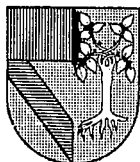


308917



UNIVERSIDAD PANAMERICANA

ESCUELA DE INGENIERIA
CON ESTUDIOS INCORPORADOS A LA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

50
203

**ESTUDIO DE CONFIABILIDAD PARA UNA
PLANTA DE DESTILACION DE GLICERINA**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA

AREA: MECANICA ELECTRICA

P R E S E N T A :

GUILLERMO ARTURO VELAZQUEZ HERNANDEZ

DIRECTOR: FIS. MARIANO ROMERO VALENZUELA

MEXICO, D. F.

1993

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

UNAM



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

INDICE

INTRODUCCION

1 GENERALIDADES

1.1 La glicerina	1
1.2 El proceso de recuperación de la glicerina	9

2 DESCRIPCION DE LA PLANTA DE DESTILACION

2.1 Concepto de confiabilidad	16
2.2 El sistema	16
2.3 Fallas y tiempo de operación	26
2.4 Condiciones de operación	29

3 CALCULOS

3.1 Registro de fallas	36
3.2 Planteamiento	36
3.3 Modelo y Parámetros	38

4 RESULTADOS DE LA PRIMERA FASE

4.1 Sistema	54
4.1.1 No planeado	54
i) Equipo	54
ii) Externo	55
4.1.2 Planeado	56

5 RESULTADOS DE LA SEGUNDA FASE

5.1 Sistema	63
5.1.1 No planeado	63
i) Equipo	75
ii) Externo	77
5.1.2 Planeado	78

6 BENEFICIO ECONOMICO	83
---------------------------------	----

CONCLUSIONES	87
------------------------	----

BIBLIOGRAFIA

APENDICE A

INTRODUCCION

En México, no existen más de cinco productores de jabón que recuperen la glicerina de sus lejías. Fuera de éstos, los demás productores tiran sus lejías por no tener las condiciones de producción continua y alto volumen que hagan redituable la operación.

Quienes la recuperan, cuentan con tecnología de más de cincuenta años. Han habido grandes adelantos e inversiones para la producción de jabón, como lo es el equipo de saponificación continua. Y si bien se conocen todos los proyectos de inversión y su posible repercusión en los otros departamentos, la glicerina es un subproducto para el giro de los productores de jabón, por lo cual no ha sido prioritario la inversión en este producto.

El presente estudio nace ante la presión en la planta de destilación, de que de un mes para otro, de tener paros por falta de materia prima, ahora se tienen problemas por exceso de cruda. Es el primer paso antes de cualquier inversión sobre esta planta, ya que se requiere de aprovechar al máximo el equipo existente.

Este requerimiento de una mejor función del equipo a un costo menor, tiene una relación directa con las fallas del equipo. Las fallas significan varios costos, como pérdidas de producción, mantenimientos correctivos y seguridad. Por otro lado el evitar las fallas como mantenimientos preventivos y mejor calidad de los equipos, también significan un costo.

El estudio de confiabilidad busca conocer el sistema en cuanto a la sucesión de fallas, dándonos los parámetros del comportamiento de éstas en el sistema.

En el capítulo 1 se hablará de la glicerina como sustancia química, del proceso para hacer jabón y de la recuperación del glicerol a partir de la lejía de jabón. En el capítulo 2 se describe la planta de destilación de glicerina, en términos de la teoría de confiabilidad: se define el sistema, las fallas, el tiempo de operación y las condiciones de operación. En el capítulo 3 se explican los cálculos necesarios para encontrar los parámetros del modelo que se ajusta al sistema. En los capítulos 4 y 5 se interpretan los resultados y se propone una acción de mejora, cada capítulo corresponde a dos periodos distintos. En el capítulo 6 se desarrollan los cálculos para cuantificar el beneficio económico obtenido.

1 GENERALIDADES

1.1 LA GLICERINA

Algunos compuestos que fueron conocidos antes que la ciencia, con frecuencia tuvieron un nombre que difiere con el que les brindó la nomenclatura química. Este es el caso del glicerol, el cual es el nombre propio para el compuesto $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CHOH}-\text{CH}_2\text{OH}$, que también puede ser llamado como "1,2,3-propanetriol". Sin embargo el término glicerina es el que comúnmente se reconoce. Glicerol es el término que en general se usa para designar que es una sustancia química y pone en énfasis sus características propias. Glicerina se refiere a productos comerciales de cualquier grado de pureza.¹

Existen varios métodos para la producción de glicerina:

- 1) Por refinación de aceites y grasas.
- 2) Por la saponificación de las grasas.
- 3) Por la producción de alcoholes.
- 4) Por interesterificación.
- 5) Por fermentación de azúcar.
- 6) Por hidrogenólisis de carbohidratos.
- 7) Por la síntesis del propileno.

Por mucho, la mayor parte del glicerol se obtiene de la lejía, subproducto en la saponificación de las grasas, en el proceso para hacer jabón.²

El jabón desde su aparición en la historia, ha ayudado a cuidar la

¹ MINER, Carl S./DALTON, N.N. Glycerol Reinhold publishing corporation, U.S.A., 1953, p.vii

² ibidem, p.33

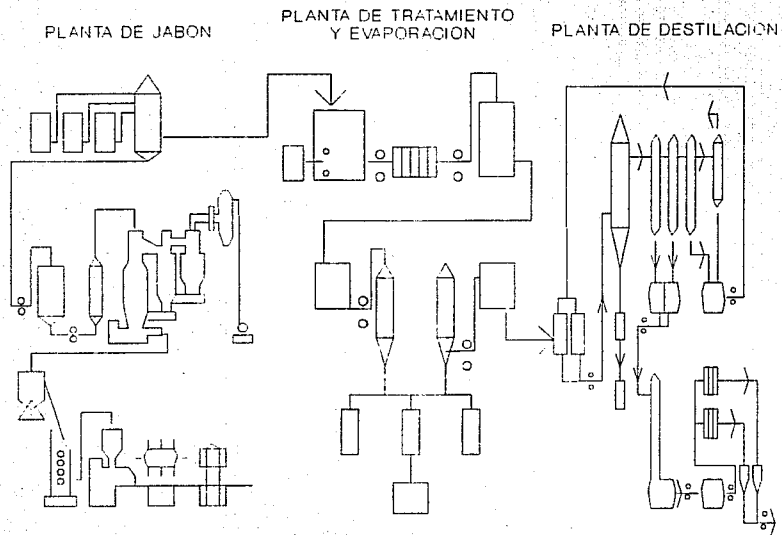
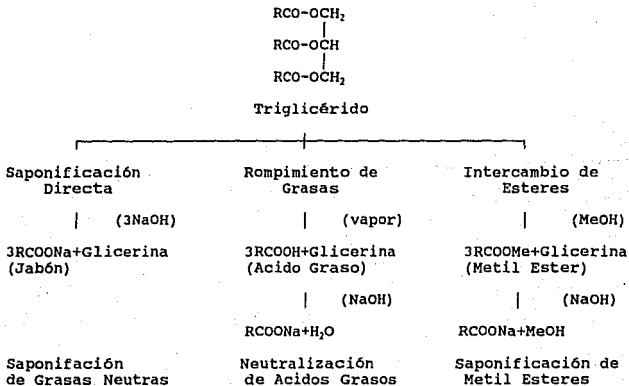


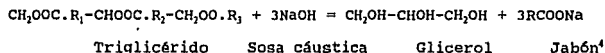
FIGURA 1 ESQUEMA FABRICA DE JABON

salud. Existe una relación inversa entre el consumo de jabón en un país y la mortandad infantil que en éste exista. El jabón es quizás el producto más antiguo usado para la higiene personal. Existe una referencia que data del año 2200 A.C. que da la fórmula para producir jabón.¹ El jabón consiste de un alcalino y sales de amonio de ácidos grasos (RCOONa) que tienen la combinación apropiada para limpiar. El jabón se produce de triglicéridos (ésteres de glicerol y ácidos grasos que se encuentran en los aceites y grasas, tanto vegetales como animales) por alguno de los tres procesos mostrados a continuación en el diagrama 1:



¹ SPITZ, Luis. Soap Technology for the 1900's. American Oil Chemists' Society, U.S.A., 1990, p.p. 1,2

Actualmente el 99% de la producción mundial de jabón proviene de los dos primeros procesos. El que tiene la mayor proporción de la producción es la saponificación directa de las grasas con sosa cáustica. Durante el proceso de saponificación, glicerol es liberado como se observa de la reacción de saponificación:



La figura 1 presenta el esquema de una fábrica de jabón.

La planta, figura 1a., consiste de tres áreas principales:

- 1) Jabón base.
- 2) Secado.
- 3) Terminado.

JABON BASE.

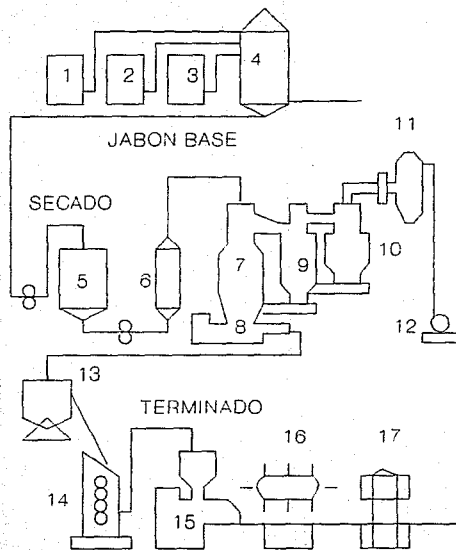
Es el área de pailas (eq. 1-4), en las cuales se ponen las materias primas (aceite de coco, aceite de cártamo, sebo, agua y sosa) para que se lleve a cabo la saponificación. Como resultado de la saponificación se obtiene el jabón, llamado jabón base.

SECADO.

El proceso que se lleva a cabo en esta área se puede dividir en cinco etapas:

- a) Alimentación.- que consiste en recibir el jabón base en un tanque intermedio (eq. 5), con el fin de tener una alimentación continua al secador.
- b) Calentamiento.- es el bombeo del jabón base a través de un

⁴ ibidem, p.p. 48-57



Eq. DESCRIPCION

- 1-3 PAILA MATERIA PRIMA
- 4 PAILA SAPONIFICACION
- 5 TANQUE INTERMEDIO
- 6 INTERCAMBIADOR
- 7 RECIPIENTE AL VACIO
- 8,15 EXTRUSORA
- 9,10 CICLONES
- 11 BAROMETRICO
- 12 BOMBA DE VACIO
- 13 AMALGAMADOR
- 14 MOLINO
- 16 CORTADORA
- 17 TROQUELADORA

FIGURA 1a PLANTA DE JABON

intercambiador de calor (eq. 6). Cabe mencionar que el jabón debe permanecer a un temperatura de 75 a 85 grados centígrados para que se mantenga en un estado líquido.

c) Secado.- el jabón caliente es rociado por medio de una boquilla dentro de un recipiente al vacío (eq. 7). Los vapores son absorbidos y el jabón enfriado forma una capa en las paredes internas del recipiente, la cual se desprende por medio de raspadores rotatorios. El jabón desprendido con forma irregular cae en una extrusora (eq. 8) que lo saca en forma de tiras.

d) Separación de finos y recuperación.- algo de jabón fino se escapa junto con los vapores y por medio de dos ciclones (eq. 9,10) se separa la mayor parte de jabón fino que fue arrastrado. El polvo de jabón cae de los ciclones a un transportador (gusano) que los lleva a la parte inferior del recipiente al vacío.

e) Condensación de los vapores y sistema de vacío.- los vapores son condensados en un barométrico o superficie de condensado (eq. 11). La bomba de vacío se encuentra al final de la línea (eq. 12).

TERMINADO.

El terminado se desarrolla con los siguientes equipos:

a) Amalgamador (eq. 13). Es el recipiente en el que al jabón seco, se le adicionan y revuelven los ingredientes (perfume, color y suavizantes) de los cuales consiste la fórmula final.

b) Molino (eq. 14). Molinos de 3 a 5 rodillos son usados para refinar el jabón y bajarle su temperatura.

c) Extrusora (eq. 15). Es usada para compactar y extraerle el aire al jabón refinado y obtener entonces una tira continua.

d) Cortadora (eq. 16). Es usada para obtener pequeñas tiras de una longitud determinada como un paso anterior al estampado.

e) Troqueladora (eq. 17). Es usada para estampar y darle la forma final a la barra de jabón.

f) Envolvedora. Es la máquina que le pone la envoltura al producto terminado.

g) Empacadora. Coloca el producto terminado en sus corrugados.⁵

El glicerol tiene diferentes usos, se utiliza en la producción y conservación de alimentos y bebidas, medicamentos y cosméticos, producción de celofán y papel, explosivos, plastificante y humectante en el tratamiento del tabaco, en textiles, gelatinas, corchos, fotografía, piel, anticongelantes, lubricantes, hule, adhesivos y cementos, en agricultura para almacenamiento de vegetales, manufactura del vidrio, agentes limpiadores, condensadores electrolíticos, para recubrimiento de metales, secado de gases y alcoholes, producción de jabones, fluidos hidráulicos, producción de empaques, colorantes, cerámica y tintas entre otros. El glicerol tuvo un gran auge cuando después de veinte años de paciente experimentación, Alfred Nobel logró adaptar el uso de nitroglicerina en forma segura como lo es en forma de dinamita y de gelatina explosiva. Es interesante señalar el desarrollo de civilizaciones en aquella época por efecto de los explosivos, que en principio fueron usados para la minería. Grandes escenarios se tuvieron en los mercados de grasas y aceites para la producción de jabón y glicerol, debido al impacto de las dos guerras mundiales.

⁵ ibidem, p.p. 154-193

Siendo esto el factor por el cual se desarrollaron plantas para la recuperación del glicerol. Sin embargo por el desarrollo de nuevos explosivos, la investigación en la glicerina se ha visto disminuída en gran proporción.⁶

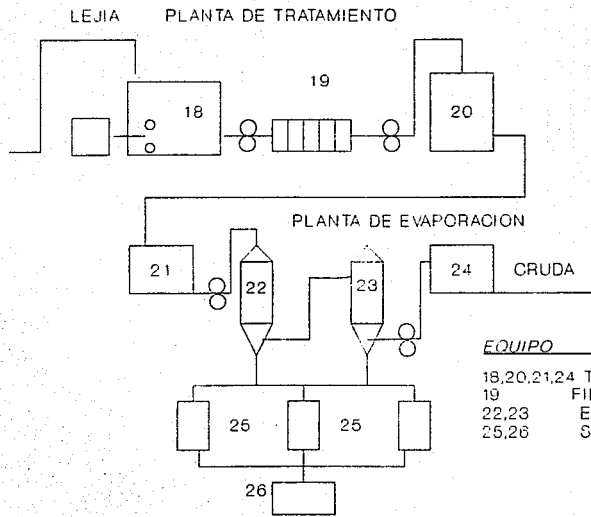
⁶ MINER, Carl S., op. cit. p.p. 1-3

1.2 EL PROCESO DE RECUPERACION DE LA GLICERINA

La recuperación del glicerol de la lejía de jabón es complicada, y actualmente se requieren que se cumplan dos condiciones para invertir en una planta para la recuperación de glicerina: grandes volúmenes y producción continua.

La lejía contiene disuelto jabón, albúmina, carbonato de sodio, sosa cáustica y sales de sodio de ácidos orgánicos. Una concentración típica de la lejía es 70-80% de agua, 8-20% de sal, 4-15% de glicerol y 3-5% de otros.

Debido a su bajo costo de operación, el proceso para quitar estas impurezas es el siguiente: en la paila donde se llevó la saponificación (eq. 4), el jabón sube a la superficie y la lejía se decanta por el fondo bombeándola a la Planta de Tratamiento, figura 1b. En un tanque (eq. 18) se trata con químicos que precipitan cualquier jabón presente, la albúmina e impurezas. Después se bombea a través de un filtro prensa (eq. 19), que retiene la materia precipitada, a otro tanque (eq. 20,21) en la Planta de Evaporación. La lejía tratada es succionada por el vacío con el que trabaja el evaporador (eq. 22), y se concentra parcialmente debido al calor suministrado por el vapor que circula en los serpentines del evaporador, obteniendo así la que se llama media cruda. Una concentración típica para la media cruda es de 40% de glicerol. La media cruda fluye a un segundo evaporador (eq. 23) al vacío donde se lleva a una mayor concentración, obteniendo así la llamada cruda. La concentración típica de la cruda es de 80-85% de glicerol, 10-15% de agua y 5-10% de sal. Como resultado de la



<u>EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
18,20,21,24	TANQUES
19	FILTRO PRENSA
22,23	EVAPORADORES
25,26	SALEROS

FIGURA 1b PLANTA DE TRATAMIENTO Y EVAPORACION

concentración algo de sal se precipita, depositándose en el fondo de los evaporadores acumulándose en los saleros (eq. 25,26).⁷

El glicerol para la mayoría de sus usos requiere alta pureza, es indudable que para usos alimenticios, cosméticos y medicinales las normas sean estrictas. También por cuestiones técnicas las normas son aún mayores para la manufactura de resinas y explosivos. Para cumplir con las estrictas especificaciones la refinación del glicerol debe continuarse con la destilación de cruda, separando con ésta las impurezas no volátiles y obteniendo cualquier pureza por condensación fraccional de los vapores. En algunos casos el glicerol requiere de un tratamiento para deodorizarla y decolorarla. Existen varios grados de pureza los cuales definen principalmente, el porcentaje de glicerol y los límites de las cantidades de material mineral, impurezas orgánicas y color que se permite como máximo. Los grados más usados son la Farmacopea Americana (U.S.P.) y la Químicamente Pura (Q.P.).

