



Escuela Superior Politécnica del Litoral
Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la
Producción

**”Recuperación de Glicerina Grado USP
a Partir de Subleja Residual de la
Saponificación de Jabones“**

TESIS DE GRADO

Previa a la Obtención del Título de:
INGENIERO MECANICO

Presentada por:
Oscar Marcelo Serrano Segura

Guayaquil - Ecuador

Año - 2001

AGRADECIMIENTO

A Jehová Dios por ser la guía constante,
mi mejor maestro.

A mi familia y especialmente a mi
esposa por su apoyo incondicional

A la Empresa COLGATE PALMOLIVE
S.A.I.C. por el apoyo sincero y total
entregado.

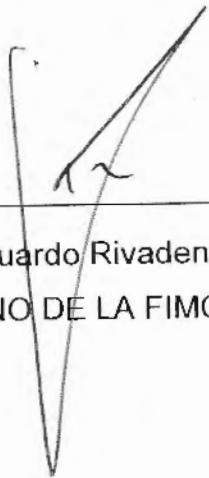
Al Ing. Julián Peña, Director de Tesis
por su colaboración en la realización de
este trabajo

DEDICATORIA

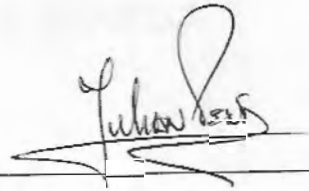


A mis padres
Oscar y Teresa

TRIBUNAL DE GRADUACION



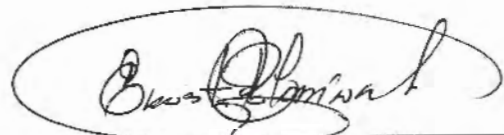
Ing. Eduardo Rivadeneira P.
DECANO DE LA FIMCP



Ing. Julián Peña E.
DIRECTOR DE TESIS



Ing. José Pacheco M.
VOCAL

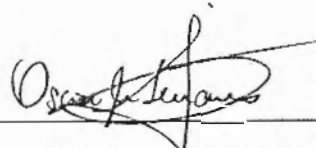


Ing. Ernesto Martínez L.
VOCAL

DECLARACION EXPRESA

"La responsabilidad del contenido de esta Tesis de Grado, me corresponden exclusivamente y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL".

(Reglamento de Graduación de la ESPOL)



OSCAR MARCELO SERRANO SEGURA

RESUMEN

Este trabajo profesional está dirigido a describir el proceso que se realizó en Colgate Palmolive del Ecuador a fin de recuperar glicerina de grado USP (98,5 % glicerol) a partir de los residuos de sublejía resultante de la saponificación de jabones (reacción de soda cáustica + grasas), y los beneficios organizacionales alcanzados a partir de este proyecto una vez implementado.

El capítulo I contiene los objetivos de ejecución, diseño y operación de la refinería de glicerina, así como los requerimientos del negocio en los cuales se basó este proyecto. Entonces, se detalla los procesos de obtención de sublejía y glicerina para cumplir las necesidades productivas de cremas dentales. Después, se desglosan los costos de inversión (nuevos) y costos de compra de glicerina USP (a 1997) a fin de realizar el análisis de factibilidad económica del proyecto

El capítulo II introduce el concepto de destilación para incrementar la concentración de las glicerinas desde el 80% al 98,5% de glicerol. Continúa con el cronograma de actividades del proyecto en un diagrama de Gantt, las cuales involucran lo siguiente: inspección y pruebas de equipos, montaje de la planta, pruebas de arranque con agua y glicerina cruda y, finalmente, operación de la planta

El capítulo III detalla la productividad posterior de la refinera, los ahorros generados versus lo proyectado y los porcentajes de afectación en la rentabilidad de cremas dentales, como marca impactada

Al final, el capítulo IV consolida las conclusiones obtenidas del análisis anterior, así como las recomendaciones a seguir para tomar ventaja adicional de las oportunidades de mejoras detectadas

INDICE GENERAL

	Pág.
RESUMEN.....	II
INDICE GENERAL.....	III
ABREVIATURAS.....	IV
SIMBOLOGIA.....	V
INDICE DE FIGURAS.....	VI
INDICE DE TABLAS.....	VII
INDICE DE PLANOS.....	VIII
CAPITULO I: DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO.....	1
1.1 Objetivos y requerimientos generadores del proyecto.....	2
1.2 Proceso anterior de obtención de glicerina y sublejía.....	3
1.3 Metodología y flujo del proceso seguido.....	7
1.4 Costos de inversión de planta refinadora de glicerina.....	10
1.5 Costos de adquisición actuales de glicerina.....	11
1.6 Factibilidad económica del proyecto.....	12
CAPITULO II: INSTALACIÓN, ARRANQUE Y OPERACIÓN DE LA PLANTA.....	18
2.1 Procesos de Destilación y Refinamiento de glicerina.....	18

2.2	Planeación de actividades del proyecto.....	22
2.3	Flujo del proceso de destilación.....	23
2.4	Inspección y pruebas de equipos.....	26
2.5	Montaje de la planta refinadora.....	37
2.6	Pruebas de arranque de la planta con agua.....	44
2.7	Arranque de la planta con glicerina cruda.....	61
2.8	Operación de la refinería.....	82

CAPITULO III: ANÁLISIS DE RESULTADOS..... 97

3.1	Productividad de la planta de refinería.....	97
3.2	Comparativo de ahorros proyectados vs actuales.....	104
3.3	Efectos en la rentabilidad de cremas dentales.....	108

CAPITULO IV: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES..... 109

BIBLIOGRAFÍA

ANEXOS

ANEXOS

- Anexo A Carbón Activado Granulado CAL
- Anexo B Plano: "Flujo del Proceso en la Refinería".
- Anexo C, D Planos: "Tuberías e Instrumentación de la Refinería"
- Anexo E Cimientos, Entrepisos, Vigas, Detalles.
- Anexo F Planta de Gianaza

INDICE DE FIGURAS

		Pág.
Figura 1.1	Sublejía Neutra.....	4
Figura 1.2	Glicerina 98,5% de glicerol (USP).....	6
Figura 1.3	Flujo del Proceso de la Refinería de Glicerina.....	9
Figura 1.4	Capacidades de Producción.....	14
Figura 1.5	Ahorros Estimados.....	15
Figura 1.6	Retorno a la Inversión.....	17
Figura 2.1	Planta de Destilación de Glicerina.....	21
Figura 2.2	Cronograma del Proyecto.....	22
Figura 2.3	Instalaciones y Planta Refinadora.....	25
Figura 2.4	Cronograma del Montaje en el año 1998.....	43
Figura 2.5	Deodorizador y Destilador.....	62
Figura 3.1	Productividad en agosto, 1999.....	99
Figura 3.2	Productividad en marzo, 2000.....	100
Figura 3.3	Productividad en marzo, 2001.....	103
Figura 3.4	Productividad en junio, 2001.....	103
Figura 3.5	Comparativo de Ahorros.....	107

INDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla I	Costos de Inversión de Refinería.....10
Tabla II	Proyección de Ahorros Brutos.....13
Tabla III	Proyección de Ahorros Netos.....16
Tabla IV	Retorno de la Inversión..... 17
Tabla V	Límite de Presión y de Alivio de Equipos.....32
Tabla VI	Lista de Equipos Crown.....38
Tabla VII	Lista de Tuberías.....39
Tabla VIII	Lista de Válvulas..... 40
Tabla IX	Especificaciones de Glicerina en el Destilador.....72
Tabla X	Especificaciones de Glicerina en el Deodorizador..... 79
Tabla XI	Productividad en agosto, 1999..... 98
Tabla XII	Productividad en marzo, 2000..... 100
Tabla XIII	Productividad en el 2001..... 102
Tabla XIV	Producción y Ahorros Actuales..... 105
Tabla XV	Costos y Precios Actuales de Glicerina.....105
Tabla XVI	Costos y Precios Actuales de Glicerina por año..... 106
Tabla XVII	Comparativo de Ahorros..... 106

ABREVIATURAS

USP	Farmacopea de Estados Unidos (United State Pharmacopeia)
US\$	Dólares de Estados Unidos de América
M	Miles
MM	Millones
kgs	Kilos (Unidad de peso)
kgs/hr	Kilos por hora (unidad de de flujo)
° C	Grados centígrados
kgs/m ³	Kilos por metro cúbico (unidad de densidad)
Pa	Pascal (1 kgf/m ²) ó (unidad de presión)
kPa	Miles de Pascales
APhA	Asociación Farmacéutica Americana ("American Pharmaceutical Association")
Hazen	Color en estado derretido
N/2 NaOH	Hidróxido de Sodio a 0,5 de Normalidad
tons	Tonelas (equivalente a 1.000 kgs)
tons/año	Toneladas por año
m ³ /seg	Metros cúbicos por segundo (unidad de caudal)
CFR	Costo más flete ("Cost & Freight")
pH	Nivel de iones de Hidrógeno libres en una solución

MRP	Planeación de Requerimientos de Materiales ("Material Replenishment Planning")
d	Días
w	Semanas ("weeks")
I/P	Transductor Proporcional
NA	No aplica
USA	Estados Unidos de América ("United State of America")
ROR	Tasa de Retorno % ("Rate of Return")
PP	Años para recuperar la inversión ("Years to Recover Investment – Payback Period")
cc	Centímetros cúbicos
PPM	Partes por Millón
VM	Válvula Mariposa
C/T	Cuerpo y Asiento ("Trim")
SW	Extremos Soldables
SCD	Extremos Roscados
VB ES PT	Valvula de Bola Esférica de Paso Total
CS	Acero al Carbono
VG	Válvula de Globo
VC	Válvula de Compuerta
GCV	Válvula Calibradora de Gatillo ("Gauge Cock Valve")
VCH	Válvula Cheque

F " Y " CERN NPT	Filtro en " Y " Cernidera # 20 NPT
TF-TS	Trampa de Flotador Termostática
TM	Trampa Termodinámica
C-ES-VS	Cuerpo, Esfera y Vástago
P	Producto
S	Vapor ("Steam")
CED	Cédula
ASME	Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos ("American Society of Mechanical Engineers")
TIG	Soldadura con Tungsteno como gas inerte ("Tungsten Inert Gas")
Grit	La medida de partículas abrasivas

SIMBOLOGIA

°	Grados (temperatura)
#	Número
n ²	Valor o unidad al cuadrado
n ³	Valor o unidad al cubo
C	Acero inoxidable 316
B	Acero Inoxidable 304
E	Hierro Negro
A1	Glicerina refinada externamente
B1	Margen de glicerina externa
C1	Costo de glicerina externa
D1	Precio de glicerina cruda ofertada
E1	Pureza de glicerina cruda ofertada
F1	Costos de procesamiento (en USA)
G1	Costos producción local
H1	Margen bruto
A2	Inversión
B2	Componentes del Ahorro
C2	Flujo de Efectivo por Deducción de Impuestos
D2	Depreciación

INDICE DE PLANOS

- Anexo B Flujo del proceso en la Refinería
Planta de Refinería de Glicerina, Crown
No. 401839
- Anexos C y D Tubería e Instrumentación de la Refinería
Planta de Refinería de Glicerina, Crown
No. 401837 & 401838
- Anexo E Cimientos, Entrepisos, Vigas, Detalles
Planta de Gianaza, Colgate Palmolive
- Anexo F Planta Gianaza
G13, Colgate Palmolive

CAPITULO 1



1. DESCRIPCIÓN Y OBJETIVOS DEL PROYECTO

Colgate Palmolive es una compañía multinacional de productos de consumo masivo, con ventas sobre los 2.000 MM US\$ anuales. Tiene su matriz en New York y aproximadamente 70 subsidiarias alrededor del mundo. Está presente en Ecuador desde hace 20 años. Las más importantes marcas de la compañía comercializadas localmente son:

- Cremas dentales: COLGATE
- Jabones de tocador: PALMOLIVE y PROTEX
- Detergentes: FAB

La glicerina al 98,5% de glicerol (grado USP) usualmente ha sido utilizada en la formulación de las cremas dentales en pequeña proporción. Sin embargo, en 1997 se decidió a nivel global el incremento del porcentaje de glicerina en dichas fórmulas a fin de prevenir la contaminación del producto. Por tanto, toda iniciativa tendiente a asegurar e incrementar el suministro de dicha materia prima fue foco de atención para estas fechas.

El presente informe profesional mostrará cómo Colgate Palmolive del Ecuador cumplió este objetivo planteado a través de la destilación de

glicerina semi-concentrada (80% de glicerol) en una planta refinadora adquirida en USA para tal efecto.

1.1 Objetivos y requerimientos generadores del proyecto

A continuación los siguientes puntos resumen los objetivos planteados al inicio de este proyecto:

Objetivo de ejecución.- Producir 900 tons/año de glicerina al 98.5%

Objetivos de diseño.- Asegurar el suministro de glicerina a cremas dentales

Objetivo de operación.- Generar 400M US\$ en ahorros por año

Requerimientos del negocio.-

Todas las fórmulas de cremas dentales con sorbitol han sido eliminadas. Esto incrementará la demanda de glicerina de todas las subsidiarias de Colgate. La planta de destilación de Colgate Colombia no será capaz de proveer a Colgate Ecuador debido a que la utilización de la planta se elevará del 80 al 123%. CP Ecuador puede ahorrar 400M US\$ por año por instalar su propio equipo de destilación.

Descripción del proyecto.-

Comprar e instalar una planta de destilación de glicerina de 80% al 98,5% de glicerol

- Fecha de arranque del proyecto: Mayo, 1998
- Fecha proyectada de finalización: Noviembre, 1998

1.2 Proceso anterior de obtención de glicerina y sublejía

Obtención de sublejía.-

La reacción de las grasas y soda cáustica en pailas necesaria para la formación del jabón base genera la sublejía o glicerina cruda a una concentración de 15-20%. Este producto se consideró usualmente como un desecho del proceso de saponificación en dicha planta. En 1997, por ejemplo, de las 160 tons de sublejía obtenidas unas 120 tons se desechó y el saldo se procesó hasta transformarla en glicerina al 80% de glicerol para su venta a Colgate Palmolive de Colombia (6 toneladas aproximadamente), es decir, alrededor de 100 M US\$ subutilizados al no contarse con una planta destiladora.

Posteriormente, se ejecutaron algunos arreglos en la planta que neutralizaba, evaporaba y filtraba dicho producto para conseguir glicerina a mayor concentración, dado que la refinería de glicerina adquirida opera con glicerinas al 80% de glicerol como mínimo (glicerina semi-concentrada). A continuación se desglosa los pasos seguidos para obtener la glicerina semi-concentrada mostrada a continuación:



Figura 1.1 Sublejía Neutra

- Neutralización con ácido clorhídrico en la paila #1 (6.000 kgs) de modo que su pH cambie de 14 a 6, más el agregado de Sulfato de Aluminio para precipitar el jabón, el paso a través del filtro prensa hacia la paila # 2 donde se le agrega soda cáustica para elevarle el pH a 10-11, su retorno al filtro prensa y entonces su almacenamiento en el tanque de sublejía neutra (alrededor de 5.000 kgs).
- Luego, se efectúa el proceso de evaporación en lotes de 1.500 kgs (duración aprox.: 2 horas) a 60 °C para obtener la sublejía al 40%, cuyo residuo es sal.

- Finalmente, se acumula sublejía semi-concentrada en un tanque de 15 tons a partir del cual se vuelve al equipo de evaporación ahora a 90°C en el mismo tipo de lotes y tiempos para obtener sublejía semi-concentrada al 80% (se requiere 9 tons para iniciar la planta de destilación de esta sublejía para 12 a 15 días de operación continua).

Por lo tanto, este proyecto cumple una doble función de usar residuos de la producción de jabones y asegurar el abastecimiento de glicerina para la producción de las marcas de cremas dentales producidas localmente, como son: Colgate y Kolynos.

Obtención de glicerina.-

La glicerina farmacéutica para la producción de cremas dentales está siendo adquirida mediante importación directa a proveedores como VARELA desde Cali – Colombia, a precios tales como 1.500 – 1.600 US\$ / ton CFR con el requisito de importar contenedores completos ya sea de 20 o 40 pies, siendo esto muy dependiente de los precios internacionales de las grasas.

