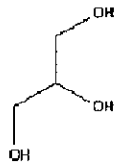
Los ácidos grasos son ácidos alifáticos de cadena larga, derivados de la hidrólisis de grasas y aceites. (Wade 1993)

Los glicéridos son ésteres de ácidos grasos con el triol glicerol o glicerina. Los glicéridos más comunes son los triglicéridos, o triacilgliceroles, en los cuales los tres grupos OH del glicerol se han esterificado con ácidos grasos. Cuando los triglicéridos son sólidos a temperatura ambiente se les llama grasas y cuando son líquidos se les llama aceites. (Wade 1993)

Los ácidos grasos de los triglicéridos comunes son ácidos carboxílicos de cadena recta y larga, de 12 a 20 átomos de carbono. La mayor parte de los ácidos grasos contiene número par de átomos de carbono, porque se derivan de unidades de ácido acético. Algunos de los ácidos grasos comunes son saturados, mientras que otros tienen uno o más elementos de insaturación, por lo general, dobles enlaces carbono-carbono. En realidad la mayor parte de las grasas y aceites naturales son mezclas de triglicéridos que contienen ácidos grasos saturados e insaturados. (Wade 1993)

B. Glicerina

La glicerina es el más simple de los alcoholes trihídricos, pues tiene tres grupos OH, merece un comentario especial porque los dos grupos alcohol terminales son primarios y el del centro es secundario. En consecuencia, el glicerol es el primer alcohol prolihídrico capaz de producir una aldosa (gliceraldeído) y una cetosa (dihidroxiacetona). No es ácido, ni básico, y por consiguiente no es corrosivo. La molécula de la glicerina es la siguiente:



(Austin 1988, Marino y Guerrero 1987))

Glicerina: material tangible. Producto final de la operación de la recuperación de glicerina.

Material no disponible puro al 100 %.

Glicerol: se utiliza hipotéticamente para el material 100 % puro.

Para estas dos definiciones es correcto escribir, por ejemplo:

- Glicerina, el producto obtenido en la operación de recuperación.
- Glicerol, componente de la glicerina recuperada.

(Barnhurst et al 1990)

C. Tipos de producción de glicerina

La glicerina es un producto valioso proveniente de la saponificación de grasas y aceites naturales en la fabricación de jabones. También se produce comercialmente por el desdoblamiento de las grasas y aceites naturales en ácidos grasos y glicerina, por hidrólisis de grasas y aceites mediante presión y vapor sobrecalentado, también por fermentación de melaza de remolacha azucarera en presencia de gran cantidad de sulfito de sodio y por síntesis a partir del propileno. En los últimos años, a medida que más y más glicerina natural se ha producido a partir de las grasas y aceites, la producción de glicerina sintética a partir del propileno, ha declinado. Otro método para producir glicerina es en la fabricación de biodiesel, haciendo reaccionar triglicéridos (grasas o aceites) con alcohol (etanol o metanol). (Barnhurst et al 1990, Marino y Guerrero 1987)

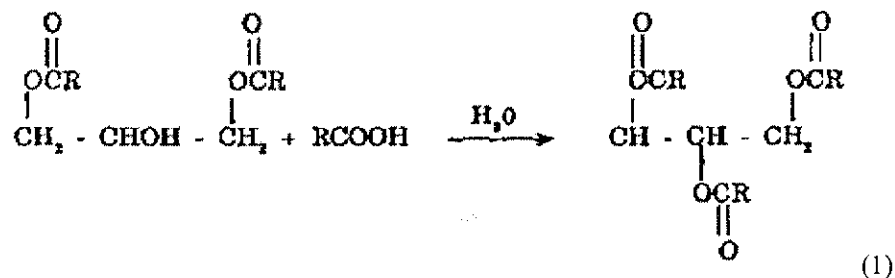
Como subproducto de la saponificación, el glicerol en grasas se recupera generalmente de lejías del jabón. Normalmente, se purifican estos materiales y la mayoría del agua que contienen se evapora bajo condiciones que no vaporizan cualquier cantidad significativa de glicerol para producir glicerina cruda. La glicerina cruda es purificada normalmente por la destilación, seguida a veces por tratamientos que blanquean. (Barnhurst et al 1990)

Varios procesos para la fabricación de la glicerina sintética del azúcar por fermentación se han desarrollado, comenzando con el trabajo en Alemania durante la guerra de 1914 - 18; pero la industria sintética moderna de la glicerina comenzó con un proceso de conchas basado en el propileno. Los principales problemas inicialmente, se dieron en lo que concierne a la purificación, pero la calidad de la glicerina sintética moderna es mayor. Hay que tomar en cuenta que el costo marginal de recuperarlo está por debajo del costo de la fabricación de la glicerina. (Austin 1988 y Woollatt 1985)

D. Propiedades químicas de la glicerina

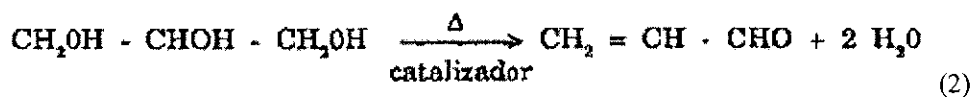
Debido a que es un alcohol trihídrico, puede sufrir las reacciones usuales de esta clase de sustancias químicas, incluyendo esterificación y deshidratación, reacciones importantes que hay que controlar durante el proceso de recuperación, por razones que se explican enseguida. (Barnhurst et al 1990)

1. **Esterificación.** Las reacciones de esterificación que deben controlarse en el proceso de recuperación, son aquellas que se llevan a cabo entre la glicerina y los ácidos grasos y/o el jabón. Las reacciones con los ácidos grasos pueden dar uno, dos o tres grupos ésteres. (Barnhurst et al 1990)



Durante el proceso de recuperación, a medida que se elimina más y más agua de la lejía tratada y, a medida que se alcanzan las altas temperaturas del proceso, las condiciones se vuelven favorables para estas reacciones y pueden contaminar la glicerina destilada, con problemas de olor, sabor y problemas de espuma (que significa pérdidas de glicerina). La reacción de esterificación puede evitarse por medio de una remoción efectiva de los ácidos grasos y jabón, al comienzo del proceso de recuperación de glicerina, y por la destilación de la misma bajo condiciones alcalinas moderadas. (Barnhurst et al 1990)

2. **Deshidratación intramolecular.** Esta reacción envuelve la sustracción de los elementos de dos moléculas de agua de una molécula de glicerina. Se puede escribir de la siguiente manera:



Durante la destilación, y posiblemente durante las etapas posteriores de la evaporación, cuando la masa del proceso contiene poca agua y cuando se alcanzan las temperaturas altas, la reacción anterior se inicia si ciertas impurezas están presentes para actuar como catalizadores, como materiales inorgánicos ácidos tales como ácidos minerales, polímeros ácidos, anhídridos y sales férricas. Esta reacción puede evitarse manteniendo la masa en el proceso de destilación, ligeramente alcalina con un álcali moderado y agregando un agente secuestrante como el Na₄EDTA (Etileno-Diamina-Tetracetato-Tetrasódico) al destilador antes de iniciarse la destilación. Un álcali fuerte igualmente previene la formación de acroleína pero promueve la deshidratación intermolecular (polimerización). (Barnhurst et al 1990)

3. **Deshidratación intermolecular.** En esta reacción sucede la sustracción de los elementos de una molécula de agua de dos moléculas de glicerina, para formar un dímero, en

el cual residuos de dos glicerinas están unidos mediante un grupo éter. También puede ocurrir la sustracción posterior de agua de pares de moléculas provenientes de la glicerina (dímero, trímero, etc) y la formación de muchos grupos éter, y de esta el "poliglicerol".

A temperaturas altas del proceso se alcanzan condiciones favorables de reacción, en presencia de poca agua, como en la destilación. La reacción es catalizada por un álcali fuerte. Es irreversible y, si se le permite continuar, puede comprometer seriamente el rendimiento de glicerina. La reacción puede prevenirse evitando el uso de un álcali fuerte para inhibir la esterificación y la deshidratación intramolecular, usando carbonato de sodio. (Barnhurst et al 1990)

E. Propiedades físicas de la glicerina

1. *Punto de ebullición:* es muy alto, casi 290°C a presión atmosférica, con descomposición.

2. *Punto de fusión:* si es glicerina de alta pureza es sorpresivamente alto, es casi 20°C, pero puede provocarse la cristalización solamente por sobreenfriamiento a una temperatura mucho mas baja durante un período de tiempo largo. Significativamente, el punto de fusión se baja considerablemente por pequeñas cantidades de agua y otros diluyentes.

3. *Presión de vapor:* es baja, debido parcialmente a la unión intermolecular del hidrógeno a través de tres grupos OH. Debido a su baja presión de vapor, la glicerina no tiene olor.

4. *Solubilidad:* la glicerina es completamente soluble en agua y en alcoholes de baja masa molecular. Tiene una solubilidad limitada en otros solventes orgánicos polares, tales como ésteres, cetonas y éteres. Es esencialmente insoluble en solventes no-polares como los hidrocarburos. La presencia de sal en mezclas de agua-glicerina, como en las lejías gastadas, no tiene efecto sobre la mutua solubilidad de la glicerina y el agua. La solubilidad de la glicerina en agua es lo que hace posible la extracción de glicerina de la masa de jabón en la paila y en los procesos continuos de jabón.

5. *Higroscopicidad:* es altamente higroscópica. Puede absorber agua hasta casi el 50 % de su peso. (Barnhurst et al 1990)

F. Residuos no volátiles inorgánicos y orgánicos en glicerina cruda

La materia inorgánica es determinada como el porcentaje de cenizas. Por muchos años, las impurezas orgánicas se han estimado determinando el porcentaje de residuos totales, el residuo luego de la vaporización del glicerol bajo condiciones controladas en un horno a 160° C.

Los residuos orgánicos son entonces el porcentaje de residuos totales menos el porcentaje de cenizas.

Recientemente los residuos orgánicos han sido reemplazados por el porcentaje de materia orgánica que no sea glicerol (MONG por sus siglas en inglés), que es definido como:

$$\%MONG = 100 - (\% \text{ cenizas} + \% \text{ glicerol} + \% \text{ agua}).$$

Se deben tomar las siguientes diferencias que son significativas en ciertas circunstancias:

1. Todo el glicerol es incluido en MONG, pero no en los residuos orgánicos, porque éstos son más volátiles que el glicerol. Por lo tanto MONG equivale al total de residuos orgánicos más el total de glicerol.

2. Ningún alcohol volátil presente en muestras de glicerina, incluyen materia proveniente de alcoholisis o grasas para formar metil o etil ésteres de los ácidos grasos, se encuentran en MONG pero no en residuos orgánicos.

3. Azúcares y otros compuestos polihidroxidos, que incrementan el contenido de glicerol aparentemente de una muestra, artificialmente reduce el contenido de MONG.

4. Poligliceroles y otros compuestos orgánicos no volátiles pueden ser incluidos en MONG o residuos orgánicos, pero porciones de diglicerol, que es menos volátil bajo condiciones de residuos orgánicos, puede crear dificultad al determinar los residuos totales. (Woollatt 1985)

G. Tratamiento de las lejías del jabón

El propósito de la etapa de tratamiento de lejía es eliminar el jabón residual que no se separó anteriormente. Esto se hace a través de una serie de reacciones de acidificación del medio y precipitación de hidróxido de aluminio, convirtiendo altamente insoluble el jabón residual. El producto de esta etapa del proceso es llamado lejía tratada. (Barnhurst et al 1990)

Las lejías del jabón comúnmente se neutralizan con la materia grasa antes de que salgan del departamento de la elaboración del jabón. Éstas todavía contienen algún alkali, así como materia jabonosa y otras impurezas orgánicas, y un porcentaje substancial de sal (alrededor de 10 %). Si se utiliza el sistema más viejo de enfriamiento y tratamiento superficial, pero no la neutralización, las lejías contienen un porcentaje más alto de álcali libre, que en lejías neutralizadas. La purificación o el tratamiento de las lejías, se realizan para quitar compuestos orgánicos con excepción del glicerol tanto como sea posible; y el éxito con el cual se alcanza esto, se refleja en el MONG, o en los residuos orgánicos de la glicerina cruda producida. (Woollatt 1985)

Los pasos en el tratamiento generalmente de las lejías del jabón son:

1. *Acidificación a un pH de cerca de 4,6 - 4,8*: este paso se omite a menudo si las lejías se han neutralizado bien con los ácidos grasos. La acidificación es preferiblemente con ácido clorhídrico que con ácido sulfúrico, para evitar la introducción de sulfatos en el sistema. La adición del ácido clorhídrico hace que el jabón se convierta en ácidos grasos. Al disminuir el pH de la lejía desde un pH de 12, a un pH 4-5, causa la insolubilización de los ácidos grasos, de gran parte del material graso y se liberan estos ácidos grasos y los que son insolubles en agua. A veces se retornan a un jabón de calidad inferior, quizás después de filtración. Estos ácidos grasos superficiales son materiales de baja calidad de la elaboración del jabón; son bajos en masa molecular y tienden a dar sales del sodio que tienen poco valor. (Woollatt 1985)

La reacción en esta etapa es la siguiente:

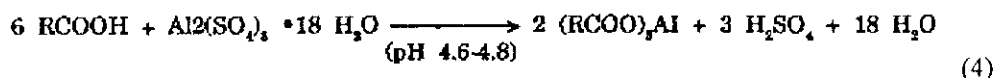


(Barnhurst et al 1990 y Woollatt 1985)

2. La purificación por la adición de una sal de hierro o de aluminio, normalmente se le llama *primer tratamiento*. Esto se hace para convertir los ácidos grasos en jabón de aluminio menos soluble. Se utiliza un pequeño exceso de alumbre para asegurar que estén presentes suficientes iones de aluminio para reaccionar con todos los ácidos grasos y para reducir el pH de la masa del proceso a casi 4.6-4.8, donde los jabones de aluminio son menos solubles. El pH se mantiene o se ajusta y la mezcla es agitada por aire comprimido, soplado adentro con una tubería con perforaciones cerca de la base del tanque. Este aire también se asegura de que si se utiliza el hierro, se oxide al estado férrico y en caso de necesidad, se debe seguir soplando hasta que la mezcla es color marrón.

La oxidación es particularmente necesaria si se utiliza hidrosulfito del sodio en el proceso de la elaboración del jabón. El precipitado de esta etapa es jabón de aluminio, en el cual se fijan ácidos grasos, materia protéica, y otras impurezas son absorbidas aquí, las sales básicas de los ácidos grasos de baja masa molecular se pueden presentar. Los dos precipitados principales son soluciones del cloruro férrico, $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, o del sulfato del aluminio, a veces llamado alumbre, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$. Es preferible utilizar cloruros, más que sulfatos, en todas las adiciones para lejías, porque el sulfato de sodio se acumulará de otra manera en la sal recuperada que se reutiliza en elaboración del jabón y porque los sulfatos, son obligados a aumentar problemas con costras en los evaporadores. El cloruro del aluminio es, sin embargo, un material no conveniente a manejar y cuando se utiliza el tratamiento de aluminio, éste se agrega generalmente como sulfato. La sal de aluminio y sodio se puede

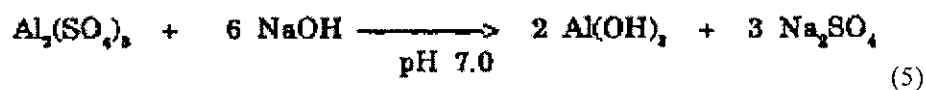
también utilizar como fuente del aluminio, a veces conjuntamente con el cloruro férrico. Las opiniones difieren en cuanto a los méritos relativos del hierro y del aluminio para la purificación de las lejías del jabón, pero el hierro tiene la ventaja que puede ser agregado generalmente como cloruro. La cantidad de precipitado que se requiere varía con la composición de las lejías, pero cerca de 0,1-0,2 % de la sal férrica hidratada (agregada como solución concentrada) es común, aunque a veces se requiere hasta cerca de 0,4 %. La terminación del primer proceso del tratamiento es comprobada a menudo por la filtración de una muestra pequeña y la adición de algunas gotas del precipitado diluido al líquido filtrado claro. Si el proceso del tratamiento es completo, ningún precipitado debe ser producido, pero un buen límite no se obtiene siempre. El pH en el cual se realiza la prueba es importante. La eficiencia del tratamiento es probada en última instancia por el MONG de la glicerina cruda producida. Una concentración muy alta de glicerol en el licor puede hacer que el tratamiento sea menos eficiente. La reacción de esta etapa es la siguiente:



(Barnhurst et al 1990 y Woollatt 1985)

3. El primer tratamiento de remoción de lodos se realiza por filtración, normalmente con un filtro prensa. A menudo es ventajoso permitir que el contenido del tanque se asiente, para filtrar primero la capa más baja y poner la capa más clara de arriba, en un filtro prensa limpio.

4. Aumento de pH por la adición de Hidróxido de sodio que se conoce como el *segundo tratamiento*: aunque es pequeño el exceso de sulfato de aluminio usado para efectuar la reacción según la Ecuación (5), el exceso de iones de aluminio debe ser eliminado. Esto se hace después de la primera filtración, llevando el pH de la masa del proceso hasta casi el punto neutral, donde el exceso de iones de aluminio se precipita como hidróxido de aluminio altamente insoluble, $\text{Al}(\text{OH})_3$. El mezclado y la oxidación se obtienen otra vez con aire comprimido. Esta reacción química puede expresarse de la siguiente manera:



(Barnhurst et al 1990 y Woollatt 1985)

5. Finalmente, el proceso del tratamiento es terminado por una segunda filtración en un filtro prensa para remover el precipitado. (Woollat 1985)

Las variaciones en los detalles del proceso del tratamiento son posibles, incluyendo la estimación de la cantidad de precipitado requerida por las pruebas de la escala pequeña. Se han ideado procesos del tratamiento en los cuales, después de la precipitación de impurezas con hierro o aluminio, como en el proceso de doble tratamiento, la mezcla se hace levemente alcalina con carbonato de sodio, o bicarbonato de sodio, antes de ser filtrada una vez

solamente. El cloruro de calcio, seguido por una segunda etapa con carbonato de sodio, se ha utilizado en el tratamiento de lejías del jabón, pero la purificación es menor que con hierro o aluminio. (Woollatt 1985)

La lejía tratada contiene:

- a. Esencialmente las mismas concentraciones de agua, sal y glicerina como la lejía antes de tratar.
- b. Una cantidad muy pequeña de ácidos grasos disueltos. Esto debido a que los jabones de aluminio formados durante el tratamiento de la Lejía no son 100 % insolubles.
- c. Pequeñas cantidades de impurezas orgánicas nombradas anteriormente, cantidades que no fueron ocluidas, ni absorbidas por el precipitado coagulante del jabón de aluminio.
- d. Posiblemente, trimetileno glicol (TMG). (Barnhurst et al 1990)

H. Evaporación de la lejía previamente tratada a glicerina cruda

Los propósitos de la etapa son eliminar la mayor cantidad de agua de la lejía tratada, por medio de la evaporación y eliminar la mayor cantidad de la sal, por medio de la sedimentación a medida que cristaliza durante la evaporación del agua. El producto de esta etapa del proceso es llamado glicerina cruda. La sal que se cristaliza y sedimenta durante la etapa de evaporación, es lavada, secada y luego devuelta al departamento de fabricación de jabón.

Entre la presión de vapor del agua y la de la glicerina, existe gran diferencia, lo que permite la evaporación selectiva del agua de la lejía tratada. Por ejemplo a 70 °C la presión de vapor del agua es de 3.119 kPa, mientras que el de la glicerina es menos de 0.00173 kPa. La presencia de un soluto no-reactivo con una presión de vapor esencialmente cero, como el cloruro de sodio, no afecta la proporción de la concentración de gases en el vapor. Solamente disminuye la presión de vapor total y la concentración total de los gases, encima de la mezcla líquida. (Barnhurst et al 1990)

Tabla No. 1 Concentraciones de los componentes.

Compuesto	Lejía tratada (% en masa)	Glicerina cruda (% en masa)
H ₂ O	71	10
Glicerol	16	80
Sal	13	10

(Barnhurst et al 1990)

1. Solubilidad de la sal. Las siguientes son las solubilidades pertinentes de la sal (cloruro de sodio):

a. La sal es soluble alrededor del 27 % (gramos de sal por 100 gramos de solución). Esta solubilidad varía poco con la temperatura.

b. En glicerina: La sal es esencialmente insoluble en glicerina.

c. En soluciones de agua/glicerina: la solubilidad de la sal disminuye a medida que aumenta la concentración de glicerina.

Estas relaciones de solubilidad son clave para la recuperación de la sal durante la evaporación de las lejías tratadas. (Barnhurst et al 1990)

Se debe hacer una breve mención de la ventaja de tener concentraciones de glicerina relativamente altas en la lejía tratada, lo que incide sobre el costo de la energía de esta etapa del proceso, en gran parte el costo del vapor usado para evaporar el agua de la lejía. Entre más alta sea la concentración de glicerina en la lejía, menor será la cantidad de agua que debe ser evaporada. (Barnhurst et al 1990)

2. Los productos de la etapa de evaporación

a. La glicerina completamente cruda contiene:

1) Glicerol (80 %), agua (10 %) y sal (10 %).

2) Una cantidad muy pequeña de ácidos grasos que se ha escapado hasta este punto de la remoción en todas las etapas de proceso, incluyendo la evaporación.

3) Cantidades pequeñas de las impurezas orgánicas mencionadas anteriormente.