ANALISIS	U.S.P.	Q.P.
	LIMITES	LIMITES
Glicerol	99.5% (mínimo)	98.5% (mínimo)
Gravedad específica	1.2610 (mínimo)	1.2582 (mínimo)
Acidos grasos y ésteres	0.25 ml (máximo)	0.40 ml (máximo)
Humedad	0.50% (máximo)	1.50% (máximo)
Cloruros (NaCl)	10 ppm (máximo)	30 ppm (máximo)
Color APHA	10 (máximo)	20 (máximo)

⁷ MARTIN, G. Manufacture of Glycerol. 2ed., The technical press ltd., London, 1956, Sección I, p.p. 9-10

Sulfatos	20 ppm (máximo)
Metales pesados (Pb)	5 ppm (máximo)
Clorinados (Cl)	30 ppm (máximo)
Arsénico (As_2O_3)	2 ppm (máximo)
Residuos y sustancias fácilmente carbonizables (RSFC)	debe pasar
Acreolina glucosas compuestos de amonio (AGCA)	debe pasar
Residuos de ignición	70 ppm(máximo)

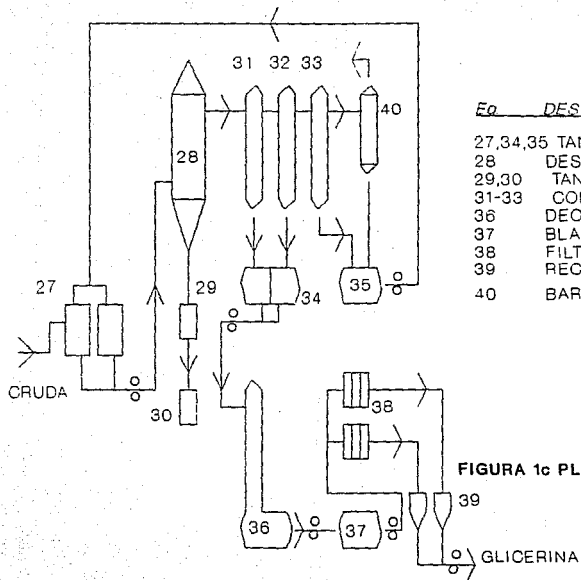
La capacidad de una Planta de Destilación de glicerina para remover impurezas depende del equipo disponible. Dado que todos los equipos para destilar operan bajo los principios de vaporización y condensación fraccional, todos los diseños se han ido perfeccionando sobre la misma línea.

Existen varios métodos y equipos para destilar, probablemente los más conocidos son el tipo Van Ruymbeke y el Garrigue. La diferencia entre ambos radica en que el Garrigue reutiliza el vapor de los serpentines del destilador, en condensadores de temperatura controlada, opera con alto vacío y bajas temperaturas.¹

El proceso a continuación describe la operación de una planta de destilación continua Wruster & Sanger del tipo Garrigue, como la que se muestra en la figura 1c, y en la cual se basará el presente estudio.

La cruda se alimenta continuamente al destilador (eq.28) por medio

¹ MINER, Carl S., op. cit. p.p. 114-119



Eq DESCRIPCION

- 27,34,35 TANQUES
- 28 DESTILADOR
- 29,30 TANQUE BORRERO
- 31-33 CONDENSADORES
- 36 DEODORIZADOR
- 37 BLANQUEADOR
- 38 FILTRO PRENSA
- 39 RECIPIENTES
- 40 BAROMETRICO

FIGURA 1c PLANTA DE DESTILACION

de un control automático de nivel, que mantiene constante el volumen de cruda. Mientras que la destilación se lleva a cabo, la sal se asienta en un tanque en el fondo del destilador - tanque borrero - (eq. 29,30). Este tanque se vacía periódicamente. El remover la sal y las impurezas acumuladas en el fondo del destilador, permite que sea posible destilar continuamente manteniendo constante y uniforme las condiciones de operación en el destilador y en los condensadores (eq. 31-33).

El destilador opera con un vacío de 6 a 12 mm de presión absoluta y con una presión de vapor que no exceda 100 lbs/plg² en los serpentines. Esto permite una destilación a temperatura de 157 a 160 grados centígrados, evitando así pérdidas de glicerol.

El vapor junto con los vapores de glicerina salen del destilador. Los vapores de glicerina son condensados en una serie de tres condensadores y el vapor de agua en un condensador barométrico de contraflujo (eq. 40). Los primeros dos condensadores (eqs.31-32) mantienen una temperatura que condensa la mayor parte del glicerol. El glicerol condensado en los primeros dos condensadores se lleva a un deodorizador (eq. 36). El tercer condensador (eq. 33) tiene una menor temperatura que condensa los vapores de glicerol restantes junto con un poco de agua recirculándolos al tanque de alimentación (eq. 27). Las temperaturas de los condensadores son controladas automáticamente.

Mientras la condensación se lleva a cabo, el glicerol condensado se retiene temporalmente en unos tanques (eq. 34) para luego ser bombeado al deodorizador (eq. 36) y posteriormente al blanqueador

(eq. 37). Tanto los receptores como el deodorizador y blanqueador se mantienen al mismo vacío para no interferir en la continuidad de la operación.⁹

Del blanqueador se bombea a través de un filtro prensa (eq. 38), a unos recipientes (eq. 39).

⁹ WURSTER, Oscar H., Glycerine refining plants. Wurster & Sanger Inc., U.S.A., p.p. 1-12

2 DESCRIPCION DE LA PLANTA DE DESTILACION

2.1 CONCEPTO DE CONFIABILIDAD

La descripción se realizará de sólo aquellos factores que estén relacionados con la confiabilidad de la planta, por lo cual en este momento es conveniente definir el concepto de confiabilidad.

En un sentido amplio, la confiabilidad se asocia con la dependencia de un correcto funcionamiento y con la ausencia de paros o fallas. Sin embargo para un análisis ingenieril este concepto se cuantifica como una función de probabilidad. Por definición tenemos que: Confiabilidad es la probabilidad de que un componente, aparato, equipo o sistema logre correctamente una función deseada por un período específico dadas ciertas condiciones de operación.¹⁰

2.2 EL SISTEMA

Un sistema es un conjunto de elementos o componentes relacionados entre sí de modo que permitan que se siga un plan definido para alcanzar un objetivo determinado. A las limitaciones dentro de las que funciona un sistema se les llama ambiente del mismo.¹¹

Como se habló en el capítulo anterior, la planta de destilación forma parte del proceso de recuperación de glicerina, a partir del subproducto (lejía) que se tiene en la saponificación de grasas en una planta de jabón. (véase figura 1) En la figura 2 se presenta en forma esquemática el sistema bajo estudio.

Uno de los objetivos más importantes que se buscan en las plantas

¹⁰ LEWIS, Elmer E., Introduction to reliability engineering. John Wiley & Sons Inc., U.S.A., 1987, p.1

¹¹ Enciclopedia Barsa México, 1981, tomo 2, p.293

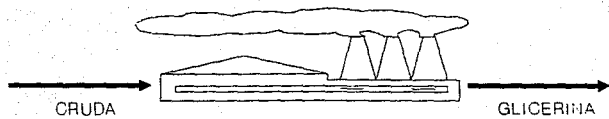


FIGURA 2 ESQUEMA DEL SISTEMA

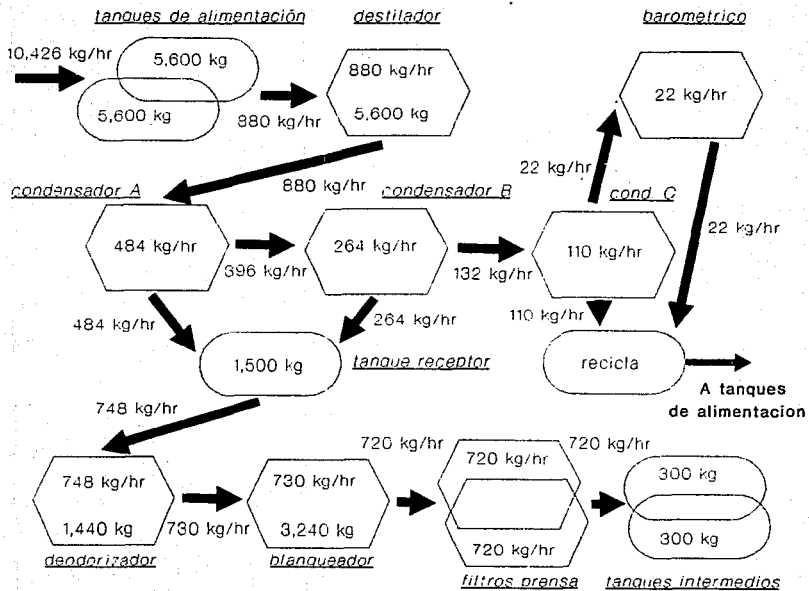
de destilación, es el de mantener altas las eficiencias: mayores volúmenes de producción y menores costos. Es importante conocer la capacidad de nuestra planta con un enfoque claro.

En la figura 3 se muestra el balance de materiales. En este esquema se representan los equipos, sus capacidades, el flujo de glicerol y la cantidad almacenada en tanques o equipos. Por ejemplo el blanqueador recibe un flujo de 730 kg/hr, almacena 3240 kg, tiene una capacidad de 730 kg/hr y manda sólo 720 kg/hr ya que lo limita la capacidad del filtro prensa.

Al principio del proceso se tiene la alimentación de la cruda. La calidad de ésta, es responsabilidad de la Planta de Evaporación. Sin embargo la Planta de Evaporación es independiente de la Planta de Destilación, por lo cual se requiere almacenar la cruda. La condición de estos tanques de almacenado es responsabilidad de la Planta de Destilación. Se espera una calidad constante en la cruda, pero por el tiempo de residencia en los tanques de almacenamiento, algo de sal se precipita variando la calidad del lote. Por ésto y con el fin de conocer el rendimiento de la planta es necesario saber qué cantidad de glicerol contiene la cruda que se recibe en los tanques de alimentación. Por cuestiones de espacio, seguridad y control es conveniente manejar la alimentación continua por medio de dos tanques.

Es importante destacar que la capacidad del destilador tiene que ser dada considerando la calidad de la cruda que se alimenta. Ya que no es lo mismo destilar una cruda de baja calidad, para la cual el destilador podría parecer que no destila, que destilar una cruda

FIGURA 3 DIAGRAMA DE FLUJO DESTILACION



de alta calidad para la que sucedería el caso contrario. Para definir las condiciones de operación del destilador, se debe conocer la composición del líquido que se tiene dentro de éste. Sin embargo esto no es práctico, se requeriría una calidad constante en la cruda, o bien tener el análisis de la cruda antes que se alimente a modo de estimar la composición que se encuentra en el destilador. Ya se comentó que no se tiene una calidad constante en los lotes de cruda y que por razones de operación de las diferentes plantas no es posible contar con una calidad constante. Por otro lado se cuenta con un análisis del lote con el cual se alimenta el destilador, pero se tendría que determinar el factor de dilución que habría con el lote anterior y sus variables en el tiempo, tampoco es práctico manejarlo de esa forma. Supóngase que se logra definir la composición de la cruda en el destilador en cada instante, sería prácticamente imposible variar la temperatura con la misma rapidez con la que varía la composición. Por todo esto se debe conocer el promedio de la calidad de la cruda que se recibe en la alimentación y así poder definir las condiciones de operación. Dependiendo qué variaciones se tengan, se deberá hacer un análisis de si es conveniente manejar las condiciones de operación para el promedio o bien para una calidad menor que la del promedio. Se debe definir una sola condición de operación ya que no es posible variarlas rápidamente y podría resultar contraproducente económicamente el manejar unas condiciones mayores que las promedio. Para fines de este trabajo se tomará una pureza en la cruda del 80%, dado que es la calidad de cruda para la que está

diseñada la planta.

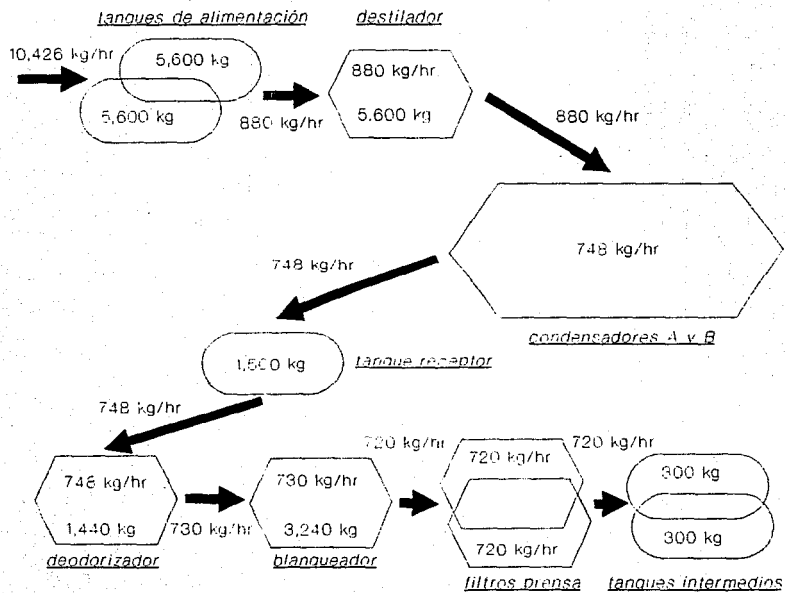
Del 100% del glicerol que se destila, véase en la figura 3 cómo sólo un 60 a 80% se condensa a una pureza comercial en los dos primeros condensadores, la cual forma parte del producto final. Lo restante se condensa en el tercer condensador y en el barométrico recirculándolo al tanque de alimentación. Nótese como esta parte del proceso no contribuye a la producción final de la planta, por lo que la dejaremos fuera de nuestro análisis. Considérese a los condensadores A y B como un sólo equipo, dado el flujo que se tiene en el proceso, facilitándose con ésto el análisis. De esta forma el sistema queda definido como se muestra en la figura 3a.

El glicerol de los primeros dos condensadores se recibe en un tanque con el fin de poder bombearla al equipo deodorizador. El deodorizador está balanceado para procesar la carga de los dos condensadores. Se ve que el blanqueador y los filtros prensa tienen una capacidad cada vez menor. Obsérvese que se tienen tres cuellos de botella:

1) El primero y el de mayor importancia, es el que se produce de tener un flujo de 880 kg/hr proveniente del destilador, al que se recibe en el tanque receptor de 748 kg/hr procesado en los condensadores A y B. La magnitud del cuello de botella es de $880\text{kg/hr} - 748\text{kg/hr} = 132\text{kg/hr}$. Propiamente esta reducción en capacidad no genera una acumulación en los equipos, sino como se observa de la figura 3 el producto restante se recircula.

2) El segundo cuello de botella es el que se produce de un flujo de 748 kg/hr proveniente del deodorizador al blanqueador que tiene la

FIGURA 3a DIAGRAMA DE FLUJO DESTILACION



capacidad de sólo 730 kg/hr. La acumulación es de $748\text{kg/hr} - 730\text{kg/hr} = 18\text{kg/hr}$ en el deodorizador.

3) El tercero y último, es de 730 kg/hr del blanqueador a 720kg/hr del filtro prensa, con una acumulación de $730\text{kg/hr} - 720\text{kg/hr} = 10\text{kg/hr}$.

Se tiene entonces que la capacidad de la planta lo determina el filtro prensa, por ser el equipo que tiene la menor capacidad. Sin embargo, con el fin de visualizar los problemas de la planta, es conveniente dividirla en dos subsistemas:

1.- El subsistema 1, que se muestra en la figura 3b, consta de la primera parte del proceso, que es la que destila propiamente la glicerina. La capacidad de este subsistema es de 748 kg/hr.