Es posible también, comprar esta materia prima en el mercado local a importadores del medio tales como Quifatex, Quibeco, Solvesa,

Es posible también, comprar esta materia prima en el mercado local a importadores del medio tales como Quifatex, Quibeco, Solvesa, Oxiquímica, Resiquim, etc de marcas tales como glicerina Henkel (alemana), Pacocha (peruana), Witco (alemana) y otras. En la siguiente figura se observa sus tanques de almacenamiento:



Figura 1.2 Glicerina 98,5% de glicerol (USP)

1.3 Metodología y flujo del proceso seguido

Los siguientes pasos representan los procesos seguidos para la planeación, ejecución y operación de esta planta (ver figura 1.3):

- Planeación de producción.- En base al plan de estimados de ventas de crema dental
- Requerir materias primas.- A partir de una corrida de MRP ó a través de puntos de reorden de los materiales contenidos en la formulación de crema: glicerina, fosfato, sabor, etc se determinan las cantidades y las fechas que se necesitan
- Establecer especificaciones de calidad.- Glicerina al 98,5% en contenido de glicerol, con una densidad de 1.262 kgs/m³ a 15,5 °C
- Seleccionar el proceso de obtención a usar.- Proceso de Destilación
- Evaluar costos entre las alternativas de comprar vs producir.- 400M US\$ / año de ahorro al producir glicerina localmente
- Elaboración de la Orden de Trabajo.-
- Incluir inversión en el presupuesto.- Presupuesto de 1998

- Aprobar el financiamiento.- 500M US\$ como inversión total
- Planificar y comprar equipos.- Proveedor corporativo Crown & Iron
- Instalar y mantener equipos.-
- Elaborar procedimientos de operación.-
- Capacitar al personal operativo y de supervisión.-
- Procesar el producto.-
- Inspeccionar el producto destilado y deodorizado.-
- Obtener el producto final.-

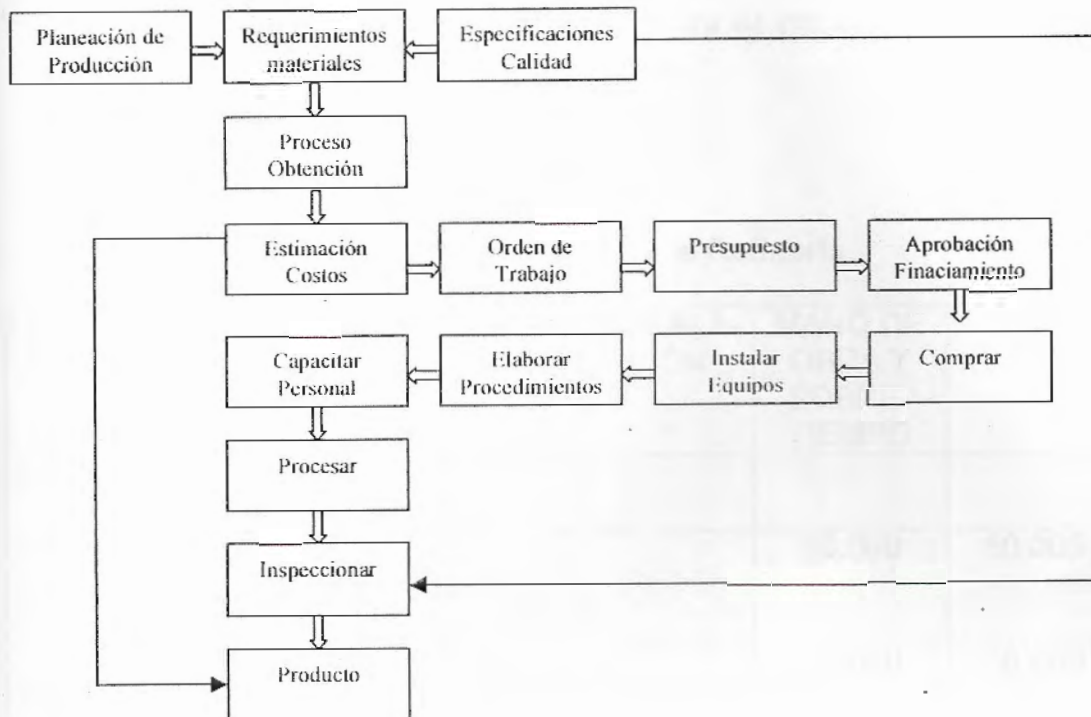


Figura 1.3 Flujo del Proceso de la Refinería de Glicerina

1.4 Costos de inversión de planta refinadora de glicerina

Tabla I

Costos de Inversión de la Refinería



	COMPRA EXTERNA	INSTALA- CIÓN	MANO DE OBRA Y SOBRE- TIEMPO	TOTAL
BASES				
Construcción de bases para montaje de piezas del equipo			50.000	50.000
Total bases			50.000	50.000
EQUIPO				
Planta de Destilación de Glicerina	300.000			300.000
Se producirá glicerina farmacéutica con una densidad de 1.262 kgs/m ³ a 15,5 °C.				
Instalación de Equipos		40.000	30.000	70.000
Total Equipos	300.000	40.000	30.000	370.000
CONEXIONES ELECTRICAS				
Instalaciones eléctricas		20.000	10.000	30.000
Total Conexiones Eléctricas		20.000	10.000	30.000
IMPUESTOS				
Impuestos	35.000			35.000
Flete y Transportación	15.000			15.000
Total Impuestos	50.000			50.000
Total Inversión US\$				500.000

1.5 Costos de adquisición actuales de glicerina

Los siguientes costos corresponden a importar la glicerina desde Colgate Palmolive Colombia, a fin de tener un precio comparativo de producir localmente versus ampliar la capacidad de producción de esta subsidiaria a Enero de 1997:

Costos de glicerina al 98,5 % (en US\$)

Costos ex fábrica

Costo Variable	1,7308 US\$/kg
Fijos de Fábrica	0,0615 US\$/kg
Bodega	0,0136 US\$/kg
Subtotal	1,8059 US\$/kg
Cargos Administrativos (2,5%)	0,0451 US\$/kg
Ingresos por suministro (5,0%)	0,0926 US\$/kg
Precio ex fábrica	1,9436 US\$/kg

Costos de Fletes

Capacidad de tractomula	80 tambores
Flete Cali – Guayaquil	2.275 US\$/tractomula
Escoltas	1.200 US\$ (hasta 2 carros)
Agenciamiento Aduanero	0,40% sobre valor ex fábrica

Seguro	0,37% sobre valor ex fábrica
Otros gastos	70 US\$ por embarque
Siendo los embarques de 10.000 kgs, los precios de la glicerina serían:	
Valor ex-fábrica	19.436,49 US\$
Agenciamiento y Seguro	149,66 US\$
Flete, Escolta y Otros Gastos	1.385,12 US\$
Valor Flete y Seguro	0,1385 US\$/kg
Valor costo y flete	2,0822 US\$/kg

1.6 Factibilidad económica del proyecto

Las siguientes proyecciones de ahorros y recuperación de la inversión fueron realizadas en septiembre de 1997:

Cálculos de ahorros estimados (US\$/kg)

A1	Glicerina refinada externamente	1,526 US\$/kg
B1	Margen de glicerina externa	0,340 US\$/kg
C1	$C1=A1-B1$ Costo de glicerina externa	1,189 US\$/kg
D1	Precio de glicerina cruda ofertada	0,414 US\$/kg
E1	Pureza de glicerina cruda ofertada	30%
F1	Costos (USA) de procesamiento	0,316 US\$/kg
G1	$G1=(D1/E1)-F1$ Costos producción local	0,201 US\$/kg
H1	$H1=C1-G1$ Margen bruto	0,987 US\$/kg

Inversión de: Equipos	350 M US\$
Instalación	150 M US\$
Total	500 M US\$

Proyección de ahorros brutos en base anual

La siguiente proyección de ahorros ha sido estimada considerando la fórmula 15-10-2 % de crema dental y la demanda requerida por ventas en los períodos comprendidos entre 1997 y el 2004:

Tabla II

Proyección de Ahorros Brutos

		1997	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004
Estimados de ventas de jabón	Tons	4228	4821	5361	5906	6517	7202	7975	8845
Glicerina al 98,5% de la recuperación de jabón	Tons	364	410	456	502	554	612	678	752
Uso Interno por crema dental	Tons	447	492	541	595	654	720	792	871

Por tanto, la capacidad del equipo planeada es de 900 tons / año, considerando 250 días laborables por año.

La capacidad de producción local de glicerina USP será siempre menor a la demanda de uso por cremas dentales, de modo que se deberá seguir comprando parcialmente el volumen de la misma, tal como se puede apreciar en el siguiente gráfico:

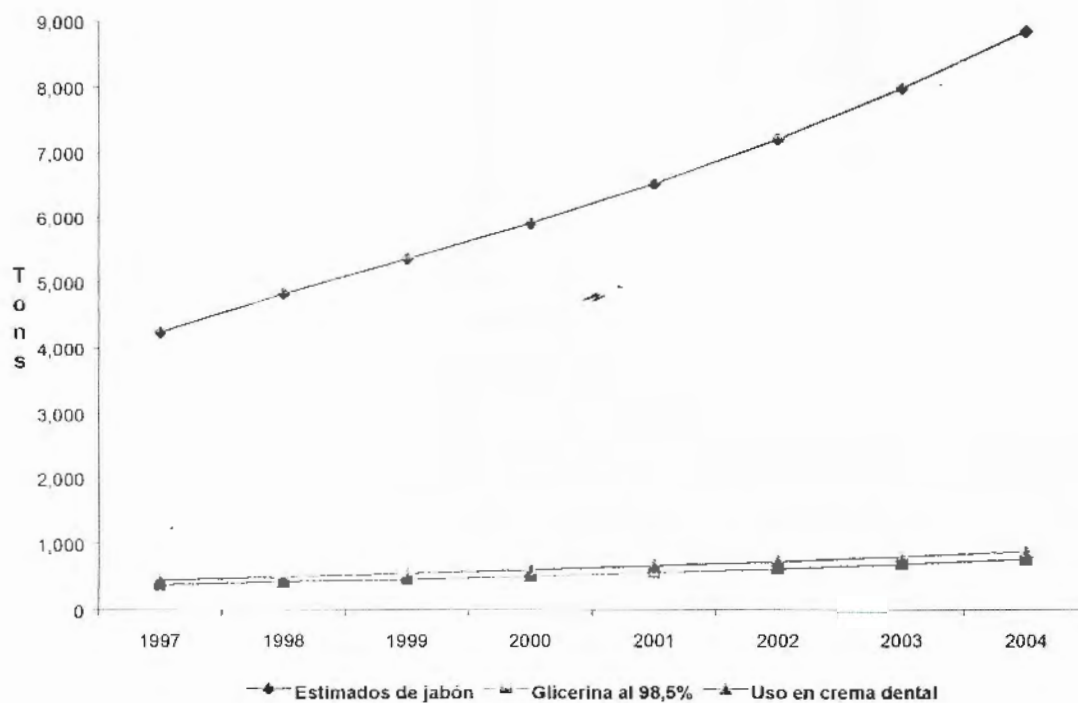


Figura 1.4 Capacidades de Producción

Los ahorros esperados siguen la tendencia productiva, acorde la siguiente figura:

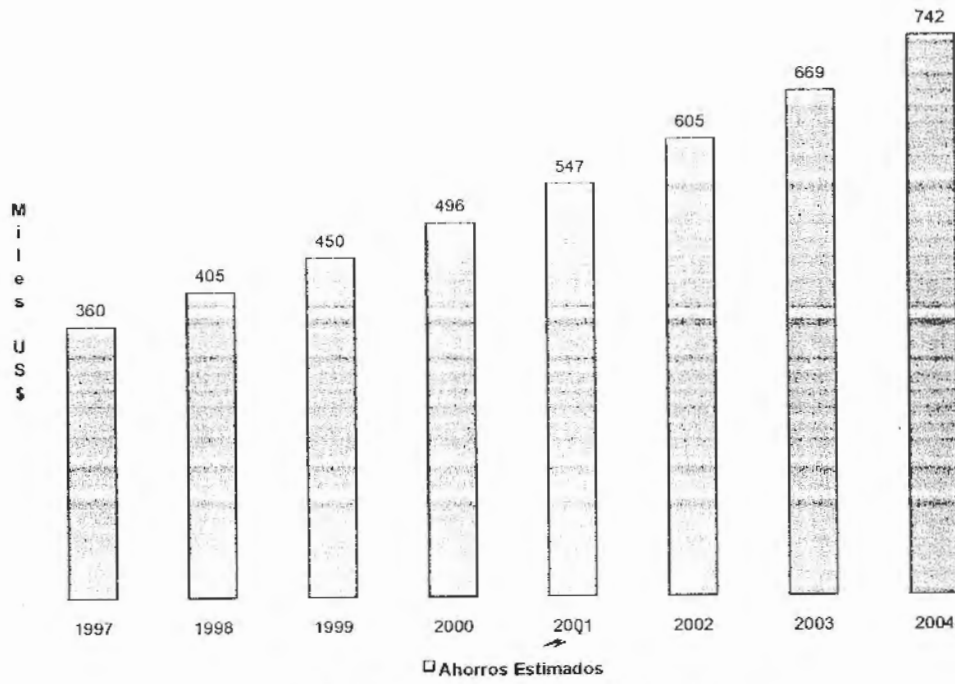


Figura 1.5 Ahorros Estimados

Proyección de ahorros netos en base anual (M US\$)

Tabla III

Proyección de Ahorros Netos

		A2		B2				C2	D2
		Inversión:		Componentes de Ahorro:				Flujo Efectivo por Deducción Impuestos(de A2)	Depreciación (de B2)
		Capital	Inversión con Inflación	Otros	Gastos	Ahorros Netos con inflación	Ahorros Netos con Inflación (con impuestos)		
-2	1996								
-1	1997								
	PUNTO 0	500		30	0				
1	1998		525	378	0	31	20	13	22
2	1999			397	0	417	267	13	22
3	2000			417	0	459	294	13	22
4	2001			438	0	507	324	13	22
5	2002			459	0	558	357	13	22
6	2003			482	0	616	394	13	22
7	2004			507	0	679	434	13	22
8	2005			532	0	748	479	13	22
9	2006			558	0	825	528	13	22
10	2007			0	0	910	582	13	22
11	2008			0	0	0	0	13	22
12	2009			0	0	0	0	13	22
13	2010			0	0	0	0	13	22
14	2011			0	0	0	0	13	22
15	2012			0	0	0	0	13	22
Total				4198		5751	3680	189	336

Cálculo al Retorno a la Inversión

Tabla IV
Retorno de la Inversión

		Inversión (A2)	Ahorros Netos con inflación e impuestos (B2)	Flujo Efectivo por Deducción Impuestos (C2)	Flujo Efectivo proyectado
-2	1996				
-1	1997				
POINT 0					
1	1998	525	20	13	33
2	1999		267	13	279
3	2000		294	13	307
4	2001		324	13	337
5	2002		357	13	370
6	2003		394	13	407
7	2004		434	13	447
8	2005		479	13	492
9	2006		528	13	541
10	2007		582	13	595
11	2008		0	13	13
12	2009		0	13	13
13	2010		0	13	13
14	2011		0	13	13
15	2012		0	13	13
Total			3680	189	3869

ROR (de un software)
47,6 %

PP (de un software)
3,1 años

La siguiente figura ilustra el retorno de la inversión en 10 años:

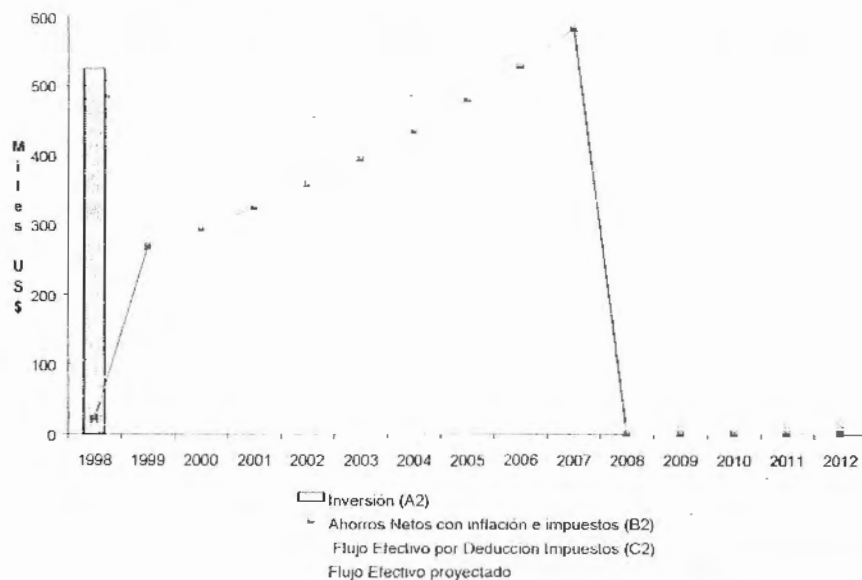


Figura 1.6 Retorno de la Inversión

CAPITULO 2

2. INSTALACION, ARRANQUE Y OPERACIÓN DE LA PLANTA

2.1 Procesos de Destilación y Refinamiento de Glicerina

La purificación de concentraciones más allá del 80-88% de glicerina de plantas de evaporación para alcanzar grados comerciales de glicerina para dinamita o glicerina farmacéutica (98,5% de glicerol) es obtenida por destilación y blanqueo.

Para producir glicerina para dinamita con una densidad de 1.262 kgs/m^3 a $15,5 \text{ }^\circ\text{C}$ correspondiente a 98,5% de concentración de glicerol, es suficiente someter la glicerina cruda de 80-88% a destilación. La producción de glicerina farmacéutica requiere de un proceso posterior al producto destilado con carbón activado de blanqueo. Cuando se trata de lejías derivados de un proceso de hacer jabones, los resultados mencionados arriba son obtenidos por someter a la solución a 1 ó 2 destilaciones dependiendo de la pureza del material entrante.