4) Posiblemente trimetileno glicol (TMG).

b. Agua evaporada e impurezas orgánicas más volátiles, evaporadas.

c. Sal cristalizada que contiene una cantidad significativa de glicerina adsorbida. (Barnhurst et al 1990)

3. Eficiencia térmica. Un kilogramo de vapor evaporará aproximadamente 1 kilogramo de agua alimentado en su punto de ebullición, pero menos de 1 kilogramo cuando la alimentación está a temperatura más baja que la de ebullición, lo cual no produce inmediatamente vapor. El punto en que hierve el agua, o cualquier otro líquido, cae mientras se reduce la presión bajo la cual se sostiene. Estos hechos simples proporcionan la clave para mejorar la eficiencia térmica de un sistema de evaporación. La eficiencia térmica se expresa a menudo y convenientemente en términos de kilogramo de agua evaporado por el kilogramo de vapor administrado. (Woollatt 1985)

La eficiencia térmica puede ser mejorada de las siguientes maneras:

- a. Operación de múltiple efecto, en la cual el vapor de un evaporador o efecto, es el calentamiento de otro efecto que funciona bajo presión más baja. De esta manera, el calor latente se utiliza más de una vez.
- b. Vapor de recompresión, en la cual el vapor de un recipiente es comprimido y regresado como vapor de calentamiento, a la misma unidad que se evapora. Para el calor latente reutilizable la presión debe ser aumentada.
- c. Selección del método óptimo de alimentar la lejía al evaporador y/o el uso de los intercambiadores de calor. Los intercambiadores de calor sensibles pueden ser utilizados entre los efectos, o recuperar calor de corrientes salientes del vapor, del condensado, o del producto.
- d. Integración con otras plantas en la fábrica. (Woollatt 1985)

Antes de que se consideren estos procedimientos, es necesario discutir la elevación del punto de ebullición y diferencias de temperatura. La elevación del punto de ebullición es la diferencia entre el punto de ebullición de la solución en un efecto y el punto de ebullición del agua bajo presión en el espacio del vapor del efecto. Esto se debe a dos causas:

- a. Elevación del punto de ebullición debido a las sustancias disueltas.
- b. Elevación del punto de ebullición debido a la carga hidrostática. Cuando un líquido se calienta debajo de la superficie, la presión es la suma del espacio del vapor más el equivalente a la carga del líquido sobre el punto en el cual se provee el calor. El efecto relativo es claramente más pequeño, cuando la presión en el espacio del vapor es más alta. (Woollatt 1985)

La diferencia de la temperatura, Δt_{ap} , se define como la diferencia entre la temperatura de condensación del vapor en el calentador y la temperatura en la cual el agua hierve bajo presión en el espacio del vapor. (Woollatt 1985)

Algunos puntos generales relacionados con este tema son:

- a. La elevación del punto de ebullición debido a la variación de la carga hidrostática con el diseño de los calentadores, sin embargo, reduce la diferencia de la temperatura eficaz, incluso si el licor se calienta sin hervir y sólo se evapora cuando llega cerca a la superficie del licor.
- b. La elevación del punto de ebullición debido a las sustancias disueltas depende sólo de la composición del licor. Es alta para la glicerina cruda y ésta es una desventaja de la operación continua, en el cual el efecto que descarga el producto debe mantenerse a la concentración del mismo. Si un evaporador funciona en semi-lote, esa es la unidad que es alimentada con el licor fresco, pero el producto no se descarga hasta que alcanza la

concentración el nivel deseado, por lo que el promedio de la elevación del punto de ebullición es más bajo. Contemporaneamente la operación en semi-lote para concentrar la lejía a glicerina semi-cruda y, de glicerina semi-cruda a glicerina cruda era normal, pero las ventajas generalmente de la operación continua ahora son comúnmente consideradas para compensar la desventaja del aumento del punto de ebullición. (Woollatt 1985)

4. Puntos a considerar en el diseño de una planta de evaporación. Muchas variaciones son posibles en el diseño de las plantas para la evaporación y producir glicerina cruda. La concentración del glicerol en la lejía a ser evaporado es un factor importante en el diseño de la planta. Puntos que se considerarán en el diseño de una planta de evaporación para producir glicerina cruda, son:

- a. La capacidad requerida en términos del agua a evaporar, glicerina cruda producida y, para lejías del jabón, sal que se separará.
- b. Eficiencia térmica y consumo máximo de vapor.
- c. Tipo de unidad de calentamiento.
- d. Arreglos para la separación de la sal, cuando sea relevante.
- e. Evitar pérdidas indebidas de glicerina.
- f. Equipo de vacío y otras herramientas secundarias.
- g. Método de control.
- h. Materiales de la construcción del equipo. (Woollatt 1985)

5. Equipo de evaporación. Hay diferentes combinaciones que pueden utilizarse:

a. Los evaporadores de *efecto único* son efectivos por su costo/beneficio donde hay disponible vapor relativamente barato de las plantas de energía o de otras fuentes. El vapor se usa sólo una vez para la evaporación.

b. El evaporador de *doble-efecto* consiste de dos evaporadores de presión reducida, de efecto único, conectados en serie, a excepción de que hay solamente un condensador barométrico conectado inmediatamente después del separador de arrastre del segundo evaporador. El propósito de la evaporación de doble-efecto es obtener un ahorro substancial en el uso del vapor. Aunque se utiliza vapor de alta presión (vapor a 206.84 kPa) como el medio de calentamiento en el primer evaporador (el primer efecto), el agua evaporada en el primer evaporador se utiliza como el medio de calentamiento en el segundo evaporador (el segundo efecto). Prácticamente hablando, un kg de vapor evapora cerca de dos kg de agua.

El producto del primer evaporador es glicerina medio-cruda que contiene aproximadamente 50 % de glicerina. El producto del segundo evaporador es glicerina completamente cruda que contiene aproximadamente 80 % de glicerina.

c. Evaporadores de múltiple efecto, consisten en más de dos efectos y el ahorro de energía es aún mayor. (Barnhurst et al 1990)

6. Tipo de alimentación de glicerina

a. La *alimentación paralela*, que es alimentación separada a cada efecto, es conveniente para la evaporación de la salmuera producida, pero no para los licores de la glicerina de los cuales la concentración del glicerol aumenta muy substancialmente mientras que procede la evaporación. La alimentación puede ser hacia adelante; la glicerina ingresa al primer efecto luego pasa al segundo, al tercero, etc., los efectos son numerados en la dirección del flujo del calor. El otro tipo de alimentación es al revés, que es la dirección contraria, por ejemplo la glicerina entra en el tercer efecto luego pasa al segundo y luego al primero.

La dirección de la alimentación tiene a menudo una influencia importante sobre el consumo del vapor, dependiendo de la temperatura del licor de la alimentación. Si la alimentación es fría, tiene que ser calentada a su punto de ebullición bajo la presión del efecto al cual entra.

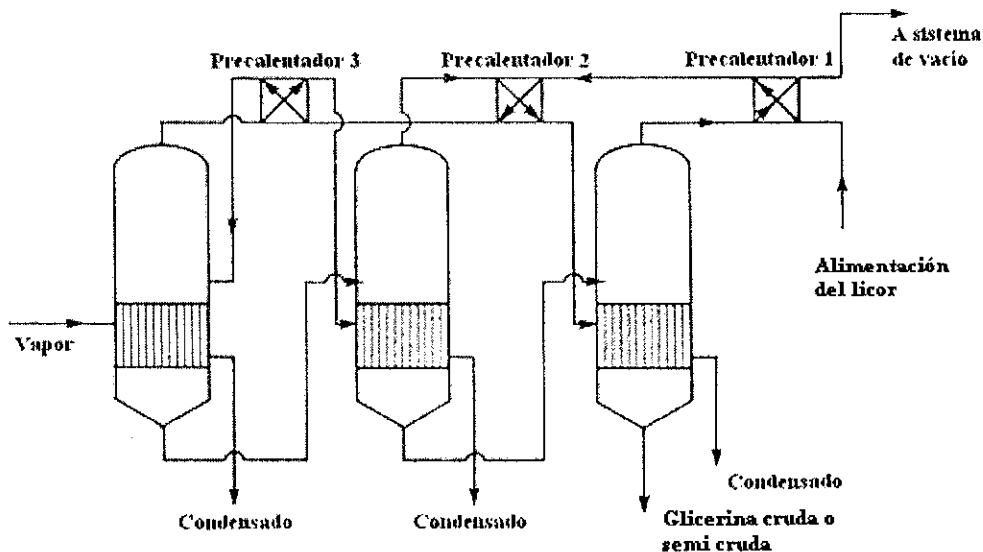
b. Con la *alimentación hacia adelante*, la temperatura del conjunto de la alimentación se debe aumentar al punto de ebullición en el primer efecto por el vapor nuevo y este calor sensible no produce ningún vapor en ese efecto, aunque el calor en el licor concentrado produce un poco de vapor cuando se transfiere a los segundos y subsecuentes efectos que funcionan bajo presiones más bajas que el primer efecto.

c. Con la alimentación hacia atrás, un licor frío se calienta en las etapas como la porción no evaporada y se transfiere de efecto a efecto. Solamente la porción final que alcanza el primer efecto se calienta con vapor nuevo y la calefacción sensible en la segunda y los demás efectos, es hecho por los vapores de un efecto anterior. Esto se debe por calor latente que se ha utilizado una, o más veces en el evaporador. Si el licor de la alimentación es muy caliente, por ejemplo sobre el punto de ebullición del primer efecto, no se requiere ningún calor sensible incluso con la alimentación hacia delante. Vapor se produce en cada efecto y forma parte del vapor usado en el efecto siguiente. Con la alimentación hacia atrás, el licor caliente evapora a la presión en el efecto pasado y el calor latente no se utiliza otra vez, por lo menos en el evaporador. (Woollatt 1985)

El licor residual, entonces, tiene que ser recalentado a la temperatura en su efecto siguiente, en cuanto a la alimentación fría. Estas consideraciones demuestran que es térmicamente beneficioso utilizar la alimentación hacia delante con el licor caliente y alimentación hacia atrás con el licor frío. En una cierta temperatura intermedia los factores se balancean y no hay diferencia entre alimentación hacia delante o hacia atrás. La ventaja térmica de la alimentación hacia atrás con el licor relativamente frío de la alimentación se

puede alcanzarse por el uso de la alimentación hacia adelante con precalentadores inter-etapas. La alimentación es precalentada con vapor gradualmente etapa por etapa a una temperatura tan baja como sea posible, para reutilizar al máximo el calor latente. Un precalentador no puede funcionar sin una diferencia positiva de temperatura en la dirección requerida y con equipo de vacío moderno, no es a menudo posible utilizar un precalentador en los vapores del último efecto (precalentador 1 en la figura No. 1), pero cualquier calor que se pueda recuperar de los vapores finales es claramente ganancia. (Woollatt 1985)

Figura No. 1 Evaporación hacia adelante con precalentadores entre las etapas.



El calor transferido a la alimentación entre etapas de los precalentadores no está disponible para el uso en el efecto siguiente, pero el resultado total es beneficioso con la alimentación enfriada, por las razones discutidas, en lo referente a la alimentación hacia adelante y hacia atrás. El calor se puede también recuperar, a menudo, de otras corrientes que salen de los efectos, particularmente los condensados. Estos condensados se pueden manejar de varias maneras, considerando el hecho que el condensado deja el primer efecto con una temperatura más alta que el segundo efecto. (Woollatt 1985)

Otros factores que se considerarán en la selección de un sistema de la alimentación son:

1. Con alimentación hacia adelante, el licor concentrado se evapora a la temperatura más baja, de modo que su viscosidad es más alta que la del licor completamente concentrado, usando la alimentación hacia atrás. Esto afecta al contrario transferencia de calor, particularmente con los calentadores naturales de la circulación.
2. El calor más sensible se va en el crudo o semi-crudo, con alimentación hacia atrás más que con alimentación hacia adelante; pero una porción de éste se recupera en los intercambiadores de calor.

3. El licor se puede transferir normalmente de efecto a efecto por diferencia de la presión con la alimentación hacia adelante, y es necesaria una bomba para introducir la alimentación al primer efecto. Con la alimentación hacia atrás es posible aspirar el licor de la alimentación en el efecto anterior, pero las bombas son necesarias para la transferencia de efecto a efecto, a menos que se adopten los niveles inusuales que proporcionan la suficiente cabeza de la gravedad más que las diferencias adversas de la presión entre los espacios del vapor.

4. Los cristales de la sal que se separan durante la evaporación de las lejías del jabón son finos y tienden a ser más finos, con aumento de la temperatura a la cual se separan y con aumento en el contenido de glicerol en el licor. Los cristales muy finos son más difíciles de lavar eficazmente que los más gruesos. Los mismos factores también tienden a depositar sal en los tubos del intercambiador de calor. La deposición de sal puede ser un problema serio con los evaporadores naturales de la lejía del jabón de la circulación bajo algunas condiciones y con alimentación hacia delante. (Woollatt 1985)

Una buena estimación del funcionamiento que se esperará de un evaporador, incluyendo su capacidad de evaporación, se puede hacer con la ayuda de los equilibrios de calor latente sobre cada etapa del proceso. (Woollatt 1985)

El vapor se puede sangrar a veces entre los efectos para el uso en otra parte. Diversas unidades de la planta no sincronizan comúnmente siempre, de modo que sea generalmente necesario proporcionar una fuente alternativa del vapor, probablemente a través de una válvula reductora. (Woollatt 1985)

7. Tipos de calentamiento. Los calentadores de tubos largos de película, en el cual mucha vaporización ocurre en los tubos, se utilizan para las aguas dulces, pero no son convenientes para las lejías del jabón, porque los tubos se bloquearían con sal. Tradicionalmente, los evaporadores de tubos pequeños de circulación natural eran generalmente usados para las lejías del jabón. Éstos tienen un paquete de tubos verticales (1-2 m de largo) dispuestos en una cavidad de vapor llamada calandria. Comúnmente las calandrias son construidas en el cuerpo principal del evaporador, y las caídas del fluido son de varios diseños, tales como un sector, un agujero central grande, o una serie de tubos más grandes que los tubos donde hierven. (Woollatt 1985)

El licor circula hacia arriba de los tubos pequeños y vuelve a través de las otras cavidades. Es también posible tener evaporadores de circulación natural en los cuales el licor se levante a través de los tubos verticales en un calentador externo y se usa una bomba

la circulación de la lejía que esta siendo evaporada y vuelva al cuerpo principal. La conexión del intercambiador de calor y de la bomba al cuerpo del evaporador está hecha de tal manera que la mayor parte de la sal cristalizada es desviada del camino del intercambiador de calor/bomba hacia las cajas colectoras de sal. Las consecuencias de estos cambios de diseño son:

- a. El evaporador es menos costoso porque su tamaño puede ser más pequeño.
- b. La eficiencia del intercambio de calor puede ser mejorada.
- c. La descomposición de la glicerina en la superficie de intercambio de calor puede ser menor que en el equipo que contiene calandria. (Barnhurst et al 1990)

Para obtener el rango máximo de transferencia de calor, y por lo tanto de la evaporación, es necesario trabajar con un nivel estático del líquido debajo de la tapa de los tubos, de modo que la vaporización ocurra en los tubos aumentando la circulación debido al efecto de la elevación del vapor. Con las lejías del jabón se debe tener cuidado para evitar un nivel estático demasiado bajo, ya que la sal se depositará en los tubos en los efectos en los cuales el licor se satura con sal.

La deposición de la sal en los tubos puede ocurrir cuando un evaporador está funcionando de una manera que sería normalmente satisfactoria; esto es probablemente debido a cambios pequeños en la composición de la lejía tratada. Es también a veces posible operar evaporadores de circulación natural con un nivel estático arriba sobre el tubo superior de la calandria, particularmente al acabar el lote. En este caso, el líquido se calienta en los tubos arriba de su punto de ebullición a la presión en el espacio de vapor y se evapora mientras que se levanta a una región de una presión hidrostática más baja. (Woollatt 1985)

Evaporadores de efectos en los cuales la sal es separada, necesita ser lavada en intervalos regulares, o lavada con el otro licor que no se satura con sal. Cuando una planta es operada más en semi-lote, que continúa, la carga de glicerina cruda concentrada o semi-cruda, conteniendo un poco de sal sólida, se descarga del efecto anterior y es común comenzar el lote siguiente, rellenando con la lejía no saturada, o agua, para disolver la sal depositada. Si se bloquean los tubos con la sal, es necesario empapar con agua y hervir hasta que esté limpio. (Woollatt 1985)

Los métodos mecánicos se utilizan a veces, pero es necesario evitar daños y este procedimiento se evita cuando sea posible. Algunas costras insolubles pueden acumularse lentamente en los tubos de un evaporador de glicerina y éstos tienen que ser quitados normalmente mecánicamente. Las costras pueden contener silicona, pero son particularmente comunes cuando se introduce la lejía, el agua dulce, o un licor más aceitoso que contiene

sulfato y calcio, por ejemplo, si la planta se lava con agua dura. También se encuentran las costras del carbonato del calcio. Éstos se pueden quitar a veces usando ácido. (Woollatt 1985)

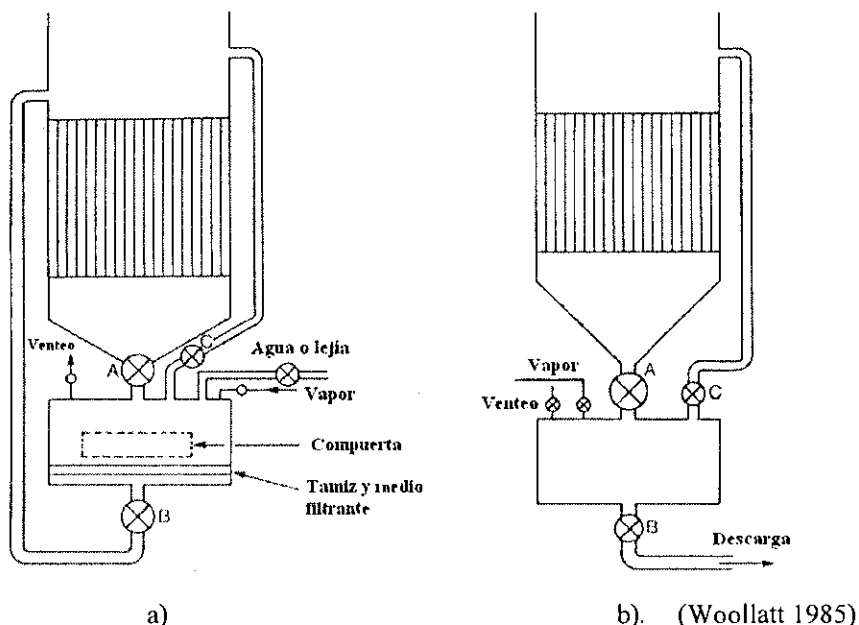
La tendencia moderna es utilizar calandrias externas de circulación forzada por la bomba ya que mejora la transferencia de calor. Calentadores externos con circulación forzada reducen al mínimo el riesgo de salar y del escalamiento; y un calentador externo se puede arreglar para permitir la desincrustación mecánica más fácilmente que uno de calandria interna. Según lo mencionado anteriormente, la circulación forzada es particularmente útil para el efecto final de un evaporador en el cual se produzca la glicerina cruda. (Woollatt 1985)

8. Retiro y recuperación de la sal en la evaporación de las lejías del jabón. Todos los efectos en los cuales la lejía se ha saturado, y la sal sólida es separada, necesitan una facilidad para el retiro del sólido cuanto antes después de que se forme y los cristales han crecido a un tamaño razonable, si no el licor se puede poner denso. Los efectos que no producen normalmente la sal se les puede poner un recipiente simple para recoger lodo y cualquier sal anormal. Tres sistemas son, o han sido, utilizados:

- a. Filtros de sal, o cajas de sal secas.
- b. Cajas de sal mojada.
- c. Mecanismo por el cual el contenido del efecto es circulado, se descarta una mezcla espesa, y el licor limpio se regresa al efecto. (Woollatt 1985)

Las cajas secas de sal eran estándares, pero son muy sucias, de mucho trabajo, y no permiten el retiro adecuado del glicerol de la sal. Los otros dos sistemas quitan la sal sólida del evaporador en la forma de una mezcla de licor concentrado de glicerina; y el proceso de la separación se termina en una centrífuga u otro mecanismo. La operación de las cajas de sal secas y mojadas se puede explicar por la referencia a la figura No. 2. (Woollatt 1985)

Figura No. 2 Operación de las cajas de sal. a) Caja de sal seca. b) Caja de sal mojada.



En ambos tipos la sal asienta en la zona reservada debajo del evaporador y baja a la caja de sal. Un cono suficientemente profundo y una zona que sedimenta es importante. En una caja de sal seca según lo demostrado en la figura No. 1 (a). La sal sedimenta sobre la rejilla y el filtro. Cuando se ha acumulado suficiente sal, la válvula A se cierra, se abre la válvula B, y el licor se regresa nuevamente dentro del efecto, ayudado por la presión del vapor introducido a través de la válvula en la tapa de la caja. La sal se lava con la lejía, y/o agua, y el licor es desplazado otra vez por el vapor. La válvula del vapor y la válvula B se cierran, el respiradero a la atmósfera está abierto, y la puerta en la caja abierta. La sal se transporta de vuelta al departamento de la elaboración del jabón como sal sólida, o como salmuera. La puerta de la caja es cerrada, la caja se evacúa a través de la válvula C, y de la válvula A abierta para comenzar otro ciclo. Es particularmente importante asegurarse que la caja está evacuada completamente antes de que se abra la válvula A; si no la expansión del aire en la caja causará que en el efecto el licor se ceba. (Woollatt 1985)

Las cajas de sal mojadas pueden ser tambores cilíndricos, o recipientes de cualquier otra forma conveniente. Funcionan de una manera similar, pero más sencillo. Cuando la suficiente sal se ha acumulado, según lo juzgado por la inspección a través de los visores de cristal, o de acuerdo con un horario de tiempo, la válvula A es cerrada, se abre la válvula B y el respiradero y la mezcla es soplada hacia fuera con vapor después de que el respiradero haya sido cerrado. La caja se evacua por la válvula C antes de que se vuelva a conectar al efecto. (Woollatt 1985)

Los pares de cajas, secas o mojadas, utilizadas alternativamente, son comunes en los efectos en los cuales las cantidades grandes de sal se producen. Si sólo se puede conectar una caja, la sal acumula en el cono del efecto mientras que se desconecta la caja. La mezcla espesada se descarga de la base del recipiente y el resto del licor se vuelve al efecto y/o se transfiere al efecto siguiente. La suficiente presión es mantenida en el lazo de la circulación por la bomba y las válvulas en la vuelta y líneas de transferencia para permitir la descarga de la mezcla espesa y ser controlado por una válvula sin otra bomba. Hidrociclones (ciclones con agua) han sido dispositivos de separación muy satisfactorios encontrados para los sistemas de esta clase. (Woollatt 1985)

Se debe tener cuidado para no interferir con la circulación a través de los tubos del intercambiador, si un sistema de bombeo continuo se introduce en un evaporador de circulación natural. Una tentativa de hacer esto hace muchos años produjo una mezcla bien espesa, pero condujo a salar los tubos de la calandria. La vuelta del licor circulado a la base del efecto, con el suficiente volumen debajo del calandria, puede prevenir esta dificultad. El sistema trabaja bien con efectos de circulación forzada y es probablemente lo mejor en la práctica moderna. (Woollatt 1985)

Es necesario separar la sal sólida en la mezcla que se removi6 del evaporador, y lavar la sal para remover el glicerol como sea econ6micamente factible. Un cierto lavado con la lejía puede ser posible, pero principalmente se utiliza agua fresca; y esta agua tiene que ser evaporada. Tradicionalmente, las centrifugas de cesta por lotes se utilizan, y la sal se descarga como polvo cristalino. Se vuelve al departamento de la elaboraci6n del jab6n como tal, o despu6s de la soluci6n en el agua, preferiblemente condensada, para formar una salmuera saturada cercana. Las plantas modernas de la elaboraci6n del jab6n utilizan solamente la salmuera. Cuando el sulfato es introducido en el sistema, por el uso del sulfato del aluminio o del 6cido sulf6rico, es necesario desechar cantidades que se recuperan de sal cada cierto tiempo para prevenir la acumulaci6n indebida del sulfato de sodio en la sal. Las centrifugas usadas son normalmente del tipo suspendido de cesta. (Woollatt 1985)