2.- El subsistema 2 se muestra en la figura 3c, y consta del proceso que le da un acabado (deodorización y blanqueo) a la glicerina ya destilada. La capacidad de este subsistema es de 720 kg/hr.

Al momento del estudio la producción promedia 375 kg/hr, y el flujo máximo que se ha obtenido en el subsistema 1 es de 610kg/hr. La totalidad de la producción depende del subsistema 1. Nótese que los condensadores trabajan directamente con los vapores que se producen en el destilador, no hay almacenamiento que amortigüe la demanda de los condensadores con el destilador, por lo que se considerará a ambos equipos como uno solo.

FIGURA 3b SUBSISTEMA # 1

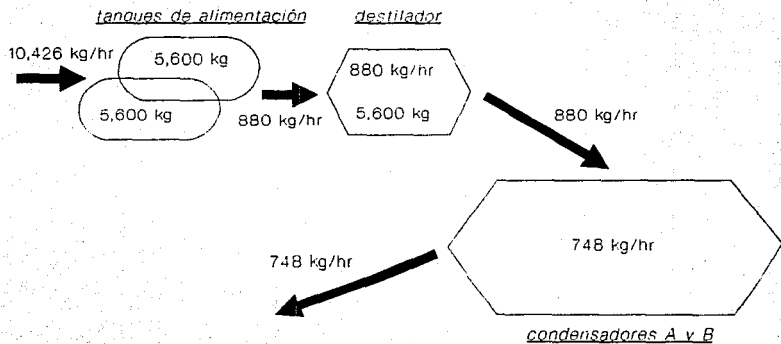
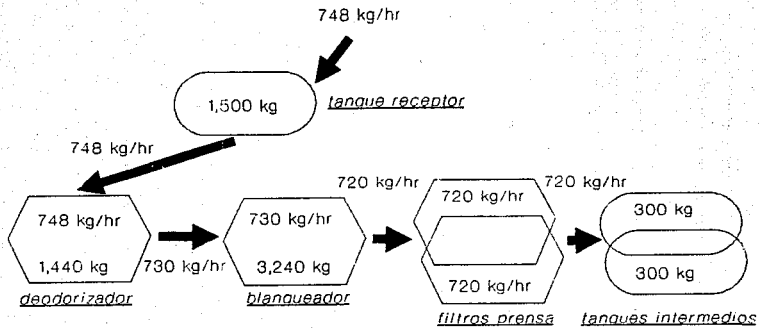


FIGURA 3c SUBSISTEMA #2



2.3 FALLAS Y TIEMPO DE OPERACION

No todo problema en los equipos se considerará como falla del sistema. Se dice que falla un sistema, cuando deja de lograr la función deseada.¹²

Considerando una correcta operación de los equipos del subsistema 2, se puede afirmar que la producción será directamente proporcional al tiempo de operación del subsistema 1. Todo problema que haga que el subsistema 1 pare, producirá un tiempo muerto y será considerado como falla del sistema.

Como se observa en la figura 3a, a lo largo de todo el proceso, se cuenta con tanques o equipos de almacenamiento, que sirven de colchón en el caso de algún problema en los equipos. De lo anterior se desprende, que de la cantidad de material almacenada en los tanques o equipos, se puede estimar qué tan crítico puede ser el problema. A manera de ejemplo, si hubiera algún problema en el sistema de bombeo para el llenado de los tanques de alimentación, no se tendrá que parar el subsistema 1 hasta que se consuma el material almacenado en los tanques de alimentación; o bien, si el problema se produjera en la tubería que conecta el blanqueador a los filtros prensa, tendríamos como colchón antes de parar el subsistema 1, el tiempo en el que se llenan los receptores del blanqueador, del deodorizador y del receptor.

En general se tiene que los tiempos muertos del sistema se clasifican de la siguiente forma:

1) INTERNOS. Provocados por fallas que dependen del sistema. Que

¹² LEWIS, Elmer E., op. cit. p.2

a su vez se pueden clasificar en:

a) PLANEADOS. Son los que fueron considerados en la cédula de producción y son:

- Mantenimientos preventivos. Todos los equipos están clasificados, según el tipo de mantenimiento que requieran, en predictivo, correctivo o periódico. Existen ocho paros programados a lo largo del año en los cuales se lleva a cabo el mantenimiento predictivo y periódico.

- Limpieza del destilador. La limpieza periódica del destilador se requiere ya que mientras se lleva a cabo la operación, el flujo destilado disminuye. Esto se debe por que:

1. la sal se pega a los serpentines impidiendo la transferencia de calor, y
2. aún bajando las borras periódicamente, la cruda dentro del destilador se hace más densa.

Es entonces que se le cierra la alimentación de cruda, se hierve lo restante (secado), se bajan los residuos (borras), se lava el destilador y se vuelve a arrancar la operación.

b) IMPREVISTOS. Son los que afectan el tiempo de operación considerado en la cédula de producción y son:

- Mantenimientos correctivos. No debe olvidarse que se puede llevar a cabo el mantenimiento de muchos de los equipos sin la necesidad de parar el subsistema 1 y no afectar la producción, sólo aquellos mantenimientos imprevistos en los que se requiere parar el subsistema 1 serán tomados en cuenta en esta clasificación.

2) EXTERNOS. Provocados por fallas que no dependen del sistema, y son:

- Falta de servicios. Todo el equipo requiere de electricidad, vapor o agua de enfriamiento para su funcionamiento.

- Falta de materia prima. Esto es que no haya cruda que procesar.

- Otros. Toda causa externa no incluida en las dos anteriores, por ejemplo juntas de supervisión no contempladas en la cédula de producción.

2.4 CONDICIONES DE OPERACION

Se entiende por condiciones de operación, aquellas condiciones de trabajo que aseguran un producto de calidad de acuerdo a las normas establecidas.

DESTILADOR

La temperatura de ebullición de la glicerina es de 290 grados centígrados a presión atmosférica. Sin embargo la glicerina se descompone a los 205 grados centígrados, por lo que no es conveniente destilar a presión atmosférica. Para poder destilar abajo de los 205 grados centígrados es necesario mantener un alto vacío en el destilador o bien destilar con vapor. Una combinación de vacío y vapor es lo más usado por ser lo más económico.

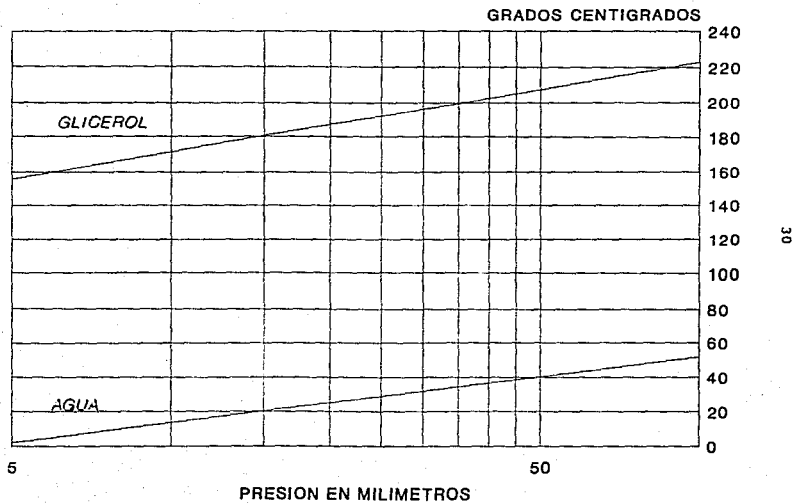
Para destilar cualquier sustancia, ésta se debe calentar hasta que su presión de vapor sea mayor que la presión parcial de los vapores de la sustancia en el destilador. En la figura 4 se observa que para tener un punto de ebullición menor de los 205 grados centígrados se requiere un vacío de 45 mm.¹³ Al destilar con vapor, el efecto es reducir la presión parcial de los vapores de glicerol a las condiciones del destilador, asumiendo que la presión total del destilador se mantiene constante. La cantidad de vapor requerido para producir este efecto, se aproxima de la siguiente ecuación¹⁴:

$$(1) W_{vg} / W_{va} = P_{pvg} / P_{pva} \times W_{molg} / W_{mola}$$

¹³ MINER, Carl S., op. cit. p.117

¹⁴ ibidem, p.118

FIGURA 4 PRESION DE VAPOR DEL GLICEROL Y DEL AGUA



donde:

W_{vg} es el peso del vapor de glicerol

W_{va} es el peso del vapor de agua

P_{pg} es la presión parcial del vapor de glicerol

P_{pa} es la presión parcial del vapor de agua

W_{molg} son los moles del glicerol

W_{mola} son los moles de agua

Para calentar la cruda se debe ceder una cierta carga térmica dada por la siguiente ecuación:

Carga térmica total (Q_T)

$$(2) Q_{Tc} = Q_s + Q_L$$

donde:

Q_s = Carga térmica sensible

Q_L = Carga térmica latente

La carga térmica sensible depende del flujo de cruda que se quiera calentar (W), del calor específico de la cruda (C_p) y del incremento de temperatura que se quiera obtener (ΔT). Lo anterior se determina por la siguiente ecuación:

$$(3) Q_s = W \times C_p \times \Delta T$$

La carga térmica latente depende del flujo que queramos vaporizar de glicerol (W_g) y de agua (W_a), así como del calor latente de los mismos (L_g, L_a). Y tiene como ecuación:

$$(4) Q_L = W_g \times L_g + W_a \times L_a$$

La carga térmica total requerida para vaporizar la cruda (Q_{Tc}) no debe exceder la cantidad de calor que los serpentines del destilador (Q_{Td}) son capaces de brindar. La cantidad de calor que

los serpentines pueden ceder se determina por medio de la siguiente ecuación:

$$(5) Q_{Td} = A_s \times U_s \times \text{LMTD}_s$$

donde:

A_s , es el área de transferencia de calor del serpentín.

U_s , es el coeficiente global de transferencia de calor para el serpentín alimentado por vapor y sumergido en cruda.

LMTD, es la diferencia media logarítmica de temperaturas, considerando la caída de presión máxima a través del serpentín.

La LMTD se calcula por medio de la ecuación:

$$(6) \text{LMTD} = ((T_{iv}-T_{ie})-(T_{fv}-T_{fe}))/\ln((T_{iv}-T_{ie})/(T_{fv}-T_{fe}))$$

donde:

T_{iv} es la temperatura inicial del vapor en el serpentín

T_{fv} es la temperatura final del vapor en el serpentín

T_{ie} es la temperatura inicial de la cruda

T_{fe} es la temperatura final de la cruda

El volumen específico que ocupa la mezcla de vapores a las condiciones de operación se calcula aplicando la ecuación general de los gases ideales, o sea:

$$(7) p \times V = n \times R \times T$$

donde:

p es la presión absoluta

V es el volumen específico

n es el número de kmol

R es la constante de los gases ideales

T es la temperatura

CONDENSADORES

Los vapores de glicerol y agua pasan por los condensadores y en éstos se enfría la mezcla de vapores, produciendo así que se condense la mayor parte del glicerol.

La carga térmica total que se requiere quitar a la mezcla de vapores (Q_{Tm}) para condensar un cierto flujo de glicerol (W_g), se calcula con la siguiente ecuación:

$$(8) Q_{Tm} = Q_s + Q_L$$

donde:

Q_s es la carga térmica sensible

Q_L es la carga térmica de condensación

La carga térmica sensible (Q_s) se calcula sumando la carga térmica sensible de los diferentes fluidos de mezcla de vapores: glicerol (Q_{sg}), agua (Q_{sa}) y vapor directo (Q_{sv}). Se tiene entonces que:

$$(9) Q_s = Q_{sg} + Q_{sa} + Q_{sv}$$

La carga térmica sensible para cada uno de los vapores, se calcula aplicando la siguiente ecuación:

$$(10) Q_{sx} = W_x \times C_{px} \times \Delta T$$

donde:

Q_{sx} es la carga térmica sensible para el fluido x

W_x es el flujo del fluido x

ΔT es el decremento de temperatura de la mezcla al pasar por el condensador

La carga térmica de condensación se calcula aplicando la siguiente ecuación:

$$(11) Q_L = W_g \times L_g$$

donde:

W_c es el flujo condensado

L_c es el calor latente del glicerol

La carga térmica que se requiera quitar en los condensadores (Q_{Tm}) no debe exceder la carga térmica que los condensadores son capaces de absorber (Q_{Th}). La carga térmica que pueden absorber los condensadores se determina de la siguiente ecuación:

$$(12) Q_{Th} = A_h \times U_h \times LMTD_h$$

donde:

A_h es el área de transferencia de calor del condensador

U_h es el coeficiente global de transferencia de calor para el condensador

$LMTD_h$ es la diferencia media logarítmica de temperaturas, considerando el incremento de presión máximo a través de los tubos del condensador

La $LMTD$ se calcula por medio de la ecuación:

$$(13) LMTD = ((T_w - T_{m1}) - (T_v - T_{m2})) / \ln((T_w - T_{m1}) / (T_v - T_{m2}))$$

donde:

T_w es la temperatura inicial del vapor en los tubos del condensador

T_v es la temperatura final del vapor en los tubos del condensador

T_{m1} es la temperatura inicial de la mezcla de vapores

T_{m2} es la temperatura final de la mezcla de vapores

El sistema debe permanecer estable, ya que todos los equipos se encuentran comunicados. La ecuación general de los gases se aplica para todo el sistema, por lo que las variaciones en temperatura, volumen o presión cambiarían la presión de vaporización de la

glicerina, con el peligro de condensar algo de agua o impurezas. Nótese que considerando una calidad de cruda constante, la temperatura, el volumen y la presión son las únicas variables a controlar.

3 CALCULOS

3.1 REGISTRO DE FALLAS

A partir de una fecha, a la que llamaremos inicio, y durante los siguientes 304 días se registraron las fallas del sistema. Los primeros 200 días serán la primera fase, y los últimos 104 días serán la segunda fase. Véase la tabla 1.

Las diversas causas corresponden a la clasificación hecha anteriormente para los tiempos muertos:

INTERNAS

- Planeadas.
 - m - mantenimientos preventivos
 - b - limpieza del destilador
- Mantenimientos correctivos a los siguientes equipos:
 - vac - bomba de vacío bar - barométrico
 - val - válvulas hw - bomba hot well
 - bd - bomba deodorizador dem - demister

EXTERNAS

- Falta de los siguientes servicios:
 - a - agua
 - e - electricidad
 - vap - vapor
- Falta de materia prima.
 - bnc - bajo nivel de cruda
- Otros.

3.2 PLANTEAMIENTO

Ahora la pregunta es si habrá un modelo probabilístico conocido,

TABLA I
FALLAS DEL SISTEMA

CAUSA	#	DIA	CAUSA	#	DIA	CAUSA	#	DIA	CAUSA	#	DIA
inicio	0	0	bnc	39	78.25	b	78	158.96	b	117	238.96
b	1	2.17	b	40	84.58	dem	79	159.25	vap	118	239.31
a	2	3.68	e	41	87.38	val	80	160.79	e	119	239.38
b	3	4.38	b	42	89.46	b	81	163.92	vap	120	239.83
e	4	6.84	bnc	43	90.25	m	82	164.25	hw	121	240.7
b	5	8.46	e	44	92.71	b	83	168.92	otros	122	242.6
e	6	9.17	a	45	93.92	b	84	172.92	b	123	242.96
bar	7	9.4	vap	46	94.33	m	85	173.25	otros	124	247.25
bnc	8	10.58	b	47	97.08	vac	86	185.25	b	125	248.25
b	9	16.96	val	48	97.25	b	87	189.96	hw	126	249.66
bnc	10	17.25	b	49	99.94	bd	88	190.25	otros	127	250.53
otros	11	20.25	val	50	100.25	bd	89	191	b	128	252.96
b	12	24.46	e	51	102.95	b	90	194.46	val	129	253.25
bnc	13	25.25	e	52	105.04	b/hw	91	198.25	b	130	257.96
vap	14	26.69	b	53	106	val	92	199.25	hw	131	260.97
vap	15	29.66	val	54	106.25	vac	93	200.5	a	132	261.74
b	16	30.63	b	55	111	vap	94	201.64	b	133	261.96
bnc	17	31.25	e	56	111.25	b	95	204	e	134	264.31
b	18	39	b	57	116.96	otros	96	204.25	b	135	265.96
val	19	39.25	e	58	120.91	vac	97	206.13	m	136	269.59
b	20	44	e	59	121.36	vac	98	207.93	e	137	274.25
hw	21	44.25	otros	60	121.56	vac	99	210.47	e	138	275.82
b	22	48.94	b	61	123	b	100	211.54	hw	139	275.88
bnc	23	49.25	bnc	62	123.25	hw/vac	101	212.42	vap	140	276.51
e	24	52.96	hw	63	125.25	vac	102	213.42	a	141	277.43
b	25	55.96	vap	64	128.29	b	103	218.96	b	142	278.96
bnc	26	56.25	b	65	130.96	m	104	219.25	hw	143	279.25
otros	27	60.31	otros	66	133.08	vap	105	221.4	e	144	280.46
e	28	60.6	vap	67	135.58	b	106	224.96	b	145	283.96
e	29	61.65	b	68	136.94	hw	107	225.25	e	146	284.52
b	30	61.92	e	69	140.82	e	108	227.57	e	147	285.08
e	31	62.25	b	70	141.94	a	109	227.85	e	148	289.43
b	32	66.92	m	71	142.25	b	110	229.96	b	149	293.92
hw	33	67.25	vap	72	143.58	e	111	231.57	b	150	297.96
o	34	69.04	b	73	147.96	e	112	233.83	b	151	300.71
a	35	69.56	vap	74	149.63	b	113	234.96	b	152	302.96
b	36	71.96	vap	75	150.37	hw	114	235.25	m	153	303.25
b	37	75.38	b	76	151.96	otros	115	236.66			
m	38	76.25	e	77	153.25	vap	116	237.42			

que se ajuste al sistema. ¿Cuál es y cuáles son sus parámetros ?