El destilador puede ser del tipo continuo o en lotes de acuerdo a la salida. La Figura 2.1 muestra la hoja de flujo simplificada de tales plantas y cuyo ciclo de procesamiento es como sigue:

La glicerina que viene de las plantas procesadoras deben tener un tratamiento preliminar en los tanques (1) para una neutralización completa. A continuación es admitida la carga en el evaporador (2) lo cual produce una decoloración parcial en el destilador subsecuente. La bomba (3) remueve la solución del pre-evaporador y lo transfiere al destilador (4) el cual es operado por vapor a una presión de 1.520 kPa

El destilador (4) es mantenido bajo vacío por las unidades (21-22-23-24) consistente de una bomba de vacío o eyectores, condensadores barométricos y reforzadores.

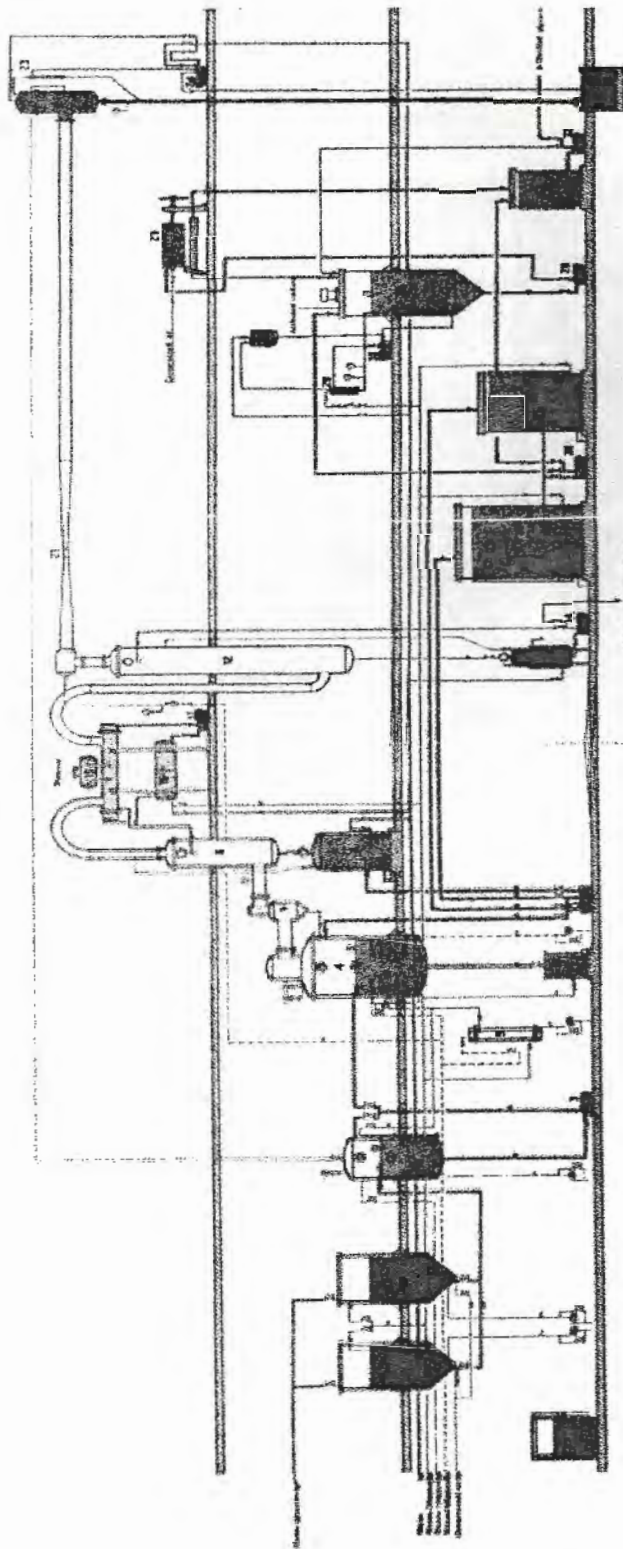
Vapor es inyectado en el destilador para agitar el producto. El vapor de glicerina pasa a través del separador (7) hacia los condensadores (8-11-12).

En el aparato (11) es condensada la mayoría del vapor el cual es colectado en el tanque (9) después de pasar en forma de rocío a través del condensador (8) en contracorriente al vapor destilado, lo cual causa a la mezcla condensada a evaporarse otra vez. De esta manera

favorece la concentración de la glicerina. El condensador (11) es termoregulado por medio de una solución de glicerina en otro fluido almacenado en el tanque (15) y circulado por la bomba (17).

En la unidad condensadora limpiadora (12-13-14) la condensación le ocurre a una parte de la glicerina junto a componentes de baja volatilidad los cuales son responsables del color y olor. El residuo de la destilación es enviado al tanque (6), mientras la glicerina destilada pasa al tanque intermedio (18) desde donde puede ser enviada a almacenarse, a refinarse o a una segunda destilación.

Por medio de la bomba (20), la glicerina es enviada al blanqueador (25) donde es tratada con carbón activado. La temperatura en el blanqueador (25) es mantenida constante por medio de unidades termoreguladoras (28-29-30). La glicerina blanqueada es pasada a través del filtro prensa (27), colectada en el tanque colector (31) y entonces bombeada a almacenarse.



PLANTA DESTILADORA DE GLICERINA

Figura 2.1

2.2 Planeación de actividades del proyecto

El cronograma de actividades de este proyecto es el siguiente:

#	Actividad	Duración	1997			1998												
			Sep	Oct	Nov	Dic	Ene	Feb	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	
1	Preparar Orden de Trabajo	10d	■															
2	Aprobación en Presupuesto de 1998	20d	■	■														
3	Aprobación Orden de Trabajo	20d		■	■													
4	Orden de Compra de Equipos	15d							■	■								
5	Tiempo de espera de Equipos	60d								■	■	■	■					
6	Preparación del sitio	40d									■	■	■	■				
7	Instalación de Equipos	60d										■	■	■	■	■	■	
8	Pruebas y Monitoreo de planta	10d															■	
9	Contingencias	10d																■
10	Trabajo Completado	0d																▼

Figura 2.2 Cronograma del Proyecto

La orden de trabajo es parte de los procedimientos corporativos al inicio de un proyecto, la cual detalla básicamente los requerimientos del negocio en lo que se basa, cronogramas de arranque y finalización del mismo, y, ventajas competitivas o de ahorros esperados con su ejecución. La aprobación de estas inversiones son analizadas dos veces al año en visitas realizadas por ejecutivos corporativos con el directorio de la compañía local.

2.3 Flujo del proceso de destilación

Refiérase al Anexo B adjuntado al final con los planos del Flujo del Proceso mientras revisa esta sección

La glicerina cruda es alimentada al destilador por la bomba de alimentación (P-301) y calentada previamente a 84 °C en el intercambiador de calor o economizador (E-302) con la glicerina caliente proveniente del destilador (V-305).

La glicerina una vez calentada ingresa al circuito de re-circulación en el destilador y calentada a 165 °C. La glicerina es parcialmente vaporizada por el calentamiento generado por el vapor rociado en la cámara del destilador localizado en su base y por la presión de vacío de 2,4 kPa a la que se encuentra el destilador.

Estos vapores de glicerina, impurezas ligeras y vapor ascienden a través de la columna hacia unas bandejas burbujeadoras y entonces hasta la sección de condensadores, donde el vapor de glicerina es condensada por contacto en una capa de anillos humedecidas por la glicerina recirculada y enfriada a 70 °C.

Los otros vapores, impurezas y trazas de glicerina van hasta el condensador (E-307) luego al depurador de vapor (V-308), donde la mezcla de vapores es condensada y refinada. La mezcla de vapores condensados recuperados se llama glicerina sub-estandar. Esta glicerina sub-estandar recuperada y calentada en el tanque receptor (V-313) es transferida y almacenada en el tanque de almacenamiento de glicerina sub-estandar para ser procesada en forma separada por la planta de destilación.

La bandeja con tapa burbujeadora es alimentada con el destilado limpio proveniente de la sección de anillos. Para obtener un buen contacto entre el vapor y el líquido, esta bandeja debe estar llena del destilado. La tapa de esta bandeja sirve como barrera para prevenir la entrada de glicerina en proceso desde la base y para ejecutar un fraccionamiento inicial a la glicerina.

El residuo pesado y sal llamados pies, son separados en el fondo del destilador y colectados en el tanque receptor de residuos (F-306). Estos residuos deben ser descargados cada hora hacia el tanque de lejía no tratada, porque si se deja almacenada mucho tiempo se endurecen y se vuelven difíciles de manipular. La cantidad de pies generada es aproximadamente el 30% del crudo alimentado al destilador y su residuo y concentración de sal es aproximadamente el 30% para cuando es descargado al tanque respectivo. En la siguiente figura se presenta una vista general de la instalación:

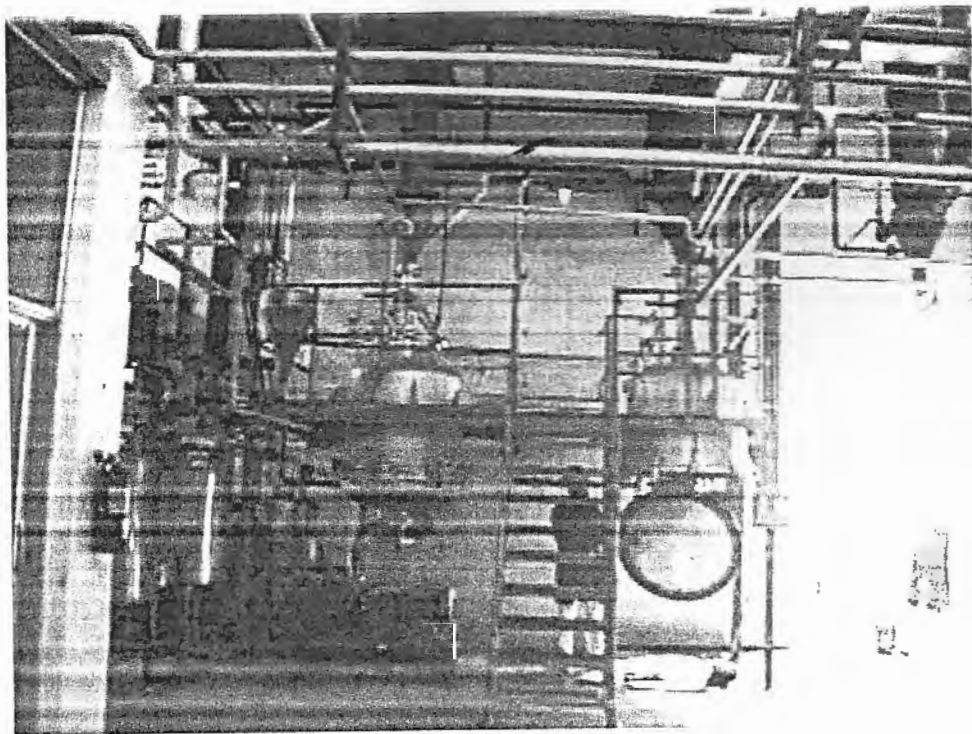


Figura 2.3 Instalaciones y Planta Refinadora

2.4 Inspección y Pruebas de Equipos

El equipo de refinería del equipo Crown no es complejo, pero es esencial verificar sus condiciones, así como que las tuberías y controles sean instalados correctamente para asegurar el flujo adecuado de los materiales. Después de limpiar las superficies internas de vasos, bombas y tuberías, todas las pruebas y chequeos deben ser realizados previo a su aislamiento o pintura de recipientes y líneas.

Refiérase al Anexo B con el plano del Flujo del Proceso adjuntado, para un mejor entendimiento del proceso. La siguiente lista puede ser usada para un chequeo general de la planta:

- El sistema entero debería ser comparado con los dibujos de instalación provistos
- Todas las válvulas deben ser chequeadas y operadas, que sellen adecuadamente y sus cubiertas estén apropiadamente ajustadas
- Válvulas de flujo direccional tales como válvulas cheque y filtros deben ser verificados si están en la posición correcta

- Todas las tuberías deben ser verificadas en su rigidez, por medio de pruebas de presión hidroestática o de aire. Las juntas de las tuberías deben ser observadas al humedecerlas con agua y jabón con presión de aire interna. En esta etapa, no se debe permitir ningún escombros especialmente restos de soldadura en las válvulas, controladores, instrumentos, sellos de bomba, etc lo cual podría deshabilitarlos. Todos los instrumentos, válvulas de cierre y bombas deben ser aislados y cerrados antes que las líneas sean operadas
- Todas las bombas deben ser chequeadas para determinar su operatividad. Antes de encenderlas, rotarlas manualmente para determinar obstrucciones o desalineamientos a grosso modo. Las bombas no deben operarse secas por más de unos pocos segundos so pena de dañarles su empaque, sellos o el eje mecánico. Una dirección de rotación incorrecta dañarán la bomba, por lo cual deberá intercambiarse su cableado de alimentación al motor.

NOTA: La rotación del motor deberá ser chequeada y corregida antes de instalar el acoplamiento del eje, de otra manera una rotación incorrecta dañará el impulsor y/o sellos mecánicos, o ambos al mismo tiempo.

- Todas las piezas del equipo como bombas, reductores de engranajes deben ser chequeados para ver su alineación y lubricación de acuerdo a las instrucciones del fabricante. Verificar además el arranque del motor, cuyo regulador de sobrecarga deberá ser de la medida adecuada al motor.
- Todos los controles e instrumentos deberán ser verificados si trabajan en el orden tipificado por el fabricante. Asegúrese que la operación de las válvulas de control concuerda con sus correspondientes controladores: directo o en reversa.
- Cada bomba y válvulas de control debe asegurarse que sus empaques hayan sido correctamente instalados y lubricados y los sellos mecánicos no están muy ajustados.
- Verifique que las líneas de agua fría, agua condensada y agua de sellado estén en óptimas condiciones, con las presiones adecuadas.
- Todo tanque abierto o a presión atmosférica deben ser llenados con agua permaneciendo 24 horas en pro de verificar fugas. Puede adicionar jabón para más control.

- Los eyectores rociadores de vapor están diseñados para operar a 69 kPa, por lo que el suministro de vapor deberá verificarse a esa presión.
- Toda tubería de vapor y trampas de vapor deben verificarse que hayan sido instalados en buenas condiciones. Por ejemplo, ver si la cabeza del filtro de la trampa de vapor están limpios, particularmente al arranque.
- Las placas y armadura del intercambiador de calor son provistos de múltiples empaques para cada intercambiador. Asegúrese que el ensamble y torque de los empaques están correctos, especialmente al desarmarlos para su limpieza y chequeo.
- Varios medidores de presión han sido fijados a los sellos de diafragma para protegerlos de la cristalización de sal e incrustaciones
- La presión requerida del suministro de agua condensada para el condensador barométrico (V-311) es a 4,8 kPa, cuando el agua está estática.
- Un par de filtros de aire y reguladores son provistos para la línea de aire para los transductores I/P. Se recomienda ajustar los reguladores a 138 kPa.

- Todos los medidores de temperatura y transmisores son fijados con corazas para aislar sus sondas del fluido procesado. Todas las corazas son de acero inoxidable.

Pruebas de fugas de aire

Después del chequeo general, cada sección de la planta deberá ser sometida a pruebas de rigidez o de fugas, dependiendo del equipo

Pruebas Hidrostáticas.-

Para esta prueba, los medidores de vacío en los eyectores y medidores de presión son cerrados. La presión absoluta transmitida debe ser cero (0) mediante el cierre de sus válvulas en las líneas de conexión del transmisor a fin de que nada de agua regrese a las líneas.

La parte final del sensor del barómetro es cerrado y sellado para probar su presión. Líneas de descarga, alimentación, drenado y ventilación así como todas las líneas hacia o desde la atmósfera deberían ser selladas. El sistema es entonces gradualmente llenado con agua limpia a temperatura ligeramente mayor al ambiente. Todo aire atrapado debe ser sangrado en los puntos altos del equipo y tuberías, mientras se incrementa la presión gradualmente a los límites listados abajo. La línea de agua debe fijarse un medidor de presión (0,152 metros de carátula



y 0 – 689 kPa de rango de presión) y una válvula de alivio ajustada a los límites listados abajo. Asegúrese que esta válvula de alivio esté en un punto alto del equipo siendo probado.

Después que cada uno ha sido chequeado con presión hidrostática o de aire, por lo menos 30 minutos, deben ser examinados minuciosamente a fin de detectar anomalías o fugas. Las mismas deben ser marcadas y reparadas o ajustadas únicamente después de aliviar la presión. El ajustar conexiones bajo presión puede causar roturas y daños personales. Asegúrese de verificar nuevamente si desaparecieron las fugas corregidas.

Después de terminar esta prueba el agua es drenado del sistema y de todas las líneas conectadas. Asegúrese de reconectar las terminaciones del sensor del barómetro y que no quede rastro de agua en los instrumentos.