El glicerol dejado en la sal varía considerablemente con el sistema empleado, la cantidad de agua usada, y el cuidado con el cual se realiza la operaci6n. Con las centrifugas 0,4 - 0,6 % de gliceroles en la sal deben ser posibles, pero a partir de 0,2 - 1,0 % se cotizan. Con las cajas secas de sal, el 1 % se demanda a veces, pero 2-4 % es probablemente m6s utilizado. (Woollatt 1985)

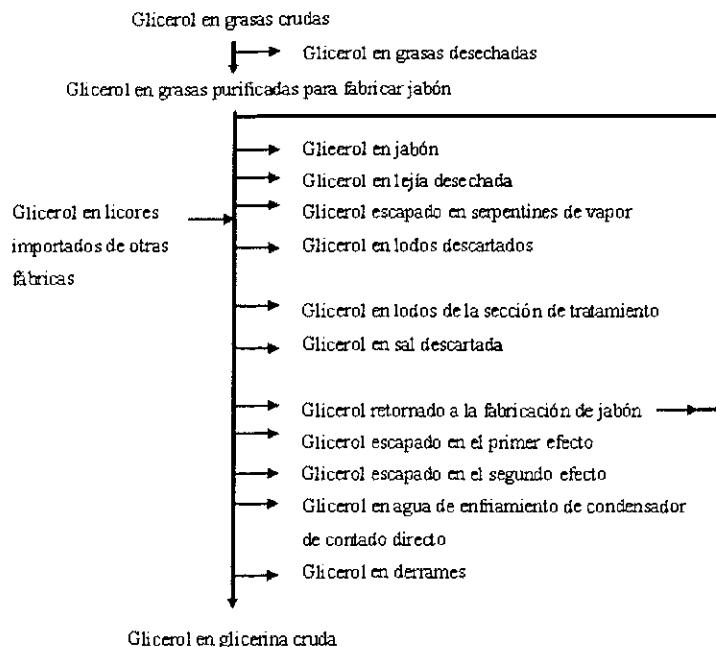
9. La minimización de pérdidas de glicerol. Durante la evaporación, licor que contiene glicerol y sal puede perderse por arrastre en forma sólida y/o líquida con los vapores y ser descargado en condensado. El traslado de un estado a otro puede estar como gotas, espuma, como líquido a granel. Para reducir al mínimo esta pérdida:

- a. Se debe proporcionar espacio adecuado para el vapor sobre el nivel del líquido que hierve.
- b. Los separadores convenientes y generalmente ciclónicos, deben ser incluidos en el sistema. Es útil proporcionar visores, y/o líneas de retorno, de modo que el operador de la planta pueda ver inmediatamente cuando ocurre cualquier cambio de estado serio y tome acciones para remediarlo.
- c. Los niveles del licor en los efectos se deben controlar con cuidado, automáticamente o manualmente.
- d. El tratamiento de lejjás, o agua dulce, debe asegurar que los licores no tengan ninguna tendencia a hacer espuma. (Woollatt 1985)

Los separadores externos caben a veces solamente en el efecto del cual la concentración de glicerol es la más alta. Los dispositivos que miden la conductividad eléctrica del condensado de los vapores evaporados son indicadores muy útiles del cambio de estado. Indican la presencia de la sal, u otro electrolito, pero esto es relevante pues las sales y el glicerol se transportan juntos. El problema principal es obtener un flujo continuo del vapor condensado del efecto anterior cuando un condensador de contacto directo se utiliza en el sistema del vacío; y el condensado se mezcla con agua de enfriamiento. No es esencial obtener una muestra representativa de los vapores más algún licor arrastrado; lo que es necesario es conseguir una muestra que indique cuando cualquier cantidad anormal de sal está presente en los vapores, y ésta se puede alcanzar a menudo por el uso de un condensador parcial pequeño en la línea del vapor. (Woollatt 1985)

Las pérdidas de glicerol durante la evaporación pueden ocurrir de otras maneras, por ejemplo, si hay una fuga en la calandria. Los efectos normalmente contienen agua durante las paradas (para disolver la sal depositada) y, si hay una fuga, cierta solución de sal puede escurrir del enchaquetado de la calandria después de que la planta haya estado parada por un período de tiempo. (Woollatt 1985)

Figura No. 3 Flujo de glicerol a través de una fábrica de jabón y recuperación de glicerina.



(Woollatt 1985)

La figura No. 3 demuestra el flujo de glicerol a través de una fábrica de jabón con la recuperación de la glicerina; e indica las fuentes de pérdida. El diagrama se dibuja para un evaporador del doble efecto con un condensador de contacto directo; y refiere a serpentines cerrados en cacerolas del jabón. Es útil determinar la recuperación en cada sección de la fábrica, particularmente si la pérdida total es alta, pero, esto no se hace fácilmente; y, para los propósitos rutinarios, éstos con recursos limitados pueden encontrar lo mejor posible para concentrarse en chequeos en las pérdidas controlables, y el glicerol importante en sal reciclada. El cuidado es necesario para asegurarse que las muestras de materiales verdaderamente son probadas. (Woollatt 1985)

10. Los principios del mantenimiento del vacío. Las evaporadores de glicerina ahora funcionan normalmente en 6.771–13.544 kPa de presión absoluta (94.808–88.036 kPa de vacío con 101.58 kPa de presión barométrica); y un condensador de alto nivel del contacto directo se utiliza comúnmente. El gas que no condensa se puede quitar con un sistema de dos etapas del eyector, con un condensador intermedio, o por una bomba de vacío mecánica. Debido al nivel de la presión que se necesita en un evaporador de glicerina, ningún eyector de aumento de presión está instalado normalmente. (Woollatt 1985)

Se necesita una indicación confiable de la concentración del glicerol en el material que es descargado de un efecto que produce glicerina. Esto se basa con frecuencia sobre la relación entre la elevación del punto de ebullición y la concentración; es decir entre el punto

de ebullición bajo una presión y concentración sabidas. La manera muy simple para que un operador de la planta controle una acabadora manual, o la otra unidad produciendo glicerina cruda, es proporcionar:

- a. Un barómetro para medir la presión atmosférica.
- b. Un tubo en forma de "u" con mercurio con una punta abierta a la atmósfera y la otra conectada con el espacio del vapor en el efecto. Esto da el vacío bajo el cual el licor está hirviendo; ésa es la diferencia entre la presión atmosférica y la presión en el espacio del vapor. La presión absoluta en ese espacio del vapor es la resta de la presión atmosférica y el vacío. Alternativamente, manómetros que miden esta presión absoluta pueden ser utilizadas directamente.
- c. Un termómetro fijó para medir la temperatura del líquido que hierve. Debido al efecto de la cabeza hidrostática, esta temperatura variará algo con la cantidad de licor en el efecto y el punto en los cuales se coloca el termómetro. (Woollatt 1985)

Debido a la influencia de la cabeza hidrostática, y de impurezas en la glicerina cruda que es producida, es necesario calibrar el sistema por el análisis de las muestras tomadas en lo referente a varios sistemas de lecturas. Como reglas gruesas, una temperatura de ebullición de 77 °C con una presión absoluta de 6.771 kPa indica alrededor de 83 % de glicerol en glicerina cruda a partir de lejía de jabón. También se ha encontrado que una presión adicional de 0.3386 kPa requiere un 1 °C adicional en temperatura de ebullición del licor. Por lo tanto, si 77 °C es correcto para 6.772 kPa, 79 °C será correcto para 7.4492 kPa y 74 °C para 5.7562 kPa. (Woollatt 1985)

Por experiencia, se ha encontrado que este punto se alcanza en el margen de la composición de lo que ha llegado a ser conocido como glicerina completamente cruda, a saber, 80 % glicerol-10 % agua-10 % sal. Hay otras dos razones para discontinuar la evaporación a la concentración de glicerina completamente cruda.

- a. A más alta la temperatura de evaporación, mayor la tendencia para descomponerse la glicerina a medida que el proceso continúa.
- b. A más alta la concentración de glicerina en el líquido que se está evaporando, mayor la pérdida de glicerina, cuando cantidades dadas de líquido se pierden por arrastre, sobre ebullición o ebullición súbita. (Woollatt 1985)

I. Destilación de glicerina

El propósito de la etapa es separar una glicerina purificada del agua, sales, impurezas menores remanentes en la glicerina cruda, mediante la destilación por vapor y condensación fraccionada. En la destilación por vapor, tanto la glicerina como el agua son volatilizadas; en la condensación fraccionada, la glicerina y el agua son condensadas separadamente. El producto de esta etapa del proceso es llamado glicerina destilada. Durante la destilación, la sal residual se cristaliza en una forma tan contaminada que no se puede recuperar. (Barnhurst et al 1990)

La glicerina y el agua son volatilizadas a alta temperatura y a presión absoluta baja. La sal se cristaliza. Algunas impurezas son volatilizadas, algunas permanecen en forma líquida y algunas se precipitan.

Además los vapores se enfrían lo suficiente para condensar la glicerina. Los vapores restantes son enfriados un poco más para condensar el agua y algunas de las impurezas. Los vapores no condensados, generalmente impurezas, escapan por el tubo de cola del destilador. (Barnhurst et al 1990)

Mientras que en la etapa de evaporación se trata de evitar la vaporización de la glicerina en la etapa de destilación deliberadamente se vaporiza. Todos los componentes de la glicerina cruda con presiones de vapor tan bajas como la de la glicerina misma, se vaporizan. La glicerina se obtiene en forma purificada por la condensación fraccionada del vapor. (Barnhurst et al 1990)

Bajo presión atmosférica el glicerol hierve con descomposición en alrededor 290°C. Debido a que la presión de vapor de la glicerina es muy baja a altas temperaturas, el reto químico es vaporizar la glicerina bajo condiciones lo suficiente moderadas para mantener un control razonable de la descomposición térmica y termocatalítica, pero también suficientemente vigorosa para vaporizarla a una velocidad efectiva por su costo beneficio. Esto se hace a una presión absoluta baja, por medio de destilación por vapor para sacar provecho de la Ley de Dalton. En esta aplicación de la Ley de Dalton, la glicerina es vaporizada mientras el vapor de agua es inyectado al destilador, de manera que la presión de vapor total de la glicerina volatilizada y el vapor de agua permitan la destilación a temperaturas más bajas que aquellas requeridas para efectuar la destilación de solo glicerina. (Barnhurst et al 1990)

1. Solubilidad de la sal. La sal se cristaliza en el destilador durante la destilación a medida que el agua residual en la glicerina cruda, se vaporiza. Esto es un importante evento físico-químico, porque la sal cristalizada interfiere con la transferencia de calor en el destilador y así promueve la descomposición de la glicerina. (Barnhurst et al 1990)

Tabla No. 2 Resultados después de destilación con diferentes tipos de glicerina cruda, por diferentes tipos de grasas utilizadas en la saponificación.

Característica de la glicerina	Composición (% en masa)		
	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3
Contenido de glicerina	82.5	79.2	56.5
Residuo orgánico	1.2	3.5	14.6
Ceniza	8.3	9.7	19.7
Alcalinidad de la ceniza como % Na ₂ O	0 0.1	1.4	5.2

(Barnhurst et al 1990)

La glicerina completamente cruda representada por la Muestra 1 provino de una lejía usada en la fabricación de jabón con grasas y aceites de buena calidad. Se puede esperar que destile fácilmente y con un alto rendimiento. La representada por la Muestra 2 provino de la fabricación de jabón con grasas y aceites de menor calidad. Se puede esperar que el alto residuo orgánico comprometa el color, olor y sabor de la glicerina destilada; se puede esperar que la alta alcalinidad de la ceniza cause la formación de muchos lodos. La glicerina cruda representada por la Muestra 3 no vale la pena destilarla. (Barnhurst et al 1990)

2. Productos de la etapa de destilación. Dependiendo del tipo de pureza que se necesite en la glicerina se puede obtener tres tipos distintos de glicerina:

a. Glicerina de grado dental/medicinal (99.5 %), que satisface las especificaciones de las farmacopeas,

b. Glicerina de grado industrial, de alta pureza (99.2 %), para ser utilizada en las industrias donde la alta pureza es esencial, como en la industria de explosivos. Algunas veces este destilado puede mejorarse, redestilándolo separadamente o mezclándolo con el destilado del primer caso para obtener glicerina grado dental/medicinal.

c. Glicerina de más bajo porcentaje y poca pureza (90 %), que puede venderse para diferentes usos industriales o, si la naturaleza y concentración de las impurezas lo permite, redestilarlo (Barnhurst et al 1990)

3. Condiciones de operación. Durante la destilación, varias reacciones indeseables, tienden a ocurrir en los licores de la glicerina a ciertas temperaturas:

a. Las impurezas grasas reaccionan con la glicerina para formar cantidades pequeñas de glicéridos, ésteres de glicerina.

- b. Las impurezas inorgánicas, principalmente sales férricas, catalizan la deshidratación intramolecular de la glicerina para formar acroleína.
- c. La glicerina se polimeriza en reacciones aceleradas por materiales alcalinos, especialmente álcalis fuertes. (Barnhurst et al 1990)
- d. Formación de los compuestos orgánicos de nitrógeno de residuos proteicos en la glicerina cruda. (Woollatt 1985)

Para minimizar la extensión de estas reacciones durante la destilación, se agregan dos sustancias químicas a la glicerina completamente cruda. Se agrega hidróxido de sodio (soda cáustica) para inhibir la reacción de esterificación (también puede utilizarse carbonato de sodio). Este convierte los ácidos grasos en jabón y ayuda a invertir la reacción de esterificación del jabón-glicerina. Y se agrega Na₄EDTA (etileno-diamina tetracetate tetrasódico) para inhibir la deshidratación de glicerina a acroleína. (Barnhurst et al 1990)

La descomposición del glicerol a compuestos altamente volátiles son pérdidas normalmente en el sistema del vacío (Woollatt 1985)

Los ésteres, ácidos grasos y cuerpos nitrogenados volátiles disminuyen la calidad de los destilados en los cuales se condensan. Los poliglicéridos son substancialmente no volátiles bajo condiciones de destilación; pero son indeseables porque representan una pérdida de glicerol. Las reacciones de la condensación por las cuales los poliglicéridos son formados, no son reversibles y los acoplamiento del éter que contienen no están rotos bajo condiciones de destilación. Los balances de materiales cuidadosos determinados para las destilaciones de la glicerina demuestran normalmente una pérdida pequeña inexplicable, que se asocian a la descomposición radical del glicerol a productos gaseosos. (Woollatt 1985)

La formación de ésteres es una reacción equilibrada que es suprimida por la presencia de la soda cáustica en el destilador; y la formación del poliglicerol es catalizada por álcalis, con soda cáustica. Es, por lo tanto, importante realizar la destilación con poca soda cáustica en el destilador y que permitirá la producción de los destilados satisfactorios en lo que concierne al contenido de los ésteres y de los ácidos grasos (medidos por el equivalente de la saponificación, pero también afectar probablemente gusto y olor). Las condiciones físicas de la destilación son muy importantes. Aumentos del tiempo y temperatura en la cual, la glicerina se mantiene en el destilador aumentan la formación de poliglicéridos. (Barnhurst et al 1990)

Hay una interacción entre las dos condiciones, de modo que con poco tiempo y alta temperatura pueda ser menos perjudicial que un rato más largo en una temperatura más baja. Condiciones físicas más severas también aumentan la influencia de catalizadores alcalinos, de modo que los álcalis suaves no puedan ser muy significativos si las condiciones físicas son suaves, pero lleguen a ser importantes cuando son más severos. También se ha demostrado que con una glicerina cruda dada el destilado es mucho más bajo en equivalente de saponificación cuando la destilación es muy rápida. Algunos factores similares afectan probablemente la formación de cuerpos nitrogenados volátiles. La introducción de una cantidad pequeña de agua en el destilador, o con, la glicerina cruda puede también ayudar a suprimir la formación de poliglicéridos, aunque el agua se vaporiza rápidamente. Bajo algunas condiciones, el uso del vapor directo ayuda a reducir la formación del éster. Cuando los destilados necesitan ser redestilados, es importante saponificar cualquier éster en él antes de la segunda destilación. Esto puede ser agitando el destilado caliente con aire después de la adición de la soda cáustica; y una cantidad conveniente de soda cáustica se necesita en el destilador durante la nueva destilación para suprimir la reformación de ésteres. (Woollatt 1985)

La formación de poliglicéridos es comúnmente una fuente importante de la pérdida de producción en la destilación de la glicerina; y puede ser útil estimar la cantidad en los residuos de los destilados, que a menudo se llaman colas. (Woollatt 1985)

4. Técnica para reducir la polimerización. La polimerización es la causa de la mayor pérdida de glicerina en la etapa de destilación. A medida que la destilación prosigue, como se mencionó antes, la sal separada y el poliglicerol que se acumulan en el destilador, reducen la transferencia de calor en las superficies del serpentín de calentamiento y en algún punto la velocidad de polimerización excede la velocidad de vaporización. (Barnhurst et al 1990)

5. Trimetileno glicol. Es importante aquí hacer varias anotaciones acerca del trimetileno glicol (TMG), un producto de la degradación microbiológica de la glicerina.

a. La presión de vapor del TMG es más alta que la de la glicerina, pero no mucho más alta.

b. Puesto que la glicerina del primer recibidor es de grado dental/medicinal, el TMG debe ser excluido del condensado que se colecta en el primer recibidor siguiendo las condiciones de operación consignadas en el SPI de la Destilación de Glicerina de la planta local.

c. Puesto que la glicerina del segundo recibidor es de grado industrial de alta pureza, y ya que algunos usuarios especifican límites bajos de TMG, se debe tener cuidado también en la colección de esta fracción de destilado.

d. Obviamente, lo mejor es evitar todos los problemas con el TMG, en la etapa de Destilación y en cualquier otra, previniendo su formación en las lejías de glicerina. (Barnhurst et al 1990)

6. Principios de la vaporización

Tabla No. 3 Presión de vapor del glicerol puro.

Temperatura ° C	Presión de vapor mmHg
120	0.75
130	1.35
140	2.45
145	3.2
150	4.3
155	5.5
160	7.4
165	9.2
170	11.5
175	14.7
180	18.5
190	29
200	45

(Barnhurst et al 1990)

$P_G + P_W = P_T$, donde P_G es la presión de vapor del glicerol, P_W es la presión del vapor del agua, y P_T es la presión total en el destilador. La presión del vapor del glicerol en equilibrio con un licor destilado es más baja que la del glicerol puro en la misma temperatura, debido a la elevación del punto de ebullición debido a las sustancias disueltas. Esta elevación varía con la composición del licor destilado, que, alternadamente, varía con la composición de la glicerina cruda alimentada y del grado de la concentración que se ha alcanzado. En el caso de la lejía de jabón, de la cual la sal deja la solución mientras procede la destilación, una temperatura de 10 – 15 °C se asume para la parte principal de la destilación en el resto de esta discusión. Es decir que la presión del vapor del glicerol en equilibrio con el licor inmóvil a 155 °C está tomada para el glicerol puro en 140 – 145 °C, o cerca de 0.0333 – 0.0427 kPa. (Barnhurst et al 1990)

Sustituyendo 92, masa molecular del glicerol, y de incluir la eficiencia E de la vaporización, se puede escribir, kg vapor directo/kg glicerol destilado = $((P_T - E P_G) \times 18)/(E P_G \times 92)$. (Barnhurst et al 1990)

La glicerina cruda contienen una proporción pequeña de agua; en algunos destiladores ésta se quita en un deshidratador preliminar, pero en otros entra al vaporizador principal, en este caso contribuye al vapor directo. (Barnhurst et al 1990)

En un vaporizador que utilice vapor directo así como la presión reducida, las condiciones de la destilación son establecidas por el ajuste automático para resolver tres sistemas de requisitos simultáneamente:

- a. El traspaso térmico del vapor indirecto, u otro medio de recalentamiento.
- b. Balance de calor, que todavía determina el índice de la vaporización del glicerol más el de cualquier líquido alimentado al destilador principal.
- c. La relación de la presión parcial. (Woollatt 1985)

Si, por ejemplo, el índice de transferencia del calor aumenta, el calor adicional vaporizará más glicerol. Con un índice mejorado de vapor directo se reduce el cociente de vapor directo/glicerol vaporizado, causando el incremento de la temperatura de ebullición del licor al nivel requerido por el nuevo cociente. De la misma forma, si el flujo del vapor abierto aumenta, y los pasos del vapor y el equipo que condensa el vapor son tales que la presión total P_T no aumenta significativamente y el aumento de vapor abierto/glicerol vaporizado resulta en una caída del punto de ebullición. (Woollatt 1985)

7. Recuperación de glicerina en residuos. Mientras un batch de glicerina cruda es destilado, con alimentación adicional para reemplazar el glicerol vaporizado, la concentración en el residuo de cloruro de sodio, otras materias orgánicas, y MONG aumenta, y la viscosidad de los residuos se incrementa. La recuperación de glicerol de estos residuos es un gran problema y varios procedimientos son posibles; (Woollatt 1985)

- a. Tradicionalmente la destilación principal era parada mientras que el residuo era líquido destilado suficiente para salir del destilador. El residuo después era diluido y purificado tanto como sea posible usando tratamientos similares a lo adoptados por las lejías. El licor purificado era reevaporado para obtener las colas, que fue destilado por separado para producir un destilado de la calidad inferior. Una variante era devolver las colas destiladas a las lejías del jabón antes del tratamiento. Esto era simple, pero no se recomienda debido a la acumulación de impurezas en el sistema, a pesar de una cierta purificación en el retratamiento.

b. Algunas plantas todavía quitan residuos del destilador en la forma líquida para el resto del glicerol todavía que se concentrará en los destilados de las colas. Esto permite al destilado funcionar más, o menos, continuamente, aunque necesita ser eliminada a partir de tiempo al tiempo. Aparte del coste del equipo adicional el uso de las colas todavía tienden a aumentar el tiempo durante el cual el material se expone a las temperaturas de la destilación. La separación de la sal y de otros sólidos en una centrífuga ayuda a las etapas finales de la vaporización, pero la exposición del licor caliente al aire puede tener riesgo de la oxidación del glicerol.

c. Por muchos años se ha encontrado a menudo lo mejor para continuar la destilación principal hasta que poco más glicerol puede ser vaporizado. Con muchos diseños de destiladores hay una pérdida de glicerol en las colas desechadas al drenaje de por lo menos 2% de la alimentación. Si se ha destilado una glicerina cruda de la lejía del jabón de buena calidad y las condiciones son tales que solamente un poco de poliglicéridos están formados, el residuo es tan rígido que no puede ser extraído del destilador; y tiene que ser disuelto con agua hirviendo. Si la calidad de la glicerina cruda es pobre, la formación de poliglicéridos es alta, o el flujo final no ha sido completo, algo del residuo puede salir como parte de las colas líquidas. (Woollatt 1985)

En la mayoría de los destiladores el residuo después de haber vaporizado la mayor cantidad de glicerol, es un material color caramelo. (Woollatt 1985)

8. Equipo de destilación

a. **Destiladores por lote.** Algunas características son:

1) El vapor de alta presión necesario para calentar la glicerina cruda a la temperatura de destilación, es decir alrededor de 165°C, para mantener la temperatura durante casi todo el proceso, y para proporcionar aún una temperatura más alta hacia el final del proceso que se llama "terminación de la ebullición".