3.3 MODELO Y PARAMETROS

La razón a la cual fallan los sistemas de operación continua, con frecuencia siguen un modelo de distribución exponencial.¹⁵ Se tiene que nuestro proceso, es un proceso aleatorio. Este se caracteriza por su dependencia del tiempo, es decir, el hecho de que ciertos eventos (fallas) sucedan o no en un intervalo continuo de tiempo. El modelo con el que se pueden describir tales situaciones es el proporcionado por la distribución de Poisson¹⁶, por medio de la siguiente fórmula:

$$(14) f(x;\lambda) = \lambda^x \exp(-\lambda) / x! \text{ para } x = 0,1,2,\dots$$

Para determinar si la distribución de Poisson es la correcta, se deben comparar la distribución de frecuencia observada con los valores correspondientes de una distribución esperada o teórica.¹⁷ Primero se hará un histograma de los datos obtenidos. Con este fin se calculó el tiempo que existe entre una falla y la siguiente; a dicho tiempo se le llama tiempo entre fallas (TEF). De estos datos se obtiene el rango, es decir, al máximo tiempo entre falla se le resta el mínimo. Una vez conocido el rango se debe elegir un intervalo de tal forma que los datos se puedan dividir en un cierto número de grupos. Con el objeto de observar la mayor información

¹⁵ LEWIS, Elmer E., op. cit. p.87

¹⁶ MILLER, Irwin / FREUND, John E. Probabilidad y estadística para ingenieros. Prentice-Hall, 3a. ed., México, 1987, p.92

¹⁷ FREUND, John E. Mathematical Statistics. Prentice-Hall, U.S.A., 1962, p.285

posible acerca de la naturaleza de la distribución, el número de grupos en los cuales los datos se dividen debe ser razonable. Si son muy pocos los intervalos, la naturaleza de la distribución puede ser distorsionada por la falta de resolución. Si el número es muy grande, las grandes fluctuaciones en frecuencia esconderán la naturaleza de la distribución. Aún cuando no existe una regla precisa para determinar un número óptimo de intervalos, la siguiente fórmula se puede considerar como una forma razonable para determinar el tamaño del intervalo¹⁸:

$$(15) I = r / (1 + 3.3 \times \log(N))$$

donde:

I es el tamaño del intervalo

r es el rango

N es el número de datos

Una vez construido el histograma, se estimará el parámetro de la distribución de Poisson. Se tiene que:

$$(16) \lambda = \sum x_i f_i / N$$

Con este parámetro y con la fórmula 14 se obtienen las probabilidades de Poisson p_i , que multiplicándolas por el número total de frecuencias N, se obtendrá la frecuencia esperada e_i .

El parámetro λ representa la media y la variancia de la distribución de Poisson¹⁹. Es decir:

$$\mu = \lambda \quad \text{y} \quad \sigma^2 = \lambda$$

¹⁸ LEWIS, Elmer E., op. cit. p.67

¹⁹ MILLER, Irwin, op. cit. p.91

La prueba correspondiente a la hipótesis nula de que los datos obtenidos provienen de una población con una distribución de Poisson (contra la alternativa que la población tenga alguna otra distribución) es el rechazar la hipótesis nula si²⁰:

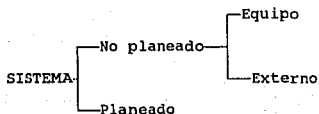
$$\chi^2 \geq \chi^2_{\alpha, m-2}$$

donde:

$$(17) \chi^2 = \sum_{i=1}^m (f_i - e_i)^2 / e_i$$

El valor con el cual se compara, es el correspondiente a la variable aleatoria que tiene la distribución ji-cuadrada que se observará en el apéndice A, copiada del libro de Probabilidad y Estadística para Ingenieros, mencionado en la bibliografía. De donde α es el nivel de significancia y m es el número de términos con los que se desarrolla la prueba.

El anterior procedimiento se llevará a cabo con diversos enfoques, para deslindar responsabilidades y poder tomar un plan de acción bien definido. Estos se diferencian según el tipo de fallas que abarquen. Esquemáticamente se muestra, en el diagrama 2:



²⁰ FREUND, John E., op. cit. p.285

SISTEMA.- Se tratará de ajustar el modelo a todas las fallas, observando el sistema como un todo, no importando cuales fueran sus causas. Tablas 2 y 3.

NO PLANEADO.- A todas las fallas del sistema se le quitarán aquellas que fueron planeadas en la cédula de producción, quedando así únicamente las fallas por el equipo, por los servicios, por la falta de materia prima y aquéllas señaladas como "otros". Tablas 4 y 5.

De estas fallas algunas son responsabilidad de la planta y otras no. Las imputables al equipo serán responsabilidad de la planta, las demás son externas a la planta.

PLANEADO.- Observará lo planeado, lo previsto, que fueron los mantenimientos y la limpieza del destilador. Tablas 6 y 7.

IMPUTABLES AL EQUIPO.- Para lo cual se le quitarán al sistema las fallas planeadas y aquéllas por causas externas. Tablas 8 y 9.

EXTERNAS.- Se tomarán únicamente las fallas que tengan su causa fuera de la planta, siendo éstas las fallas por servicios, por falta de materia prima y las señaladas como "otros". Tablas 10 y 11.

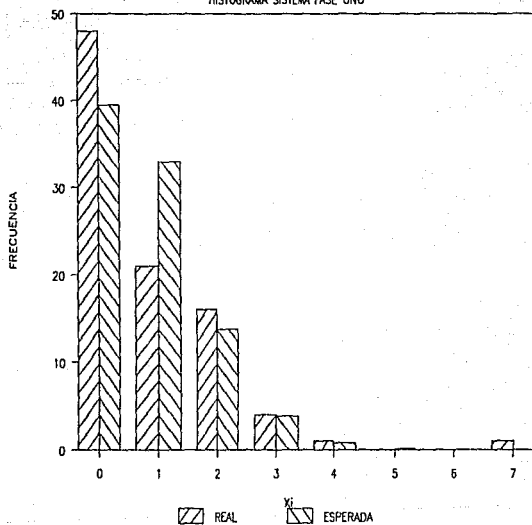
TABLA 2
TEF SISTEMA FASE UNO

CAUSA	#	DIA	TEF	1.754	3.339	4.924	6.509	8.093	9.678	11.263	12.848
inicio	0	0	2.17	0	1	0	0	0	0	0	0
b	1	2.17	1.51	1	0	0	0	0	0	0	0
a	2	3.68	0.7	1	0	0	0	0	0	0	0
b	3	4.38	2.46	0	1	0	0	0	0	0	0
e	4	6.84	1.62	1	0	0	0	0	0	0	0
b	5	8.46	0.71	1	0	0	0	0	0	0	0
e	6	9.17	0.23	1	0	0	0	0	0	0	0
bar	7	9.4	1.18	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	8	10.58	6.38	0	0	0	1	0	0	0	0
b	9	16.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	10	17.25	3	0	1	0	0	0	0	0	0
otros	11	20.25	4.21	0	0	1	0	0	0	0	0
b	12	24.46	0.79	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	13	25.25	1.44	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	14	26.69	2.97	0	1	0	0	0	0	0	0
vap	15	29.66	0.97	1	0	0	0	0	0	0	0
b	16	30.63	0.62	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	17	31.25	7.75	0	0	0	0	1	0	0	0
b	18	39	0.25	1	0	0	0	0	0	0	0
val	19	39.25	4.75	0	0	1	0	0	0	0	0
b	20	44	0.25	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	21	44.25	4.69	0	0	1	0	0	0	0	0
b	22	48.94	0.31	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	23	49.25	3.71	0	0	1	0	0	0	0	0
e	24	52.96	3	0	1	0	0	0	0	0	0
b	25	55.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	26	56.25	4.06	0	0	1	0	0	0	0	0
otros	27	60.31	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
e	28	60.6	1.05	1	0	0	0	0	0	0	0
e	29	61.65	0.27	1	0	0	0	0	0	0	0
b	30	61.92	0.33	1	0	0	0	0	0	0	0
e	31	62.25	4.67	0	0	1	0	0	0	0	0
b	32	66.92	0.33	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	33	67.25	1.79	0	1	0	0	0	0	0	0
e	34	69.04	0.52	1	0	0	0	0	0	0	0
a	35	69.56	2.4	0	1	0	0	0	0	0	0
b	36	71.96	3.42	0	0	1	0	0	0	0	0
b	37	75.38	0.87	1	0	0	0	0	0	0	0
m	38	76.25	2	0	1	0	0	0	0	0	0
bnc	39	78.25	6.33	0	0	0	1	0	0	0	0
b	40	84.58	2.8	0	1	0	0	0	0	0	0
e	41	87.38	2.08	0	1	0	0	0	0	0	0
b	42	89.46	0.79	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	43	90.25	2.46	0	1	0	0	0	0	0	0

TABLA 2 (CONTINUACION)
TEF SISTEMA FASE UNO

CAUSA	#	DIA	TEF	1.754	3.339	4.924	6.509	8.093	9.678	11.263	12.848
e	44	92.71	1.21	1	0	0	0	0	0	0	0
a	45	93.92	0.41	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	46	94.33	2.75	0	1	0	0	0	0	0	0
b	47	97.08	0.17	1	0	0	0	0	0	0	0
val	48	97.25	2.69	0	1	0	0	0	0	0	0
b	49	99.94	0.31	1	0	0	0	0	0	0	0
val	50	100.25	2.7	0	1	0	0	0	0	0	0
e	51	102.95	2.09	0	1	0	0	0	0	0	0
e	52	105.04	0.96	1	0	0	0	0	0	0	0
b	53	106	0.25	1	0	0	0	0	0	0	0
val	54	106.25	4.75	0	0	1	0	0	0	0	0
b	55	111	0.25	1	0	0	0	0	0	0	0
e	56	111.25	5.71	0	0	0	1	0	0	0	0
b	57	116.96	3.95	0	0	1	0	0	0	0	0
e	58	120.91	0.45	1	0	0	0	0	0	0	0
e	59	121.36	0.2	1	0	0	0	0	0	0	0
otros	60	121.56	1.44	1	0	0	0	0	0	0	0
b	61	123	0.25	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	62	123.25	2	0	1	0	0	0	0	0	0
hw	63	125.25	3.04	0	1	0	0	0	0	0	0
vap	64	128.29	2.67	0	1	0	0	0	0	0	0
b	65	130.96	2.12	0	1	0	0	0	0	0	0
otros	66	133.08	2.5	0	1	0	0	0	0	0	0
vap	67	135.58	1.36	1	0	0	0	0	0	0	0
b	68	136.94	3.88	0	0	1	0	0	0	0	0
e	69	140.82	1.12	1	0	0	0	0	0	0	0
b	70	141.94	0.31	1	0	0	0	0	0	0	0
m	71	142.25	1.33	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	72	143.58	4.38	0	0	1	0	0	0	0	0
b	73	147.96	1.67	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	74	149.63	0.74	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	75	150.37	1.59	1	0	0	0	0	0	0	0
b	76	151.96	1.29	1	0	0	0	0	0	0	0
e	77	153.25	5.71	0	0	0	1	0	0	0	0
b	78	158.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
dem	79	159.25	1.54	1	0	0	0	0	0	0	0
val	80	160.79	3.13	0	1	0	0	0	0	0	0
b	81	163.92	0.33	1	0	0	0	0	0	0	0
m	82	164.25	4.67	0	0	1	0	0	0	0	0
b	83	168.92	4	0	0	1	0	0	0	0	0
b	84	172.92	0.33	1	0	0	0	0	0	0	0
m	85	173.25	12	0	0	0	0	0	0	0	1
vac	86	185.25	4.71	0	0	1	0	0	0	0	0
b	87	189.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
bd	88	190.25	0.75	1	0	0	0	0	0	0	0
bd	89	191	3.46	0	0	1	0	0	0	0	0
b	90	194.46	3.79	0	0	1	0	0	0	0	0
b/hw	91	198.25									
				48	21	16	4	1	0	0	1

TABLA 3
HISTOGRAMA SISTEMA FASE UNO



X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	1.755	48	0	0.434	39.476	1.841
1	3.340	21	21	0.362	32.969	4.345
2	4.924	16	32	0.151	13.767	0.362
3	6.509	4	12	0.042	3.833	0.307
4	8.094	1	4	0.009	0.800	
5	9.679	0	0	0.001	0.134	
6	11.263	0	0	0.000	0.019	
7	12.848	1	7	0.000	0.002	
		91	76	1.000	91.000	6.855

lambda	0.835
minimo	0.17
maximo	12.00
intervalo	1.585

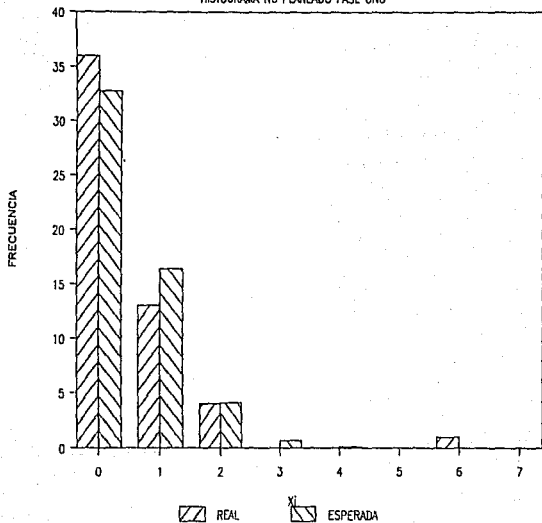
TABLA 4
TEF NO PLANEADO FASE UNO

CAUSA	#	DIA	TEF	3.812	7.424	11.035	14.647	18.259	21.871	25.482	29.094
inicio	0	0	3.68	1	0	0	0	0	0	0	0
a	1	3.68	3.16	1	0	0	0	0	0	0	0
e	2	6.84	2.33	1	0	0	0	0	0	0	0
e	3	9.17	0.23	1	0	0	0	0	0	0	0
bar	4	9.40	1.18	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	5	10.58	6.67	0	1	0	0	0	0	0	0
bnc	6	17.25	3.00	1	0	0	0	0	0	0	0
otros	7	20.25	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
bnc	8	25.25	1.44	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	9	26.69	2.97	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	10	29.66	1.59	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	11	31.25	8.00	0	0	1	0	0	0	0	0
val	12	39.25	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
hw	13	44.25	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
bnc	14	49.25	3.71	1	0	0	0	0	0	0	0
e	15	52.96	3.29	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	16	56.25	4.06	0	1	0	0	0	0	0	0
otros	17	60.31	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
e	18	60.60	1.05	1	0	0	0	0	0	0	0
e	19	61.65	0.60	1	0	0	0	0	0	0	0
e	20	62.25	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
hw	21	67.25	1.79	1	0	0	0	0	0	0	0
e	22	69.04	0.52	1	0	0	0	0	0	0	0
a	23	69.56	8.69	0	0	1	0	0	0	0	0
bnc	24	78.25	9.13	0	0	1	0	0	0	0	0
e	25	87.38	2.87	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	26	90.25	2.46	1	0	0	0	0	0	0	0
e	27	92.71	1.21	1	0	0	0	0	0	0	0
a	28	93.92	0.41	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	29	94.33	2.92	1	0	0	0	0	0	0	0
val	30	97.25	3.00	1	0	0	0	0	0	0	0
val	31	100.25	2.70	1	0	0	0	0	0	0	0
e	32	102.95	2.09	1	0	0	0	0	0	0	0
e	33	105.04	1.21	1	0	0	0	0	0	0	0
val	34	106.25	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
e	35	111.25	9.66	0	0	1	0	0	0	0	0
e	36	120.91	0.45	1	0	0	0	0	0	0	0
e	37	121.36	0.20	1	0	0	0	0	0	0	0
otros	38	121.56	1.69	1	0	0	0	0	0	0	0
bnc	39	123.25	2.00	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	40	125.25	3.04	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	41	128.29	4.79	0	1	0	0	0	0	0	0
otros	42	133.08	2.50	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	43	135.58	5.24	0	1	0	0	0	0	0	0
e	44	140.82	2.76	1	0	0	0	0	0	0	0