Tabla V

Límite de Presión y de Alivio de Equipos

#	ITEMS	LIMITE DE PRESION (kPa)	VALVULA DE ALIVIO (kPa)
1	Condensador barométrico	138	172
2	Refinadora de crudo	310	345
3	Deodorizador	310	345
4	Removedor de vapor	310	345
5	Condensador de desperdicios	345	379
6	Calentador de Recirculación	345	379
7	Calentador del deodorizador	345	379
8	Economizador, Enfriador del blanqueador, Columnas de blanqueo (2), Filtros (2), Enfriador del producto	345	379
9	Eyector de refuerzo	103	138
10	Eyector de arranque	103	138
11	Todas las líneas con presión	345	379
12	Todas las líneas a vacío	103	138
13	Todas las líneas con vapor/condensado	NA	
14	Todas las líneas de agua	NA	
15	Todas las líneas de aire	NA	

Pruebas de Caída de Vacío.-

El equipo que opera en vacío deberá ser chequeado ante aumento de presión. A pesar que las pruebas hidrostáticas desarrolladas (para detectar fugas serias de agua), la prueba de pérdida de vacío determinará para el sistema completo su hermeticidad. Un sistema cerrado es absolutamente esencial en operaciones de alto vacío y alta temperatura, tales como el proceso de destilación de glicerina

Para esta prueba, todas las válvulas hacia o desde la atmósfera son cerradas en el equipo y las tuberías, y el sistema de vacío puede ser iniciado. Inicialmente alguna demora puede ser encontrada en alcanzar el vacío apropiado en el sistema. Esto puede ser debido a rastros de agua luego de la prueba hidrostática. Una vez esta se haya secado, el vacío será conseguido prontamente

Cuando la planta esté alrededor de 8 kPa absoluta en el medidor de vacío del lado de succión del eyector de refuerzo, apague el sistema de vacío por dos (2) horas. La observación de incrementos de presión de menos 1.667 Pa por hora en el medidor, indica que la hermeticidad de la planta es satisfactoria

Si la pérdida registrada excede ese límite, la prueba de presión de aire con agua y jabón en todas las juntas deberá ser ejecutada, paso por paso hasta determinar todas las fugas

Planta de Refinería

- Las empaquetaduras de las columnas dentro de sus cajas de despacho tienden a aglomerarse debido al constante movimiento y vibración durante su tránsito, causándoles compactación y aglomeración. Estos empaques del refinador y deodorizador deben ser desentumecidos manualmente independientemente previo a ser fijados en las columnas

- Las columnas de blanqueo se recomienda llenarlas con CALGON CARBON'S TYPE CAL (carbón activado granulado) de 12X40 como medida de malla (Ver Anexo A)

- Para cargar las columnas de blanqueo, abra el recipiente de 0,152 metros al tope de ellas y llénelo hasta el punto de tangente. Asegúrese de llenar el carbón lentamente y suavemente para evitar daños en la base de soporte interna y pantalla del filtro, así como evitar formar burbujas de aire en la cama del carbón. Si es necesario, empuje hacia abajo el carbón mientras lo llena para que su cama sea empacada uniformemente y esté libre de canales de aire. Cuando la columna sea llenada a la altura deseada, nivélela y

asegure su abertura de llenado

NOTA: La nueva cama de carbón contiene una pequeña cantidad de carbón fino y polvo. Esto será trasladado por la glicerina a través de la columna de blanqueo y será removida por los filtros (F-323 A&B) durante el proceso normal de destilación

- Como parte del procedimiento de arranque, el aire dentro de las columnas y tuberías interconectadas deberían ser evacuados mediante el eyector de arranque (K-315). Asegúrese que la evacuación es hecha lentamente por abrir la válvula en el lado de succión del eyector. La evacuación será completa cuando el medidor de vacío alcance 8,0 – 8,7 kPa. Asegúrese de cerrar esa válvula posteriormente.
- Las columnas de blanqueo (F-323 A&B) son temperadas y aisladas para prevenir el enfriamiento de la glicerina cuando esta fluye a su través, dado que su tiempo de permanencia es relativamente largo. Si la glicerina se enfría bajo 85 °C, llegará a ser demasiado viscosa para bombearla, atascando la columna y filtros.
- Dos (2) columnas son usadas al mismo tiempo en serie. La primera columna es recargada mientras la segunda es usada o viceversa. Las tuberías de las columnas han sido arregladas de modo que las

camas de las columna son secuencialmente usadas conforme "la primer llenada, la primer usada"

- La cama de carbón gastada contiene glicerina recuperable. Este será recuperada al reciclarse este carbón a través del tratamiento de lejía y proceso de filtrado en la planta de tratamiento

Controles e Instrumentación

- Para la planta de refinería, la tasa de alimentación de crudo al destilador determina la tasa de producción de glicerina. Esta es manualmente ajustada por la válvula V-303 e indicador de flujo FI-325. Una vez que el flujo es fijado y la planta iniciada, los lazos de control automáticos esencialmente corren la planta por sí mismos, manteniendo las condiciones de flujo dinámico requerido a las condiciones deseadas
- Hay seis (6) lazos de control automáticos provistos en la planta. Los tres (3) son controles de nivel (LIC-320 y LIC-330) que están diseñados para mantener los niveles de líquidos en los sumideros del destilador de crudo y deodorizador en forma estable, mientras el LIC-355 es para mantener la bandeja condensadora de destilado dentro del destilador uniformemente.

Los controles de temperatura (TIC-310 y TIC-375) están diseñados para mantener la temperatura estable de los sumideros del destilador de crudo y deodorizador, por modular las tasas de alimentación de vapor al calentador de recirculación y deodorizador, respectivamente, mientras el control TIC-350 es para mantener la temperatura de alimentación al deodorizador en el punto deseado.

Hay cinco (5) controles manuales de flujo (FI-325, FI-385, FI-335, FI-305 y FI-315) que fijan las siguientes tasas: alimentación de crudo, alimentación al empacado del destilado, alimentación a las tapas burbujeadoras, aspersion de vapor en el destilador y aspersion en el deodorizador. Hay dos (2) indicadores de flujo (FI-365 y FI-404) que monitorea la tasa de alimentación y producción de glicerina

- En adición a los parámetros siendo controlados, el panel de control provee un medio para monitorear las presiones de operación y temperatura críticas en los vasos.
- Un número de alarmas de bajo y alto nivel, de temperatura y presión son provistas en el panel de control para la planta

2.5 Montaje de la Planta Refinadora

Los siguientes cuadros contienen el listado de materiales usados en el proyecto:

Equipos de Crown & Iron.

Tabla VI
Lista de Equipos Crown

#	ITEMS	CANTIDAD
1	Condensador barométrico	1
2	Destilador de crudo	1
3	Deodorizador	1
4	Removedor de vapor	1
5	Condensador de desperdicios	1
6	Calentador de Recirculación	1
7	Calentador del deodorizador	1
8	Economizador	1
9	Enfriador del blanqueador	1
10	Columnas de blanqueo	2
11	Filtros	2
12	Enfriador del producto	1
13	Eyector de refuerzo	1
14	Eyector de arranque	1
15	Controles automáticos de nivel	3
16	Controles automáticos de temperatura	3
17	Controles manuales de flujo	5
18	Indicadores de flujo	2

Equipos adquiridos localmente.-

Tuberías.-Las tuberías fueron adquiridas a partir de las cotizaciones de las siguientes empresas: Provinco, V.W.O.G, Sumilit, Gamafir, Bohman, Materiales de Soldadura, etc. por 7.600 US\$

Tabla VII

Lista de Tuberías

CANTIDAD	DESCRIPCION
2	BUSHING 2" X 3/4" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCADO
4	BUSHING 3/4" X 1/4" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCADO
1	BUSHING 1 1/2" X 1/4" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCADO
2	BUSHING 1" X 1/4" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCADO
112	CODO DE 1/2" X 90° DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED. 40
5	CODO DE 1/2" X 90° DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCADO
21	CODO DE 1/4" X 90° DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCADO
2	CODO DE 1/4" X 90° DE ACERO INOXIDABLE 316 ROSCADO
6	CODO DE 2" X 90° DE ACERO INOXIDABLE 316 SOLDABLE CED. 40
18	CODO DE 3/4" X 90° DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED. 40
1	CODO DE 4" X 45° DE ACERO AL CARBONO SOLDABLE CED. 40
4	CODO DE 6" X 90° DE ACERO AL CARBONO SOLDABLE CED. 10
4	CODO DE 6" X 90° DE ACERO INOXIDABLE 316 SOLDABLE CED. 10
13	NEPLO DE 1/2" X 4" ACERO INOXIDABLE 316 ROSCADO
10	NEPLO DE 1/4" X 3" ACERO INOXIDABLE 304 ROSCADO
40	NEPLO DE 1/4" X 4" ACERO INOXIDABLE 304 ROSCADO
1	REDUCCION DE 1 1/2" X 4" DE ACERO INOXIDABLE 304 CONCENTRICA ROSCABLE
1	REDUCCION DE 2 1/2" X 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCABLE
4	REDUCCION DE 1 1/2" X 1" DE ACERO INOXIDABLE 304 EXCENTRICA SOLD. CED. 10
7	REDUCCION DE 1" X 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED. 40
4	REDUCCION DE 1 1/2" X 1" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED. 10
4	REDUCCION DE 1 1/2" X 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED 40
5	REDUCCION DE 1" X 3/4" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED 40
2	REDUCCION DE 1" X 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED 40
2	REDUCCION DE 1/4" X 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED 40
2	REDUCCION DE 2 1/2" X 2" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED 10
2	REDUCCION DE 2" X 1" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED 40
1	REDUCCION DE 2" X 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED 40
1	REDUCCION DE 2" X 3/4" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED 40
1	REDUCCION DE 3" X 1 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 EXCENTRICA SOLD. CED. 10
0	REDUCCION DE 3" X 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED. 40
1	REDUCCION DE 3" X 1" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED. 10
0	REDUCCION DE 3" X 2 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED. 10
1	REDUCCION DE 3" X 2" DE ACERO AL CARBONO SOLDABLE CED. 40
1	REDUCCION DE 4 X 6" DE ACERO INOXIDABLE 316 SOLDABLE CED. 10
1	REDUCCION DE 4 X 3" DE ACERO AL CARBONO SOLDABLE CED. 40
0	STUB DE 6" DE ACERO INOXIDABLE 316 SOLDABLE CED. 10
3	TAPON HEMBRA DE 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCABLE
2	TAPON HEMBRA DE 3" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCABLE
1	TAPON MACHO DE 1" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCABLE
8	TAPON MACHO DE 3/4" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCABLE
8	TEE DE 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCABLE
30	TEE DE 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 SOLDABLE CED. 40
1	TEE DE 1/4" DE ACERO INOXIDABLE 304 ROSCADO
30	m TUBO DE 1 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 CEDULA 10
210	m TUBO DE 1/2" DE ACERO INOXIDABLE 304 CEDULA 40
18	m TUBO DE 2" DE ACERO INOXIDABLE 304 CEDULA 10

Válvulas.- Las válvulas fueron adquiridas a varios proveedores locales: La Llave, Market, Provinco, Metroil, Insetec, Basha, etc en marcas tales como Spirax, Neles J, Worcest, Apollo, Nibco, etc. por 11,600 US\$:

Tabla VIII

Lista de Válvulas

CANTIDAD	DESCRIPCION
1	3" VM C/T SS 316 FLG
2	2" VB ES. C/T SS 316 PT SW
3	2" VB ES. C/T SS 304 PT FLG
2	2" VB ES. C/T SS 304 SW
4	1 1/2" VB ES. C/T SS 304 SW
2	1" VB ES. C/T SS 316 SW
1	1" VB ES. C/T SS 304 SW
3	3/4" VB ES. C/T SS 304 SW
45	1/2" VB ES. C/T SS 316 SW
14	1/2" VB ES. C/T SS 316 SCD
23	1/4" VB ES. C/T SS 316 SCD
1	1 1/2" VB ES T SS 316 C CS SCD
7	3/4" VB ES T SS 316 C CS SCD
20	1/2" VB ES T SS 316 C CS SCD
1	1" VG C/T SS 316 SW
1	3/4" VG C/T SS 316 SW
10	1/2" VG C/T SS 316 SW
1	2" VG C/T CS SCD
2	1 1/2" VG C/T CS SCD
1	1" VG C/T CS SCD
5	3/4" VG C/T CS SCD
1	1/2" VG C/T CS SCD
2	1 1/2" VC C/T CS SCD
3	3/4" VC C/T CS SCD
2	1/2" VC C/T SS 316 SCD
21	1/2" VC C/T CS SCD
4	1/4" GCV C/T CS SCD
1	1" VCH C/T SS 316 SW
1	1/2" VCH C/T SS 316 SW
1	2" VCH C/T SS 316 SCD
2	1/2" VCH C/T SS 316 SCD
2	3/4" F CS SCD "Y" CERN NPT
6	1/2" F CS SCD "Y" CERN NPT
1	1/2" TF-TS C/T CS 200 Kgs/hr 130P
2	1/2" TM C/T CS SCD 20 Kgs/hr 130P
1	1/2" TM C/T CS SCD 20 Kgs/hr 50P

Descripción de Actividades y Cronograma.-

La ejecución del proyecto inició con la construcción de una loza en un primer piso para ampliar y cambiar de lugar el equipo de blanqueo de jabones, tanques de palmiste, estearina y sebo, y filtro prensa, los cuales ocupaban el área del proyecto.

Se construyó 4 secciones a desnivel para alojar los equipos, junto con su respectiva estructura metálica. Se inició el montaje con el destilador por ser el equipo de mayor importancia y longitud, siguió el deodorizador (2 niveles), las dos (2) columnas de blanqueo de un solo nivel y los otros equipos auxiliares. Por ejemplo, se re-habilitaron dos (2) calderas de 150hp para el suministro exclusivo de vapor a esta planta, se compró un enfriador ("chiller") de 2.068 kPa de presión operativa, 10 a 25 °C de rango de temperatura y 60.000 BTU de capacidad frigorífica para el agua helada, y se instaló una torre de enfriamiento. Entonces, se tendió la tubería de acero inoxidable comprada en su mayoría localmente según especificaciones y diseño de los planos (ver Anexo C y D con los diagramas de Tuberías e Instrumentación). La soldadura fue del tipo TIG, y, realizada bajo normas ASME Código Sección VIII División 1, con un esmerilado y

pulido de 180 Grit. Luego, ciertas tuberías fueron aisladas dada la temperatura de operación.

A la vez se armó el tablero de control industrial donde se alojan las terminales de los controles automáticos de proceso, así como el tablero del breaker principal. Entonces, se realizó el tendido eléctrico o conexiones de la planta y equipos. Las bombas, sellos, válvulas manuales y automáticas, termómetros, vacuómetros, rotámetros y demás equipo auxiliar fue armado conforme se instalaban las tuberías.

El montaje de la planta de refinería a partir del arribo de sus partes desde Crown hasta las pruebas iniciales con agua tomó alrededor de 6

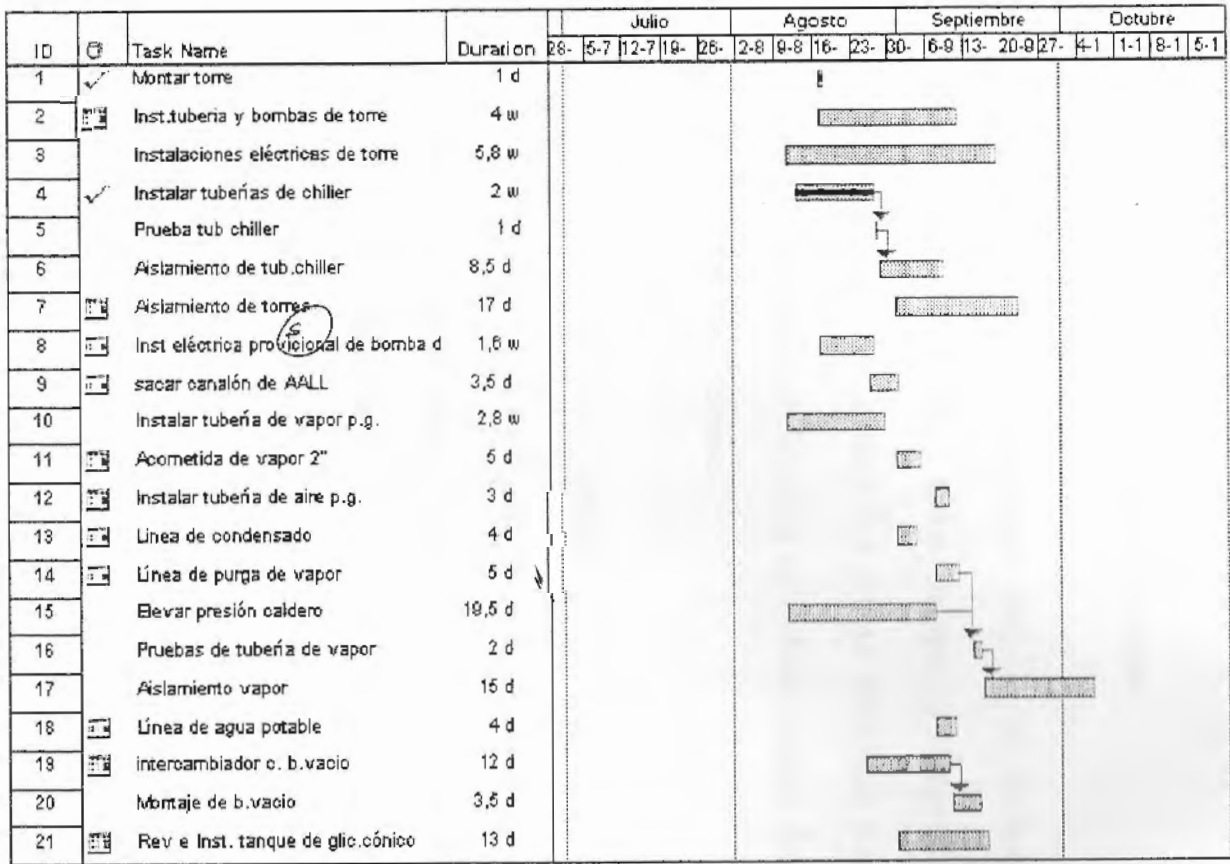


Figura 2.4 Cronograma del Montaje en el año 1998

A continuación el cronograma del montaje realizado:

meses, principalmente por la torre de enfriamiento y su puesta en marcha.