2) La superficie grande de transferencia de calor requerida para la destilación.

3) El vapor de agua de baja presión para la destilación por vapor.

4) La condensación fraccionada de los vapores de destilación.

5) La presión absoluta baja requerida para vaporizar la glicerina a temperaturas de operación, es decir, 1.333-1.9995 kPa. (Barnhurst et al 1990)

b. **Destiladores por lote mejorados.** Los destiladores por lote mejorados generalmente tienen características de diseño que ayudan a minimizar los problemas de los destiladores por lotes. Estas características son:

- 1) La remoción continua de la sal durante la destilación.
- 2) Una circulación forzada continua del líquido del destilador mediante su bombeo a través de un intercambiador de calor externo y devolviéndolo de nuevo al destilador. (Barnhurst et al 1990)

c. Destiladores continuos. La destilación puede hacerse de forma continua de la siguiente manera:

- 1) Quitando la sal y los lodos de destilación separada y continuamente.
- 2) Destilando los lodos en pequeños "destiladores de lodo" y regresando el destilado de estos pequeños destiladores al destilador principal. (Barnhurst et al 1990)

d. Condensadores. Los condensadores usados en destilación de la glicerina son de tres tipos principales, aunque las variantes de cada uno son posibles:

- 1) Cilindros de aire frío.
- 2) Condensadores superficiales, utiliza un medio frío-caliente para el condensador principal del producto, o condensadores.
- 3) Condensadores de contacto directo. (Woollatt 1985)

J. Blanqueo de glicerina

El propósito de la etapa de acabado es blanquear la glicerina destilada con carbón activado para mejorar el color, olor y sabor, cuanto sea necesario. El producto de esta etapa del proceso es llamado glicerina terminada. (Barnhurst et al 1990)

Las glicerinas destiladas del primer y segundo-recibidor, no son lo suficientemente puras como para transferirlas fuera del Departamento de Glicerina. Generalmente, el color, olor y sabor necesitan mejoramiento. Además, generalmente el contenido de glicerol de estos destilados necesita de un ajuste. (Barnhurst et al 1990)

1. Productos de la etapa de acabado.

a. El destilado del primer-recibidor, descolorado, desodorizado y diluido con agua; esto es, glicerina de grado dental/medicinal que satisface las especificaciones de tipo farmacopca locales.

b. El destilado del segundo-recibidor purificado, esto es, glicerina de "alto grado" o "alto análisis" que satisface las especificaciones locales para material de grado industrial de alta pureza. (Barnhurst et al 1990)

El propósito del blanqueado (con carbón activado) es el de mejorar el color, olor, y sabor de la glicerina.

El blanqueado se realiza usando un tanque de blanqueado y un filtro prensa de marco y plato, o usando columnas blanqueadoras y un filtro de pulimento. (Barnhurst et al 1990)

- 2. Condiciones del proceso.** Las condiciones típicas del proceso, con un tanque de blanqueado y un filtro prensa de marco y plato, son:
- a. 0.5 % a 1.0 % de carbón activado y aproximadamente 0.3% de ayuda filtrante.
 - b. Una temperatura de 70 °C – 80 °C.
 - c. Buena agitación de la glicerina, del carbón activado y de la ayuda filtrante durante un tiempo de contacto de media a una hora.

Filtración y recirculación hasta que el filtrado claro satisfaga las especificaciones locales de la glicerina con respecto al color, olor y sabor. (Barnhurst et al 1990)

Después de que la primera carga ha sido blanqueada y pasada a través del filtro prensa, sólo se agrega suficiente carbón activado y ayuda filtrante a las siguientes cargas para obtener la calidad requerida a las velocidades de filtración deseada. (Barnhurst et al 1990)

La glicerina purificada es entonces bombeada a través del filtro de pulimento para eliminar los restos de carbón. Idealmente, se dispone de tres columnas, dos en uso y la otra siendo recargada con carbón activado fresco. La ayuda filtrante y carbón gastados generalmente son lavados y tratados con vapor de agua para recuperar la glicerina residual y reprocessarla en la etapa de evaporación. La ayuda filtrante y carbón en la forma de torta de filtro, algunas veces son regresadas a la etapa de tratamiento de la lejía para recuperar aún más glicerina. Sin embargo, este procedimiento no se realiza sin problemas, ya que los cuerpos de color y olor en el carbón son regresados de la misma manera al sistema de recuperación de glicerina, y el carbón gastado y la ayuda filtrante usados pueden reducir la velocidad de filtración en el tratamiento de la lejía. (Barnhurst et al 1990)

III. JUSTIFICACIÓN

La glicerina (1,2,3-propanotriol), es un compuesto orgánico de fórmula $C_3H_8O_3$, incoloro, viscoso, higroscópico² y de sabor dulce que se utiliza en cosméticos, medicinas y dentríficos, entre las aplicaciones más importantes a nivel industrial. La glicerina puede obtenerse de la saponificación de grasas con álcalis³, (como producto secundario, que necesita un proceso de recuperación), o puede fabricarse glicerina sintética a partir de la fermentación de azúcar y más recientemente a partir de propileno, que tiene un costo mayor que el costo de la recuperación por saponificación.

El proceso de recuperación de glicerina a partir de lejía final⁴ consta de cuatro subprocesos: *tratamiento de lejía final*, que consiste en disminuir compuestos orgánicos que no sea glicerol, luego la lejía tratada es *evaporada* para llevarla a glicerina cruda al 80 %, posteriormente se somete a *destilación*, debido a que la glicerina es totalmente miscible con el agua, por lo que se concentra a 99 %. Por último se lleva al área de *blanqueo*, donde se remueve impurezas y se obtiene la glicerina para utilizarla en un nuevo proceso.

Teóricamente en la etapa de evaporación se debe perder máximo 1 % de glicerina y en la etapa de destilación 5 %; arriba de esos porcentajes se considera ya una pérdida para la empresa. La mayor eficiencia en el proceso de recuperación de glicerina representa una gran disminución de pérdidas y los costos de producción disminuyen por kilogramo de glicerina producida; lo cual representa para la empresa un mayor beneficio. Estas acciones también son importantes para disminuir daños en los equipos si son operados fuera de las condiciones de diseño, lo cual sería un beneficio a corto y largo plazo.

También hay que tomar en cuenta el impacto ambiental, pues si el proceso no es eficiente, algunos restos de glicerina pueden perderse por arrastre y contaminar el agua de enfriamiento, que posteriormente llega a la planta de tratamiento de aguas residuales que lleva a un costo mayor en el tratamiento de remoción de contaminantes.

² Higroscópico: compuesto que absorbe agua del medio ambiente.

³ Alkalís: compuestos básicos.

⁴ Lejía: licor separado cuando se obtiene viruta de jabón.

IV. OBJETIVOS

A. Objetivos generales

1. Evaluar el proceso de recuperación de glicerina, desde el tratamiento de lejía hasta la obtención de glicerina blanqueada USP, determinando los puntos donde haya pérdidas de glicerina.
2. Determinar las acciones a realizar para disminuir las pérdidas de glicerina en la planta.

B. Objetivos específicos

1. Realizar el balance de masa de cada subproceso: tratamiento de lejías, evaporación, destilación y blanqueo de glicerina.
2. Evaluar las condiciones de trabajo, comparándolas con las condiciones de diseño, y determinar si son adecuadas en el proceso.
3. Determinar la eficiencia de cada subproceso y, por lo tanto, del proceso total de recuperación de glicerina.
4. Determinar los puntos donde se producen las pérdidas de glicerina.
5. Proponer las acciones a realizar en los puntos donde hay pérdidas considerables de glicerina para mejorar el proceso de recuperación de la misma.

V. PROBLEMA A RESOLVER

En la planta de recuperación de glicerina en la que se trabajará, actualmente se tienen pérdidas de glicerina en el proceso, las cuales no han sido cuantificadas.

VI. METODOLOGÍA

- A. Realizar diagrama de cada subproceso: se realizará el diagrama de flujo de cada subproceso: tratamiento de lejía final, evaporación de lejía tratada, destilación de glicerina cruda y blanqueo de glicerina.
- B. Realizar balance de masa de cada subproceso: con los datos y capacidades reales se realizarán los balances de masa de cada uno de los subprocesos, para luego determinar las pérdidas en el proceso.
- C. Determinar pérdidas de cada subproceso.
- D. Determinar pérdidas totales.
- E. Evaluar condiciones de operación versus condiciones de diseño: se determinarán las condiciones de operación reales comparando las de diseño.
- F. Elegir subprocesos a mejorar: determinar los puntos con pérdidas inaceptables para la empresa
- G. Evaluar los puntos con pérdidas inaceptables.
- H. Proponer mejoras: según la evaluación realizada proponer mejoras en el proceso.

VII. RESULTADOS

Tabla No. 4 Balance de masa de cada subproceso de la recuperación de glicerina.

Subproceso	Flujo másico de entrada (kg/s)	Flujo másico de salida (kg/s)
Tratamiento de lejías	0.1184	0.1175
Evaporación de lejías	0.1118	0.0276
Destilación de glicerina cruda	0.0479	0.0319
Blanqueo de glicerina	0.0336	0.0334

Tabla No. 5 Eficiencia de cada subproceso de la recuperación de glicerina

Subproceso	Flujo másico de glicerol de entrada (kg/s)	Flujo másico de glicerol de salida (kg/s)	Eficiencia (%)	Pérdidas (%)
Tratamiento de lejías	0.0297	0.0296	100	0
Evaporación de lejías	0.0281	0.0188	67	33
Destilación de glicerina cruda	0.0325	0.0313	96	4
Blanqueo de glicerina	0.0328	0.0328	100	0
Proceso total de Recuperación de glicerina			64	36

Tabla No. 6 Condiciones de trabajo y condiciones de diseño.

Parámetros de funcionamiento	Dato teórico	Dato real
Presión en cámara del evaporador 1 (kPa)	95.5 - 105.5	85.5
Presión absoluta en cámara del evaporador 2 (kPa)	8.66 - 9.99	4.24
Temperatura en cámara del evaporador 1 (° C)	110 - 115	106
Temperatura en cámara del evaporador 2 (° C)	80 - 85	63
Temperatura de lejía tratada alimentada a evaporación (° C)	50	45
Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 (° C)	80 - 90	58
Temperatura del condensado 1(° C)	78	80
Temperatura del condensado 2(° C)	58	61
Nivel del evaporador 1 (%)	25	30
Nivel del evaporador 2 (%)	25	27

Tabla No. 7 Pérdidas de glicerina en el subproceso de evaporación de lejías.

Ubicación de pérdidas de glicerol	kg de glicerol/ día	% en masa de glicerol perdido
Pérdidas en condensado 1	771.62	22.26
Pérdidas en condensado 2	211.92	6.11
Pérdidas en salero 1	0.97	0.028
Pérdidas en salero 2	1.09	0.031
Pérdidas en agua de enfriamiento de evaporadores y de circuito de vacío	169.83	4.90
Pérdidas en agua de enfriamiento de sellos mecánicos	215.46	6.22
Total pérdidas cuatificadas	1,370.89	39.55
Producción de glicerina cruda	2,059.50	59.41
Pérdidas no cuatificadas	36.07	1.04
Total	3466.47	100.00

Tabla No. 8 Balance de energía para el subproceso de evaporación lejías.

Ubicación	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Entalpía (kJ/s)	Flujo másico (kg/s)	Entalpía (kJ/kg)
Vapor de caldera	194.89	1,395.50	648.59	0.2325	2789.88
Condensado 1	85.00	57.83	43.75	0.1229	355.90
Vapor de lejía 1	98.22	95.5	94.52	0.0354	2673.25
Vapor a condensador 2	95.00	84.55	197.99	0.0742	2668.10
Condensado 2	76.00	40.34	23.61	0.0742	318.13
Vapor de lejía 2	40.00	7.57	87.69	0.0341	2575.17

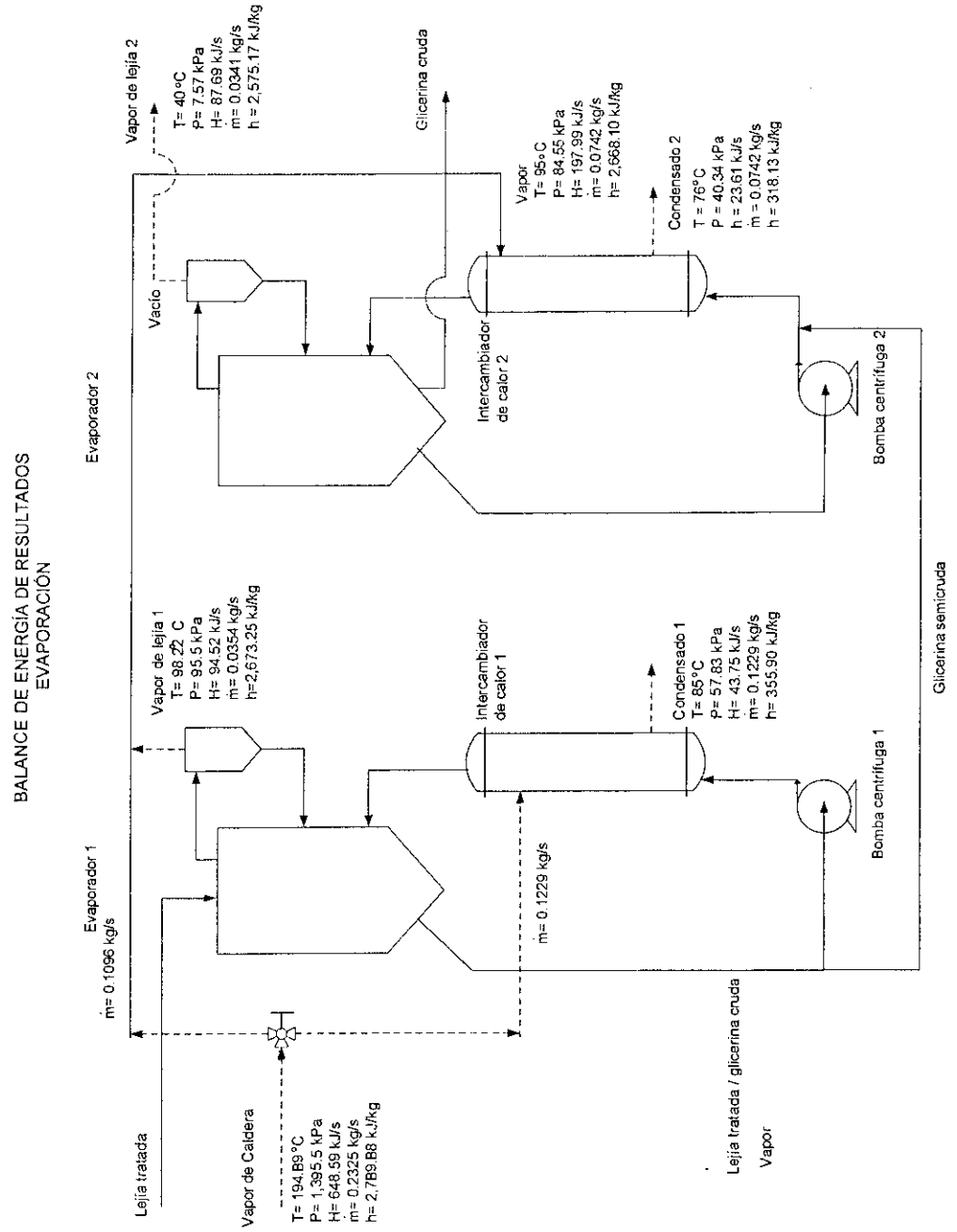
Tabla No. 9 Pérdidas de energía en el subproceso de evaporación de lejías.

	Entalpía (kJ/s)	Flujo másico (kg/s)	Entalpía (kJ/kg)
Energía cedida por condensador 1	230.67	0.1229	1876.65
Pérdidas en condensador 1	68.50	0.1229	557.33
Energía cedida por condensador 2	168.46	0.0742	2270.20
Pérdidas en condensador 2	53.13	0.0742	716.03

Tabla No. 10 Eficiencia térmica en el subproceso de evaporación de lejías.

Evaporador	Cantidad de agua evaporada (kg/s)	Cantidad de vapor alimentado	Capacidad de evaporación (kg H₂O evaporada/kg vapor ingresado)
1	0.0354	0.1229	28.77
2	0.0341	0.0742	45.89

Figura No. 5 Balance de energía de evaporación



VIII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

En este trabajo de graduación se evaluó una planta de recuperación de glicerina, determinando la eficiencia de cada subproceso y, por lo tanto, la eficiencia del proceso total. También se evaluó la eficiencia térmica del subproceso de evaporación determinando que la planta tiene pérdidas tanto de glicerol como de energía.

Según los resultados presentados en la sección anterior, se realizaron los balances de masa en cada subproceso, teniendo una eficiencia de 100 % en tratamiento de lejías y blanqueo de glicerina (ver tabla No. 5, página No. 36), lo cual indica que no hay pérdidas de glicerol y se está trabajando adecuadamente. En el caso del subproceso de destilación se tiene una eficiencia de 96 %, lo cual indica que el 4 % del glicerol se está perdiendo en el proceso. Debido a que las pérdidas en este subproceso son muy pocas, 96 % de eficiencia es muy cercano al 99 % de eficiencia teórica, se considera aceptable por lo que no se entró en detalle en este subproceso. Sin embargo se observó que hay caídas de la presión de vapor proveniente de calderas y por ello se tienen arrastres de glicerina, que se salen del proceso con el agua de enfriamiento. Estas pérdidas se vieron reflejadas en los análisis de glicerol en el agua de enfriamiento de la torre, realizados en el laboratorio, lo cual se discutirá posteriormente pues el agua de enfriamiento de esta torre es compartida, tanto para destilación como para evaporación.

En cuanto al subproceso de evaporación se tiene una eficiencia del 67 %, considerándola muy baja pues la eficiencia teórica es 94 %, teniendo pérdidas no aceptables para la empresa que es 33 %. Debido a este resultado se le dio énfasis a este subproceso para poder determinar los puntos donde están las pérdidas y poder sugerir las acciones necesarias para disminuirlas. Por lo tanto los resultados de este punto en adelante son exclusivamente para el subproceso de evaporación de lejías.

Se decidió detenerse en este subproceso pues es donde se genera la mayoría de pérdidas para la empresa, por lo que se registraron las condiciones de trabajo, en el período de tiempo del 16 de febrero al 13 de marzo, cuyos resultados se presentan en la tabla No. 6, (página No. 36) de lo que se puede concluir lo siguiente. En cuanto a las presiones de trabajo de los dos evaporadores, ambas son menores que las condiciones de diseño. En este caso, que la presión sea menor, es beneficioso pues esto ocasiona un ahorro de energía, ya que a una presión menor la evaporación requiere de menos energía, por lo tanto menor vapor. Ahora para el segundo evaporador se debe tener un seguimiento riguroso, pues la evaporación es mayor que en el primero y se trabaja en vacío. Por ello se calibró el manómetro como medida correctiva

y según los resultados tiene una variación de ± 1 " Hg. Además hay que tomar en cuenta que dicho manómetro para la accesibilidad de la lectura, está instalado con una tubería auxiliar por lo que puede haber una diferencia de presión entre la cámara del evaporador y la ubicación del manómetro, que puede considerarse como una fuente de error en la lectura.

Las temperaturas de ambos evaporadores se encuentran por debajo del intervalo que presentan las condiciones de diseño. Para el primer evaporador se tiene 106°C siendo $110\text{-}115^{\circ}\text{C}$ el intervalo de diseño y para el segundo evaporador la temperatura promedio es 63°C y el intervalo en que debería estar es $80^{\circ}\text{C} - 85^{\circ}\text{C}$. Una de las razones es que la transferencia de calor en el condensador no es la adecuada, porque no logra elevar la temperatura a 80°C y por ellos se necesita un suministro mayor de vapor por la pérdida de energía. Una consecuencia es la baja concentración de la glicerina cruda pues ésta debe ser de 80% en masa y se observó que se mantiene entre 60 y 70% , pasando la tarea de la remoción de agua al subproceso de destilación, pues el requerimiento mínimo para alimentar la glicerina cruda es que tenga una concentración de 80% . Si la concentración aumentara podría ayudar a que la eficiencia de destilación aumente. Además se observa que la temperatura de la glicerina cruda es 58°C y debería de ser entre $80 - 90^{\circ}\text{C}$.

En cuanto a la temperatura de la lejía tratada que es alimentada a evaporación (ver apéndice H página 72) se mantuvo en 50°C y la temperatura requerida por las condiciones de diseño es esa misma. Sin embargo en el día 3 de marzo disminuyó la temperatura a 30°C , la causa de esta disminución es que el condensador ubicado entre la bomba de alimentación y el primer efecto (ver figura 7, apéndice B, página No. 54) se eliminó pues las condiciones en las que se encontraba no eran adecuadas. Se puede observar en la foto No. 1, apéndice K, (página No. 92) que los tubos del condensador estaban dañados al igual que los empaques de los espejos y por lo tanto éste era un punto de pérdidas significativas de glicerol por lo que se decidió removerlo. Sin embargo la temperatura de la lejía alimentada ahora no es la requerida cuando la lejía tratada no es recién bombeada. Si esto sucede se tiene que suministrar vapor por más tiempo para subir la temperatura de la lejía en el primer efecto, por lo que es recomendable instalar otro condensador. En este punto no se pudo analizar las pérdidas de glicerol pues el condensador se quitó antes de realizar el estudio de pérdidas. Para las temperaturas de los condensados de ambos intercambiadores los promedios son mayores que las temperaturas teóricas, reflejando que la transferencia de calor en los intercambiadores de calor no es la adecuada. Se puede observar en las fotos No. 3 y 4 del apéndice L, (página No. 92) los tubos del condensador 1, cuando se abrió para verificar si los tubos tenían fugas. (esto se discutirá posteriormente) En cada uno de los tubos tiene una capa de lejía lo que ocasiona una resistencia extra para la transferencia de calor. Según el manual del equipo se debe

recircular agua caliente en el condensador cada vez que para la planta, lo que realizan los operadores, para que queden limpios los tubos si fuera sólo cloruro de sodio. Sin embargo también dice que si esto no es suficiente, porque no es sólo cloruro de sodio, se debe limpiar periódicamente cada tubo con un escobillón para remover la lejía que queda sobre la superficie interna. Por ello es recomendable hacer limpieza y mantenimiento en los intercambiadores de calor.