TABLA 4 (CONTINUACION)
TEF NO PLANEADO FASE UNO

CAUSA	#	DIA	TEF	3.812	7.424	11.035	14.647	18.259	21.871	25.482	29.094
vap	45	143.58	6.05	0	1	0	0	0	0	0	0
vap	46	149.63	0.74	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	47	150.37	2.88	1	0	0	0	0	0	0	0
e	48	153.25	6.00	0	1	0	0	0	0	0	0
dem	49	159.25	1.54	1	0	0	0	0	0	0	0
val	50	160.79	24.46	0	0	0	0	0	0	1	0
vac	51	185.25	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
bd	52	190.25	0.75	1	0	0	0	0	0	0	0
bd	53	191.00	7.25	0	1	0	0	0	0	0	0
b/hw	54	198.25									
				36	13	4	0	0	0	1	0

TABLA 5
HISTOGRAMA NO PLANEADO FASE UNO



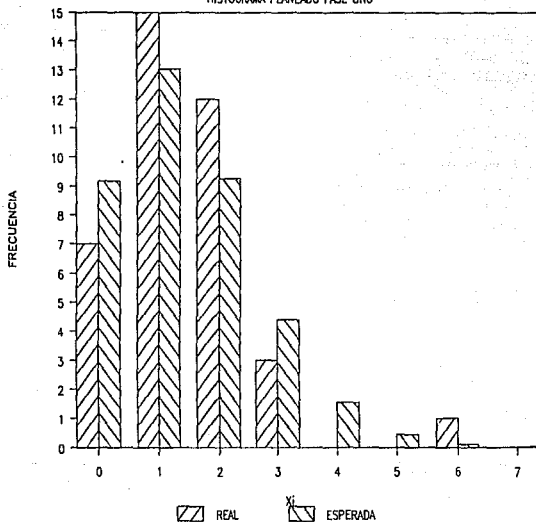
X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	3.812	36	0	0.607	32.753	0.322
1	7.424	13	13	0.303	16.376	0.696
2	11.035	4	8	0.076	4.094	4.871
3	14.647	0	0	0.013	0.682	
4	18.259	0	0	0.002	0.085	
5	21.871	0	0	0.000	0.009	
6	25.482	1	6	0.000	0.001	
7	29.094	0	0	0.000	0.000	
		54	27	1.000	54.000	1.021

lambda	0.500
minimo	0.20
maximo	24.46
intervalo	3.612

TABLA 6
TEF PLANEADO FASE UNO

CAUSA	#	DIA	TEF	2.950	5.589	8.229	10.868	13.508	16.147	18.787	21.426
inicio	0	0	2.17	1	0	0	0	0	0	0	0
b	1	2.17	2.21	1	0	0	0	0	0	0	0
b	2	4.38	4.08	0	1	0	0	0	0	0	0
b	3	8.46	8.50	0	0	0	1	0	0	0	0
b	4	16.96	7.50	0	0	1	0	0	0	0	0
b	5	24.46	6.17	0	0	1	0	0	0	0	0
b	6	30.63	8.37	0	0	0	1	0	0	0	0
b	7	39.00	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
b	8	44.00	4.94	0	1	0	0	0	0	0	0
b	9	48.94	7.02	0	0	1	0	0	0	0	0
b	10	55.96	5.96	0	0	1	0	0	0	0	0
b	11	61.92	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
b	12	66.92	5.04	0	1	0	0	0	0	0	0
b	13	71.96	3.42	0	1	0	0	0	0	0	0
b	14	75.38	0.87	1	0	0	0	0	0	0	0
m	15	76.25	8.33	0	0	0	1	0	0	0	0
b	16	84.58	4.88	0	1	0	0	0	0	0	0
b	17	89.46	7.62	0	0	1	0	0	0	0	0
b	18	97.08	2.86	1	0	0	0	0	0	0	0
b	19	99.94	6.06	0	0	1	0	0	0	0	0
b	20	106.00	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
b	21	111.00	5.96	0	0	1	0	0	0	0	0
b	22	116.96	6.04	0	0	1	0	0	0	0	0
b	23	123.00	7.96	0	0	1	0	0	0	0	0
b	24	130.96	5.98	0	0	1	0	0	0	0	0
b	25	136.94	5.00	0	1	0	0	0	0	0	0
b	26	141.94	0.31	1	0	0	0	0	0	0	0
m	27	142.25	5.71	0	0	1	0	0	0	0	0
b	28	147.96	4.00	0	1	0	0	0	0	0	0
b	29	151.96	7.00	0	0	1	0	0	0	0	0
b	30	158.96	4.96	0	1	0	0	0	0	0	0
b	31	163.92	0.33	1	0	0	0	0	0	0	0
m	32	164.25	4.67	0	1	0	0	0	0	0	0
b	33	168.92	4.00	0	1	0	0	0	0	0	0
b	34	172.92	0.33	1	0	0	0	0	0	0	0
m	35	173.25	16.71	0	0	0	0	0	0	1	0
b	36	189.96	4.50	0	1	0	0	0	0	0	0
b	37	194.46	3.79	0	1	0	0	0	0	0	0
b/hw	38	198.25									
				7	15	12	3	0	0	1	0

TABLA 7
HISTOGRAMA PLANEADO FASE UNO



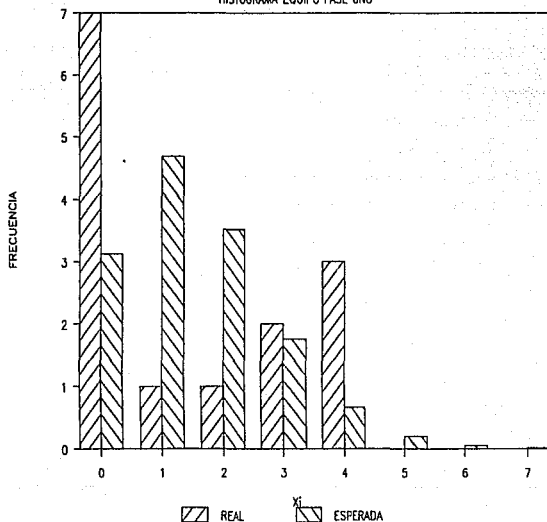
X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	2.950	7	0	0.241	9.175	0.516
1	5.589	15	15	0.343	13.039	0.295
2	8.229	12	24	0.244	9.264	0.808
3	10.868	3	9	0.115	4.388	0.439
4	13.508	0	0	0.041	1.559	2.128
5	16.147	0	0	0.012	0.443	
6	18.787	1	6	0.003	0.105	
7	21.426	0	0	0.001	0.021	
		38	54	1.000	37.996	2.656

lambda	1.421
minimo	0.31
maximo	16.71
intervalo	2.640

TABLA 8
TEF EQUIPO FASE UNO

CAUSA	#	DIA	TEF	7.703	14.656	21.609	28.561	35.514	42.467	49.420	56.373
inicio	0	0	9.40	0	1	0	0	0	0	0	0
bar	1	9.40	29.85	0	0	0	0	1	0	0	0
val	2	39.25	5.00	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	3	44.25	23.00	0	0	0	1	0	0	0	0
hw	4	67.25	30.00	0	0	0	0	1	0	0	0
val	5	97.25	3.00	1	0	0	0	0	0	0	0
val	6	100.25	6.00	1	0	0	0	0	0	0	0
val	7	106.25	19.00	0	0	1	0	0	0	0	0
hw	8	125.25	34.00	0	0	0	0	1	0	0	0
dem	9	159.25	1.54	1	0	0	0	0	0	0	0
val	10	160.79	24.46	0	0	0	1	0	0	0	0
vac	11	185.25	5.00	1	0	0	0	0	0	0	0
bd	12	190.25	0.75	1	0	0	0	0	0	0	0
bd	13	191.00	7.25	1	0	0	0	0	0	0	0
b/hw	14	198.25									
				7	1	1	2	3	0	0	0

TABLA 9
HISTOGRAMA EQUIPO FASE UNO



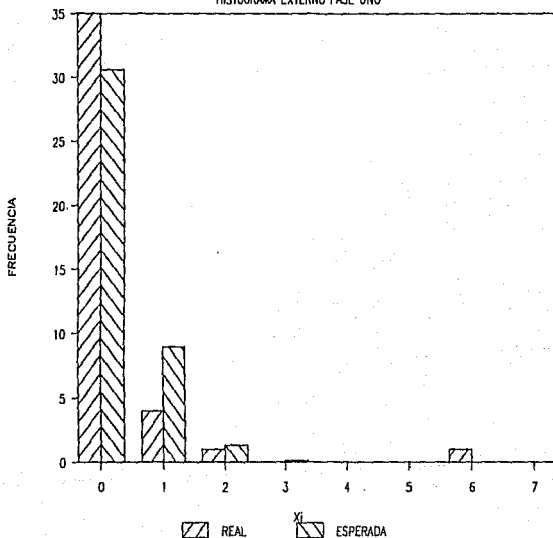
X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	7.703	7	0	0.223	3.124	4.810
1	14.656	1	1	0.335	4.686	2.899
2	21.609	1	2	0.251	3.514	6.188
3	28.561	2	6	0.126	1.757	
4	35.514	3	12	0.047	0.659	
5	42.467	0	0	0.014	0.198	
6	49.420	0	0	0.004	0.049	
7	56.373	0	0	0.001	0.011	
		14	21	1.000	13.998	7.715

lambda	1.500
minimo	0.75
maximo	34.00
intervalo	6.953

TABLA 10
TEF EXTERNO FASE UNO

CAUSA	#	DIA	TEF	7.822	15.445	23.067	30.689	38.312	45.934	53.557
inicio	0	0	3.68	1	0	0	0	0	0	0
a	1	3.68	3.16	1	0	0	0	0	0	0
e	2	6.84	2.33	1	0	0	0	0	0	0
e	3	9.17	1.41	1	0	0	0	0	0	0
bnc	4	10.58	6.67	1	0	0	0	0	0	0
bnc	5	17.25	3.00	1	0	0	0	0	0	0
otros	6	20.25	5.00	1	0	0	0	0	0	0
bnc	7	25.25	1.44	1	0	0	0	0	0	0
vap	8	26.69	2.97	1	0	0	0	0	0	0
vap	9	29.66	1.59	1	0	0	0	0	0	0
bnc	10	31.25	18.00	0	0	1	0	0	0	0
bnc	11	49.25	3.71	1	0	0	0	0	0	0
e	12	52.96	3.29	1	0	0	0	0	0	0
bnc	13	56.25	4.06	1	0	0	0	0	0	0
otros	14	60.31	0.29	1	0	0	0	0	0	0
e	15	60.60	1.05	1	0	0	0	0	0	0
e	16	61.65	0.60	1	0	0	0	0	0	0
e	17	62.25	6.79	1	0	0	0	0	0	0
e	18	69.04	0.52	1	0	0	0	0	0	0
a	19	69.56	8.69	0	1	0	0	0	0	0
bnc	20	78.25	9.13	0	1	0	0	0	0	0
e	21	87.38	2.87	1	0	0	0	0	0	0
bnc	22	90.25	2.46	1	0	0	0	0	0	0
e	23	92.71	1.21	1	0	0	0	0	0	0
a	24	93.92	0.41	1	0	0	0	0	0	0
vap	25	94.33	8.62	0	1	0	0	0	0	0
e	26	102.95	2.09	1	0	0	0	0	0	0
e	27	105.04	6.21	1	0	0	0	0	0	0
e	28	111.25	9.66	0	1	0	0	0	0	0
e	29	120.91	0.45	1	0	0	0	0	0	0
e	30	121.36	0.20	1	0	0	0	0	0	0
otros	31	121.56	1.69	1	0	0	0	0	0	0
bnc	32	123.25	5.04	1	0	0	0	0	0	0
vap	33	128.29	4.79	1	0	0	0	0	0	0
otros	34	133.08	2.50	1	0	0	0	0	0	0
vap	35	135.58	5.24	1	0	0	0	0	0	0
e	36	140.82	2.76	1	0	0	0	0	0	0
vap	37	143.58	6.05	1	0	0	0	0	0	0
vap	38	149.63	0.74	1	0	0	0	0	0	0
vap	39	150.37	2.88	1	0	0	0	0	0	0
e	40	153.25	48.39	0	0	0	0	0	0	1
vap	41	201.64								
				35	4	1	0	0	0	1

TABLA 11
HISTOGRAMA EXTERNO FASE UNO



X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	7.822	35	0	0.746	30.597	0.634
1	15.445	4	4	0.218	8.955	2.742
2	23.067	1	2	0.032	1.311	0.210
3	30.689	0	0	0.003	0.128	
4	38.312	0	0	0.000	0.009	
5	45.934	0	0	0.000	0.001	
6	53.557	1	6	0.000	0.000	
		41	12	1.000	41.000	3.586

lambda	0.293
minimo	0.20
maximo	48.39
intervalo	7.622

4 RESULTADOS DE LA PRIMERA FASE

4.1 SISTEMA

Se tiene que el sistema se ajusta a la distribución de Poisson con un nivel de significancia de 0.025, para la cual (véase el apéndice A) $\chi^2_{0.025,2} = 7.378 > 6.855$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 3.

La lambda de la distribución del sistema fue de 0.835, lo que corresponde a una media de 3.078 días para el rango usado. Fueron registradas un total de 91 fallas.

4.1.1 NO PLANEADO

Lo no planeado del sistema se ajusta a la distribución de Poisson con un nivel de significancia de 0.05, para la cual (véase el apéndice A) $\chi^2_{0.05,1} = 3.841 > 1.021$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 5.

La distribución nos muestra que se tiene una lambda de 0.5, que corresponde a una media del tiempo entre fallas no planeadas, de 5.618 días. Se tuvieron 54 fallas no planeadas, que corresponden al 59% de las fallas del sistema.

1) EQUIPO

De lo no planeado, se tiene responsabilidad directa sobre lo que pase en el equipo. Estas fallas se ajustan a la distribución de Poisson con un nivel de significancia de 0.005, para la cual (véase el apéndice A) $\chi^2_{0.005,1} = 7.879 > 7.715$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 9.

La distribución muestra una lambda de 1.5, que corresponde a una media de 18.133 días. Sólo se registraron 14 fallas (14% de las fallas del sistema, 25% de las no planeadas).

Analizando las causas:

Fallas	Causa
5	válvulas
4	bomba de agua
2	bomba deodorizador
1	barométrico
1	demister
1	sistema de vacío

Estas se concentran en problemas con diversos tipos de válvulas y algunas bombas. Tomando en cuenta el costo y la facilidad de resolver el problema, clasificaremos a las válvulas como URGENTES, a las bombas como de INTENSIDAD CRECIENTE y al sistema de vacío de IMPORTANTE. En ese orden se atacarán los problemas.

ii) EXTERNO

Por otro lado se tienen aquellas fallas no planeadas que no son responsabilidad del sistema, sino de los factores externos a ella. Tales fallas se ajustan a la distribución de Poisson con un nivel de significancia de 0.05, para la cual (véase el apéndice A) $\chi^2_{0.05,1} = 3.841 > 3.586$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 11.

Se registraron 40 fallas por esta causa (45% de las fallas del sistema, 75% de las no planeadas). La distribución tiene una lambda de 0.293, que corresponde a una media de 9.121 días. El análisis de estas fallas nos muestra que, 28 fueron por fallas en los servicios, 9 por bajo nivel de cruda y 4 por otros.

De las 28 fallas en los servicios 16 fueron por fallas eléctricas, 9 por fallas de vapor (caldera) y 3 por fallas de agua. Este

problema por su naturaleza su solución se le turnará al departamento de servicios de la planta.