2.6 Pruebas de arranque de la planta con agua

Después que todos los equipos han sido inspeccionados, limpiados y apropiadamente instalados, todo equipo y tuberías operando a temperaturas debe ser aislado. La planta está lista para el arranque inicial y pruebas bajo condiciones operativas reales. Ver anexo B del diagrama de Flujo del Proceso.

El propósito de arranque de la planta no es inmediatamente el producir producto terminado, sino el de probar y evaluar la planta bajo condiciones operativas reales, hacer correcciones menores y ajustes que pueden ser necesarios para conseguir que todas las unidades estén en modo de operación apropiados, y para capacitar al personal.

Durante la fase de arranque, los operadores llegarán a estar familiarizados con la nueva planta y entenderán mejor cómo sus unidades de proceso son controladas y cómo responden a cambios en capacidad, temperaturas, presión, etc. Por la tanto, es una etapa más demandante, consumidora de tiempo y de mayor esfuerzo que la operación de producción.

Esto es normalmente conseguido con lotes de agua, es decir, se usa agua como fluido del proceso. Una vez que todas las unidades han sido arrancadas una a una, toda la planta puede ser probada como un sistema integrado.

NOTA: Previo a arrancar, chequee cada unidad del equipo asegurándose que toda la utilería, como: vapor, agua fría, agua condensada, agua potable y aire estén disponibles y su equipo auxiliar esté activo

Planta Refinadora

Eyector de Arranque.-



- Abra lenta y completamente la válvula de vapor al eyector de arranque. Asegúrese que el vapor suministrado está a 69 kPa.
- Abra la línea de vapor a las columnas blanqueadoras.
- Consiga vacío en el cabezal de vapor de las columnas blanqueadoras a 8,0 – 8,7 kPa tal como se indica en PI-323. Esto deberá tomar menos de 30 minutos.
- Cierre la línea de vapor al eyector de arranque.

- En este punto, el eyector de arranque puede ser apagado por cerrar la válvula de suministro de vapor.

Sistema de Vacío de la Refinería.-

- Llene el colector de sub-estandar con glicerina cruda al nivel más alto de LSH-315.
- Verifique que suficiente cantidad de agua exista en el sensor para llenar el drenaje del condensador barométrico.
- Abra la línea de suministro de agua condensada al condensador.
- Arranque el sistema de vacío abriendo lentamente el suministro de vapor de 69 kPa al eyector de refuerzo.
- Manualmente llene la bomba de vacío con agua potable y cierre el suministro de agua potable. Drene algún exceso de agua desde la bomba por abrir la válvula manual V-485.
- Arranque la válvula de vacío y chequee lo siguiente:
 - Rotación de la bomba
 - Válvula solenoide SV-489 permanezca abierta.

- Mientras el sistema esté funcionando, chequee lo siguiente:
 - Adecuada presión de suministro de agua condensada a 34.5 kPa; y
 - Vacío de 800 Pa en PI-325.

- Haga las reparaciones necesarias, si alguna, y pruebe otra vez.

Lote de agua en el destilador.-

Previo a comenzar esta prueba, chequee que una cantidad adecuada de agua fría esté disponible en el tanque de glicerina cruda.

- Mantenga el sistema de vacío corriendo.

- Chequee que el vacío en el destilador sea mantenido a 800 Pa absoluto en PI-308.

- Cargue agua en el destilador desde el tanque de glicerina cruda.

- Abra todas las válvulas en la línea de alimentación de crudo desde el tanque del destilador y las válvulas en la línea de recirculación del destilador.

- Pare la bomba y cierre las válvulas. Haga las reparaciones necesarias, si alguna, y pruebe otra vez.

Removedor de vapor y receptor de sub-estandar.-

- Asegúrese que la válvula solenoide SV-304 esté cerrada cuando el nivel este bajo el nivel más alto del switch-sonda LSH-315.
- Llene el agua a pocas pulgadas sobre la sonda de nivel alto LSH-315 en el receptor de sub-estandar.

NOTA: Monitoree el flujo de modo que el vaso no esté sobrellenado innecesariamente

- Asegúrese que la válvula solenoide SV-304 esté abierta cuando el nivel de agua llegue a estar sobre el nivel alto de la sonda LSH-315.
- Abra las válvulas manuales del solenoide SV-304. También abra las válvulas en la línea de recirculación del removedor de vapor a través del enfriador sub-estandar. También abra el lazo de circulación alrededor del receptor.
- Arranque la bomba sub-estandar (P-314) y chequee lo siguiente:
 - Rotación de la bomba; y

- Presión de descarga de 2.654 kPa.

- En este punto, el crudo en el receptor sub-estandar es bombeado al tanque de almacenamiento sub-estandar cuando el nivel en el receptor es alto.

- Cuando el nivel del receptor está bajo del nivel más bajo del switch LSL-315, este se activa para cerrar la válvula solenoide SV-304.

- Chequee el modelo de rociado en el removedor de vapor.

- Abra el agua fría al enfriador sub-estandar E-322 y mantenga la bomba sub-estandar corriendo. También abra el agua fría hacia el condensador de desperdicios E-307

Recirculación del destilado en el destilador.-

Previo a la prueba, llene la bandeja colectora del destilado condensado en el destilador por conectar una manguera de agua a un grifo disponible de $\frac{3}{4}$ de pulgada provisto arriba en la bandeja condensadora. Asegúrese de remover la manguera y conector del grifo después de llenar la bandeja.

- Para propósito de la prueba, reajuste el controlador de temperatura automático (TIC-310) a 50 °C.
- Asegúrese que la bomba de circulación del destilador esté funcionando.
- Asegúrese que el nivel de agua en la bandeja condensadora es adecuada por observar a través de la mira de vidrio.
- Fije el controlador de nivel (LIC-320) a la mitad de su rango.
- Asegúrese que la línea de transferencia entre el destilador y el deodorizador esté cerrada.
- Abra todas las válvulas hacia o desde la bomba del destilador (P-316) incluyendo la línea de re-circulación del destilado a la bandeja condensadora del destilador.
- Encienda la bomba de destilado. Mientras esta corre, verifique lo siguiente:
 - Rotación de la bomba;
 - Presión de descarga de 331 kPa; y
 - Distribución de agua en el tope del empacado

NOTA: Asegúrese que el destilador está lleno completamente de agua mientras corre la bomba del destilador. De otra manera la bomba podría correr seca, dañando su sello e impulsor.

- Manualmente ajuste FI-385 a un caudal de $2,0E-04$ m³/seg.
- Mantenga la bomba de destilado corriendo.
- Abra la línea de recirculación de destilado a las dos bandejas burbujeadoras y si éstas están vacías, llénelas de agua abriendo las válvulas manuales V-338 y V-433, por observar a través del visor.
- Una vez que están llenas, manualmente ajuste FI-355 al flujo de $5,4E-06$ m³/seg.
- Abra el agua fría al economizador E-311

Calentador de circulación del destilador.-

- Abra la línea de vapor condensado desde el calentador de circulación (E-304)
- Mantenga alimentado el destilador de crudo con agua y su recirculación a través del calentador de circulación

- Chequee el desempeño del calentador de circulación
- Abre lenta y completamente la línea de suministro del calentador por medio de la válvula manual de desviación e inicie calentando el lote de agua en la base del destilador

NOTA: El aumento de temperatura en el lazo de circulación debería ser gradual para evitar expansión súbita o esfuerzos de choque térmico al equipo y tuberías

- Monitoree el aumento de temperatura hasta los 50 °C.
- Mientras la temperatura incrementa, verifique que la válvula de control (TCV-310) esté actuando correctamente.
- Una vez que la temperatura sea de 50 °C, abra lentamente el suministro de vapor al aspersor de vapor en la base del destilador. Manualmente fije la tasa de alimentación a 15,8 kgs/hr en el indicador de caudal FI-305.

NOTA: El aspersor de vapor debe abrirse lentamente. Cualquier carga incremental al aspersor afecta las condiciones de equilibrio

del condensador de desperdicios y removedor de vapor, también como al sistema de vacío. Verifique esas unidades y ajuste el agua fría como se requiera.

- Abra el suministro de agua condensada al removedor de vapor y ajuste la tasa de flujo de agua de modo que el vapor que deje el removedor sea mantenido dentro de 43 °C en TI-314.
- Chequee que el vacío sea de 800 Pa absoluto en PT-325.
- Mientras las condiciones de vacío en el destilador son verificadas, observe que el nivel de agua en la bandeja condensadora sea completo, por manipular el controlador de nivel (LIC-355).
- Mientras el destilador sea alimentado continuamente y operado como se ha descrito, verifique el rendimiento del economizador (E-302).

Alimentación de agua al deodorizador y recirculación.-

- Si las pruebas al destilador de crudo han sido exitosas, se puede alimentar con agua al deodorizador (V-317).

- Abra la línea de transferencia entre el destilador y el deodorizador, por abrir las válvulas mediante los controles (TCV-350 y LCV-355) e indicador de caudal (FI-365).
- Monitoree que el caudal sea de aproximadamente $3,3E-05 \text{ m}^3/\text{seg}$.

NOTA: Asegúrese que las válvulas de control (LCV-355 y TCV-350) están activándose correctamente. La tasa del caudal al deodorizador es controlada automáticamente por el nivel del controlador (LCV-355) desde el destilador.

- Mientras se alimenta con agua al al deodorizador, monitoree su nivel en el mismo a través de la mira.
- Una vez que el nivel de agua alcanza el punto fijado en el control LIC-330, es tiempo de encender la bomba del deodorizador (P-318)

NOTA: Asegúrese de mantener el flujo de alimentación de agua al destilador y deodorizador

- Pare las válvulas en la línea de circulación del deodorizador e inicie la bomba del mismo. Mientras esta corre, chequee lo siguiente:
 - Rotación de la bomba;



- Presión de descarga a 241 kPa

NOTA: Si el nivel de agua del sumidero del deodorizador se eleva excesivamente sobre el punto fijado, podría ser necesario parar temporalmente la bomba de alimentación del destilador.

Calentador de circulación del Deodorizador.-

- Abra las válvulas en la línea de transferencia de glicerina desde la bomba de producto (P-320), incluyendo la línea de recirculación al sumidero del deodorizador.

NOTA: Asegúrese que agua no ingrese en las columnas de blanqueo por cerrar las válvulas (V-414 y V-416). El agua requiere ser enviada a la línea de transferencia. Para hacer eso remueva el medidor de presión (PI-325) y abra la válvula (V-463).

- Ajuste el controlador de nivel (LIC-330) a la mitad de su rango.
- Abra el agua fría al enfriador de blanqueo E-321.
- Arranque la bomba de producto después de abrir las válvulas hacia y desde la bomba. A la vez, verifique lo siguiente:
 - Rotación de la bomba;

- Presión de descarga a 500 kPa cuando la válvula de desviación de recirculación (V-464) esté estrangulada a la mitad de su abertura; y
- Verifique el funcionamiento de la válvula de control (LCV-330).
- Reajuste el controlador de temperatura (TIC-375) a 50 °C temporalmente, para propósito de esta prueba.
- Abra la línea de vapor condensado desde el calentador del deodorizador (E-319).
- Abra lenta y completamente la línea de suministro de vapor al calentador del deodorizador por medio de la válvula de desviación (V-479).

NOTA: La elevación de temperatura en el lazo de circulación debería ser gradual para prevenir expansiones súbitas o esfuerzos térmicos al equipo y tuberías. Una vez que la temperatura alcanza el punto deseado, cierre la válvula de desviación y deje que la válvula de control (TCV-375) actúe.

- Mientras que la temperatura se eleva, verifique el funcionamiento de la válvula de control (TCV-375).
- Monitoree que la temperatura de agua sea mantenida a 50 °C.
- Una vez que la temperatura del agua alcanza 50 °C, abra suavemente la línea de suministro de vapor al aspersor de vapor en la base del deodorizador. Manualmente ajuste el caudal a 6,5 kgs/hr en el indicador de flujo FI-315.

NOTA: El aspersor de vapor debe abrirse lentamente. Cualquier carga incremental al aspersor afecta las condiciones de equilibrio del condensador de desperdicios y removedor de vapor, también como al sistema de vacío. Verifique esas unidades y ajuste el agua fría como se requiera.

- Si se requiere, ajuste el suministro de agua condensada al condensador barométrico de modo que la temperatura de descarga esté bajo 37 °C.
- Mientras el deodorizador está siendo utilizado, verifique que la válvula de control (TCV-375) esté funcionando correctamente

- Idem a lo anterior, verifique e funcionamiento de la válvula LCV-330.
- Idem, verifique el desempeño del enfriador de blanqueo.
- Idem, chequee el desempeño del sistema de vacío

NOTA: Debido a la prueba de agua, las condiciones de diseño de 800 Pa del removedor de vapor puede no ser obtenido

Apagado de la Planta de Refinería.-

Use los siguientes pasos para apagar la planta una vez se ha terminado la prueba de lotes de agua:

- Pare la bomba de alimentación al destilador;
- Cierre la línea de suministro de vapor al calentador de circulación.
- Cierre la línea de suministro de vapor al calentador del deodorizador.
- Cierre la línea del aspensor de vapor al destilador y deodorizador.
- Pare la bomba de destilado y bomba de producto

NOTA: Mantenga encendida la bomba de circulación y la bomba del deodorizador hasta que el destilador de crudo y deodorizador enfríe bajo 38 °C

- Pare la bomba de circulación.
- Pare la bomba del deodorizador.
- Pare la bomba de sub-estandar
- Cierre el suministro de vapor al eyector de refuerzo
- Cierre el suministro de agua al condensador barométrico
- Cierre el suministro de agua al condensador de desperdicios
- Cierre el suministro de agua al economizador, enfriador de blanqueo y enfriador de producto, y
- Pare la bomba de vacío

Evacuación de agua de la prueba.-

- Evacúe toda el agua desde todas las secciones de la planta. Debido que algunas áreas son difíciles de evacuar, drene y vierta el líquido.
- Use una presión de aire baja (206 kPa) para expeler cualquier residuo de agua en las tuberías.
- Algunas válvulas pueden ser drenadas únicamente en forma temporal desmontándolas de las líneas.

2.7 Arranque de la planta con glicerina cruda

El afinamiento y regulación de los equipos para la operación con glicerina cruda fueron ejecutados en conjunto con un soporte externo de la Corporación, es decir, nos asistieron un técnico especializado en la operación y otro especializado en el análisis del producto final. Esta revisión y pruebas duraron aproximadamente un mes en julio de 1999.

⌘ Sin embargo, previo a esto se desglosa a continuación los pasos y cuidados a tener en cuenta en este arranque

El procedimiento de arranque de la planta con glicerina cruda es muy similar a la prueba con lotes de agua, por ello algunos pasos que se describirán van a parecer duplicados aunque con sus propios procedimientos operativos y parámetros de operación.

Planta de Refinería

En la siguiente figura se muestra el deodorizador y la columna de destilación:

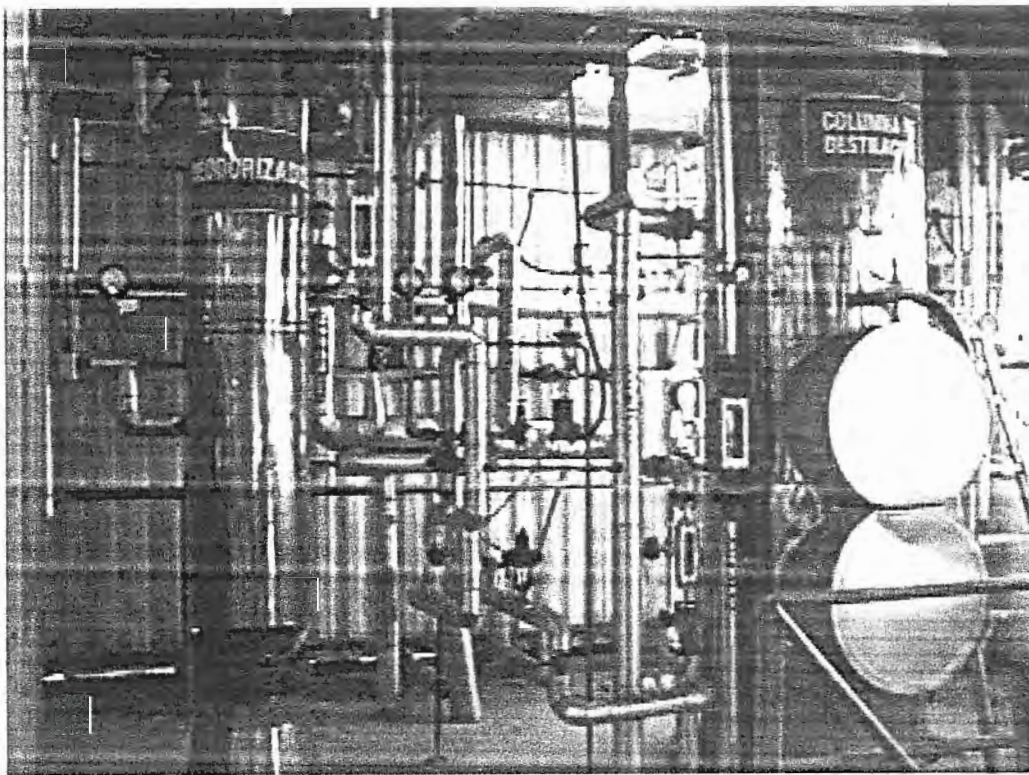


Figura 2.5 Deodorizador y Destilador

Sellado al vacío.-

- Llene el receptor de sub-estandar con suficiente glicerina cruda al nivel alto e interruptor LSH-315.
- Verifique que haya suficiente agua en el sensor para llenar el drenaje del condensador barométrico.