Para el porcentaje de llenado de los evaporadores es importante cumplir con las condiciones de operación de diseño, para evitar arrastre de lejía, que dice que se debe llenar hasta la mitad de la primera mirilla del evaporador (25 % del volumen total). Observando los datos promedio no se encuentran muy alejados, pero si se observa en las tablas en el apéndice H, (página No. 72) hay momentos en que el porcentaje de llenado es hasta 40 % lo cual se debe evitar, pues si el nivel de la lejía es alto la posibilidad del arrastre de glicerina con el agua evaporada es mayor, pues si el flujo másico es muy grande el condensador no se de abasto.

El sistema de evaporación de lejías de la planta es de doble efecto, lo que implica que el vapor que se produce en el primer evaporador es alimentado al segundo efecto, sin embargo en la figura No. 5 (página No. 40) se observa que parte del vapor proveniente de caldera es suministrado, junto con el vapor del primer evaporador, al segundo efecto.

En la tabla No. 7 (página No. 37) se muestran las pérdidas de glicerol en el subproceso de evaporación. Para poder apreciar más las pérdidas se obtuvo un porcentaje para cada punto respecto a la lejía alimentada a evaporación. Como se puede observar el punto donde hay más pérdidas con 22.26 % es en el condensado 1. Para asegurarse si el condensador se encontraba en buenas condiciones se realizaron dos pruebas. Lo primero que se hizo fue quitar las tapaderas superior e inferior y luego se alimentó vapor. Por la parte de arriba se observó en el contorno de algunos tubos una parte húmeda, donde el vapor salía y se condensaba, lo cual indicaba que sí tenía fugas. Para estar más seguros se realizó una prueba hidrostática, con agua a presión y el resultado fue el mismo, concluyendo que las pérdidas en el condensador 1, se deben a fugas que tiene el mismo, por lo que se sugiere realizar mantenimiento correctivo periódico a los intercambiadores.

Ahora con el segundo condensador realizaron pruebas y no se observaron fugas. Sin embargo se puede observar que hay 6.11 % de las pérdidas, lo cual se puede deber a dos causas. La primera es que los tubos también tengan fugas por lo que sería recomendable revisar el condensador como se hizo con el primero. Esto no se hizo pues no se obtuvo el permiso de la empresa ya que se perdían dos días de trabajo. La otra causa posible es que

puede haber arrastre de lejía en el vapor del primer efecto. Este vapor alimenta el segundo condensador y es en el condensado de éste donde se cuantifican las pérdidas. El arrastre se puede deber a un alto nivel de lejía en el evaporador 1 o a un alto flujo de vapor que se dirige al segundo evaporador (ver figura No. 5, página 40) que si el flujo másico es muy grande puede formar un vacío en el primer efecto ocasionando un arrastre considerable, pues a éste se le une el agua evaporada del primer efecto. Para mantener controlado el flujo de este vapor se recomienda tener una válvula separada a la de la otra línea de vapor, pues se tiene una válvula que regula las dos líneas pero al abrir la válvula, abre las dos líneas y al cerrarla es igual. Entonces se sugiere que se remueva esa válvula y se instalen dos válvulas independientes para poder satisfacer los suministros de vapor según sea necesario y controlar las pérdidas de glicerol en el condensado.

Otro punto donde se midieron las pérdidas fue en los saleros 1 y 2, donde cada hora se descarga la sal que cristaliza en los evaporadores y es enviada al área de zaponificación. Las actividades en las descargas de sal de los evaporadores son simples, sin embargo se pierde un poco de glicerol. Según los resultados se tienen 0.028 % de pérdidas en el salero uno y 0.031 % en el salero dos. Como se puede observar en la tabla No. 34, apéndice E, se pierde alrededor de 1 kg de glicerol diario. Sin embargo no se puede aplicar vacío un tiempo más prolongado en el tanque de sal para remover todo lo que se pueda de lejía antes de descartar la salmuera ya que es el mismo sistema de vacío que se tiene en el segundo evaporador y se corre el riesgo de romper el vacío en éste. A pesar que las pérdidas son menores con respecto a los condensados es necesario disminuirlas por lo que se podría realizar la misma operación en el tanque de sal pero cerrando dicho tanque para que no se rompa el sistema de vacío.

También se estuvo analizando el agua de enfriamiento de las dos torres. Para la torre de vapores y circuito de vacío se tiene 4.90 % de pérdidas. En la tabla No. 56 (página No. 70), apéndice G se puede observar que se pierde entre 300 y 600 kg de glicerol al día, pero en la tabla No. 35 apéndice E (página No. 63), se pierde entre 100 y 200 kg. Esta diferencia se debe a que los primeros análisis se realizaron en días de producción normal por lo que el subproceso de destilación de glicerina estaba trabajando, pero al realizar el balance para esas pérdidas se tenía un excedente de éstas por lo que se pudo saber que la mayoría de esas pérdidas en la torre son de destilación ya que se comparte el agua de enfriamiento. Luego se midió el glicerol en la torre sin que estuviera trabajando destilación y aunque se pierde siempre una cantidad de glicerol es menor de la que pierde destilación, pudiendo concluir que el 4 % que falta en la eficiencia de destilación se debe a los arrastres que hay cuando se rompe el sistema de vacío.

Hay que mencionar que hay que evitar variaciones rápidas de la presión en el evaporador dos, que puede ocurrir por una momentánea falta de energía eléctrica que provoca la parada de la bomba de vacío. Después, si la presión normal de funcionamiento se repone en forma rápida, la glicerina del evaporador dos entra en ebullición violenta y una gran cantidad de glicerina será aspirada, perdiendo en el agua de enfriamiento. Una acción similar sucede en destilación lo que se mencionó anteriormente.

En cuanto al agua de enfriamiento de sellos mecánicos se tiene 6.22 % de pérdidas. El agua de esta torre también se utiliza para el área de secadoras (planta de producción de viruta de jabón), pero el jabón sólo contiene 1 % de glicerol por lo que las pérdidas se deben en su mayoría a los sellos mecánicos. Entonces es recomendable revisar los empaques de los sellos para encontrar las fugas por donde se pierde el glicerol. Además se debe incluir un programa de mantenimiento preventivo.

En la bomba centrífuga 1 se encontró una fuga en el empaque que al cambiarlo se detuvo, pues era una pérdida de 230.88 kg de glicerol al día. (ver tabla No. 58, apéndice G, página No. 71) Por esta razón ya no se presenta en los resultados pues cuando se cuantificaron las pérdidas ya no se encontraba ninguna fuga.

La producción de glicerina cruda se encuentra en 59.41 % de eficiencia y 39.55 % de pérdidas (ver tabla No. 7, página No. 37) por lo que es necesario trabajar en las fugas de la planta para disminuirlas y que el rendimiento sea mayor. Es importante resaltar que en la tabla No. 5 (página No. 36) y la tabla No. 7 (página No. 37), la eficiencia de evaporación no es la misma, pues la eficiencia de 67 % se realizó antes y fue de ésta que se determinó que se debía de profundizar en evaporación y 60 % es la de los resultados de los días que se cuantificaron las pérdidas.

Se realizó el balance de energía de evaporación (ver tabla No. 8, página 37 y figura No. 5, página No. 40) concluyendo que la eficiencia térmica es muy baja, teniendo en el primer condensador 28.77 % y en el segundo 45.89 %. Teóricamente debería estar entre 70-90 %. Una de las causas ya mencionada es por la capa de lejía que tienen los tubos de los condensadores que es necesario que se limpien periódicamente. Se puede observar en la tabla No. 9 de resultados que en el condensador 1 se pierden 68.50 kJ/s y en segundo se pierden 53.13 kJ/s que suman 121.63 kJ/s, en un hora son 437,868 kJ y en un día $10.50 \cdot 10^6$ kJ. Es importante ponerle atención a la energía térmica pues de eso depende la evaporación en los dos efectos y si no se transfiere energía suficiente para remover el agua presente en la lejía, la glicerina cruda no tendrá la concentración requerida, por lo que hay que mantenerla más tiempo en los evaporadores para removerle el agua, ocasionando un retraso en la producción.

IX. CONCLUSIONES

1. El subproceso de evaporación de lejías tiene una eficiencia de 67 % siendo el menos eficiente perdiendo 33 %. Destilación tiene una eficiencia de 96 % considerándola aceptable perdiendo sólo 4 %. Tratamiento de lejías y blanqueo de glicerina son 100 % eficientes.
2. La eficiencia total del proceso es 64 % perdiendo el 36 % de glicerol.
3. La presión absoluta de trabajo de los evaporadores cumple con los datos de diseño. Las temperaturas de los evaporadores (106 °C) del primero y (63 °C) del segundo se encuentran por debajo del rango de diseño (110-115 °C) y (80-85 °C) respectivamente. La temperatura de la lejía alimentada al primer efecto disminuyó al remover el condensador en ese punto y ahora se mantiene por debajo del dato de diseño (50 °C).
4. La temperatura de la glicerina cruda producida (58 °C) se mantiene por debajo del dato de diseño (80-90 °C) pues la transferencia de calor no es adecuada, por este motivo las temperaturas de los condensados es mayor a las de diseño (78 en primer efecto y 58 °C en segundo efecto).
5. En el subproceso de evaporación el punto donde hay más pérdidas es en el condensado obtenido del condensador 1, perdiendo 22.26 % de glicerol de la alimentación al subproceso. En el condensado obtenido del segundo condensador se pierde 6.11 % de glicerol de lo alimentado a evaporación.
6. En las descargas de sal se pierde 0.028 % de glicerol en el primer salero y 0.031 % en el segundo salero de lo alimentado a evaporación.
7. En el agua de enfriamiento de la torre de evaporadores y circuito de vacío se pierde 4.90 % de glicerol de lo alimentado a evaporación.
8. En el agua de enfriamiento de la torre de sellos mecánicos se pierde 6.22 % de glicerol de la alimentación.
9. La eficiencia térmica es del 28.77 % en el primer condensador y 45.89 % en el segundo.

X. RECOMENDACIONES

1. Se recomienda dar mantenimiento correctivo a las fugas del primer condensador para evitar las pérdidas de glicerol en el condensado de éste y realizar las pruebas, en el segundo condensador para poder determinar si las pérdidas en el condensado dos es por fugas en los tubos o por el arrastre de lejía del primer efecto.
2. Se recomienda instalar dos válvulas independientes en las dos líneas de vapor en el subproceso de evaporación sustituyendo la válvula de doble paso, para poder manejar los flujos de vapor necesarios y evitar el arrastre en la línea de vapor que va al segundo condensador.
3. Es indispensable controlar las presiones de trabajo tanto del segundo evaporador así como el del destilador para evitar arrastres de glicerina al agua de enfriamiento, por la ebullición violenta ocasionada porque la presión se repone rápidamente. Se recomienda instalar mirillas en el sistema de vacío para poder observar cuando haya arrastre y así el operador en turno pueda controlarlo.
4. Se recomienda dar mantenimiento correctivo a los empaques de los sellos mecánicos para encontrar donde se encuentran las fugas y evitar las pérdidas de glicerol en éstos.
5. Es necesario limpiar los tubos de los intercambiadores de calor con un escobillón periódicamente para evitar que se forme la costra en la superficie de los tubos. Esto ayudará a aumentar la eficiencia térmica en los intercambiadores, sin embargo se necesita llevar un control para evitar pérdidas energéticas y monetarias.
6. Programar revisiones de fugas de glicerol periódicas en los puntos estudiados.
7. Instalar otro condensador de concha y tubos de acero inoxidable en la alimentación de lejías a evaporación.

XI. BIBLIOGRAFÍA

1. Austin, George. 1988. *Manual de procesos químicos en la industria*, tomo 2, 5ª. Edición en inglés, 1ª. Edición en español. México, McGraw-Hill. Tres tomos.
2. Barnhurst, J., A. Brierly, J. Armando y B. Smith. 1990. Colgate Palmolive. *La recuperación de la glicerina proveniente de la saponificación de grasas y aceites*, MET Technical Information Letter. TIL K-755-00(SN). 100 págs.
3. Cengel, Y. y M. Boles. 2000. *Termodinámica*, tomo 1. 2ª. Edición, México, Mc Graw Hill. Dos tomos.
4. Colgate Palmolive. *Erth Bleaching Chemistry and Processes*, MET Technical Information Letter. TIL k-725-01. 50 págs.
5. Godfrey, T., J. Kern, M. Hanke y J. Segur. 1953. *Glycerol*. 2ª. Edición, New York, Reinhold Publishing Corporation. 451 págs.
6. Marino, M. y L. Guerrero. 1987. *Farmacia de Remington*. 17ª. Edición, Buenos Aires, Argentina. Médica Panamericana. 2,500 págs.
7. Perry, R. y Green, D. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 7ª. Edición. Estados Unidos. Mc Graw Hill. 30 secciones.
8. Wade, L.G. 1993. *Química Orgánica*. 2ª. Edición, Pearson Educación, México. 1,312 págs.
9. Woollatt, E. 1985. *The manufacture of soaps, other detergents and glycerine*. 1a. publicación, Inglaterra, Ellis Horwood Limited. 473 págs.
10. www.chemfinder.com

XII APÉNDICES

APÉNDICE A: Balances de masa de cada subproceso.

Tabla No. 11 Balance de masa del subproceso de tratamiento de lejías en el mes de diciembre del 2004.

Fecha	1	2	3	6	7	8	9	10	12	13	14	15	16	Total del mes
kg lejía final (inventario inicial)	18,079	21,802	18,625	13,235	6,340	15,215	16,122	11,847	10,205	11,974	14,663	9,508	3,233	
kg lejía final producida	18,100	15,854	7,199	3,469	16,488	14,511	13,578	2,686	6,341	16,040	15,294	9,064	-	
kg lejía final (inventario final)	21,802	18,625	13,235	6,340	15,215	16,122	11,847	10,205	11,974	14,663	9,508	3,233	3,223	
kg consumo lejía final	14,377	19,031	12,589	10,364	7,613	13,604	17,853	4,328	4,572	13,351	20,449	15,339	10	153,480
Porcentaje de glicerol en lejía final	25.18%	24.80%	23.80%	24.99%	24.76%	25.55%	23.90%	24.80%	24.93%	25.84%	26.74%	24.76%		
Kg de glicerol en lejía final	3,620	4,720	2,996	2,590	1,885	3,476	4,267	1,073	1,140	3,450	5,468	3,798		38,483
kg lejía tratada producida	14,379	19,235	14,013	4,730	9,449	14,473	19,455	4,488	4,730	13,350	19,485	14,520	-	152,306
Porcentaje de glicerol en lejía tratada	25.34%	25.01%	24.00%	25.00%	24.88%	25.60%	24.00%	24.87%	25.00%	25.95%	26.92%	24.87%		
kg de glicerol en lejía tratada	3,644	4,811	3,363	1,182	2,351	3,705	4,669	1,116	1,182	3,464	5,245	3,611	-	38,344

Tabla No. 12 Balance de masa del subproceso de evaporación de lejías en el mes de diciembre del 2004.

Fecha	1	2	3	6	7	8	9	10	12	13	14	15	16	Total del mes
kg lejía tratada (inventario inicial)	6,986	1,668	2,260	14,445	7,926	1,668	3,626	5,832	10,057	2,459	1,768	13,773	6,823	
kg lejía tratada producida	14,379	19,235	14,013	4,730	9,449	14,473	19,455	4,488	4,730	13,350	19,485	14,520	-	
kg lejía tratada (inventario final)	1,668	2,260	14,445	7,926	1,668	3,626	5,832	10,057	2,459	1,768	13,773	6,823	4,760	
kg consumido lejía tratada	19,697	18,643	1,828	11,249	15,707	12,515	17,249	263	12,328	14,041	7,480	21,470	2,063	154,532
Porcentaje de glicerol en lejía tratada	25.34%	25.01%	24.00%	25.00%	24.88%	25.60%	24.00%	24.87%	25.00%	25.95%	26.92%	24.87%	24.00%	
kg de glicerol en lejía tratada	4,991	4,663	439	2,812	3,908	3,204	4,140	65	3,082	3,644	2,013	5,340	495	38,796
Kg glicerina cruda producida	3,847	4,572	907	1,778	4,754	3,012	4,536	798	1,851	3,992	1,814	5,117	1,234	38,211
Porcentaje de glicerol en glicerina cruda	65.76%	64.23%	66.39%	70.00%	65.40%	71.30%	73.50%	67.60%	68.58%	64.79%	63.29%	72.87%	69.84%	
kg de glicerol en glicerina cruda	2,529	2,937	602	1,245	3,109	2,147	3,334	540	1,269	2,586	1,148	3,728	862	26,037

Tabla No. 13 Balance de masa del subproceso de destilación de glicerina cruda en el mes de diciembre del 2004.

Fecha	1	2	3	6	7	8	9	10	12	13	14	15	16	Total del mes
kg glicerina cruda (inventario inicial)	13,143	15,124	12,962	13,936	15,664	18,473	11,595	12,819	6,122	7,994	10,947	3,241	5,654	
kg glicerina cruda producida	3,847	4,572	907	1,778	4,754	3,012	4,536	798	1,851	3,992	1,814	5,117	1,234	
kg glicerina cruda (inventario final)	15,124	12,962	13,936	15,664	18,473	11,595	12,819	6,122	7,994	10,947	3,241	5,654	735	
kg consumido glicerina cruda	1,866	6,734	-	-	1,945	9,890	3,312	7,495	-	-	9,520	2,704	6,153	49,619
Porcentaje de glicerol en glicerina cruda	65.76%	64.23%	66.39%	70.00%	65.40%	71.30%	73.50%	67.60%	68.58%	64.79%	63.29%	72.87%	69.84%	
kg de glicerol en glicerina cruda	1,227	4,325	-	-	1,272	7,052	2,434	5,067	-	-	6,025	1,970	4,297	33,669
kg glicerina destilada producida	951	5,404	-	-	1,126	6,880	1,151	4,804	-	-	7,581	2,277	2,852	33,024
Porcentaje de glicerol en glicerina destilada	98.20%	99.00%			96.51%	98.00%	99.00%	98.00%	97.37%	98.00%	98.65%	98.00%	96.13%	
kg de glicerol en glicerina destilada	934	5,350	-	-	1,087	6,743	1,139	4,707	-	-	7,478	2,231	2,742	32,411

Tabla No. 14 Balance de masa del subproceso de blanqueo de glicerina en el mes de diciembre del 2004.

Fecha	1	2	3	6	7	8	9	10	12	13	14	15	16	Total del mes
kg glicerina destilada (inventario inicial)	8,331	5,779	9,757	9,582	9,607	5,579	8,832	6,530	6,280	4,653	1,251	5,754	6,455	
kg glicerina destilada producida	951	5,404	-	-	1,126	6,880	1,151	4,804	-	-	7,581	2,277	2,852	
kg glicerina destilada (inventario final)	5,779	9,757	9,582	9,607	5,579	8,832	6,530	6,280	4,653	1,251	5,754	6,455	570	
kg consumido glicerina destilada	3,503	1,426	-	-	5,154	3,627	3,453	5,054	1,627	3,402	3,078	1,576	8,737	40,635
Porcentaje de glicerol en glicerina destilada	98.46%	98.85%			96.97%	97.90%	98.65%	98.00%	97.37%	98.00%	98.65%	98.00%	96.13%	
kg de glicerol en glicerina destilada	3,449	1,410	-	-	4,998	3,551	3,406	4,952	1,584	3,334	3,036	1,544	8,399	39,663
kg glicerina blanqueada producida	3,500	1,420	-	-	5,150	3,528	3,448	5,049	1,610	3,375	3,070	1,560	8,731	40,441
Porcentaje de glicerol en glicerina blanqueada	98.96%	98.97%			97.05%	98.35%	98.81%	98.35%	97.68%	98.20%	98.89%	98.10%	97.31%	
kg de glicerol en glicerina blanqueada	3,464	1,405	-	-	4,998	3,469	3,407	4,966	1,573	3,314	3,036	1,530	8,497	39,659

APÉNDICE B Diagramas de flujo de cada uno de los subprocesos de la planta de recuperación de glicerina.

Figura No. 6 Diagrama de flujo del subproceso de tratamiento de lejías.

TRATAMIENTO DE LEJÍA

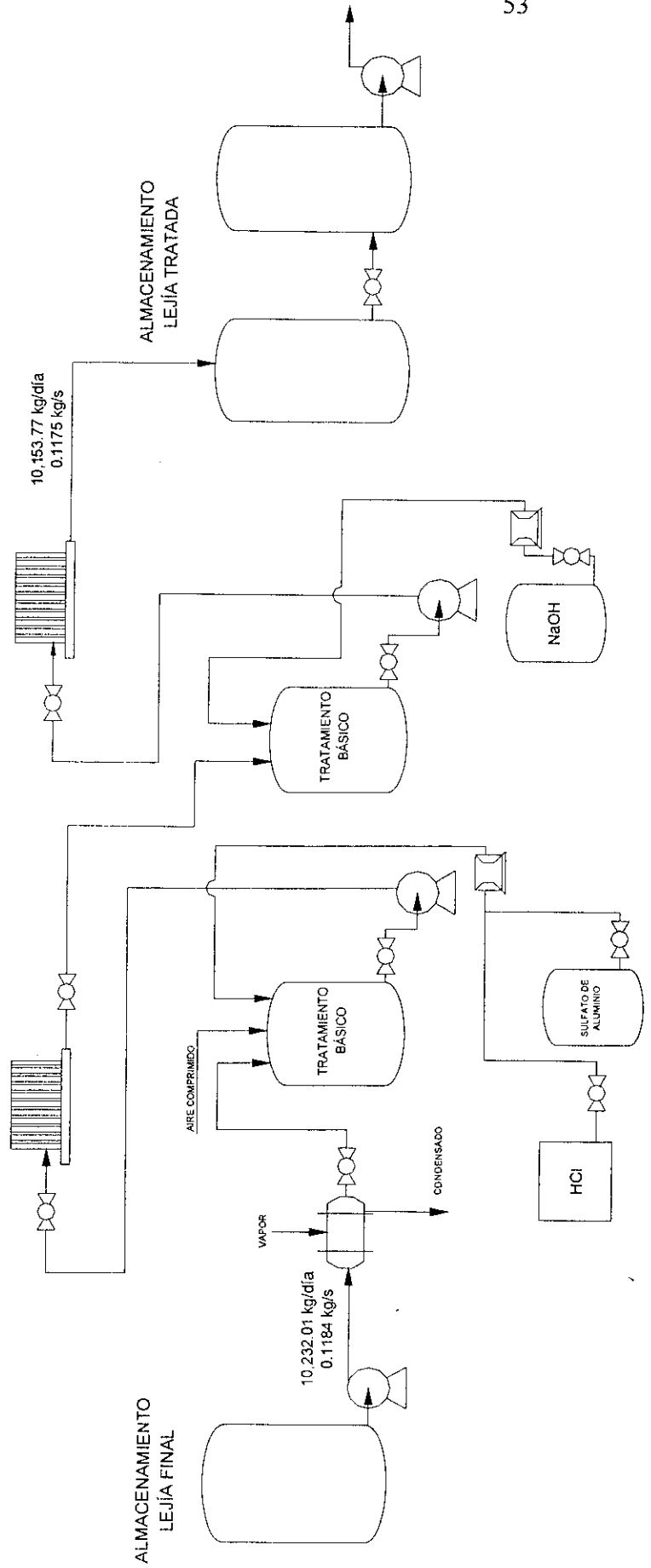


Figura No. 7 Diagrama de flujo del subproceso de evaporación de lejías.