Al respecto de los paros por bajo nivel de cruda, en la introducción al plantear la problemática se mencionó un cambio drástico de tener paros por bajo nivel de cruda, a tener problemas por sobrecupo. Es a partir de este momento que no volverá a haber paros por dicha causa.

4.1.2 PLANEADO

Los únicos paros planeados son la limpieza del destilador y los mantenimientos preventivos. Estas fallas se ajustan a la distribución de Poisson con un nivel de significancia de 0.05, para la cual (véase apéndice A) $\chi^2_{0.05,3} = 7.815 > 2.656$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 6.

Se registraron 38 fallas planeadas (41% de las fallas del sistema) con una lambda en la distribución de 1.421, que corresponde a una media de 6.7 días. Sólo 4 de las 38 fallas fueron causadas por mantenimientos, las restantes son debidas a limpiezas del destilador. Si bien las fallas externas ocupan el mayor porcentaje de fallas del sistema, las planeadas tienen una media menor y en porcentaje son sólo un 4% menores.

A la luz de los datos anteriores obliga a revisar el procedimiento de limpieza. Empezando por evaluar si el tiempo que se deja trabajar al destilador antes de pararlo para efectuar su limpieza, es el óptimo. Actualmente se tiene la costumbre de pararlo cada cinco días. A continuación se desarrollará una forma para evaluar tal práctica, para ejemplificarlo se ocuparán como base los

primeros cinco ciclos de un mes en el se rompió el record de producción. En la tabla 12 se muestran los kilogramos por hora promedio a los cuales trabajó el equipo en tal mes. Recuérdense los pasos en que consiste la limpieza del destilador:

1.- Secado. Una vez que se ha cerrado la alimentación de cruda al destilador, se le deja trabajando 3 horas antes de pararlo.

2.- Borrás. Lo que resta en el destilador se considera como desecho por su alto contenido de sal. Se requiere 1 hora para vaciarlo.

3.- Lavado. Consiste en llenar de agua el destilador y hervirla, con el objeto de disolver la sal pegada en los serpentines. Se requieren 2.5 horas para dicha operación.

4.- Arranque. De nuevo se debe llenar de cruda el destilador y darle tiempo al equipo para que llegue a sus condiciones de operación. Son 4.5 horas que toma este paso.

Se tiene entonces que el tiempo que se para al destilador son 8 horas, las cuales son las comprendidas en los pasos 2 al 4.

Supóngase que se hubiese decidido hacer diario la limpieza del destilador en el mes que se rompió el record de producción. Se tendría que los kilogramos por hora promedio a los cuales se trabajaría el equipo, fuesen el promedio del flujo obtenido el primer día después de cada ciclo (primera columna de la tabla 12), es decir, 446.4 kg/hr. Sin embargo de las 24 horas disponibles solamente se trabajarían $24 - 8 = 16$ hrs. Por lo que se tendría una producción diaria de $446.4 \times 16 = 7,142.4$ kg.

Si se hubiese decidido hacer la limpieza del destilador cada dos

TABLA 12

CICLOS (kg/hr)

	dia	1	2	3	4	5
ciclo						
1		514	424	393	455	380
2		504	610	428	362	320
3		405	425	375	315	298
4		490	392	333	273	213
5		319	442	357	277	250

días, el primer día se obtendrían los 7,124.4 kg. Sin embargo, supóngase que el segundo día el flujo que se obtendría del equipo fuese el promedio del flujo obtenido el segundo día después de cada ciclo (segunda columna de la tabla 12), es decir, 458.6 kg/hr. Por lo que se producirían $458.6 \times 24 = 11,006.4$ kg. Lo que daría en promedio $(7,124.4 + 11,006.4)/2 = 9,065.4$ kg diariamente.

Si se hubiese decidido hacer la limpieza del destilador cada tres días, supóngase para el primer día los 7,124.4 kg y para el segundo los 11,006.4 kg. Para el tercer día después de cada ciclo (tercera columna de la tabla 12), el promedio es de 377.2 kg/hr. Por lo que se producirían $377.2 \times 24 = 9,052.8$ kg. Lo que darían en promedio $(7,124.4 + 11,006.4 + 9,052.8)/3 = 9,061.2$ kg diariamente.

Si se hubiese decidido hacer la limpieza del destilador cada cuatro días, supónganse los 7,124.4 kg el primer día, 11,006.4 kg el segundo y los 9,052.8 kg el tercero. El cuarto día después de cada ciclo (cuarta columna de la tabla 12), el promedio es de 336.4 kg/hr. Por lo que se producirían $336.4 \times 24 = 8,073.6$ kg. Lo que darían en promedio 8,814.3 kg diariamente.

Se tiene entonces que bajo los supuestos anteriores se hubiera obtenido una mayor producción, reduciendo el tiempo del ciclo.

En cuanto al procedimiento de limpieza se tiene en primer lugar el secado, lo que determina su duración es el contenido de glicerol que se quiera dejar en el residuo. Se tienen dos opciones:

- 1.- Llevarlas hasta un porcentaje mínimo de glicerol (12 o 15 %) donde se podrían desechar las borras, pero éstas son muy densas y difíciles de manejar, lo que implicaría mayor tiempo y un

tratamiento de neutralización antes de desecharlas.

2.- Dejarlas con un porcentaje mayor de glicerol (20 o 25 %), donde son fluidas pero requieren de un tratamiento para la recuperación de glicerol.

Dadas las ventajas en tiempo y debido a los problemas de contaminación se ha optado por la segunda opción.

En cuanto al bajado de borras, se tiene que depende en mucho del secado. Por otro lado se debe considerar que doce horas antes de hacer la limpieza del destilador se prepare el equipo para romper el vacío lo más pronto posible. Ya que de no ir bajando los niveles de la planta se tendrían que bajar las borras cuidando que no se rompa el vacío para no perjudicar la operación del deodorizador y del blanqueador que todavía podría estarse dando.

Actualmente para el lavado del destilador se llena y se hierve dos veces el destilador. Algunos operadores que realizan el lavado, piensan que agilizan este paso al hacer vacío mientras hierven el agua, ya que bajan la temperatura de ebullición del agua. Sin embargo, la solubilidad de la sal en el agua depende de la temperatura, por lo que hacer vacío es contraproducente. Sólo debe cuidarse de no provocar una presión positiva ya que estos equipos están diseñados para trabajar en vacío. Si se deseara, se podrían diluir cerca de dos toneladas de sal en las cinco toneladas de agua con las que se hierve el destilador. No hay razón para hervir más de una vez. Esto tendría no sólo un beneficio en cuanto a reducir el tiempo sino también en el ahorro de agua.

Por último, el arranque plantea principalmente un mejor uso de la

energía. Por un lado en el destilador se alcanza primero el vacío establecido, antes que la temperatura requerida, por lo que comenzará a destilar tan pronto como se hayan alcanzado los 165 grados centígrados. Si la temperatura de entrada de la cruda es menor a ésta, se estará ocupando el calor transferido de los serpentines del destilador para calentar la cruda y no para destilarla. Pero se sabe también que a presión atmosférica en los tanques de alimentación, arriba de 100 grados centígrados se tendrán pérdidas por evaporación. Es entonces recomendable el uso de un precalentador (intercambiador) de cruda antes del destilador. Por otro lado se tienen los condensadores, en los primeros dos su temperatura es regulada usando el agua condensada en los serpentines del destilador. Esta agua se recolecta en un tanque y se reutiliza en los dos primeros condensadores, ya que en el tercero se usa agua de la torre de enfriamiento. El mecanismo con el cual se regula la temperatura de los dos primeros condensadores es el siguiente: se llenan de agua del tanque de condensados, los tubos de los condensadores; que al pasar los vapores de glicerina vaporiza nuevamente el agua que circula en éstos. El vapor que se genera es liberado a la atmósfera para mantener la temperatura deseada en los condensadores (bien podríamos reutilizarlo para el precalentador de cruda). Lo que sucede en un arranque es que el agua contenida tanto en los condensadores como la contenida en el tanque de condensados está fría. Se debe entonces esperar que los propios vapores de glicerina que comienzan a circular calienten todo el sistema. Es por lo anterior que se recomienda purgar el

tanque de condensador y llenarlo con agua caliente. Por otro lado se tiene la costumbre de recircular ambos condensadores hasta alcanzar la temperatura de operación de ambos, sin embargo dada la naturaleza de la operación, el condensador más cercano al destilador llegará primero a su temperatura de operación. Por lo que se podrá liberar esa glicerina producida, sin necesidad de esperar a que se estabilice el otro condensador.

5 RESULTADOS DE LA SEGUNDA FASE

En forma inmediata, se continuó el registro de las fallas. Ahora por un período de 100 días, la tabla 13 muestra las fallas sucedidas.

Es durante este período que la presión, de no parar la planta de destilación, se comienza a sentir cada vez con mayor fuerza; debido a que cuando los tanques de cruda se llenan, se requieren contratar pipas para contener la cruda en exceso. No es posible ni tirar la cruda por sus repercusiones económicas y ecológicas, ni parar las plantas anteriores a la de destilación (tratamiento y evaporación) debido a su repercusión en la producción de la planta de jabón, en su defecto se puede considerar el vender la cruda que implica en principio una mala venta por no ser propiamente proveedores de dicha materia y por otro lado un costo elevado por ineficiencias en la producción.

Al igual que en la fase anterior, se tendrán los mismos enfoques para analizar los resultados. Tablas 13 a la 22.

5.1 SISTEMA

Ahora el ajuste del sistema a la distribución de Poisson es con un nivel de significancia de 0.05, para la cual (véase el apéndice A) $\chi^2_{0.05,2} = 5.991 > 4.529$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 14.

Se registraron 62 fallas con una lambda de 1.597, que corresponde a una media de 2.118 días. Lo que significa que las fallas se han dado con mayor frecuencia que en la fase anterior.

5.1.1 NO PLANEADO

Las fallas no planeadas se ajustan, en esta ocasión a la

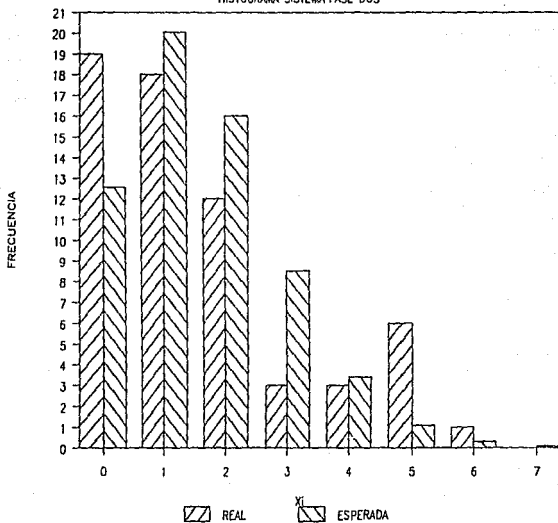
TABLA 13
TEF SISTEMA FASE DOS

CAUSA	#	DIA	TEF	0.852	1.645	2.437	3.230	4.022	4.815	5.607	6.400
inicio	0	198.25	1.00	0	1	0	0	0	0	0	0
val	1	199.25	1.25	0	1	0	0	0	0	0	0
vac	2	200.50	1.14	0	1	0	0	0	0	0	0
vap	3	201.64	2.36	0	0	1	0	0	0	0	0
b	4	204.00	0.25	1	0	0	0	0	0	0	0
otros	5	204.25	1.88	0	0	1	0	0	0	0	0
vac	6	206.13	1.80	0	0	1	0	0	0	0	0
vac	7	207.93	2.54	0	0	0	1	0	0	0	0
vac	8	210.47	1.07	0	1	0	0	0	0	0	0
b	9	211.54	0.88	0	1	0	0	0	0	0	0
hw/vac	10	212.42	1.00	0	1	0	0	0	0	0	0
vac	11	213.42	5.54	0	0	0	0	0	0	1	0
b	12	218.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
m	13	219.25	2.15	0	0	1	0	0	0	0	0
vap	14	221.40	3.56	0	0	0	0	1	0	0	0
b	15	224.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	16	225.25	2.32	0	0	1	0	0	0	0	0
e	17	227.57	0.28	1	0	0	0	0	0	0	0
a	18	227.85	2.11	0	0	1	0	0	0	0	0
b	19	229.96	1.61	0	1	0	0	0	0	0	0
e	20	231.57	2.26	0	0	1	0	0	0	0	0
c	21	233.83	1.13	0	1	0	0	0	0	0	0
b	22	234.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	23	235.25	1.41	0	1	0	0	0	0	0	0
otros	24	236.66	0.76	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	25	237.42	1.54	0	1	0	0	0	0	0	0
b	26	238.96	0.35	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	27	239.31	0.07	1	0	0	0	0	0	0	0
e	28	239.38	0.45	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	29	239.83	0.87	0	1	0	0	0	0	0	0
hw	30	240.70	1.90	0	0	1	0	0	0	0	0
otros	31	242.60	0.36	1	0	0	0	0	0	0	0
b	32	242.96	4.29	0	0	0	0	0	1	0	0
otros	33	247.25	1.00	0	1	0	0	0	0	0	0
b	34	248.25	1.41	0	1	0	0	0	0	0	0
hw	35	249.66	0.87	0	1	0	0	0	0	0	0
otros	36	250.53	2.43	0	0	1	0	0	0	0	0
b	37	252.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
val	38	253.25	4.71	0	0	0	0	0	1	0	0
b	39	257.96	3.01	0	0	0	1	0	0	0	0
hw	40	260.97	0.77	1	0	0	0	0	0	0	0
a	41	261.74	0.22	1	0	0	0	0	0	0	0
b	42	261.96	2.35	0	0	1	0	0	0	0	0
e	43	264.31	1.65	0	0	1	0	0	0	0	0
b	44	265.96	3.63	0	0	0	0	1	0	0	0

TABLA 13 (CONTINUACION)
TEF SISTEMA FASE DOS

CAUSA	#	DIA	TEF	0.852	1.645	2.437	3.230	4.022	4.815	5.607	6.400
m	45	269.59	4.66	0	0	0	0	0	1	0	0
e	46	274.25	1.57	0	1	0	0	0	0	0	0
e	47	275.82	0.06	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	48	275.88	0.63	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	49	276.51	0.92	0	1	0	0	0	0	0	0
a	50	277.43	1.53	0	1	0	0	0	0	0	0
b	51	278.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	52	279.25	1.21	0	1	0	0	0	0	0	0
e	53	280.46	3.50	0	0	0	0	1	0	0	0
b	54	283.96	0.56	1	0	0	0	0	0	0	0
e	55	284.52	0.56	1	0	0	0	0	0	0	0
e	56	285.08	4.35	0	0	0	0	0	1	0	0
e	57	289.43	4.49	0	0	0	0	0	1	0	0
b	58	293.92	4.04	0	0	0	0	0	1	0	0
b	59	297.96	2.75	0	0	0	1	0	0	0	0
b	60	300.71	2.25	0	0	1	0	0	0	0	0
b	61	302.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
m	62	303.25									
				19	18	12	3	3	6	1	0