Eyector de arranque.-

Verifique que las columnas de blanqueo están al vacío de 8 kPa absoluto por medio del eyector de arranque, previo a iniciar la refinería, tal como se hizo en secciones anteriores

- Abra la línea de vapor a las columnas de blanqueo desde el eyector de arranque.
- Abra completamente el suministro de vapor al eyector de arranque

NOTA: Verifique que el suministro de vapor sea a 69 kPa

- Consiga vacío de 8 kPa en las columnas de blanqueo como se indica en PT-323. Esto debería tomar menos de 20 minutos

- Cierre la línea de vapor al eyector de arranque.
- En este punto, el eyector de arranque puede ser apagado por cerrar la válvula de suministro de vapor.

Sistema de vacío.-

- Abra el suministro de agua al condensador barométrico.

NOTA: Asegúrese que la presión de agua esté sobre los 34,5 kPa en el interior del condensador.

- Abra lenta y completamente el suministro de vapor al eyector de refuerzo.

NOTA: Asegúrese que el suministro de vapor esté regulado a 69 kPa

- Arranque la bomba de vacío después de cebar esta con agua potable

NOTA: Asegúrese de drenar cualquier exceso de agua previo a iniciar la bomba de vacío

- Ajuste el rango de flujo del agua al condensador barométrico para mantener la temperatura del agua a 38 °C en el tramo de drenaje del mismo.

NOTA: Esto debe ser hecho después que los recipientes están calentados y también durante la producción de glicerina

- Consiga vacío en el removedor de vapor a 800 Pa absoluta en PI-325.
- Una vez el vacío es alcanzado, el destilador de crudo puede ser iniciado.

Condensador de desperdicios y Removedor de vapor.-

- Abra el suministro de agua fría al enfriador de sub-estandar E-322.
- Abra el suministro de agua fría al condensador de desperdicio
- Abra el lazo de re-circulación del removedor de vapor y arranque la bomba de sub-estandar

Carga de glicerina cruda en el destilador.-

NOTA: Previo a comenzar esta operación, verifique que un nivel adecuado de glicerina cruda esté disponible en el tanque de suministro

- Mantenga el sistema de vacío corriendo

NOTA: Agua residual de la prueba de agua podría estar en la bandeja del destilador. Esta debería ser empujada fuera una vez que el destilador sea completamente calentado

- Ahora se está listo para cargar la glicerina cruda en el destilador desde el tanque de suministro.
- Abra todas las válvulas en la línea de alimentación de crudo desde el tanque hasta el destilador.
- Inicie la bomba de alimentación de crudo, y a cargar el crudo en el destilador.
- Monitoree el nivel de crudo incrementándose en LIC-320 observándolo a través del visor.



- Abra gradual y completamente la línea de suministro de vapor por medio de la válvula de desviación manual (V-375), e inicie calentando la glicerina cruda en la base del destilador. Una vez que la temperatura de la base del destilador alcanza los 125 °C, ponga en control la válvula automática (TCV-310) después de fijar esta en 165 °C y cierre la válvula de desviación manual.

NOTA: Como la presión de vapor se acumula en el lado de la coraza del calentador, asegúrese descargar aire hacia afuera por abrir manualmente la válvula (V-326). El calentador también necesita ser venteado por aire una vez cada turno durante la operación continúa de glicerina.

- El aumento de temperatura en el lazo de circulación del destilador debería ser gradual para prevenir expansiones súbitas o choque termal al equipo y tuberías.
- Monitoree la temperatura del crudo en el sumidero hasta alcanzar los 125 °C en TI-303
- Una vez que la temperatura es alcanzada, manualmente ajuste el rango del flujo de alimentación a $4,5E-05$ m³/seg en FI-325.

- Una vez que la base del destilador alcanza 165 °C, es tiempo de iniciar el aspersor del vapor. Manualmente fije el rango de aspersión a 15,8 kgs/hr en FI-205.

NOTA: La línea de vapor debe ser drenada de algún condensado en la línea de vapor previo a aspersar.

- El aspersor debe ser abierto gradualmente.
- Algún incremento en la carga del aspersor afecta las condiciones de equilibrio en el condensador de desperdicio y removedor de vapor así como al sistema de vacío. Asegúrese chequeando esas unidades y ajuste los requerimientos de agua fría.
- Ajuste el suministro de agua condensada al condensador barométrico de modo que su temperatura de descarga esté bajo 38 °C.
- Mientras el destilador esté siendo operado según lo descrito arriba, verifique que se cumpla lo siguiente:
 - Vacío de 800 Pa en PI-325; y
 - Vacío de 2400 Pa en PIR-345

- Además, periódicamente chequee que la recolección de glicerina destilada esté acumulándose en el condensado en la sección de empacado.

NOTA: Tomará al menos 5 horas para llenar el condensado mediante destilado después de iniciar a calentar el destilador

Re-circulación de destilado en el destilador.-

- Asegúrese que el controlador de nivel automático esté fijado a 50 centímetros.
- Asegúrese que la bomba de re-circulación está corriendo.
- Asegúrese que el nivel de condensado es adecuado mediante la mira

NOTA: Tomará 5 horas para llenar las bandejas de condensado después de iniciar a calentar el calentador de circulación

- Ajuste el controlador de nivel (LIC-355) a su punto medio.
- Asegúrese que la línea de transferencia entre el destilador y el deodorizador no está abierta (V-350)

- Abra todas las válvulas hacia y desde la bomba de destilado incluyendo la línea de re-circulación al condensado del destilador
- Inicie la bomba de destilado.
- Mientras esta bomba esté funcionando, verifique que la distribución de glicerina sea uniforme en el tope del empacado, observando a través de la mira.
- Mientras el destilado está siendo recirculado a través del condensado, manualmente fije el flujo del destilado a $2,0E-04$ m³/seg en FI-385.
- Abra la línea de re-circulación del destilado a las bandejas-tapas burbujeadores, y manualmente ajuste el flujo a $5,4E-06$ m³/seg en FI-335.
- Después que la glicerina ha sido reciclada a las bandejas burbujeadoras por alrededor de una (1) hora, unas muestras deberían ser tomadas en el laboratorio para analizar la calidad de la glicerina destilada desde del destilador. Las muestras pueden ser

tomadas desde el punto V-498. El siguiente criterio debe ser evaluado para el destilado:

Tabla IX
Especificaciones de Glicerina en el Destilador

1.-	Concentración de glicerina	99,0%
2.-	Densidad a 15 °C Densidad a 20 °C Densidad a 25 °C	1261,60 kgs/m ³ 1258,50 kgs/m ³ 1255,45 kgs/m ³
3.-	Gravedad específica a 15,5 °C / 15,5 °C	1262,75
4.-	Color APhA Hazen	10 25
5.-	Acidos grasos y éster (cc de N/2 NaOH)	1,0 o menos
6.-	Cloruro – PPM	menos de 5,0
7.-	Sulfatos – PPM	menos de 20,0

- Cuando los análisis de laboratorio indica que el destilado cumple las especificaciones de arriba, es tiempo de alimentar el deodorizador

NOTA: Previo a ello, los residuos del recibidor deben ser chequeados y expulsados.

Recibidor de residuos.-

NOTA: Mientras el destilador de crudo es calentado, el sumidero debe ser muestreado periódicamente desde el punto V-304 para verificar el nivel de concentración del residuo y sales en los pies. Cuando estos dos valores combinados representen el 30% en peso de los pies, es tiempo de expulsar el recibidor de residuos al tanque de lejía no tratada. La frecuencia de expulsión es generalmente una vez por hora pero se incrementará o decrecerá según el nivel de residuo y sales en el crudo entrante.

- Cierre la válvula V-325
- Ponga en un recipiente de 0,019 m³ (5 galones) bajo el recibidor de residuos
- Abra la válvula de expulsión V-334 hasta acumular una presión de 34,5 kPa, entonces cierre la línea de vapor.
- Abra la válvula de drenaje V-359 suavemente para sacar algún residuo pesado bloqueando la base del recibidor de residuo, entonces cierre la válvula.

- Abra la válvula de descarga V-330 y abra la línea de expulsión de vapor V-334 y mantenga la línea de vapor abierta hasta que el lote de pies en el recibidor sea expulsado al tanque de lejía.
- Cierre la línea de vapor y cierre la válvula de descarga.
- Airee el recibidor por abrir la válvula V-333.
- Abra la válvula V-325.

NOTA: Si los pies son dejados demasiado tiempo, estos tienden a endurecerse y será difícil expulsarlos. La cantidad de pies es aproximadamente igual al 30% del flujo de alimentación de crudo al destilador, y su concentración combinada de residuos y sales es aproximadamente el 30% cuando se expulsa al tanque de lejía. Normalmente esto último es realizado una vez por hora y ajustada para alcanzar el 30% del nivel.

Alimentación de Glicerina al Deodorizador.-

- Abra la línea de transferencia entre el destilador y el deodorizador (V-350)

NOTA: Asegúrese que el nivel del destilado en el condensado sea adecuado en LIC-355

- Mientras la glicerina esté siendo alimentada al deodorizador, asegúrese que las líneas de transferencia de glicerina (V-414 y V-416) a las columnas de blanqueo permanezcan cerradas.
- Ahora, la alimentación al deodorizador debe ser reanudada, si temporalmente se cerró.

NOTA: El flujo al deodorizador es controlado automáticamente por el controlador de nivel (LIC-355), de acuerdo al nivel de destilado en el condensado del destilador

- Asegúrese que el controlador de temperatura automático (TIC-310) para el destilador de crudo esté trabajando adecuadamente.
- Mientras la glicerina es alimentada al deodorizador, monitoree el nivel del líquido en el sumidero del deodorizador, a través de la mira.
- Cuando el nivel alcanza el punto fijado de LIC-330, arranque la bomba del deodorizador para recircular el líquido a través del calentador del deodorizador E-319.

- Mientras la glicerina es alimentada al deodorizador, asegúrese que haya una buena distribución al tope del empacado observando a través de la mira montada en el empacado.
- Mientras el destilador está siendo alimentado y operado según arriba, verifique el desempeño de su economizador (E-302).
- Chequee y ajuste, si es necesario, el flujo del líquido en FI-335 para mantenerlo en $5,4E-06$ m³/seg por girar la válvula manual V-338.

NOTA: El flujo del líquido en FI-335 debería ser ajustado para mantener su nivel estable en la bandeja Burbujeadora

- Mientras el nivel de líquido en el deodorizador alcanza el punto medio del controlador automático (LIC-330), es tiempo de poner vapor en el calentador del deodorizador.

Calentador del Deodorizador.-

- Gradualmente abra la línea de suministro de vapor al calentador del deodorizador por medio de la válvula de desviación manual (V-379), después abra la línea de condensado del vapor desde el calentador.

Tan pronto como la presión se acumule dentro del calentador, expulse el aire del mismo mediante la válvula (V-438)

NOTA: Asegúrese de aumentar la temperatura gradualmente para prevenir cualquier daño o choque térmico

- Asegure que el controlador automático de temperatura (TIC-375) esté fijado a 165 °C.
- Monitoree la temperatura de la base del deodorizador hasta 121 °C
- Una vez esta sea alcanzada, encienda el control automático de temperatura (TCV-375) y cierre la válvula de desviación (V-438).
- Observe la temperatura de la base hasta los 165 °C en TIC-375.
- Ahora, inicie el aspersor de vapor por abrir la válvula de la línea de aspersión y manualmente ajuste el flujo a 6,5 kgs/hr en FI-315.

NOTA: Drene algún condensado en la línea de vapor previo a la aspersión. El valor óptimo de aspersión debe ser determinado mediante corridas de prueba debido a que éste varía de acuerdo a los siguientes parámetros:

1. La presión absoluta en el deodorizador
2. La tasa de destilación
3. La temperatura de la base del deodorizador, y
4. La calidad de la glicerina producida

NOTA: Cuando ajuste la tasa de aspersion, verifique a través de la mira en el tope del deodorizador la entrada de saldos. Si estos son excesivos, reducirá la producción de glicerina e incrementará la producción de glicerina sub-estandar al mismo tiempo, lo cual no es deseable para el rendimiento de la planta

- Verifique que la re-circulación del líquido del removedor de vapor sea mantenida bajo los 50 °C.
- Ajuste, si es necesario, la re-circulación de la glicerina condensada de modo que el vapor dejando el removedor sea mantenido bajo los 43 °C en TI-314. Si es necesario, incremente el suministro de agua fría al condensador de desperdicios.
- Mientras el deodorizador está siendo operado, verifique la siguiente condición de vacío:
 - Vacío de 1.067 Pa en PIR-370

- Abra las válvulas hacia y desde la bomba de producto a través de la línea de re-circulación y el retorno del deodorizador, e inicie la bomba de producto.

NOTA: En este punto, las líneas de transferencia (V-414 y V-416) a las columnas de blanqueo deben ser cerradas.

- Recircule la base del deodorizador por diez (10) minutos de modo que muestras uniformes pueden ser obtenidas, entonces tome una muestra de glicerina (V-453)
- Mientras la re-circulación está siendo ejecutada, lleve la muestra al laboratorio para asegurar que la glicerina en el deodorizador cumple con las siguientes especificaciones:

Tabla X

Especificaciones de Glicerina en el Deodorizador

1.-	Concentración de glicerina	99,5% o mayor
2.-	Densidad a 15 °C Densidad a 20 °C Densidad a 25 °C	1262,88 kgs/m ³ 1259,79 kgs/m ³ 1256,74 kgs/m ³
3.-	Gravedad específica a 15,5 °C / 15,5 °C	1264,04
4.-	Color APhA Hazen	10 25
5.-	Acidos grasos y éster (cc de N/2 NaOH)	0,8 o menos

- Si se cumple con esto, es tiempo de pasar la glicerina a través de las columnas de blanqueo

Columnas de blanqueo.-

NOTA: Previo a iniciar las columnas de blanqueo, verifique que las válvulas V-442 y V-443 para los filtros pulidores estén cerradas. Las columnas de blanqueo deberían ser evacuadas como parte del procedimiento de pre-arranque. Es hora que ellas estén bajo vacío de 8 kPa absolutas.

- Asegúrese que el nivel de líquido en el sumidero del deodorizador esté apropiadamente controlado.
- Abra las válvulas en la línea de transferencia desde la bomba de producto a través de las columnas de blanqueo

NOTA: Las columnas de blanqueo V-325A y B son usada en serie al mismo tiempo.

- Mantenga las válvulas V-442 y V-443 cerradas temporalmente hasta que los filtros blanqueadores sean completamente llenados y presurizados.

NOTA: Mantenga las válvulas cerradas como sea esencial, de otra manera no será posible mantener las columnas bajo vacío y aire podría ingresar en el deodorizador mientras ellos están llenándose de glicerina

- Abra el retorno de la línea de re-circulación de la base del deodorizador por cerrar la válvula (V-464) y entonces ábrala un 30% para propósito de prevenir el colapso de la bomba.
- Abra el suministro de vapor para pre-calentar las columnas de blanqueo. Chequee las trampas de vapor para asegurar que las columnas sean calentadas apropiadamente.

NOTA: Cuando las columnas son correctamente calentadas, la glicerina dejando la base de la columna individual debe ser mantenida a la misma temperatura de entrada. Ajuste el suministro de vapor si es necesario, para obtener esto.

- Ajuste el suministro de agua fría al enfriador de blanqueo en TI-357 de modo que la glicerina dejando el enfriador sea mantenida en los 80 °C.



- Tan pronto como la glicerina dejando la segunda columna (V-325B) esté presurizada en PI-361, abra las válvulas (V-442 y V-401) para el filtro (F-319A) y también abra la línea de transferencia al tanque de glicerina o producto a través del enfriador de producto.

NOTA: Los filtros pulidores deberían ser usados individualmente a la vez

- Verifique que las válvulas (V-433 y V-402) para F-319B estén cerradas mientras F-319A está en uso.
- Abra y ajuste el suministro de agua helada al enfriador del producto de modo que la glicerina dejando este sea mantenida en 60 °C.
- Tome muestras desde el punto (V-363) regularmente para laboratorio a fin de monitorear la calidad de la glicerina siendo producida.