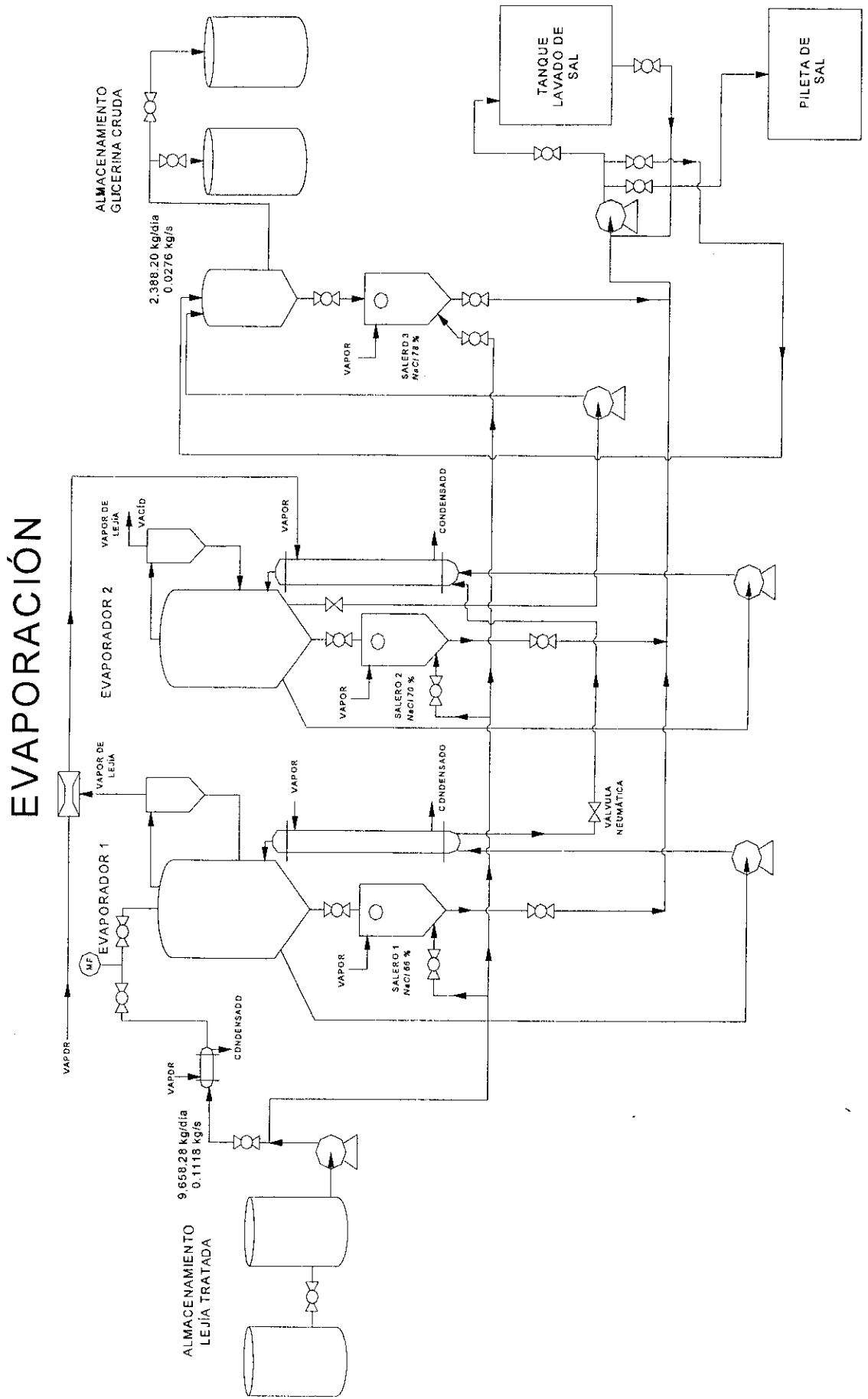
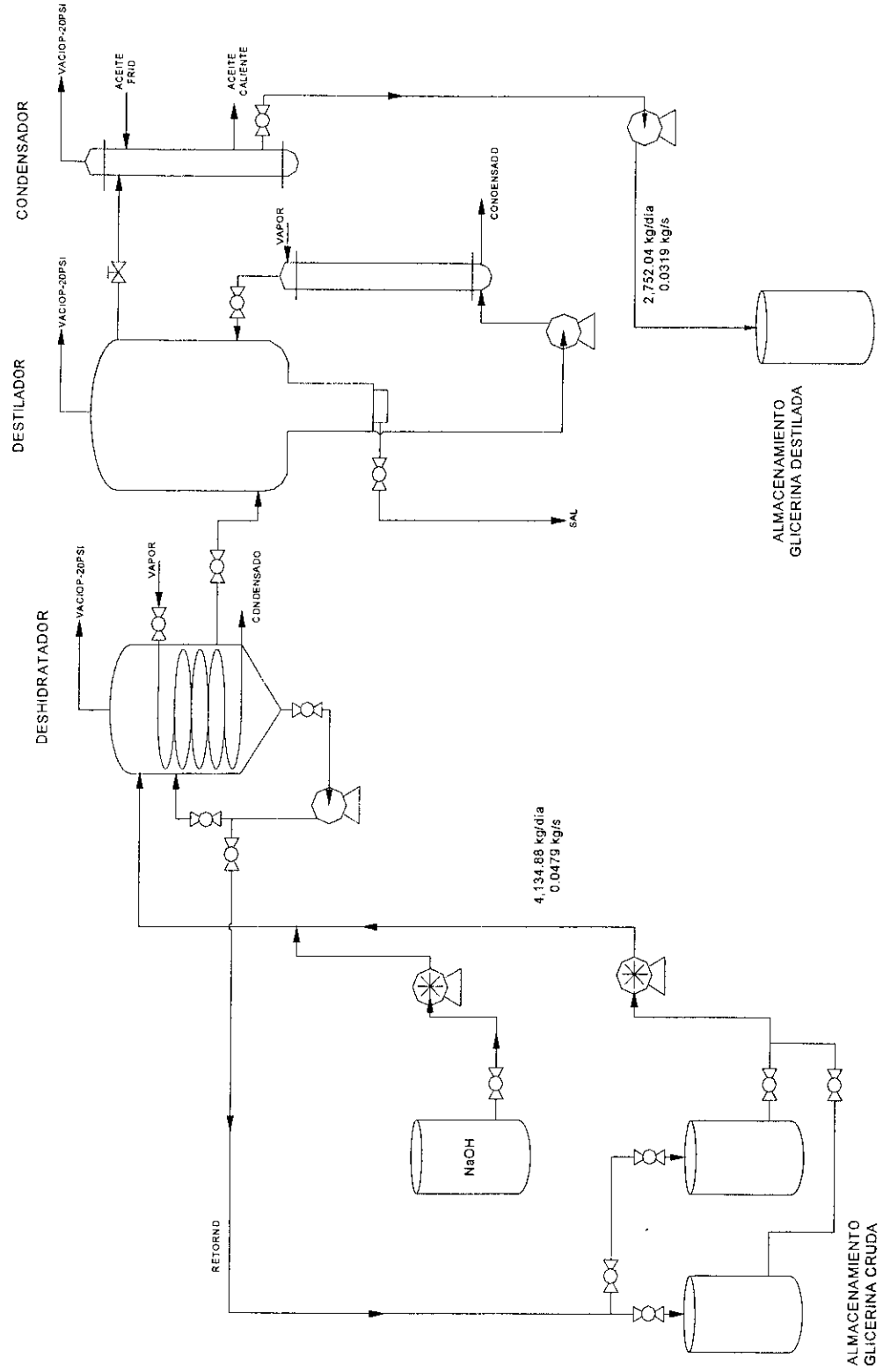


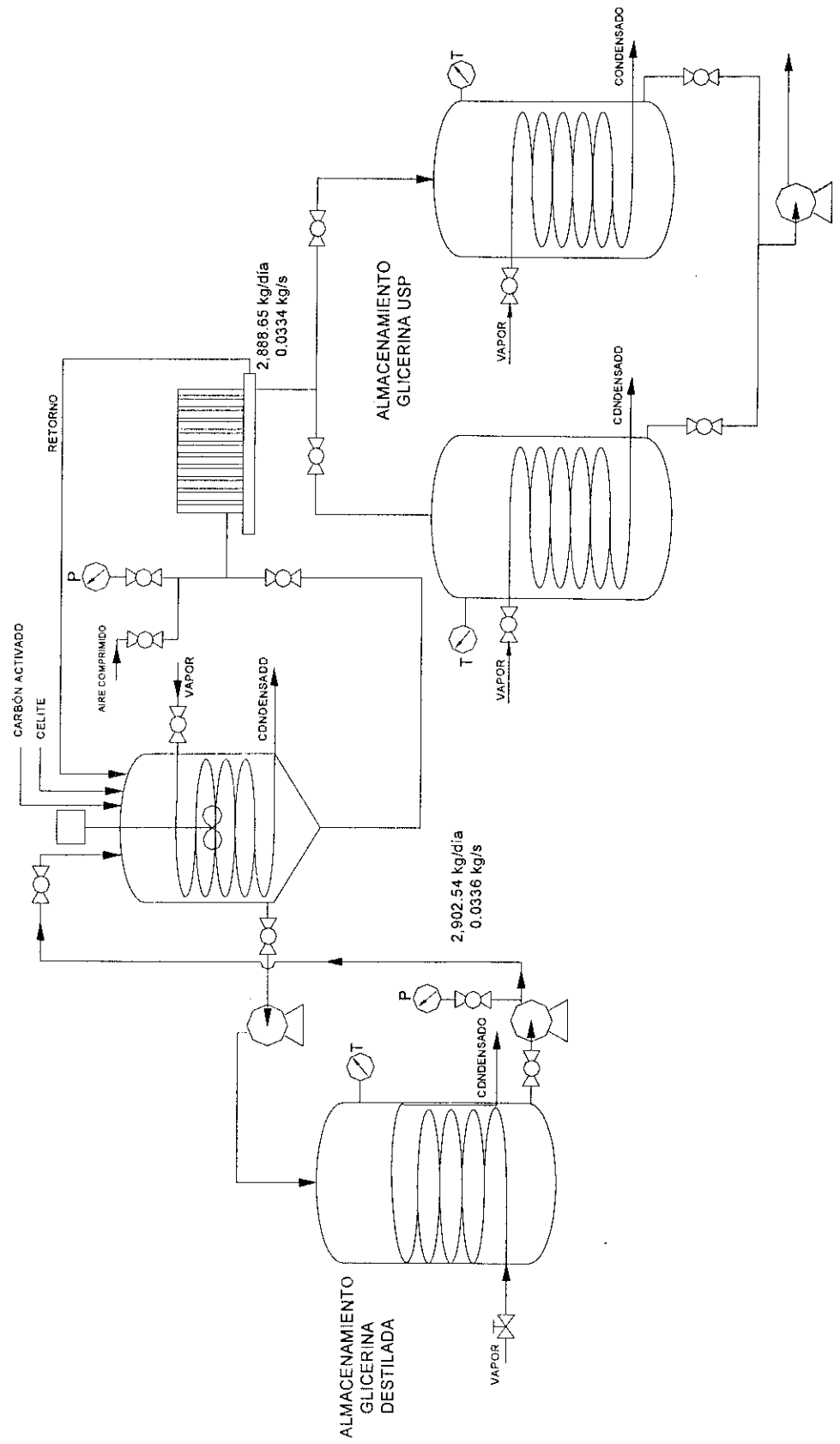
Figura No. 8 Diagrama de flujo del subproceso de destilación de glicerina cruda.

DESTILACIÓN



BLANQUEO DE GLICERINA

Figura No. 9 Diagrama de flujo del subproceso de blanqueo de glicerina.



APÉNDICE C: Balance de energía de resultados.

Tabla No. 15 Datos del vapor proveniente de caldera

Temperatura (°C)	194.89
Presión (kPa)	1,395.50
Entalpía (kJ/kg)	2,789.9
Flujo másico (kg/s)	0.2325
Entalpía (kJ/s)	648.59

Tabla No. 16 Datos del vapor producido en el evaporador 1

Temperatura (°C)	99.54
Presión (kPa)	95.5
Entalpía (kJ/kg)	2,673.25
Flujo másico (kg/s)	0.0354
Entalpía (kJ/s)	94.52

Tabla No. 17 Datos del vapor producido en el evaporador 2

Temperatura (°C)	40
Presión (kPa)	7.57
Entalpía (kJ/kg)	2,575.17
Flujo másico (kg/s)	0.0341
Entalpía (kJ/s)	87.69

Tabla No. 18 Datos de la medición de los flujos del condensado 1.

Medición	Volumen (m ³)	Tiempo (s)	Flujo volumétrico (m ³ /s)	Inceridumbre (m ³ /s)	Densidad (kg/m ³)	Flujo másico (kg/s)	Inceridumbre (kg/s)	Temperatura (°C ± 1 °C)
16/3/05	0.0064	61	0.0001049	0.0000041	971.799	0.1020	0.0040	80
17/3/05	0.0080	53	0.0001509	0.0000047	965.321	0.1457	0.0046	90
18/3/05	0.0075	60	0.0001250	0.0000042	968.621	0.1211	0.0040	85
Promedio	0.007300	58	0.0001270	0.0000202	968.580	0.1229	0.0192	85

Tabla No. 19 Datos de la medición de los flujos del condensado 2.

Medición	Volumen (m ³)	Tiempo (s)	Flujo volumétrico (m ³ /s)	Inceridumbre (m ³ /s)	Densidad (kg/m ³)	Flujo másico (kg/s)	Inceridumbre (kg/s)	Temperatura (°C ± 1 °C)
16/3/05	0.00425	61	0.0000697	0.0000041	974.250	0.0679	0.0040	76
17/3/05	0.00400	61	0.0000656	0.0000041	976.619	0.0640	0.0040	72
18/3/05	0.0056	60	0.0000933	0.0000042	971.799	0.0907	0.0041	80
Promedio	0.004617	61	0.0000762	0.0000131	974.223	0.0742	0.0126	76

Tabla No. 20 Datos del condensado obtenido del condensador 1.

Temperatura (°C)	85
Presión (kPa)	57.83
Entalpía (kJ/kg)	355.90
Flujo másico (kg/s)	0.1229
Entalpía (kJ/s)	43.75

Tabla No. 21 Datos del condensado obtenidos del condensador 2.

Temperatura (°C)	76
Presión (kPa)	40.34
Entalpía (kJ/kg)	318.13
Flujo másico (kg/s)	0.0742
Entalpía (kJ/s)	23.61

Tabla No. 22 Análisis de los porcentaje de los componentes de lejía tratada

Compuesto	% en masa del compuesto en lejía tratada			
	16/03/2005	17/03/2005	18/03/2005	Promedio de % en masa del compuesto
Glicerol	30.82	31.05	29.64	30.50
NaCl	14.95	13.46	14.32	14.24
Agua	54.23	55.49	56.04	55.25

Tabla No. 23 Análisis de los porcentaje de los componentes de glicerina semicruda.

Compuesto	% en masa del compuesto en glicerina semicruda			
	16/03/2005	17/03/2005	18/03/2005	Promedio de % en masa del compuesto
Glicerol	32.15	32.15	31.64	31.98
NaCl	18.71	17.68	16.45	17.61
Agua	49.14	50.17	51.91	50.41

Tabla No. 24 Análisis de los porcentaje de los componentes de glicerina cruda.

Compuesto	% del compuesto en glicerina cruda			
	16/03/2005	17/03/2005	18/03/2005	Promedio de % del compuesto
Glicerol	68.99	62.04	65.3	65.44
NaCl	8.10	8.02	8.32	8.15
Agua	22.91	29.94	26.38	26.41

Tabla No. 25 Flujos másicos de los componentes de la lejía tratada.

Compuesto	% en masa del compuesto en lejía tratada	Flujo másico kg/s
Glicerol	30.50	0.0444
NaCl	14.24	0.0207
Agua	55.25	0.0804
Lejía tratada	100	0.1455

Tabla No. 26 Flujos másicos de los componentes de la glicerina semicruda.

Compuesto	% en masa del compuesto en glicerina semicruda	Flujo másico kg/s
Glicerol	31.98	0.0286
NaCl	17.61	0.0157
Agua	50.41	0.0450
Glicerina semicruda	100	0.0893

Tabla No. 27 Flujos másicos de los componentes de la glicerina cruda.

Compuesto	% en masa del compuesto en glicerina cruda	Flujo másico kg/s
Glicerol	65.44	0.0272
NaCl	8.15	0.0034
Agua	26.41	0.0110
Glicerina cruda	100	0.0416

Tabla No. 28 Agua evaporada en los dos evaporadores.

Evaporador	Flujo másico de agua evaporada kg/s
1	0.0354
2	0.0341

APÉNDICE D: Balance de masa de resultados.

Tabla No. 29 Consumo de lejía tratada y glicerol y producción de glicerina cruda y glicerol

Dia	Consumo de lejía tratada (kg)	Cosumo de glicerol (kg)	Producción de glicerina cruda (kg)	Producción de glicerol (kg)	Pérdidas de glicerol (kg)
16/03/2005	9,651	2,895	2,468	1,531	1,364
17/03/2005	12,930	3,898	3,157	2,178	1,720
18/03/2005	12,165	3,606	4,028	2,469	1,137
Promedio	11,582	3,466	3,218	2,060	1,407

Tabla No. 30 Flujos máscicos de consumo de lejía tratada y glicerol y producción de glicerina cruda y glicerol.

Dia	Flujo máscico de lejía tratada (kg/s)	Flujo máscico de glicerol en lejía tratada (kg/s)	Flujo máscico de glicerina cruda (kg/s)	Flujo máscico de glicerol en lejía tratada (kg/s)
16/03/2005	0.1117	0.0335	0.0286	0.0177
17/03/2005	0.1497	0.0451	0.0365	0.0252
18/03/2005	0.1408	0.0417	0.0466	0.0286
Promedio	0.1341	0.0401	0.0372	0.0238

Tabla No. 35 Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de evaporadores y de circuito de vacío.

Día	% en masa de Glicerol presente en agua de enfriamiento de Evaporadores y circuito de vacío	Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de Evaporadores y circuito de vacío (kg)
16/03/2005	0.27	205.32
17/03/2005	0.20	152.09
18/03/2005	0.20	152.09
Promedio	0.22	169.83
Total		509.50

Tabla No. 36 Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de sellos mecánicos

Día	% en masa de Glicerol presente en agua de enfriamiento de sellos mecánicos	Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de sellos mecánicos (kg)
16/03/2005	0.35	266.16
17/03/2005	0.21	159.69
18/03/2005	0.29	220.53
Promedio	0.28	215.46
Total		646.38

APÉNDICE F: Balance de energía para el subproceso de evaporación.

Tabla No. 37 Datos del vapor proveniente de caldera para el balance de energía.

Temperatura (°C)	194.89
Presión (kPa)	1,395.50
Entalpía (kJ/kg)	2,789.9
Flujo másico (kg/s)	0.2303
Entalpía (kJ/s)	642.49

Tabla No. 38 Datos del vapor producido en el evaporador 1

Temperatura (°C)	99.54
Presión (kPa)	95.5
Entalpía (kJ/kg)	2,673.25
Flujo másico (kg/s)	0.0324
Entalpía (kJ/s)	86.69

Tabla No. 39 Datos del vapor producido en el evaporador 2.

Temperatura (°C)	40
Presión (kPa)	7.57
Entalpía (kJ/kg)	2,575.17
Flujo másico (kg/s)	0.0264
Entalpía (kJ/s)	67.88

Tabla No. 40 Datos de la medición de los flujos del condensado 1

Medición	Volumen (m ³)	Tiempo (s)	Flujo volumétrico (m ³ /s)	Inceridumbre (m ³ /s)	Densidad (kg/m ³)	Flujo másico (kg/s)	Inceridumbre (kg/s)	Temperatura (°C ± 1 °C)
1	0.008755	60	0.0001459	0.0000042	968.621	0.1413	0.0040	85
2	0.007550	60	0.0001258	0.0000042	966.656	0.1216	0.0040	88
3	0.007660	60	0.0001277	0.0000042	965.321	0.1232	0.0040	90
4	0.006950	56	0.0001241	0.0000045	965.321	0.1198	0.0043	90
5	0.005950	50	0.0001190	0.0000050	965.991	0.1150	0.0048	89
Promedio	0.007373	57	0.0001285	0.0000090	966.382	0.1242	0.0088	88

Tabla No. 41 Datos de la medición de los flujos del condensado 2

Medición	Volumen (m ³)	Tiempo (s)	Flujo volumétrico (m ³ /s)	Inceridumbre (m ³ /s)	Densidad (kg/m ³)	Flujo másico (kg/s)	Inceridumbre (kg/s)	Temperatura (°C ± 1 °C)
1	0.00235	53	0.0000443	0.0000047	966.656	0.0429	0.0046	88
2	0.01160	64	0.0001813	0.0000039	969.907	0.1758	0.0038	83
3	0.00296	64	0.0000463	0.0000039	970.543	0.0449	0.0038	82
4	0.00360	64	0.0000563	0.0000039	977.771	0.0550	0.0038	70
5	0.00320	63	0.0000508	0.0000040	980.557	0.0498	0.0039	65
Promedio	0.004742	62	0.0000758	0.0000518	973.087	0.0737	0.0502	78

Tabla No. 42 Datos del condensado obtenido del condensador 1.

Temperatura (°C)	88
Presión (kPa)	65.05
Entalpía (kJ/kg)	368.50
Flujo másico (kg/s)	0.1242
Entalpía (kJ/s)	45.77

Tabla No. 43 Datos del condensado obtenido del condensador 2.