TABLA 14
HISTOGRAMA SISTEMA FASE DOS



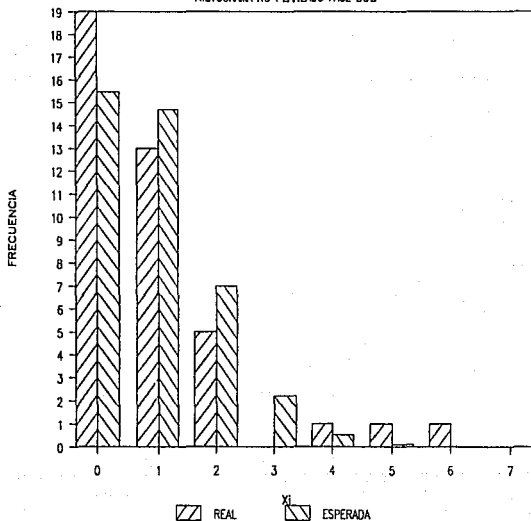
X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	0.852	19	0	0.203	12.558	3.305
1	1.645	18	18	0.323	20.052	0.210
2	2.437	12	24	0.258	16.010	1.004
3	3.230	3	9	0.137	8.521	0.010
4	4.022	3	12	0.055	3.402	
5	4.815	6	30	0.018	1.086	
6	5.607	1	6	0.005	0.289	
7	6.400	0	0	0.001	0.066	
		62	99	1.000	61.984	4.529

lambda	1.597
minimo	0.06
maximo	5.54
intervalo	0.792

TABLA 15
TEF NO PLANEADO FASE DOS

CAUSA	#	DIA	TEF	1.632	3.203	4.775	6.346	7.918	9.489	11.061	12.632
inicio	0	198.25	1.00	1	0	0	0	0	0	0	0
val	1	199.25	1.25	1	0	0	0	0	0	0	0
vac	2	200.50	1.14	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	3	201.64	2.61	0	1	0	0	0	0	0	0
otros	4	204.25	1.88	0	1	0	0	0	0	0	0
vac	5	206.13	1.80	0	1	0	0	0	0	0	0
vac	6	207.93	2.54	0	1	0	0	0	0	0	0
vac	7	210.47	1.95	0	1	0	0	0	0	0	0
hw/vac	8	212.43	1.00	1	0	0	0	0	0	0	0
vac	9	213.42	7.98	0	0	0	0	0	1	0	0
vap	10	221.40	3.85	0	0	1	0	0	0	0	0
hw	11	225.25	2.32	0	1	0	0	0	0	0	0
e	12	227.57	0.28	1	0	0	0	0	0	0	0
a	13	227.85	3.72	0	0	1	0	0	0	0	0
c	14	231.57	2.26	0	1	0	0	0	0	0	0
e	15	233.83	1.42	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	16	235.25	1.41	1	0	0	0	0	0	0	0
otros	17	236.66	0.76	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	18	237.42	1.89	0	1	0	0	0	0	0	0
vap	19	239.31	0.07	1	0	0	0	0	0	0	0
e	20	239.38	0.45	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	21	239.83	0.87	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	22	240.70	1.90	0	1	0	0	0	0	0	0
otros	23	242.60	4.65	0	0	1	0	0	0	0	0
otros	24	247.25	2.41	0	1	0	0	0	0	0	0
hw	25	249.66	0.87	1	0	0	0	0	0	0	0
otros	26	250.53	2.72	0	1	0	0	0	0	0	0
val	27	253.25	7.72	0	0	0	0	1	0	0	0
hw	28	260.97	0.77	1	0	0	0	0	0	0	0
a	29	261.74	2.57	0	1	0	0	0	0	0	0
e	30	264.31	9.94	0	0	0	0	0	0	1	0
e	31	274.25	1.57	1	0	0	0	0	0	0	0
e	32	275.82	0.06	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	33	275.88	0.63	1	0	0	0	0	0	0	0
vap	34	276.51	0.92	1	0	0	0	0	0	0	0
a	35	277.43	1.82	0	1	0	0	0	0	0	0
hw	36	279.25	1.21	1	0	0	0	0	0	0	0
e	37	280.46	4.06	0	0	1	0	0	0	0	0
e	38	284.52	0.56	1	0	0	0	0	0	0	0
e	39	285.08	4.35	0	0	1	0	0	0	0	0
e	40	289.43									
				19	13	5	0	1	1	1	0

TABLA 16
HISTOGRAMA NO PLANEADO FASE DOS



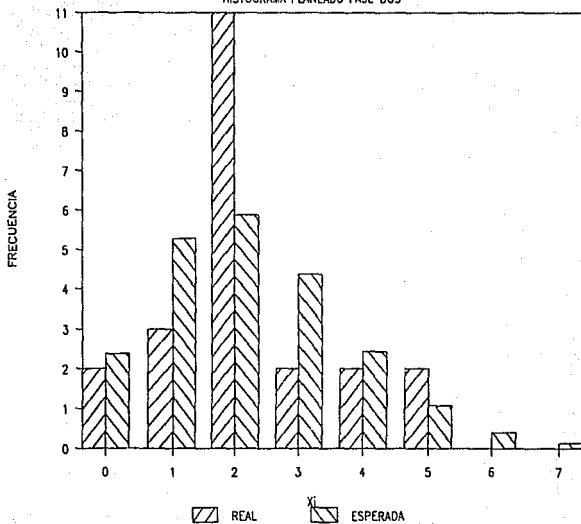
X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	1.632	19	0	0.387	15.470	0.806
1	3.203	13	13	0.367	14.696	0.196
2	4.775	5	10	0.175	6.981	0.342
3	6.346	0	0	0.055	2.211	
4	7.918	1	4	0.013	0.525	
5	9.489	1	5	0.002	0.100	
6	11.061	1	6	0.000	0.016	
7	12.632	0	0	0.000	0.002	
		40	38	1.000	40.000	1.343

lambda	0.950
minimo	0.06
maximo	9.94
intervalo	1.572

TABLA 17
TEF PLANEADO FASE DOS

CAUSA	#	DIA	TEF	2.071	3.852	5.633	7.413	9.194	10.975	12.756	14.537
inicio	0	198.25	5.75	0	0	0	1	0	0	0	0
b	1	204.00	7.54	0	0	0	0	1	0	0	0
b	2	211.54	7.42	0	0	0	0	1	0	0	0
b	3	218.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
m	4	219.25	5.71	0	0	0	1	0	0	0	0
b	5	224.96	5.00	0	0	1	0	0	0	0	0
b	6	229.96	5.00	0	0	1	0	0	0	0	0
b	7	234.96	4.00	0	0	1	0	0	0	0	0
b	8	238.96	4.00	0	0	1	0	0	0	0	0
b	9	242.96	5.29	0	0	1	0	0	0	0	0
b	10	248.25	4.71	0	0	1	0	0	0	0	0
b	11	252.96	5.00	0	0	1	0	0	0	0	0
b	12	257.96	4.00	0	0	1	0	0	0	0	0
b	13	261.96	4.00	0	0	1	0	0	0	0	0
b	14	265.96	3.63	0	1	0	0	0	0	0	0
m	15	269.59	9.37	0	0	0	0	0	1	0	0
b	16	278.96	5.00	0	0	1	0	0	0	0	0
b	17	283.96	9.96	0	0	0	0	0	1	0	0
b	18	293.92	4.04	0	0	1	0	0	0	0	0
b	19	297.96	2.75	0	1	0	0	0	0	0	0
b	20	300.71	2.25	0	1	0	0	0	0	0	0
b	21	302.96	0.29	1	0	0	0	0	0	0	0
m	22	303.25									
				2	3	11	2	2	2	0	0

TABLA 18
HISTOGRAMA PLANEADO FASE DOS



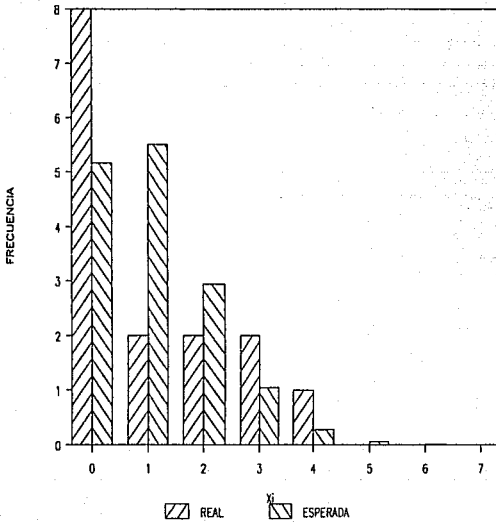
X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	2.071	2	0	0.108	2.372	0.058
1	3.852	3	3	0.240	5.283	0.987
2	5.633	11	22	0.267	5.884	4.449
3	7.413	2	6	0.199	4.368	1.284
4	9.194	2	8	0.111	2.432	0.077
5	10.975	2	10	0.049	1.083	0.775
6	12.756	0	0	0.018	0.402	0.402
7	14.537	0	0	0.006	0.128	0.128
		22	49	0.998	21.953	8.160

lambda	2.227
minimo	0.29
maximo	9.96
intervalo	1.781

TABLE 19
TEF EQUIPO FASE DOS

CAUSA	#	DIA	TEF	3.850	6.700	9.549	12.399	15.249	18.099	20.948	23.798
inicio	0	198.25	1.00	1	0	0	0	0	0	0	0
val	1	199.25	1.25	1	0	0	0	0	0	0	0
vac	2	200.50	5.63	0	1	0	0	0	0	0	0
vac	3	206.13	1.80	1	0	0	0	0	0	0	0
vac	4	207.93	2.54	1	0	0	0	0	0	0	0
vac	5	210.47	1.95	1	0	0	0	0	0	0	0
hw/vac	6	212.42	1.00	1	0	0	0	0	0	0	0
vac	7	213.42	11.83	0	0	0	1	0	0	0	0
hw	8	225.25	10.00	0	0	0	1	0	0	0	0
hw	9	235.25	5.45	0	1	0	0	0	0	0	0
hw	10	240.70	8.96	0	0	1	0	0	0	0	0
hw	11	249.66	3.59	1	0	0	0	0	0	0	0
val	12	253.25	7.72	0	0	1	0	0	0	0	0
hw	13	260.97	14.91	0	0	0	0	1	0	0	0
hw	14	275.88	3.37	1	0	0	0	0	0	0	0
hw	15	279.25									
				8	2	2	2	1	0	0	0

TABLA 20
HISTOGRAMA EQUIPO FASE DOS



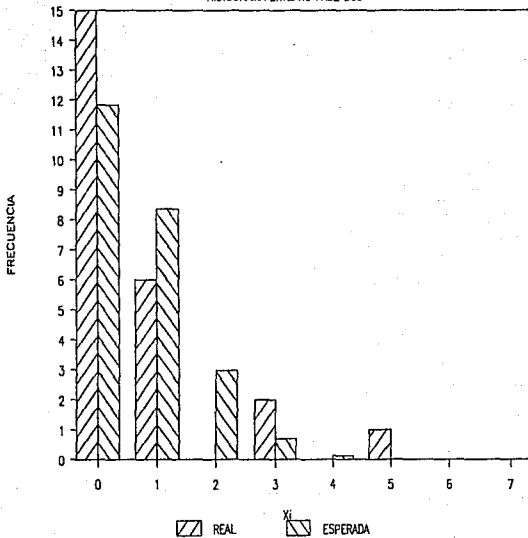
X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	3.850	8	0	0.344	5.162	1.560
1	6.700	2	2	0.367	5.506	2.233
2	9.549	2	4	0.196	2.937	4.331
3	12.399	2	6	0.070	1.044	
4	15.249	1	4	0.019	0.278	
5	18.099	0	0	0.004	0.059	
6	20.948	0	0	0.001	0.011	
7	23.798	0	0	0.000	0.002	
		15	16	1.000	15.000	3.896

lambda	1.067
minimo	1.00
maximo	14.91
intervalo	2.850

TABLA 21
TEF EXTERNO FASE DOS

CAUSA	#	DIA	TEF	3.145	6.220	9.295	12.370	15.444	18.519	21.594
inicio	0	201.64	2.61	1	0	0	0	0	0	0
otros	1	204.25	17.15	0	0	0	0	0	1	0
vap	2	221.40	6.17	0	1	0	0	0	0	0
e	3	227.57	0.28	1	0	0	0	0	0	0
a	4	227.85	3.72	0	1	0	0	0	0	0
e	5	231.57	2.26	1	0	0	0	0	0	0
e	6	233.83	2.83	1	0	0	0	0	0	0
otros	7	236.66	0.76	1	0	0	0	0	0	0
vap	8	237.42	1.89	1	0	0	0	0	0	0
vap	9	239.31	0.07	1	0	0	0	0	0	0
e	10	239.38	0.45	1	0	0	0	0	0	0
vap	11	239.83	2.77	1	0	0	0	0	0	0
otros	12	242.60	4.65	0	1	0	0	0	0	0
otros	13	247.25	3.28	0	1	0	0	0	0	0
otros	14	250.53	11.21	0	0	0	1	0	0	0
a	15	261.74	2.57	1	0	0	0	0	0	0
e	16	264.31	9.94	0	0	0	1	0	0	0
e	17	274.25	1.57	1	0	0	0	0	0	0
e	18	275.82	0.69	1	0	0	0	0	0	0
vap	19	276.51	0.92	1	0	0	0	0	0	0
a	20	277.43	3.03	1	0	0	0	0	0	0
e	21	280.46	4.06	0	1	0	0	0	0	0
e	22	284.52	0.56	1	0	0	0	0	0	0
e	23	285.08	4.35	0	1	0	0	0	0	0
e	24	289.43								
				15	6	0	2	0	1	0

TABLA 22
HISTOGRAMA EXTERNO FASE DOS



X_i	rango	f_i	$X_i f_i$	poisson	e_i	j_i^2
0	3.145	15	0	0.492	11.819	0.856
1	6.220	6	6	0.349	8.372	0.672
2	9.295	0	0	0.124	2.965	3.809
3	12.370	2	6	0.029	0.700	0.172
4	15.444	0	0	0.005	0.124	
5	18.519	1	5	0.001	0.018	
6	21.594	0	0	0.000	0.002	
		24	17	1.000	24.000	1.700

lambda	0.708
minimo	0.07
maximo	17.15
intervalo	3.075

distribución de Poisson, con un nivel de significancia de 0.05, para la cual (véase el apéndice A) $\chi^2_{0.05,1} = 3.841 > 1.343$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 16.

Se registraron 40 fallas, el 65% de las fallas del sistema, un porcentaje mayor que en la fase anterior. La lambda de la distribución fue de 0.95, que corresponde a una media de tiempo entre fallas 3.125 días, es decir, mayor frecuencia por estas fallas que en la fase anterior.

i) EQUIPO

El ajuste a la distribución de Poisson se dió con un nivel de significancia de 0.025, para la cual (véase el apéndice A) $\chi^2_{0.025,1} = 5.024 > 3.896$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 20.

Se registraron 15 fallas (25% de las fallas del sistema, 40% de las no planeadas), un porcentaje mayor que en la fase anterior. La distribución tuvo una lambda de 1.067, que corresponde a una media de tiempo entre fallas de 6.89 días. Sin embargo, esto responde claramente a un mayor uso del equipo, a una mayor carga de trabajo, como se explica a continuación. Las causas fueron:

Fallas	Causa
7	bomba de agua
6	sistema de vacío
2	válvulas

Como se había anotado en la fase anterior el sistema de vacío es de suma importancia para el funcionamiento de la planta y su reparación se dificulta por la complejidad de su funcionamiento. Este sistema nunca había presentado problema alguno en los últimos

años, por lo que la clasificación para su mantenimiento había sido de correctivo, es decir, cuando éste fallara. Fue entonces que al pedirle una mayor carga de trabajo y por su falta de mantenimiento las fallas se precipitaron en los primeros 13 días de trabajo. Una vez detectada y compuesta la falla, esta causa dejó de presentarse. Las otras dos fallas, bombas y válvulas, son típicas causas de agotamiento en el equipo. Sin embargo se suscitó un problema de otra índole en cuanto a la bomba de agua. Esta bomba se usa para mandar de regreso a la torre de enfriamiento, el agua ocupada tanto en el tercer condensador como en el barométrico. En un principio cuando la bomba comenzó a fallar en la fase anterior, se detectó un problema de falta de un colador a la entrada de la bomba. Constantemente algunos objetos, como guantes, que eran arrojados al pozo se atoraban en el impulsor de la bomba. Una vez solucionado este problema, se suscitaron otros por sobrecalentamiento. Lo cual parecía lógico por el mayor requerimiento de agua de la planta. Sin embargo, a pesar de los mantenimientos correctivos que se le brindaban, el problema persistió. Su solución se encontró cambiando la bomba por una de mayor tamaño.

A pesar del alto porcentaje de fallas que se tuvieron por razones de problemas con el equipo, nótese que los últimos veinte días no se han registrado fallas por causas del equipo. Se espera que la confiabilidad del equipo se incremente al no observarse problemas importantes ni de importancia creciente; sólo algunos problemas por agotamiento en algunas válvulas, pero que por su fácil reposición no se requirió parar al sistema. (recuérdese que el hecho de que no

se hallan registrado fallas, no indica que no haya habido problemas con el equipo, solamente que no se ha parado al sistema a causa de éstos).

ii) EXTERNO

La otra parte de las fallas no planeadas, las externas, tuvieron un ajuste a la distribución de Poisson con un nivel de significancia de 0.05, para la cual (véase el apéndice A) $\chi^2_{0.05,1} = 3.841 > 1.700$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 22.

Se registraron 24 fallas (40% de las fallas del sistema, 60% de las no planeadas). De éstas, 19 fueron causadas por fallas en los servicios: 11 por fallas eléctricas, 5 por fallas de vapor y 3 por falta de agua. La distribución tuvo una lambda de 0.708, que corresponde a una media de tiempo entre fallas de 5.322 días. Tal disminución en la media nos indica un mayor frecuencia en la falla de estos servicios. Este aumento responde a dos razones:

1.- El incremento en el tiempo de uso del equipo da lugar a que se registren, casi en su totalidad, las fallas de los servicios. Anteriormente podían suscitarse fallas en los servicios y no ser registradas, ya que existían grandes lapsos de tiempos muertos debido a los bajos niveles de cruda.