2.8 Operación de la Refinería

Planta de Refinería

Una vez que la planta esté corriendo bajo condiciones estables, los siguientes items deben ser verificados regularmente:

Base del destilador de crudo.-

El nivel de líquido en la base del destilador debería ser mantenida a 50 centímetros desde la línea central del transmisor de nivel (LT-320) bajo condiciones normales de operación. Si el nivel no puede ser mantenido en estado estable, haga los siguientes ajustes:

- Chequee y reajuste el punto fijado del controlador de nivel (LIC-320).
- Chequee y reajuste la tasa de alimentación como se requiera.
- Chequee y reajuste el aspersor de vapor como se necesite.

Bandeja del destilador de crudo.-

Las bandejas burbujeadoras deberían ser alimentadas con suficiente volumen de líquido de modo que los vapores pasando a través de ellas sean totalmente removidos antes de moverse hacia arriba, a la sección de empacado sobre las bandejas. Para ello, se debe asegurar que las bandejas estén llenas de líquido, pero sin excederlas hasta la tubería de flujo descendente más que en pequeñas cantidades. Si este flujo es excesivo, la tasa productiva caerá. Esto debe ser verificado a través de

la mira en las bandejas y ajustado por estrangular la tasa de destilado a la bandeja usando FI-335.

Empacado del condensador en el destilador de crudo.-

Cuando el líquido siendo alimentado a la sección de condensado está a 70 °C y el condensado dejando el recipiente de condensación bajo la sección de empacado está bajo 130 °C, el vapor dejando el destilador de crudo debería ser mantenido en 90 °C.

Bajo estas condiciones, el destilado de glicerina entrando al deodorizador debería de cumplir las especificaciones de glicerina grado USP, bajo condiciones normales de operación. Si esto no es así, puede ser necesario incrementar la temperatura gradualmente del vapor al tope del destilador de crudo por elevar la temperatura del líquido entrando al condensador empacado hasta que la especificación sea cubierta. Normalmente, la temperatura de vapor óptima debería ser entre 90 a 104 °C.

Esto último deberá ser determinado en corridas de prueba. Elevando en exceso la temperatura generará un incremento en la producción de glicerina sub-estandar. La concentración de glicerina sub-estandar se

medidor de presión (PI-361) a la salida del blanqueador que se vuelve inestable.

- Libere la presión de aire en el blanqueador por abrir la válvula (V-3417) y entonces cerrándola.
- Abra la válvula de 2 pulgadas de drenaje del carbón (V-420) y entonces lentamente abra la línea de agua para lavado (V-424) para expulsar el carbón hacia los tanques colectores

NOTA: Use lo menos posible de agua para remover el carbón debido a que esta agua será reciclada en la planta junto a la glicerina en el carbón recolectado. Las pruebas deberán determinar cuánta agua mínimo se requiere para ello.

- Abra el compartimento de carga del carbón al tope de la columna y verifique que la columna esté libre de carbón remanente. Si no es así, use más agua.
- Una vez la columna esté limpia, séquela con aire en su interior.
- Cierre la válvula de drenaje en la parte de abajo (V-420) y cargue la columna con carbón granular fresco

NOTA: Asegúrese que la primera columna esté llena al tope de la línea tangente del cabezal de la misma

- Selle el compartimiento de carga y aplique vacío a la columna de 8 kPa absoluta usando el eyector de arranque. Chequee por cualquier fuga de aire.

- La columna está lista para su uso y puesta en servicio.

- La glicerina y carbón removido desde la primera columna será reciclada con el agua de lavado en la planta de tratamiento, de modo que la glicerina será recuperada en la siguiente ronda del proceso de tratamiento.

Apagado de la Planta: Planta de Refinería.-

Todas las unidades operativas de la planta de refinería normalmente operan continuamente. Las unidades continuas deberían ser apagadas en la siguiente secuencia:

- Apagar la bomba de alimentación del destilador de crudo y sus válvulas auxiliares.
- Apagado del suministro de vapor al calentador de circulación del destilador.
- Apagado del suministro de vapor al calentador del deodorizador.
- Cuando el líquido en la base del destilador enfría bajo 90 °C, apague la bomba recirculadora.
- Cuando el vapor dejando el destilador está bajo 66 °C, apague el aspersor de vapor.
- Cuando el vapor dejando el destilador está bajo 66 °C, el agua de enfriamiento al economizador del destilador puede ser apagado y apagar la bomba de destilado.

NOTA: Bajo ninguna condición (excepto en emergencia) debería el sistema de vacío ser apagado si glicerina caliente está todavía en la base del destilador, pies del destilador y deodorizador. La glicerina caliente expuesta a la atmósfera se oxidará y romperá si la temperatura es más alta que 91 °C.

- Cuando el líquido en la base del deodorizador está bajo 91 °C, apague la bomba del deodorizador.
- Cuando el vapor dejando el deodorizador está bajo 66 °C, apague el aspersor de vapor.
- Cuando el líquido en el deodorizador se enfría bajo 66 °C, apague la bomba de producto y sus válvulas auxiliares.
- Cierre el agua condensada al condensador de desperdicios
- Cierre el agua de enfriamiento al enfriador de blanqueo y enfriador de producto.
- Desactive los filtros; y
- Apague el sistema de vacío

NOTA: Mantenga el vapor mientras las columnas de blanqueo están sin operar. Si la glicerina en las columnas es permitida enfriar bajo 50 °C, será difícil bombearla a través de la columna cuando la planta reinicie. Esto es debido a la alta viscosidad de la glicerina fría

Después del apagado de la planta, todos los residuos del receptor y sus líneas de transferencia deben ser expulsadas con vapor a baja presión. Esto es para prevenir los pies de romperse en las líneas durante el período de apagado

Apagado temporal de la planta.-

Si el apagado es menor a 8 horas, el siguiente procedimiento debería ser usado:

- Apague la alimentación de crudo pero mantenga el sistema de vacío corriendo.
- Apague los dos (2) aspersores de vapor en el destilador y deodorizador.
- Mantenga el crudo circulando con las bombas

- Mantenga la bomba del deodorizador funcionando
- Ajuste la temperatura de los controladores (TIC-310) y (TIC-375) en 121 °C
- Pare la bomba de destilado
- Apague el flujo del producto a las columnas de blanqueo
- Expulse los residuos del receptor y sus líneas de transferencia con vapor a baja presión

Apagado por más de 24 horas.-

El siguiente procedimiento debe ser usado:

- Enfríe los líquidos en el destilador, destilador de pies y sumideros del deodorizador bajo 90 °C como se resaltó arriba.
- Transfiera el sumidero de crudo completamente al tanque de almacenamiento de lejía no tratada

NOTA: Utilice el receptor de residuo para este trabajo

- Llène el sumidero del destilador con lejía tratada al nivel de líquido operativo del sumidero.
- Recircule el lote de lejía completamente por correr ambas bombas de circulación.
- Una vez que los sumideros y líneas de transferencia del destilador sean completamente expulsados, transfiera el lote de lejía de regreso al tanque de almacenamiento de lejía no tratada.
- Desconecte todo suministro de vapor en las líneas de transferencia de pies.

- Para el resto de etapas de apagado de la planta, siga el mismo procedimiento indicado en la sección inicial

Mantenimiento de la Planta

Un programa de inspecciones planeadas regularmente, y de lubricación y limpieza debería ser establecido para asegurar una alta eficiencia y máxima vida del equipo de proceso así como una alta calidad de la glicerina producida.

Una planta limpia y organizada es menos propensa a descuidos del trabajador. De otra manera, una planta desorganizada y sucia eventualmente generará desánimo en el mejor empleado.

Inspección

Un programa de inspección periódica de todos los equipos y tuberías debería ser hecho para determinar cualquier evidencia de uso anormal, excesiva acumulación de depósitos, o corrosión, de modo que acciones correctivas puedan ser tomadas antes que el daño se vuelva caro. Durante los primeros tres (3) meses después del arranque de la planta, una inspección semanal del equipo es recomendado mantener para establecer requerimientos de un buen mantenimiento del equipo.



Posteriormente una inspección mensual del equipo es recomendado por otros tres (3) meses hasta que el cronograma de mantenimiento haya sido desarrollado. En particular, el destilador de crudo y destilador de pies de la refinería deberían ser revisados muy de cerca por algún depósito de sal durante la fase de arranque.

Los rodamientos del motor y sellos mecánicos de las bombas, y válvulas de control automática deben ser regularmente inspeccionado para lubricación y/o ajustes.

Los planos auxiliares y manual de instrucción provistos para la planta pueden ser usados como guía para preparar un programa de mantenimiento preventivo

Limpieza

Los sumideros, intercambiadores de calor y tuberías del destilador de crudo deben ser regularmente enjuagados para evitar acumulación de residuos indeseables. Otra razón para ello es mantener en óptimas condiciones la transferencia de calor para los intercambiadores de calor.

Una tercera es prevenir la corrosión que tiende a ocurrir bajo una capa de residuos acumulados, particularmente depósitos de sal en el

destilador de crudo. Esto mayormente ocurrirá en la base del equipo y acumulaciones en las esquinas y hendiduras del equipo y tuberías

CAPITULO 3

3. ANÁLISIS DE RESULTADOS

3.1 Productividad de la planta de Refinería.-

Productividad al Arranque.

La productividad en el arranque de la planta en agosto de 1999 fue de 30 - 40 kgs/hr dado el inicio en la curva de aprendizaje en el manejo del equipo por parte de los operarios y porque la válvula de alivio del condensador operaba ineficientemente generando una baja en la temperatura de operación del destilador, y por lo tanto la acumulación del condensado.

Tabla XI
Productividad en agosto, 1999

Fecha	Turno I (kgs)	Turno II (kgs)	Turno III (kgs)	Cantidad / Día (kgs)	Productivida d (kgs/hr)
7/30/99	306	315	413	1,034	43.1
8/11/99	375	300	353	1,028	42.8
8/17/99		277	252	529	33.1
8/18/99	243	186	218	647	27.0
8/19/99	119	149	206	474	19.8
8/20/99	126	179	127	432	18.0
8/21/99					
8/22/99			430	430	53.8
8/23/99	706	378	641	1,725	71.9
8/24/99	424	232	359	1,015	42.3
8/25/99	159	244	285	688	28.7
8/26/99	28		230	258	16.1
8/27/99	214	240	201	655	27.3
8/28/99	66			66	8.3
8/29/99	268	677	652	1,597	66.5
8/30/99	286	380	162	828	34.5
8/31/99	269	367	217	853	35.5
			Total	12,259	
Promedio en agosto, 1999					35.5

Los principales inconvenientes en este tiempo fueron la pérdida de nivel en el deodorizador y destilador.

Gráficamente:

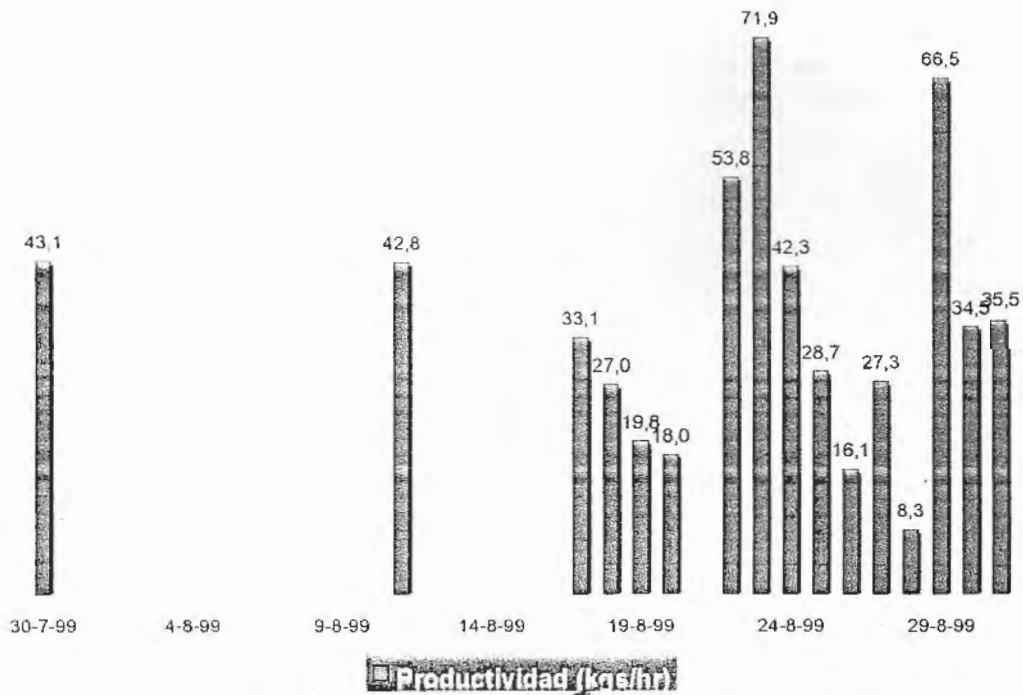


Figura 3.1 Productividad en agosto, 1999

Productividad en el 2000.-

Los niveles de producción se incrementaron seis (6) meses más tarde hasta los 60 kgs/hr promedio en marzo del año 2000 según se muestra a continuación:

Tabla XII
Productividad en marzo, 2000

Fecha	Turno I (kgs)	Turno II (kgs)	Turno III (kgs)	Cantidad/ Día (kgs)	Productividad (kgs/hr)
1-3-00	630	132		762	47,6
2-3-00	625	552	219	1.396	58,2
3-3-00	519	503	344	1.366	56,9
4-3-00					
9-3-00					
10-3-00	338	486	455	1.279	53,3
11-3-00					
14-3-00					
15-3-00	495		665	1.160	72,5
16-3-00	531	416	451	1.398	58,3
17-3-00	187	268	717	1.172	48,8
18-3-00	627			627	78,4
27-3-00	250	713	590	1.553	64,7
28-3-00	583	250	526	1.359	56,6
29-3-00	582	607	411	1.600	66,7
30-3-00		318	571	889	55,6
31-3-00	433		580	1.013	63,3
			Total	15.574	
Productividad en marzo, 2000					60,1

En este período, la coordinación al arranque de la planta dependiendo del volumen de glicerina sub-estandar acumulada era uno de los factores críticos.



Gráficamente:

POLITECNICA DEL LITORAL
BIBLIOTECA "GONZALO ZEVALLOS"
E.I.M.C.P.

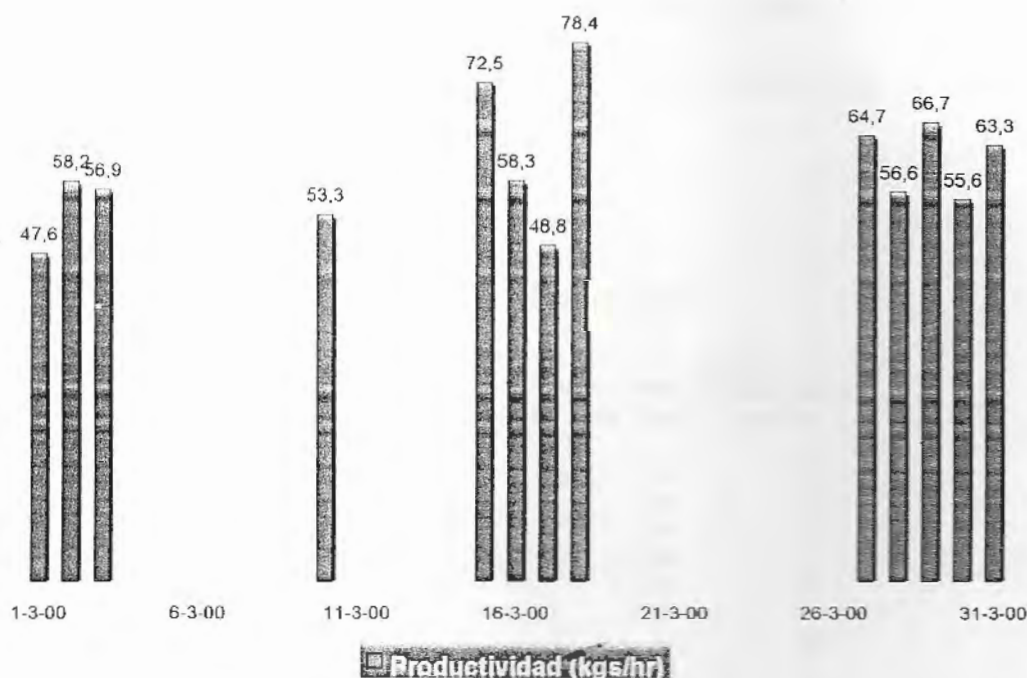


Figura 3.2 Productividad en marzo, 2000

Productividad en el 2001.-

Posteriores pruebas a mediados del mismo año determinaron que el proceso se volvería más eficiente si después de tres (3) días desde el arranque de la planta se desoloja la subleja siendo procesada en la parte baja del destilador (cámara de rociado y recirculación) a través del reciclador de residuo completamente, dado que la misma se ha tornado muy pastosa. Esto demanda cerrar el suministro de vapor y perder el

vacío por alrededor de cuatro (4-6) horas, pero a cambio se obtiene una mejora en el proceso al operar a 70-72 kgs/hora de glicerina USP con concentraciones de hasta 99,5% de glicerol, como lo muestran los datos recabados de Marzo y Junio de este año (meses de cierre de trimestre):