Temperatura (°C)	78
Presión (kPa)	44.03
Entalpía (kJ/kg)	326.53
Flujo másico (kg/s)	0.0737
Entalpía (kJ/s)	24.06

Tabla No. 44 Análisis de los porcentaje de los componentes de lejía tratada

Compuesto	% en masa del compuesto en lejía tratada			
	Muestra del 21/02/05	Muestra del 03/03/05	Muestra del 07/03/05	Promedio de % en masa del compuesto
Glicerol	26.68	30.91	32.24	29.94
NaCl	12.30	13.61	14.21	13.37
Agua	61.02	55.48	53.55	56.68

Tabla No. 45 Análisis de los porcentaje de los componentes de glicerina semicruda

Compuesto	% en masa del compuesto en glicerina semicruda			
	Muestra del 21/02/05	Muestra del 03/03/05	Muestra del 07/03/05	Promedio de % en masa del compuesto
Glicerol	30.91	32.73	32.59	32.08
NaCl	19.12	15.49	14.07	16.23
Agua	49.97	51.78	53.34	51.70

Tabla No. 46 Análisis de los porcentaje de los componentes de glicerina cruda

Compuesto	% en masa del compuesto en glicerina cruda			
	Muestra del 21/02/05	Muestra del 03/03/05	Muestra del 07/03/05	Promedio de % en masa del compuesto
Glicerol	67.00	71.48	76.31	71.60
NaCl	8.76	8.42	8.00	8.39
Agua	24.24	20.1	15.69	20.01

Tabla No. 47 Flujos másicos de los componentes de la lejía tratada.

Compuesto	% en masa del compuesto en lejía tratada	Flujo másico kg/s
Glicerol	29.94	0.0340
NaCl	13.37	0.0152
Agua	56.68	0.0643
Lejía tratada	100	0.1135

Tabla No. 48 Flujos másicos de los componentes de la glicerina semicruda.

Compuesto	% en masa del compuesto en glicerina semicruda	Flujo másico kg/s
Glicerol	32.08	0.0198
NaCl	16.23	0.0100
Agua	51.70	0.0319
Glicerina semicruda	100	0.0617

Tabla No. 49 Flujos másicos de los componentes de la glicerina cruda.

Compuesto	% masa del compuesto en glicerina cruda	Flujo másico kg/s
Glicerol	71.60	0.0198
NaCl	8.39	0.0023
Agua	20.01	0.0055
Glicerina cruda	100	0.0276

Tabla No. 50 Resultados del balance de energía

Ubicación	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Entalpía (kJ/s)	Flujo másico (kg/s)	Entalpía (kJ/kg)
Vapor de caldera	194.89	1,395.50	642.49	0.2303	2789.88
Condensado 1	88	65.05	45.77	0.1242	368.50
Vapor de lejía 1	99.5	95.5	86.69	0.0324	2673.25
Vapor a condensador 2	95	84.55	196.56	0.0737	2668.10
Condensado 2	78	44.03	24.06	0.0737	326.53
Vapor de lejía 2	40	7.57	67.88	0.0264	2575.17

Tabla No. 51 Pérdidas de energía

	Entalpía (kJ/s)	Flujo másico (kg/s)	Entalpía (kJ/kg)
Energía cedida por condensador 1	233.07	0.1242	1876.65
Pérdidas en condensador 1	67.65	0.1242	544.73
Energía cedida por condensador 2	167.25	0.0737	2270.20
Pérdidas en condensador 2	53.37	0.0737	724.43

APÉNDICE G: Pérdidas de glicerol en el subproceso de evaporación

Tabla No. 52 Pérdidas de glicerol en el condensado obtenido del condensador 1.

Día	% en masa de glicerol presente en condensado 1	Flujo másico de glicerol en condensado 1 (kg/s)	Pérdidas de glicerol en condensado 1 (kg/día)
08/02/2005	6.03	0.00749	647.04
11/02/2005	0	0.00000	0.00
17/02/2005	24.64	0.03060	2643.96
18/02/2005	0	0.00000	0.00
18/02/2005	1.68	0.00209	180.27
20/02/2005	0.75	0.00093	80.48
21/02/2005	8.66	0.01076	929.25
03/03/2005	6.03	0.00749	647.04
04/03/2005	6.09	0.00756	653.48
07/03/2005	6.31	0.00784	677.09
Total			6,458.60

Tabla No. 53 Pérdidas de glicerol en el condensado obtenido del condensador 2.

Día	% en masa de glicerol presente en condensado 2	Flujo másico de glicerol en condensado 2 (kg/s)	Pérdidas de glicerol en condensado 2 (kg/día)
08/02/2005	0.83	0.0010	89.0620
11/02/2005	0	0.0000	0.0000
17/02/2005	3.5	0.0043	375.5627
18/02/2005	0.685	0.0009	73.5030
18/02/2005	24.31	0.0302	2608.5509
20/02/2005	0.35	0.0004	37.5563
21/02/2005	1.17	0.0015	125.5452
03/03/2005	1.52	0.0019	163.1015
04/03/2005		0.0000	0.0000
07/03/2005	1.21	0.0015	129.8374
Total			3,472.88

Tabla No. 54 Pérdidas de glicerol en descargas del salero 1.

Fecha	Masa de muestra analizada (g ± 0.0001g)	% en masa de glicerol en la muestra de 10 g	g de glicerol presentes en la muestra de 10 g	g de muestra tomada del salero	% de glicerol en la muestra tomada del salero	kg de glicerina perdidos por 18 kg de sal descartada	kg de glicerina perdidos al día
15/03/2005	10.0481	6.2	0.6230	135.1	0.4611	0.0415	0.9960

Tabla No. 55 Pérdidas de glicerol en descargas del salero 2.

Fecha	Masa de muestra analizada (g ± 0.0001g)	% en masa de glicerol en la muestra de 10 g	g de glicerol presentes en la muestra de 10 g	g de muestra tomada del salero	% de glicerol en la muestra tomada del salero	kg de glicerina perdidos por 18 kg de sal descartada	kg de glicerina perdidos al día
08/02/2005	10.0025	7.73	0.7732	162.3	0.4764	0.0429	1.0290
21/02/2005	10.1753	5.78	0.5881	132.9	0.4425	0.0398	0.9559
22/02/2005	10.3530	6.57	0.6802	181.1	0.3756	0.0338	0.8113
03/03/2005	10.1621	5.13	0.5213	137.9	0.3780	0.0340	0.8166
04/03/2005	10.2209	6.66	0.6807	160.9	0.4231	0.0381	0.9138
07/03/2005	10.1694	6.14	0.6244	163.8	0.3812	0.0343	0.8234
08/03/2005	10.5085	6.21	0.6526	166.8	0.3912	0.0352	0.8451
13/03/2005	10.0630	6.33	0.6370	105.8	0.6021	0.0542	1.3005
14/03/2005	10.4184	6.37	0.6637	171.9	0.3861	0.0347	0.8339
15/03/2005	10.5060	5.88	0.6178	119.8	0.5157	0.0464	1.1138
16/03/2005	10.4632	6.21	0.6498	87.1	0.7460	0.0671	1.6114
17/03/2005	10.3100	7.07	0.7289	146.4	0.4979	0.0448	1.0755
Total							12.1300

Tabla No. 56 Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de evaporadores y circuito de vacío.

Día	% en masa de glicerol presente en agua de enfriamiento de evaporadores	Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de evaporadores (kg)
08/02/2005	0.86	653.99
21/02/2005	0.356	270.72
22/02/2005	3.994	3037.24
03/03/2005	0.66	501.90
04/03/2005	0.61	463.87
07/03/2005	2.16	1642.57
08/03/2005	2.48	1885.92
13/03/2005	0.8	608.36
14/03/2005	0.62	471.48
15/03/2005	0.94	714.82
Total		10,250.87

Tabla No. 57 Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de sellos mecánicos.

Día	% en masa de glicerol presente en agua de enfriamiento de sellos mecánicos	Pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de sellos mecánicos(kg)
08/02/2005	0.91	802.35
21/02/2005	0.233	205.44
22/02/2005	0.117	103.16
03/03/2005	0.84	740.63
04/03/2005	0.04	35.27
07/03/2005	0.89	784.72
08/03/2005	0.85	749.45
13/03/2005	0.7	617.19
14/03/2005	0.55	484.94
15/03/2005	0.31	273.33
Total		4,796.49

Tabla No. 58 Pérdidas de glicerol en sello de la bomba centrífuga 1.

Altura del evaporador (m \pm 0.001 m)	Diámetro del evaporador (m \pm 0.001 m)	Altura disminuida en la prueba (m)	Volumen de lejía perdida	kg de lejía perdida / hora	kg de glicerol perdido / día
1.84	0.83	0.0508	0.02749	38.48	230.88

APÉNDICE H: Condiciones de trabajo reales del subproceso de evaporación de lejías.

Tabla No. 59 Condiciones de trabajo del día 16 de febrero, 2005

Hora	Presión manométrica en cámara del evaporador 1 (kPa)	Vacío relativo en evaporador 2 (kPa \pm 2.5 kPa)	Temperatura en cámara del evaporador 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura en cámara del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de lejía tratada alimentada a evaporación ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensado 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Nivel del evaporador 1 (% \pm 1 %)	Nivel del evaporador 2 (% \pm 1 %)
19:00	0	81.2597	120	67	50		70	58	30	25
20:00	0	81.2597	120	66	55		70	58	35	30
21:00	0	81.2597	120	61	65		70	58	35	35
22:00	0	81.2597	120	68	60		68	58	30	30
23:00	0	81.2597	118	55	60	48	88	66	30	35
00:00	0	81.2597	106	62	50	50	79	65	25	20
01:00	0	81.2597	108	64	50	50	79	65	30	25
02:00	0	81.2597	106	64	51	46	82	67	30	25
03:00	0	81.2597	107	63	52	46	84	65	35	20
04:00	0	81.2597	107	62	52	45	82	65	30	20
05:00	0	81.2597	106	60	50	45	86	66	25	20

Tabla No. 60 Condiciones de trabajo del día 17 de febrero, 2005

Hora	Presión manométrica en cámara del evaporador 1 (kPa)	Vacío relativo en evaporador 2 (kPa \pm 2.5 kPa)	Temperatura en cámara del evaporador 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura en cámara del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de leja tratada alimentada a evaporación ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensado 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Nivel del evaporador 1 (% \pm 1 %)	Nivel del evaporador 2 (% \pm 1 %)
08:00	0	81.2597	106	62	50	60	84	62		
09:00	0	81.2597	106	67	50	62	86	63		
10:00	0	81.2597	106	65	50	62	86	63		
11:00	0	81.2597	106	65	50		88	78		
12:00	0	81.2597	106	65	50		78	66		
13:00	0	81.2597	106	65	50					
14:00	0	81.2597	102	72	50	64	86	62	20	35
15:00	0	81.2597	102	70	50	62	88	65	30	35
16:00	0	81.2597	100	75	55	63	90	66	30	35
17:00	0	81.2597	100	66	50	62	88	62	30	35
18:00	0	81.2597	100	65	55	60	82	65	30	35
19:00	0	81.2597	100	64	50	65	89	66	35	40
20:00	0	81.2597	100	65	62	62	86	64	30	35
21:00	0	81.2597	100	64	60	62	88	62	30	35
22:00	0	81.2597	100	61	60	62	88	62	40	35
23:00	0	81.2597	102	63	60	55	86	60	30	20
00:00	0	81.2597	104	55	54	60	87	63	35	20
01:00	0	81.2597	106	63	56	49	88	64	30	20
02:00	0	81.2597	108	64	55	51	77	66	30	25
03:00	0	81.2597	108	63	55	58	79	63	35	25
04:00	0	81.2597	107	63	54	60	82	65	35	25
05:00	0	81.2597	107	63	54	55	86	66	30	25

Tabla No. 61 Condiciones de trabajo del día 18 de febrero, 2005

Hora	Presión manométrica en cámara del evaporador 1 (kPa)	Vacío relativo en evaporador 2 (kPa \pm 2.5 kPa)	Temperatura en cámara del evaporador 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura en cámara del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de lejía tratada alimentada a evaporación ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensado 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Nivel del evaporador 1 ($\%$ \pm 1 $\%$)	Nivel del evaporador 2 ($\%$ \pm 1 $\%$)
07:00	0	81.2597	104	62	50	60	78	62	20	25
08:00	0	81.2597	106	60	50	61	80	61	23	26
09:00	0	81.2597	106	62	52	63	88	78	23	30
10:00	0	81.2597	108	64	50	65	84	90	25	30
11:00	0	81.2597	104	61	52	63	62	86	25	30
12:00	0	81.2597	104	63	52	62	78	66	20	20
13:00	0	81.2597	104	62	52	61	80	64	20	20
14:00	0	81.2597	104	60	52	62	85	62	30	25
15:00	0	81.2597	100	62	50	66	84	64	35	25
16:00	0	81.2597	100	64	50	64	82	64	30	25
17:00	0	81.2597	102	60	50	60	80	66	30	25
18:00	0	81.2597	100	60	48	60	84	64	25	25
19:00	0	81.2597	100	60	48	62	82	64	25	25
20:00	0	81.2597	100	60	50	60	86	64	30	25
21:00	0	81.2597	100	60	50	60	82	66	30	25
22:00	0	81.2597	100	60	50	60	82	66	30	25

Tabla No. 62 Condiciones de trabajo del día 19 de febrero, 2005

Hora	Presión manométrica en cámara del evaporador 1 (kPa)	Vacío relativo en evaporador 2 (kPa \pm 2.5 kPa)	Temperatura en cámara del evaporador 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura en cámara del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de lejía tratada alimentada a evaporación ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensado 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Nivel del evaporador 1 (% \pm 1 %)	Nivel del evaporador 2 (% \pm 1 %)
14:00	0	81.2597	98	57	50	60	86	62	35	25
15:00	0	81.2597	100	62	50	60	84	64	35	25
16:00	0	81.2597	100	63	50	60	82	60	40	30
17:00	0	81.2597	100	64	50	60	80	60	35	25
18:00	0	81.2597	100	55	50	60	80	62	35	30
19:00	0	81.2597	100	58	50	60	82	60	35	30
20:00	0	81.2597	100	62	50	60	80	60	35	30
21:00	0	81.2597	100	64	55	60	80	60	35	30
22:00	0	81.2597	102	66	50	60	80	60	35	30

Tabla No. 63 Condiciones de trabajo del día 20 de febrero, 2005

Hora	Presión manométrica en cámara del evaporador 1 (kPa)	Vacío relativo en evaporador 2 (kPa \pm 2.5 kPa)	Temperatura en cámara del evaporador 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura en cámara del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de lejía tratada alimentada a evaporación ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensado 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Nivel del evaporador 1 (% \pm 1 %)	Nivel del evaporador 2 (% \pm 1 %)
07:00	0	81.2597	104	65	50		84	60	35	30
08:00	0	81.2597	106	64	50		82	58	35	30
09:00	0	81.2597	110	66	50		82	58	35	35
10:00	0	81.2597	108	67	50		80	64	35	35
11:00	0	81.2597	110	64	50		80	62	35	30
12:00	0	81.2597	106	66	50		80	62	30	35
13:00	0	81.2597	110	65	57		80	60	40	30
14:00	0	81.2597	110	66	60		82	60	35	30

Tabla No. 64 Condiciones de trabajo del día 21 de febrero, 2005

Hora	Presión manométrica en cámara del evaporador 1 (kPa)	Vacío relativo en evaporador 2 (kPa \pm 2.5 kPa)	Temperatura en cámara del evaporador 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura en cámara del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de lejía tratada alimentada a evaporación ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensado 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Nivel del evaporador 1 (% \pm 1 %)	Nivel del evaporador 2 (% \pm 1 %)
06:00	0	81.2597	100	60	58	62	80	60	35	35
07:00	0	81.2597	103	62	60	60	86	64	40	35
08:00	0	81.2597	104	63	60	60	84	64	40	35
09:00	0	81.2597	104	67	60	62	82	62	35	30
10:00	0	81.2597	105	66	50	60	82	60	35	30
11:00	0	81.2597	104	63	54	60	82	62	30	35
12:00	0	81.2597	103	60	50	60	80	62	30	35
13:00	0	81.2597	102	60	50	62	80	60	35	30
14:00	0	81.2597	103	58	50	62	80	62	35	35

Tabla No. 65 Condiciones de trabajo del día 3 de marzo, 2005

Hora	Presión manométrica en cámara del evaporador 1 (kPa)	Vacío relativo en evaporador 2 (kPa \pm 2.5 kPa)	Temperatura en cámara del evaporador 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura en cámara del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de lejía tratada alimentada a evaporación ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensado 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Nivel del evaporador 1 (% \pm 1 %)	Nivel del evaporador 2 (% \pm 1 %)
07:00	0	81.2597	103	61	50	52	68	50	20	20
08:00	0	81.2597	88	51	50	55	73	52	30	20
09:00	0	81.2597	108	56	50	56	78	46	40	20
10:00	0	81.2597	108	61	50	52	79	48	30	15
11:00	0	81.2597	107	39	50	50	76	50	30	15
12:00	0	81.2597	107	59	50	50	75	49	30	10
13:00	0	81.2597	107	60	50	51	74	50	30	10
14:00	0	81.2597	105	58	50	51	74	50	30	10
15:00	0	81.2597	106	60	32	57	84	56	20	20
16:00	0	81.2597	108	62	36	62	86	62	25	20
17:00	0	81.2597	108	63	36	63	84	64	25	25
18:00	0	81.2597	110	63	30	62	90	62	20	25
19:00	0	81.2597	110	64	30	65	88	64	25	20
20:00	0	81.2597	110	64	28	63	86	62	25	25
21:00	0	81.2597	110	65	28	64	86	72	25	25
22:00	0	81.2597	110	65	28	62	88	68	25	25
23:00	0	81.2597	104	63	28	64	69	64	25	20
00:00	0	81.2597	106	62	28	62	68	62	30	20
01:00	0	81.2597	103	61	28	62	67	66	30	25
02:00	0	81.2597	104	63	28	64	69	64	25	25
03:00	0	81.2597	106	64	28	62	87	64	25	20
04:00	0	81.2597	102	61	28	62	80	62	25	20
05:00	0	81.2597	103	66	28	64	82	62	30	25
06:00	0	81.2597	102	61	20	62	75	62	25	25

Tabla No. 66 Condiciones de trabajo del día 4 de marzo, 2005

Hora	Presión manométrica en cámara del evaporador 1 (kPa)	Vacio relativo en evaporador 2 (kPa \pm 2.5 kPa)	Temperatura en cámara del evaporador 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura en cámara del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de lejía tratada alimentada a evaporación ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensado 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Nivel del evaporador 1 (% \pm 1 %)	Nivel del evaporador 2 (% \pm 1 %)
07:00	0	81.2597	104	60	50	52	70	56	30	20
08:00	0	81.2597	110	68	50	50	72	58	30	20
09:00	0	81.2597	105	69	50	51	70	55	40	20
10:00	0	81.2597	106	63	50	50	72	50	30	10
11:00	0	81.2597	108	74	50	49	74	52	20	10
12:00	0	81.2597	118	68	50	50	72	51	20	10
13:00	0	81.2597	117	60	50	50	74	53	20	10
14:00	0	81.2597	120	60	50					
15:00	0	81.2597	104	50	28		84		30	25
16:00	0	81.2597	106	57	34		84		25	20
17:00	0	81.2597	110	62	28	63	86	61	25	25
18:00	0	81.2597	110	65	28	62	88	68	20	25
19:00	0	81.2597	110	64	30	64	88	66	20	25
20:00	0	81.2597	110	66	28	61	84	62	25	20
21:00	0	81.2597	110	65	28	63	86	70	25	25
22:00	0	81.2597	110	65	28	62	88	72	20	25
23:00	0	81.2597	112	66	28	56	79	52	30	30
00:00	0	81.2597	110	67	28	54	82	58	35	30
01:00	0	81.2597	103	60	20	52	82	60	40	35
02:00	0	81.2597	105	63	20	54	80	60	40	35
03:00	0	81.2597	106	65	20	50	80	56	35	40
04:00	0	81.2597	110	64	20	52	84	58	35	35
05:00	0	81.2597	112	67	20	54	80	56	35	30
06:00	0	81.2597	100	61	20	54	82	56	35	30

Tabla No. 67 Condiciones de trabajo del día 7 de marzo, 2005

Hora	Presión manométrica en cámara del evaporador 1 (kPa)	Vacío relativo en evaporador 2 (kPa \pm 2.5 kPa)	Temperatura en cámara del evaporador 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura en cámara del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de lejía tratada alimentada a evaporación ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de glicerina descargada del evaporador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensado 1 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Temperatura de condensador 2 ($^{\circ}$ C \pm 1 $^{\circ}$ C)	Nivel del evaporador 1 (% \pm 1 %)	Nivel del evaporador 2 (% \pm 1 %)
15:00	0	81.2597	112	60	30		70	52	40	50
16:00	0	81.2597	110	62	30		68	50	40	45
17:00	0	81.2597	110	64	30		72	54	35	40
18:00	0	81.2597	104	63	30		72	54	40	45
19:00	0	81.2597	105	62	30		70	56	35	45
20:00	0	81.2597	107	61	30		70	56	35	40
21:00	0	81.2597	100	62	30		72	54	35	40
22:00	0	81.2597	100	60	30		70	54	35	40
23:00	0	81.2597	105	63	50	51	70	60	30	20
00:00	0	81.2597	108	66	50	50	72	58	30	20
01:00	0	81.2597	103	61	50	52	74	62	30	20
02:00	0	81.2597	104	62	50	50	70	60	30	20
03:00	0	81.2597	103	61	50	51	71	61	30	20
04:00	0	81.2597	104	62	51	52	72	62	25	20
05:00	0	81.2597	106	62	50	50	70	60	25	20

APÉNDICE I: Cálculo de muestra.

Cálculos para el balance de masa en tratamiento de lejías para el día 1 de diciembre del 2004 (ver tabla No. 11, apéndice A)

1. Cálculo del consumo de lejía final.

$$kg_{consumo} = kg_{inventario\ inicial} + kg_{producidos} + kg_{inventario\ final}$$

$$kg_{inventario\ inicial} = 18,079\ kg$$

$$kg_{producidos} = 18,100\ kg$$

$$kg_{inventario\ final} = 21,802$$

$$kg_{consumo} = 18,079\ kg + 18,100\ kg - 21,802\ kg = 14,377\ kg$$

2. Cálculo de los kilogramos de glicerol contenidos en la lejía final consumida.

$$kg_{glicerol} = kg_{lejía\ final} \times \%_{glicerol\ en\ lejía\ final}$$

$$kg_{lejía\ final} = 14,377\ kg$$

$$\% \text{ de glicerol} = 25.18\ \%$$

$$kg_{glicerol} = 14,377\ kg \times \frac{25.18\ \%}{100\ \%} = 3,620\ kg$$

3. Cálculo de los kilogramos de lejía final producida.

$$kg_{producidos} = cm_{producidos} \times \frac{L}{cm_{tanque}} \times \rho_{lejía\ tratada}$$

Siendo ρ la densidad de la lejía tratada.

$$cm_{producidos} = 152\ cm + 152\ cm + 152\ cm = 456\ cm$$

$$\text{aforo del tanque} = 27.66\ L/cm$$

$$\rho_{lejía\ tratada} = 1.14\ g/mL$$

$$kg_{producidos} = 456\ cm \times 27.66 \frac{L}{cm} \times \frac{1000\ mL}{1\ L} \times 1.14 \frac{g}{mL} \times \frac{1\ kg}{1000\ g} = 14,379\ kg$$

Nota: el cálculo de los kilogramos de glicerol en la lejía tratada producida es igual que el cálculo de los kilogramos de glicerol en la lejía final consumida.