2.- Es un problema generalizado en toda la compañía, no sólo en la planta de destilación, que la capacidad instalada para brindar los servicios de corriente eléctrica y de caldera, han sido saturados. Es frecuente que se le pida a otras secciones que suspendan momentáneamente el uso de estos servicios, para darle prioridad a la planta de jabón.

5.1.2 PLANEADO

Estas fallas se ajustan a la distribución de Poisson con un nivel de significancia de 0.05, para la cual (véase el apéndice A) $\chi^2_{0.05,6} = 12.592 > 8.160$ de la prueba ji-cuadrada de la tabla 17.

Se registraron 22 fallas (35% de las fallas del sistema), de las cuales sólo 3 fueron por mantenimientos planeados. La distribución tuvo un lambda de 2.227, correspondiente a una media de 6.037 días. Esta disminución responde a dos razones:

1.- Algo similar a los servicios, el mayor tiempo de uso del equipo permite que con mayor frecuencia se cierren los ciclos para limpieza del destilador.

2.- Por otro lado en la fase anterior se recomendó, que se redujera el tiempo de ciclo. Este es un buen ejemplo para mostrar que no basta con tener funcionando el mayor tiempo posible al equipo, sino que éste funcione a la mejor capacidad posible. Para observar lo anterior, en la figura 5 se muestran por un lado las horas que se trabajaron en un mes en el cual se rompió el record de producción. En la misma figura se muestran los kilogramos por hora que se obtuvieron durante ese mismo mes. La figura 6 muestra nuevamente las horas trabajadas, pero también se muestran las toneladas producidas. Obsérvese cómo aún habiendo logrado en más de una vez las 24 horas de trabajo, la producción lleva un tendencia a la baja. La figura 7 muestra los kilogramos por hora y las toneladas obtenidas, las cuales siguen la misma tendencia.

En la figura 8 se muestra una tabla con los resultados de ambas fases.

T. DE OPERACION Y RAZON DE PRODUCCION
RECORD DE PRODUCCION

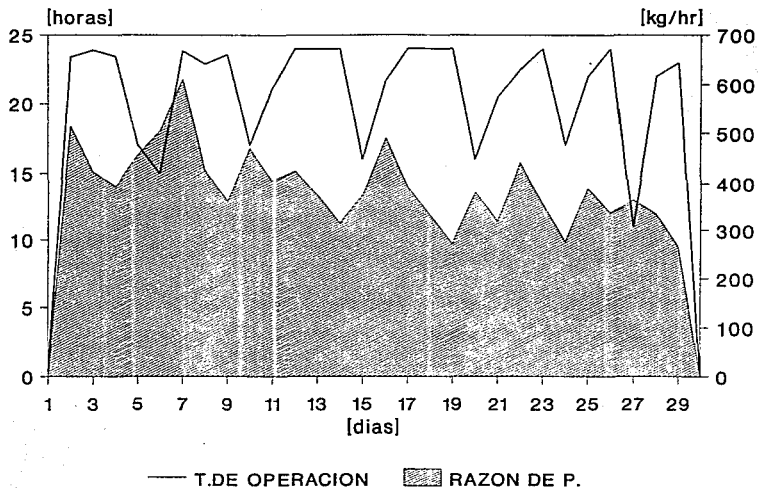


FIGURA 5

T. DE OPERACION Y PRODUCCION
RECORD DE PRODUCCION

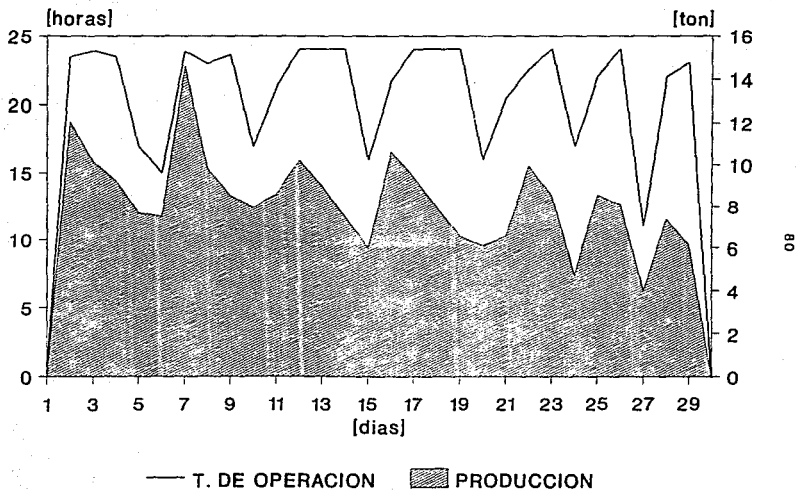


FIGURA 6

RAZON DE PRODUCCION Y PRODUCCION
RECORD DE PRODUCCION

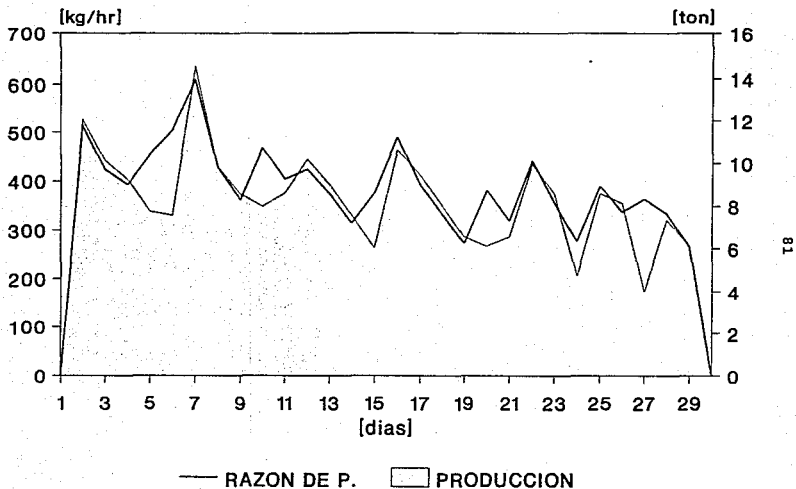


FIGURA 7

FIGURA 8

RESULTADOS PRIMERA FASE

		No. Fallas		Lambda [dias]
sistema		92(100%)		3.078
	no planeado	54(59%)	(100%)	5.618
	equipo	14(14%)	(25%)	18.133
	externo	40(45%)	(75%)	9.121
	planeado	38(41%)		6.700

RESULTADOS SEGUNDA FASE

		No. Fallas		Lambda [dias]
sistema		62(100%)		2.118
	no planeado	40(65%)	(100%)	3.125
	equipo	15(25%)	(40%)	6.890
	externo	25(40%)	(60%)	5.322
	planeado	22(35%)		6.037

6 BENEFICIO ECONOMICO

Para cuantificar uno de los beneficios económicos obtenidos desde el comienzo del proyecto, se analizarán los cambios habidos en la producción. Se entenderá a la producción (P) como el resultado de operar durante un lapso (T) a una razón de producción (R), es decir:

$$(18) \quad P = R \times T$$

donde

P son kilogramos de glicerina

R son kilogramos de glicerina por hora

T son horas

Se ve entonces que la producción puede variar por cambios en dos variables el Tiempo y/o la Razón de producción.

De esta manera el cambio de una producción P₁ a una producción P₂ se puede ver como:

$$(19) \quad dP = P_2 - P_1$$

$$(20) \quad dP = R_2 T_2 - R_1 T_1$$

si

$$(21) \quad dR = R_2 - R_1$$

y

$$(22) \quad dT = T_2 - T_1$$

entonces

$$(23) \quad dP = (R_1 + dR)(T_1 + dT) - R_1 T_1$$

$$(24) \quad dP = R_1 T_1 + R_1 dT + dR T_1 + dR dT - R_1 T_1$$

$$(25) \quad dP = T_1 dR + R_1 dT + dR dT$$

Analizando los términos de la ecuación se ve que un cambio en la

producción (dP) se compone de la suma de:

- la aplicación del cambio en la razón de producción (dR), al tiempo original (T1)
- la aplicación del cambio en el tiempo (dT), a la razón de producción original (R1)
- la aplicación del cambio en el tiempo (dT), al cambio en la razón de producción (dR); que corresponde a lo que faltó por aplicar en los dos términos anteriores.

Efectuando los cálculos para los datos del sistema (ver figura 9) se ganaron:

- 78.3 toneladas de glicerina por incrementos en la razón de producción
- 33.5 toneladas de glicerina por incrementos en el tiempo
- 7.3 toneladas de glicerina por la combinación de ambos incrementos

En total suman 119 toneladas (10 % de la producción obtenida durante todo el estudio) que considerando un beneficio neto de 50 centavos de dólar por kilogramo de glicerina se obtienen 59,500 dólares de utilidad.

Por otro lado se debe considerar que el incremento de producción se realizó con el mejor aprovechamiento de los recursos, sin inversión en los activos, lo que ocasiona que los costos fijos se prorraten en una mayor producción llevando a un mayor beneficio por unidad producida (y vendida).

También se debe tomar en cuenta que los proyectos de inversión que se pretendían para incrementar la capacidad del sistema han sido

FIGURA 9

COSTOS

											TOTAL
[DIAS]	31	62	92	123	153	184	215	245	276	306	
[TONS GLICERINA]	115	105	93	135	124	90	77	132	134	234	1239
[Kg/Hr]	270.6	247.1	208.5	227.7	229.6	249.3	174.6	242.6	247.2	392.6	
[Hrs.LABORADAS]	425	425	446	593	540	361	441	544	542	596	
[Hrs.PERDIDAS]	319	319	274	151	180	383	303	176	202	124	
SERVICIOS [Hrs]	10	15	8	22	12	8	1	19	3	28	
BNC [Hrs]	158	164	112		18						
EQUIPO [Hrs]	55	46	39	72	56	27	200	84	17	26	
MTTO. [Hrs]	37	39	64	20	48	317	36	7	116	25	
LIMP.DEST.[Hrs]	59	55	51	37	46	31	66	66		45	
T1dR [TONS]		-10.0	-16.4	8.5	1.2	10.6	-27.0	30.0	2.5	78.8	78.3
R1dT [TONS]		0.0	5.2	30.7	-12.1	-41.1	19.9	18.0	-0.5	13.4	33.5
dRdT [TONS]		0.0	-0.8	2.8	-0.1	-3.5	-6.0	7.0	0.0	7.9	7.3
total[TONS]		-10	-12	42	-11	-34	-13	55	2	100	119.0

TOT. T1dR X \$0.50	\$39,142.14
TOT. R1dT X \$0.50	\$16,732.61
TOT. dRdT X \$0.50	\$3,625.25
TOTAL	\$59,500.00

vueltos a considerar debido a la mejora continua obtenida en el proyecto. Lo anterior va en línea con la segunda estrategia de la empresa antes mencionada.

Junto con todos los beneficios ya descritos, se deben mencionar otros, que aunque difíciles de cuantificar, se han obtenido del proyecto:

- un mayor conocimiento y control del proceso (que podría repercutir en la disminución de inventarios, con la liberación de capital de trabajo)
- la recopilación de toda la bibliografía existente en la compañía respecto a la planta de destilación
- la detección de los recursos críticos del sistema que ayudan al costeo.

Todo lo anterior se logró con una inversión de 7,000 dólares lo cual corresponde al sueldo del encargado del proyecto. Sin considerar el tiempo y sólo los 59,000 dólares de utilidad neta por incremento en la producción, se tiene un retorno sobre la inversión de más de ocho veces la inversión ($59.5 / 7 = 8.5$).

CONCLUSIONES

El mejorar la confiabilidad y la utilización de la capacidad del sistema busca reducir la estructura actual de costos. En adición al ahorro, se esperan otros muchos beneficios para toda la empresa derivados de la mejora de confiabilidad:

- menor capital para apoyar otros negocios en desarrollo,
- la habilidad de consolidar la capacidad de producción actual,
- menores inventarios,
- menor capital necesario para nuevas iniciativas,
- calidad superior,
- mayor velocidad de respuesta al mercado,
- mayor velocidad para abarcar mercados insatisfechos.

Todo lo cual nos lleva a una mayor rentabilidad, mejora en el flujo de efectivo y un mejor retorno sobre activos netos.

Durante los últimos 5 años se han experimentado mejoras en la confiabilidad de otras plantas de la empresa. En todos los casos se redujeron los costos de fabricación. Se han podido desarrollar modelos empíricos detallados que definen la relación entre el costo y la confiabilidad. Aunque estos modelos detallados hasta ahora se han limitado a los negocios del giro de papel y pulpa, se piensa que existen principios empíricos o reglas heurísticas que pueden ser derivados de estos modelos y utilizarlos para otros negocios. Estos modelos se ajustarán conforme se vaya adquiriendo mayor conocimiento de la relación entre el costo y la confiabilidad.

Los modelos convencionales de gastos en un sistema de manufactura asumen que durante una operación normal los gastos fijos y

variables se mantienen en un cierto nivel normal y que durante un incidente de confiabilidad (i.e. un paro) los únicos costos que se conservan son los gastos fijos. Se ha encontrado que de hecho existen otros gastos escondidos en los cuales se incurre durante o después del incidente de confiabilidad. En el área de gastos de manufactura:

- hay refacciones que se consumen,
- se llama o retiene personal adicional para laborar tiempo extra,
- continúa la utilización de energía y de algunos materiales de consumo,

- los requerimientos de energía y de diversos materiales durante un arranque son generalmente mayores que durante una operación normal.

De la misma manera en el área de materiales existen gastos escondidos asociados con los incidentes de confiabilidad. Estos incluyen:

- los derrames de materia prima,
- limpieza de producto,
- pérdidas de rendimiento,
- pérdidas en el arranque y
- pérdidas por desperdicio.

Estos costos escondidos en los gastos de manufactura y en materiales son significativos. Como resultado de las reglas heurísticas desarrolladas en los negocios de pulpa y papel, expuestas en un reporte interno de la compañía "Reliability Global Measures" en 1990, se estima que durante un incidente de confiabilidad, los gastos de manufactura promedian dos veces los

gastos de una operación normal; y los gastos de materiales promedian la mitad del gasto de una operación normal.

Ya que la confiabilidad tiene un impacto mayor sobre los gastos de manufactura que sobre los materiales, se esperaría que un negocio que tiene un alto porcentaje de gastos de manufactura tenga un potencial mayor de ahorros por las mejoras en confiabilidad que otro negocio que tenga un alto porcentaje en Costos de Materiales. Al respecto se debe pensar que a la planta de destilación "no le cuesta la materia prima", ya que aprovecha la lejía de la planta de jabón.

La empresa como corporación ha seleccionado estratégicamente elevar el nivel de respuesta en el suministro de producto como una fuente de ventaja competitiva sostenida en todas sus empresas a nivel mundial. Dos estrategias interrelacionadas para alcanzar la ventaja competitiva a través del uso efectivo de sus activos existentes son:

- Reducir el gasto anual debido a sistemas de producción no confiables.
- Reducir la inversión de capital y/o retrasar la inversión para apoyar empresas en crecimiento, mediante una mayor capacidad de producción de los ya existentes sistemas de producción.

BIBLIOGRAFIA

- a) Enciclopedia Barsa, México, 1981, tomo 2.
- b) MILLER, Irwin/FREUND, John E., Probabilidad y estadística para ingenieros. Prentice-Hall, 3a. ed., México, 1987.
- c) FREUND, John E., Mathematical Statistics. Prentice-Hall, U.S.A., 1962.
- d) LEWIS, Elmer E., Introduction to reliability engineering. John Wiley & Sons Inc., U.S.A., 1987.
- e) MARTIN, G., Manufacture of Glycerol. 2ed., The technical press ltd., London, 1956, Sección I.
- f) MINER, Carl S./DALTON, N.N., Glycerol. Reihold publishing coporation, U.S.A., 1953.
- g) SPITZ, Luis, Soap Technology for the 1900's. American Oil Chemists's Society, U.S.A., 1990.
- h) WURSTER, Oscar H., Glycerine refining plants. Wurster & Sanger Inc., U.S.A.

APENDICE A

VALORES X^2 alfa,m

m	alfa	0.050	0.025	0.010	0.005	alfa	m
1		3.841	5.024	6.635	7.879		1
2		5.991	7.378	9.210	10.597		2
3		7.815	9.348	11.345	12.838		3
4		9.488	11.143	13.277	14.860		4
5		11.070	12.832	15.086	16.750		5
6		12.592	14.449	16.812	18.548		6
7		14.067	16.013	18.475	20.278		7
8		15.507	17.535	20.090	21.955		8
9		16.919	19.023	21.666	23.589		9
10		18.307	20.483	23.209	25.188		10