Tabla XIII
Productividad en el 2001

Fecha	Turno I (kgs)	Turno II (kgs)	Turno III (kgs)	Cantidad/ Día (kgs)	Productividad (kgs/hr)
13-3-01		917	725	1.642	102,6
14-3-01	590	360		950	59,4
15-3-01	597	728	771	2.096	87,3
16-3-01	539	115	772	1.426	59,4
17-3-01	497	481		978	61,1
			Total	7.092	
Productividad en marzo, 2001					74,0
6-6-01		761	814	1.575	98,4
7-6-01	477	604	827	1.908	79,5
8-6-01	500			500	62,5
21-6-01	580			580	72,5
22-6-01		742	620	1.362	85,1
23-6-01	700	209	795	1.704	71,0
24-6-01	564	197	830	1.591	66,3
25-6-01	473	470	723	1.666	69,4
26-6-01	386			386	48,3
			Total	11.272	
Productividad en junio, 2001					72,6

Gráficamente los datos de marzo y junio, 2001:

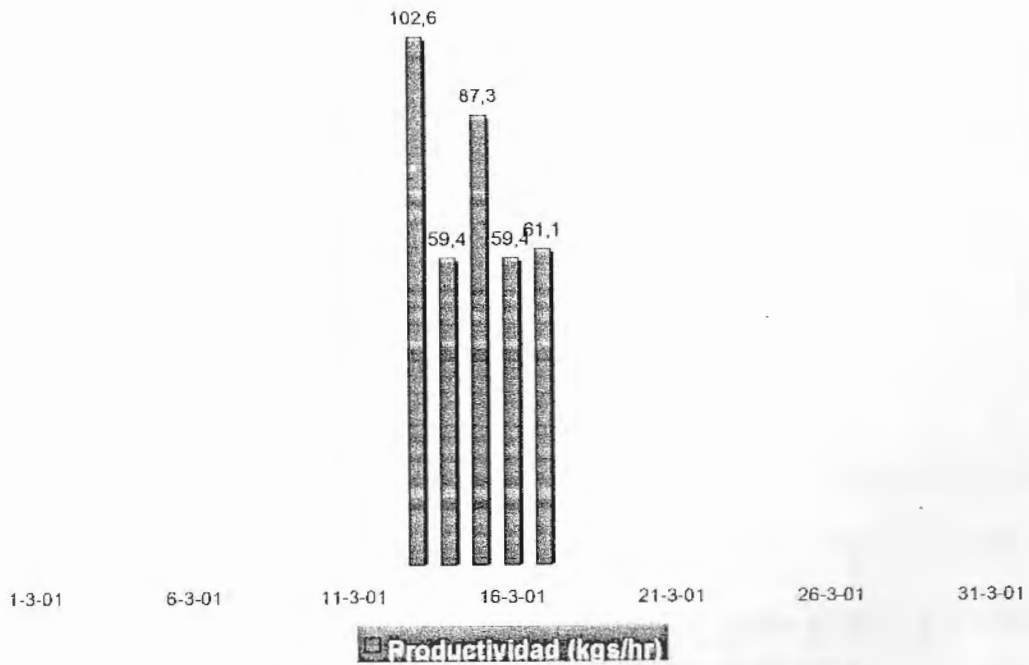


Figura 3.3 Productividad en marzo, 2001

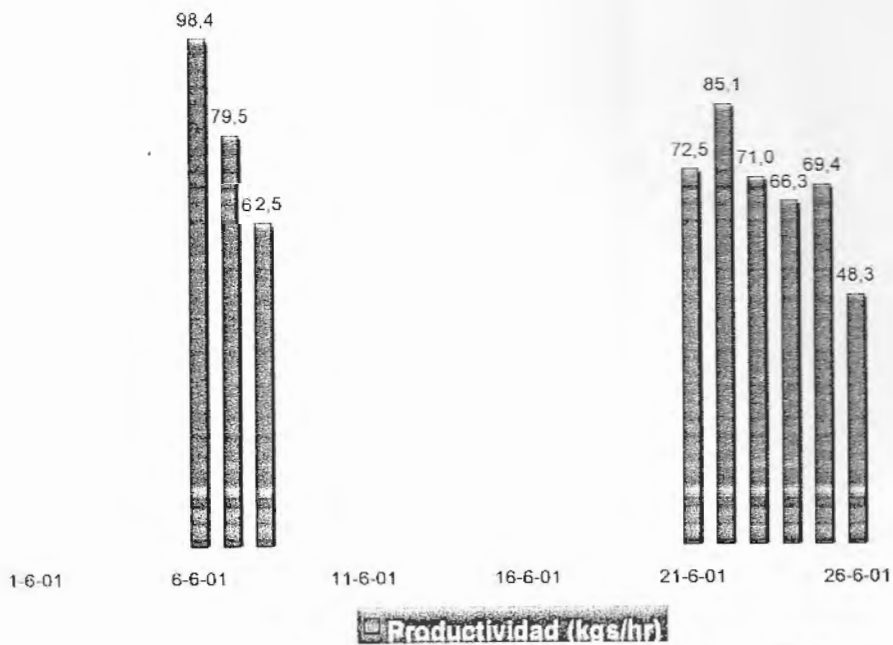


Figura 3.4 Productividad en junio, 2001

En estos momentos, fallas en el vacío y en el mantenimiento de los equipos auxiliares como bombas, filtros, economizadores se han vuelto importantes, así como los niveles acumulados de glicerina sub-estandar en la operación de 5-10 días por mes dado los bajos niveles de producción de jabones actualmente registrados.

3.2 Comparativo de ahorros proyectados vs actuales.-

Los siguientes cuadros son un corte a julio del 2001, tomando los datos reportados como ahorros desde noviembre del 2000 (debido a disponibilidad de datos), los cuales han servido para estimar cantidades de producción de glicerina y jabones, así como los ahorros en base anual.

Cálculo de Ahorros Actuales y Estimados Anuales.-

Tabla XIV

Producción y Ahorros Actuales

Fecha	Cantidad (kgs)	Producción (US\$)	Compras (US\$)	Ahorro (US\$)
11/01/00	21,000	13,995	34,770	20,774
11/24/00	6,000	3,999	9,934	5,936
12/22/00	6,000	4,014	9,934	5,920
01/26/01	5,000	3,042	8,279	5,236
02/22/01	4,000	2,434	6,498	4,064
03/17/01	4,000	2,468	6,504	4,036
03/23/01	6,750	4,164	10,976	6,811
04/18/01	8,000	4,936	13,008	8,073
05/03/01	3,000	1,882	4,877	2,995
05/21/01	7,000	4,392	11,381	6,989
05/28/01	7,000	4,392	11,381	6,988
06/20/01	4,000	2,510	6,503	3,993
06/30/01	7,000	4,392	11,381	6,988
07/31/01	10,000	6,713	18,896	12,183

Los mismos datos consolidados anualmente para el año 2000 y 2001:

Tabla XV

Producción y Ahorros Actuales por año

Año	Ahorro Actual (M US\$)	Producción Actual (tons)
2,000	478	484
2,001	363	348

Cálculo de Costos y Precios Actuales.-

Tabla XVI

Costos y Precios Actuales de Glicerina

Mes	Costo (USD/kg)	Precio (USD/kg)
Nov-00	0,67	1,66
Dec-00	0,67	1,66
Jan-01	0,61	1,66
Feb-01	0,61	1,62
Mar-01	0,62	1,63
Apr-01	0,62	1,63
May-01	0,63	1,63
Jun-01	0,63	1,63
Jul-01	0,67	1,89

Comparativo Anual de Ahorros Proyectados vs Actuales.-

Tabla XVII

Comparativo de Ahorros

Año	Variable	Producción Jabones (tons)	Producción Glicerina (tons)	Costos (US\$/kg)	Precios (US\$/kg)	Diferencia (US\$/kg)	Ahorros Anuales (M US\$)
2000	Proyectada	6.517	554	0,201	1,189	0,988	547
	Actual	6.600	484	0,668	1,656	0,988	478
	& Dif.	1%	-13%	232%	39%		-13%
2001	Proyectada	7.202	612	0,201	1,189	0,988	605
	Actual	4.750	348	0,625	1,668	1,042	363
	& Dif.	-34%	-43%	211%	40%		-40%

El anterior cuadro ilustra un diferencial del 1% y 34% en la producción actual de jabones y lo proyectado en el año 2000 y 2001 respectivamente, pero un mayor diferencial en la producción de glicerina USP y por ende, de los ahorros generados.

Observe lo anterior en el siguiente gráfico:

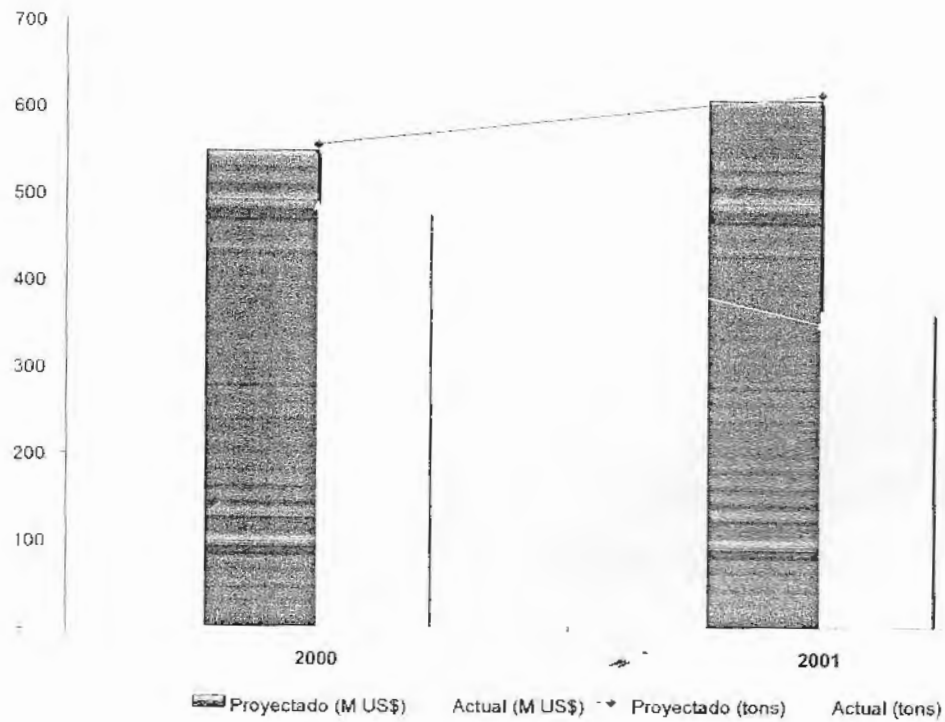


Figura 3.5 Comparativo de Ahorros

Considerando el hecho que el diferencial del costo de producción de la glicerina y precio de compra se han mantenido en alrededor de 1,0 US\$/kg de glicerina entre los costos proyectados y los actuales, resta decir que la eficiencia de conversión de sublejía a glicerina son más más bajos que el 8,5 % estimado inicialmente (de hasta 7,33 % por pérdidas en el proceso)

3.3 Efectos en la rentabilidad de cremas dentales.-

Una estrategia financiera de la compañía es invertir los ahorros generados en proyectos de estos tipos en publicidad. Por lo tanto, todos los montos reportados a partir de este proyecto han sido ya considerados en los balances y estados de pérdida y ganancias de cremas dentales al considerar una disminución en los costos variables del producto.

Sin embargo, los siguientes datos son referenciales a los años 2000 y 2001 calculando la rentabilidad de estas sub-marcas como el % de los ahorros entre las ventas netas (en US\$):

<u>Años</u>	<u>%</u>
2000	2,5
2001	1,0

El porcentaje registrado muestra la alta incidencia de estas sub-marcas en las ventas de la compañía, de modo que los ahorros registrados por la destilación de glicerina representan tan solo un muy pequeño margen en la rentabilidad de estas

CAPITULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES.-

1. Se está empleando el 100% de la sublejía desde la saponificación de jabones para el proceso de refinamiento, de manera tal que toda la materia prima se está transformando hasta convertirla en glicerina USP.
2. El abastecimiento de la glicerina USP para las producción de cremas dentales se ha cumplido según lo planeado. Así por ejemplo, de las 615 tons usadas en cremas dentales en el año 2000, 484 tons fueron provistas por la planta de refinería (el 79 %). Mientras para este año 2001, las proyecciones de consumo de glicerina en cremas dentales es de 400 tons y la producción local estimada es de 348 tons, es decir, una mayor dependencia (el 87%).
3. Los ahorros generados han sido satisfactorios considerando la base planeada de 400M US\$ anuales. En el 2000, por ejemplo, 478M US\$ provinieron del proyecto, y en el 2001 los mismos proyectan 363M US\$ debido a la baja en la producción local de jabones esperada.

4. Hasta la presente, no se acumula sublejía suficiente para la operación continua de la planta refinadora, debido a ciertos factores como: falta de ácido clorhídrico para la neutralización, taponamiento en el intercambiador del evaporador usado en el tratamiento de la sublejía, acumulación de sal en el desalador y falta de capacidad de los calderos abasteciendo de vapor al secado de jabón y la planta de Gianaza (equipos donde se eleva la concentración desde 18 al 80%). Todo lo anterior significa un corte en el suministro continuo de glicerina semi-concentrada a la refinería.

5. Los ahorros generados han sido inferiores conforme los montos de producción de jabones y su proceso de saponificación dado que el factor de conversión entre sublejía y glicerina ha disminuído del 8,5% estimado al 7,33% actual debido a las pérdidas en el proceso, descontándose el efecto de la estabilidad en los costos y precios del mercado de glicerina, toda vez que el diferencial entre el costo de la glicerina producida respecto al precio de compra se ha mantenido en aproximadamente 1,0 US\$ / kg según lo proyectado en 1997.

6. Los ahorros en valor absoluto (US\$) han seguido lo planeado al generar valores cercanos a los 400M US\$ anuales esperados, excepto en el 2001

debido al decrecimiento del mercado de jabones y su respectiva producción de sublejía.

7. La productividad real de la planta refinadora (kilos producidos por turno de 8 horas) es actualmente de 74 kgs/hr, es decir, a un 74% de su capacidad real de producción, excluyendo las paras planeadas y no planeadas del equipo una vez iniciado cada ciclo de operación durante el mes.
8. El personal de supervisión y operativo no ha sido entrenado formalmente en el uso y operación de la planta. Esto está provocando soluciones parciales y empíricas a los problemas detectados.

RECOMENDACIONES.-

1. Planear en avance los requerimientos de ácido clorhídrico para la planta de Gianaza.
2. Automatizar el desalojo de sal de Gianaza en pro de evitar el taponamiento del intercambiador y tiempo del personal de la planta refinadora también a cargo.
3. Analizar los requerimientos reales de vapor tanto del área de secado como de Gianaza simultáneamente, para mantener un flujo continuo de glicerina semi-concentrada estando la refinería en operación.
4. Capacitar al personal de supervisión y operativo formalmente de modo que los problemas presentados sean analizados y resueltos según normas del fabricante.
5. Implementar un programa de mantenimiento de los equipos ante un inusitado aumento de caídas de vacío y daños de equipos auxiliares.
6. Verificar las razones del por qué los volúmenes de producción de jabones proyecta este año un 40% menos que lo estimado previamente.



ANEXOS

ANEXO A

Cal 12X40

Carbón Activado Granular

Calgon Carbon's CAL es un carbón decolorante granular diseñado para un eficiente uso en camas fijas o movedizas para la purificación y decolorización de muchos líquidos acuosos y orgánicos. Su tamaño de malla de 12X40 ha sido seleccionado para dar un alta tasa de absorción y baja resistencia al flujo con líquidos de baja o media viscosidad.

Carbón CAL es hecho de grados seleccionados de carbón de piedra bituminoso combinado con un aglutinante para dar una durez superior y larga vida. Producido bajo condiciones rígidas por activación de vapor a altas temperaturas, este carbón provee una gran área superficial, grandes poros, alta densidad y una estructura óptima para la absorción de colores y moléculas de olor desde las soluciones.

Las ventajas y economía de carbón CAL ha sido ampliamente aceptado en los procesos industriales para la decoloración y purificación de numeros líquidos acuosos y orgánicos. Típicamente algunos de ellos son: glicerina, urea, glutanato de monosodio, ester orgánicos, soda cáustica, carbonato de sodio, líquidos cáusticos y ácido muriático

Especificaciones

Diámetro medio de partícula, mm	0,9 – 1,1
Número de yodo, mg/g	1000 mínimo
Número de melaza	230 mínimo
Densidad aparente, kgs/m ³	490
Ceniza, % por peso	10 máximo
Humedad, por peso %	2 máximo
Número de abrasión	75 mínimo
Serie Steve US (% Peso)	12X40
Mayor que malla 12	5 máximo
Mayor que malla 40	4 máximo

Manufacturador:

Cattlettsburg, KY

Pittsburgh, PA

Empaque

55 libras (25 kgs) netos

BIBLIOGRAFIA

Crown & Iron, Crown Glycerine Recovery Refinery Plant, USA, 1996

Calgon Carbon Corporation, Boletín de Productos, USA, 1997

Colgate Palmolive del Ecuador, Archivos de Proyectos MWOFF0118,
Ecuador, 1998