4. Cálculo del flujo diario de lejía final en kg/s

$$m = \frac{\sum \text{kg producidos por día}}{\text{no. de días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3,600 \text{ s}}$$

$$m_{\text{día 1}} = 14,377 \text{ kg/s}$$

$$m_{\text{día 2}} = 19,031 \text{ kg/s}$$

$$m_{\text{día 3}} = 12,589 \text{ kg/s}$$

$$m_{\text{día 4}} = \dots$$

$$m = \frac{153,480 \text{ kg}}{15 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3,600 \text{ s}} = 0.1184 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

5. Cálculo de la eficiencia del subproceso de tratamiento de lejías

$$\% \eta = \frac{m_{\text{salida}}}{m_{\text{entrada}}} \times 100\%$$

Este cálculo se realiza con los flujos máxicos de glicerol:

$$m_{\text{entrada}} = 0.0297 \text{ kg/s}$$

$$m_{\text{salida}} = 0.0296 \text{ kg/s}$$

$$\% \eta = \frac{0.0296 \text{ kg/s}}{0.0297 \text{ kg/s}} \times 100\% = 100\%$$

Nota: para el cálculo del flujo máxico de glicerol en lejía final, lejía trada y glicerol en lejía tratada, se realiza igual que el cálculo anterior, con los datos de kilogramos de glicerol.

Nota: los cálculos para el balance de masa de los otros subprocesos se realizan de la misma manera que se hicieron los de tratamiento de lejía.

6. Eficiencia total del proceso de recuperación de glicerina

Teniendo las eficiencias de cada subproceso:

Tratamiento de lejías: 100 %

Evaporación de lejías: 67 %

Destilación de glicerina cruda: 96 %

Blanqueo de glicerina: 100%

$$\eta = 1\% \times 0.67\% \times 0.96\% \times 1\% = 64\%$$

Cálculos de las pérdidas de glicerol en la etapa de evaporación

1. Cálculo de las pérdidas de glicerol en el condensado 1, para el día 16 de marzo del 2005. (ver tabla No. 31)

$$m_{\text{glicerol perdido}} = m_{\text{condensado}} \times \% \text{ glicerol}_{\text{en condensado}}$$

$$m_{\text{condensado}} = 0.1229 \text{ kg/s}$$

$$\% \text{ de glicerol} = 4.08\%$$

$$m_{\text{glicerol perdido}} = 0.1229 \text{ kg/s} \times \frac{4.08\%}{100\%} = 0.00501 \text{ kg/s}$$

Las pérdidas por día se calculan de la siguiente manera:

$$\text{kg}_{\text{glicerol}} = m_{\text{glicerol perdido}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}}$$

$$m_{\text{glicerol perdido}} = 0.00501 \text{ kg/s}$$

$$\text{kg}_{\text{glicerol}} = 0.00501 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 433.24 \text{ kg}$$

Nota: los cálculos de las pérdidas de glicerol para condensador 2 se realizan de la misma manera.

2. Cálculos de las pérdidas de glicerol en el agua de la torre de enfriamiento de evaporadores y circuito de vacío para el día 16 de marzo del 2005. (ver tabla No. 35)

$$\text{kg}_{\text{glicerol perdido}} = \text{kg}_{\text{agua de torre}} \times \% \text{ glicerol}_{\text{en agua torre}}$$

$$\text{Volumen de agua de la torre} = 76.045 \text{ m}^3$$

$$\text{Densidad del Agua} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\% \text{ de Glicerol presente en el agua de enfriamiento} = 0.27\%$$

$$\text{kg}_{\text{glicerol perdido}} = 76.045 \text{ m}^3 \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{0.27\%}{100\%} = 205.32 \text{ kg}$$

Nota: los cálculos de las pérdidas de glicerol en el agua de enfriamiento de los sellos mecánicos se calculan de la misma manera

3. Cálculos de las pérdidas de glicerol en el cloruro de sodio descartado del salero 2 para el día 16 de marzo del 2005. (ver tabla No. 34)

$$g_{\text{glicerol en 10 g}} = \text{muestra de 10 g} \times \% \text{ glicerol en muestra de 10 g}$$

$$\text{Muestra analizada} = 10.0165 \text{ g}$$

$$\% \text{ de glicerol en la muestra de 10 g} = 5.09$$

$$g_{\text{glicerol en 10 g}} = 10.0165 \text{ g} \times \frac{5.09\%}{100\%} = 0.5098 \text{ g}$$

$$\% \text{ glicerol}_{\text{muestra del salero}} = \frac{g_{\text{glicerol en muestra de 10 g}}}{g_{\text{muestra del salero}}} \times 100\%$$

$$\text{Peso de glicerol en muestra de 10 g} = 0.5098 \text{ g}$$

$$\text{Peso de la muestra tomada del salero} = 90 \text{ g}$$

$$\% \text{ glicerol}_{\text{muestra del salero}} = \frac{0.5098 \text{ g}}{90 \text{ g}} \times 100\% = 0.5665\%$$

Para obtener los kg de glicerol perdidos por 18 kg de sal (cada 2 horas) se hace el siguiente cálculo:

$$kg_{\text{glicerol perdido/18 kg sal}} = 18 \text{ kg sal} \times \frac{0.5665\%}{100\%} = 0.0510 \text{ kg}$$

Para obtener los kg de glicerol perdidos por día se hace el siguiente cálculo:

$$kg_{\text{glicerol perdido/día}} = 0.0510 \text{ kg} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 1.2236 \text{ kg}$$

Nota: para las descargas del salero 1 el cálculo se realiza de la misma manera.

4. Cálculos de pérdidas de glicerol en el evaporador 2 por el sello mecánico roto de la bomba centrífuga 2. El día que se detectó la fuga fue el veintitres de febrero del 2005. (ver tabla No. 57)

Medidas del evaporador 1: Altura = 1.84 m (h) y Diámetro = 0.83 (d)

$$m^3_{\text{fuga}} = \pi \times \left(\frac{d}{2}\right)^2 \times h$$

$$\text{Altura fuga} = 0.0508 \text{ m}$$

$$m^3_{\text{fuga}} = \pi \times \left(\frac{0.83 \text{ m}}{2}\right)^2 \times 0.0508 \text{ m} = 0.02749 \text{ m}^3$$

Para obtener los kg equivalentes a 0.02749 m^3 se multiplica por la densidad de la lejía tratada, de la siguiente manera:

$$kg_{fuga} = 0.02749 \text{ m}^3 \times 1,400 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 38.48 \text{ kg}$$

Cálculos para el balance de energía de la etapa de evaporación.

1. Cálculo del flujo másico del condensado 1 para el 16 de marzo del 2005 (ver tabla No. 40)

$$m = \frac{\text{kg medido}}{\text{tiempo de medición}}$$

$$V = 0.0064 \text{ m}^3$$

$$t = 61 \text{ s}$$

$$\rho = 971.799 \text{ kg/s (a } 80 \text{ }^\circ\text{C)}$$

$$m = \frac{0.0064 \text{ m}^3}{61 \text{ s}} \times 971.799 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0.1020 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

2. Calculo de la entalpía del condensado 1

Teniendo la temperatura promedio = $85 \text{ }^\circ\text{C}$ y sabiendo que el condensado es agua saturada a esa temperatura, se busca en las tablas de vapor (Cengel y Boles 1996) la entalpía para el condensado.

Según la tabla la entalpía es 355.90 kJ/kg . Para la presión se realiza lo mismo y se obtiene: 57.83 kPa

Para obtener el flujo de entalpía se hace el siguiente cálculo:

$$kJ/s = \text{Entalpía} \times \text{flujo másico}$$

$$h = 355.90 \text{ kJ/kg}$$

$$m = 0.1229 \text{ kg/s}$$

$$kJ/s = 355.90 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 0.1229 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 43.75 \text{ kJ/s}$$

En el caso que el dato de la temperatura no esté en las tablas de vapor se realiza una aproximación lineal con los valores más cercanos obteniendo una ecuación la cual se utiliza para obtener la entalpía y presión para cada caso.

Nota: el cálculo del flujo másico para el condensado 2 se realiza de la misma manera. Para obtener los datos del vapor de lejía de los dos intercambiadores se realizan los mismos cálculos pero el dato de referencia es la presión a la que trabaja el evaporador, asumiendo que el vapor es vapor saturado. Para el vapor que entra al condensador 2 se realiza el mismo cálculo. Para el vapor de caldera se sabe que es vapor saturado y también se realiza el cálculo en base a las tablas de vapor.

3. Cálculo del flujo másico de agua evaporada del condensador 1 (ver tablas No. 22 pág. 59 y tabla No. 25 pág. 60)

Teniendo los resultados del porcentaje de los componentes de la lejía tratada, glicerina semicruda y glicerina cruda, se puede obtener el flujo de agua removida (agua evaporada).

Lejía tratada: glicerol: 30.50 %, sal: 14.24 % y agua: 55.25 %.

$$m = 0.1455 \text{ kg/s (lejía tratada que entra al evaporador 1)}$$

Glicerina semicruda: glicerol: 31.98 %, sal: 17.61 % y agua: 50.41 %

$$m = 0.0893 \text{ kg/s (glicerina semicruda que pasa al evaporador 2)}$$

Para obtener el flujo de agua tanto en la entrada de lejía tratada y salida de glicerina semicruda se hace lo siguiente:

$$m_{\text{agua}} = m_{\text{lejía tratada}} \times \frac{\% \text{ agua}_{\text{lejía tratada}}}{100\%}$$

$$m_{\text{agua}} = 0.1455 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times \frac{55.25\% \text{ agua}}{100\%} = 0.0804 \text{ kg/s}$$

Para obtener el flujo de agua removida se hace lo siguiente

$$m_{\text{agua removida}} = m_{\text{agua glicerina semicruda}} - m_{\text{agua lejía tratada}}$$

$$m_{\text{agua lejía tratada}} = 0.0804 \text{ kg/s}$$

$$m_{\text{agua glicerina semicruda}} = 0.0450 \text{ kg/s}$$

$$m_{\text{agua removida}} = 0.0804 \frac{\text{kg}}{\text{s}} - 0.0450 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 0.354 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Nota: el cálculo para el agua removida de glicerina semicruda a glicerina cruda se realiza de la misma manera.

4. Cálculo del flujo másico de vapor proveniente de caldera.

Teniendo la siguiente ecuación según el balance de masa en el sistema: (ver figura No.5)

$$m_{caldera} = m_{int\ intercambio\ de\ calor\ 1} + (m_{int\ intercambio\ de\ calor\ 2} - m_{vapor\ de\ lejía\ 1})$$

y sabiendo que $m_{int\ intercambio\ de\ calor\ 1} = m_{condensado\ 1}$ y $m_{int\ intercambio\ de\ calor\ 2} = m_{condensado\ 2}$

entonces se tiene: $m_{caldera} = m_{condensado\ 1} + (m_{condensado\ 2} - m_{vapor\ de\ lejía\ 1})$

$$m_{condensado\ 1} = 0.1229 \text{ kg/s}$$

$$m_{condensado\ 2} = 0.0742 \text{ kg/s}$$

$$m_{vapor\ de\ lejía\ 1} = 0.0354 \text{ kg/s}$$

$$m_{caldera} = 0.1229 \frac{\text{kg}}{\text{s}} + \left(0.0742 \frac{\text{kg}}{\text{s}} - 0.0354 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) = 0.2325 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

5. Cálculo de la eficiencia térmica en los intercambiadores de calor.

$$\eta_{térmica} = \frac{\text{kg}_{agua\ evaporada}}{\text{kg}_{vapor\ alimentado}} \times 100\%$$

$$\text{kg}_{vapor\ alimentado} = 0.1259 \text{ kg/s}$$

$$\text{kg}_{agua\ evaporada} = 0.0364 \text{ kg/s}$$

$$\eta_{térmica} = \frac{0.0364 \text{ kg/s}}{0.1259 \text{ kg/s}} \times 100\% = 28.77\%$$

APÉNDICE J: Aproximaciones lineales utilizadas.

1. Para obtener los datos de entalpía, temperatura y entalpía de condensación a partir de la presión, para el vapor de caldera, se utilizaron los datos cercanos al que se quería obtener:

Presión (kPa)	Entalpía (kJ/kg)	Temperatura (°C)	Entalpía condensación (kJ/kg)
1.3	2787.6	191.64	1972.7
1.4	2790.0	195.07	1959.7

- Para la entalpía se tiene la siguiente ecuación:

$$y = 24x + 2756.4$$

donde x = presión y y = entalpía.

- Para la temperatura se tiene la siguiente ecuación:

$$y = 34.3x + 147.05$$

donde x = presión y y = temperatura.

- Para la entalpía de condensación se tiene la siguiente ecuación:

$$y = -130x + 2141.7$$

donde x = presión, y = entalpía de condensación.

2. Para obtener los datos de entalpía y presión para el condensado de los intercambiadores de presión, a partir de la temperatura obtenida se utilizaron los datos cercanos al que se quería obtener:

Temperatura (°C)	Entalpía (kJ/kg)	Presión (kPa)
75	313.93	38.58
80	334.91	47.39
85	355.90	57.83
90	376.92	70.14

- Para la entalpía se tiene la siguiente ecuación:

$$y = 4.1992x - 1.019$$

donde x = temperatura y y = entalpía.

- Para la presión se tiene la siguiente ecuación:

$$y = 2.1024x - 119.96$$

donde x = temperatura y y = presión.

3. Para obtener la entalpía del vapor de lejía 1 y del vapor de lejía 2 se utilizaron datos cercanos al que se quería obtener.

Para vapor de lejía 1:

Presión (kPa)	Entalpía (kJ/kg)	Temperatura (°C)
75	2663	91.78
100	2675.5	99.63

- Para la entalpía se tiene la siguiente ecuación:

$$y = 0.5x + 2625.5$$

donde x = presión y y = entalpía.

- Para la temperatura se tiene la siguiente ecuación:

$$y = 0.314x + 68.23$$

donde x = presión y y = temperatura.

Para vapor del lejía 2:

Presión (kPa)	Entalpía (kJ/kg)	Temperatura (°C)
5	2561.5	32.88
7.5	2574.8	40.29

- Para la entalpía se tiene la siguiente ecuación:

$$y = 5.32x + 2534.9$$

donde x = presión y y = entalpía.

- Para la temperatura se tiene la siguiente ecuación:

$$y = 2.964x + 18.06$$

donde x = presión y y = temperatura.

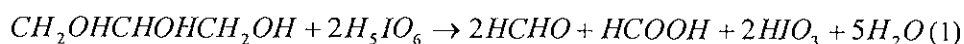
APÉNDICE K: Métodos analíticos utilizados

1. Determinación del porcentaje de Glicerol

El método utilizado se basa en la oxidación del glicerol por medio de ácido periódico, determinando el exceso de éste. Una alícuota de la muestra es tratada con ácido periódico. Luego se agrega yoduro de potasio y al tener exceso de yoduro se libera yodo. Éste se titula con tiosulfato de sodio. Con los mL gastados de tiosulfato de sodio se calcula el porcentaje de glicerol en la muestra. El método es potenciométrico y se utilizan buretas automáticas (ver foto No. 8, pág 92)

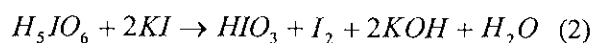
A. Reacciones:

Oxidación del glicerol:



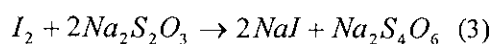
Glicerol Ácido periódico

Producción de yodo:



Yoduro Yodo Hidróxido Agua
de Potasio de Potasio

Producción de yoduro de sodio:



Yodo Tiosulfato Yoduro
de Sodio de Sodio

B. Reactivos a utilizar:

1. Ácido periódico al 1.1 %
2. Yoduro de potasio al 15 %
3. Tiosulfato de sodio 0.1 N

C. Electrodo a utilizar:

1. Electrodo de Referencia: Ag, AgCl, 3M KCl. Rango de pH: 0-14. Temperatura máxima: 80°C. No. del electrodo: 6.0123.100.
2. Electrodo de Metal.

D. Procedimiento:

1. Pesar 0.7 g de muestra a analizar en un balón aforado de 500 mL. Para glicerina cruda pesar 0.2 g de muestra.
2. Llevar el volumen del balón a 500 mL.
3. Agitar la muestra con un agitador magnético.
4. Tomar una alícuota de 50 mL de la muestra y colocarla en el recipiente a titular.
5. Agregar 10 mL de ácido periódico al recipiente que contiene la muestra.
6. Dejar la muestra en la oscuridad por 30 minutos.
7. Agregar mL de yoduro de potasio al recipiente que contiene la muestra, manteniéndolo en oscuridad.
8. Agregar los mL necesarios de tiosulfato de sodio para la titulación.

El mismo procedimiento se realiza con el blanco, donde se agregan 50 mL de agua destilada en lugar de la muestra.

E. cálculos:

1. Para obtener los g de glicerol presentes en la muestra se realiza el siguiente cálculo.

$$g \text{ Glicerol} = \frac{(ml \text{ Na}_2\text{S}_2\text{O}_3_{\text{blanco}} - ml \text{ Na}_2\text{S}_2\text{O}_3_{\text{muestra}})}{1000 \text{ mL}} \times 1 \text{ L} \times \frac{0.1 \text{ mol Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}{L} \times \frac{1 \text{ mol I}_2}{2 \text{ mol Na}_2\text{S}_2\text{O}_3} \times \frac{2 \text{ mol KI}}{1 \text{ mol I}_2} \times \frac{1 \text{ mol H}_5\text{IO}_6}{2 \text{ mol KI}} \times \frac{1 \text{ mol CH}_2\text{OHCHOHCH}_2\text{OH}}{2 \text{ mol H}_5\text{IO}_6} \times \frac{90 \text{ g CH}_2\text{OHCHOHCH}_2\text{OH}}{1 \text{ mol CH}_2\text{OHCHOHCH}_2\text{OH}}$$

2. Para obtener el porcentaje de glicerol presente en la muestra se realiza el siguiente cálculo.

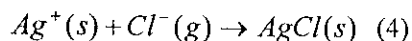
$$\% \text{ Glicerol} = \frac{g \text{ CH}_2\text{OHCHOHCH}_2\text{OH}}{g \text{ muestra}} \times 100 \%$$

Determinación del porcentaje de Cloruro de Sodio

El método utilizado se basa en la precipitación de Cloruro de Plata, ya que en presencia de Cloruro, al agregar Nitrato de Plata se forma el precipitado. El método es potenciométrico y se utilizan buretas automáticas (ver foto No. 7, pág. 92)

A. Reacciones:

Formación de cloruro de plata:



ion Plata ion Cloruro Cloruro de Plata

B. Reactivos a utilizar:

1. Nitrato de plata 0.1 N

C. Electrodo a utilizar:

1. Electrodo de Referencia: Ag, AgCl, 3M KCl. Rango de pH: 0-14. Temperatura máxima: 80°C. No. del electrodo: 6.0123.100.
2. Electrodo de Plata. Rango de temperatura: -20°C a 80°C. No. del electrodo: 6.0350.100.

D. Procedimiento:

1. Pesar 0.2 g de muestra a analizar en el recipiente a titular.
2. Agregar 75 mL de agua destilada.
3. Agitar la muestra.
4. Agregar los mL necesarios de nitrato de plata para la titulación.

E. Cálculos:

1. Para obtener los gramos de cloruro de sodio presente en la muestra se realiza el siguiente cálculo

$$g \text{ NaCl} = mL \text{ AgNO}_3 \times \frac{1 L}{1000 mL} \times \frac{0.1 \text{ mol AgNO}_3}{1 L} \times \frac{1 \text{ mol NaCl}}{1 \text{ mol AgNO}_3} \times \frac{g \text{ NaCl}}{1 \text{ mol NaCl}}$$

2. Para obtener el porcentaje de cloruro de sodio presente en la muestra se realiza el siguiente cálculo.

$$\% \text{ NaCl} = \frac{g \text{ NaCl}}{g \text{ muestra}} \times 100 \%$$

APÉNDICE L: Fotos.

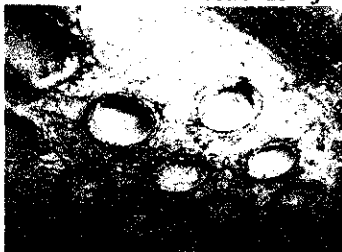
Foto No. 1 Intercambiador de calor de tratamiento



Fotos No. 2 Empaques cristalizados del evaporador 1



Foto No. 3 Tubos del intercambiador de calor 1 con costra de lejía



Fotos No. 4 Tubos intercambiador de calor 1.

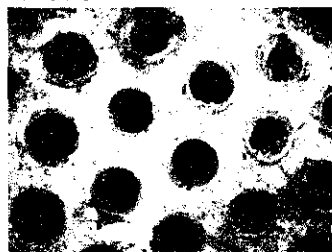


Foto No. 5 Tapadera de abajo del condensador con lejía.

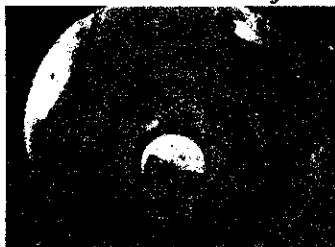


Foto No. 6 Fugas en los tubos. Prueba con vapor.

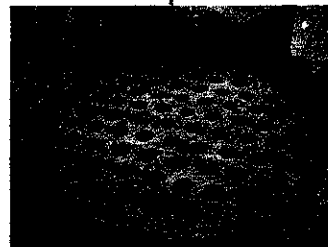


Foto No. 7 Equipo para analizar % de cloruro de sodio.

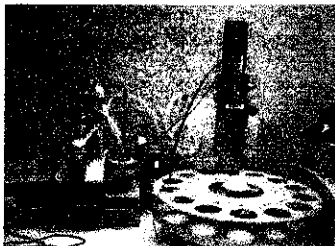


Foto No. 8 Equipo para analizar % de glicerol.





Imprenta "GORA"

25 Av. 25-71, Zona 5

Telefax: 2335-5733 - 5218-7292