

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y TEXTIL**



**“OPTIMIZACION DEL PROCESO DE
DESODORIZACION EN UNA PLANTA DE ACEITES Y
GRASAS”**

INFORME DE INGENIERIA

PARA OPTAR POR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUIMICO

POR LA MODALIDAD DE EXPERIENCIA PROFESIONAL

PRESENTADO POR:

MARCO ANTONIO GIL VIVAR

LIMA - PERU

2004

Dedicatoria

A Cristina, María de los Ángeles,
mis padres: Ramos, Mercedes y
hermanos: Cecilia, Wilfredo y
Roger.

Agradecimiento:

A Gerardo de la Piedra y Carlos Saavedra y a través de ellos a todos los que participaron en este proyecto.

OPTIMIZACION DEL PROCESO DE DESODORIZACION EN UNA PLANTA DE ACEITES Y GRASAS

RESUMEN.....	8
I.- INTRODUCCION.....	10
II.- ACTIVIDAD PROFESIONAL.....	12
II.A.- El órgano empresarial.....	12
II.A.1.- Nombre y razón social.....	12
II.A.2.- Estructura Orgánica.....	12
II.A.3.- Sector al cual pertenece.....	12
II.A.4.- Unidades de producción.....	12
a) Extracción de aceite.....	12
b) Refinerías.....	13
c) Envasado.....	13
d) Jabonería.....	13
e) Productos industriales.....	13
II.B.- Relación Profesional - Empleador.....	14
II.B.1.- Condición.....	14
II.B.2.- Documentos probatorios de la actividad profesional.....	14
II.C.- Trabajo profesional desarrollado.....	14
II.C.1.- Actividades desempeñadas.....	14
a) Responsable de la Optimización del proceso de Desodorización.....	14
b) Supervisión de producción en Refinerías.....	19
II.C.2.- Tiempo de prestación de servicios en la actividad descrita.....	20
II.D.- Técnicas profesionales necesarias para el desempeño de funciones....	21
II.D.1.- Tipos de técnicas de Ingeniería necesarios.....	21
II.D.2.- Administración del personal asignado.....	23
II.D.3.- Elaboración de formatos y registro de datos.....	24
a) Programa de producción y control del programa de producción.....	24
b) Registro de formulaciones.....	24
c) Registro de producción.....	24

d) Control de producción.....	24
e) Reporte de supervisores	25
III.- OPTIMIZACION DEL PROCESO DE DESODORIZACION.....	26
III.A.- Identificación de Objetivos	26
a) Instalación óptima y económica del desodorizador DE SMET SCD® ..	26
b) Mejora de la calidad del aceite desodorizado	26
c) Aumento de la capacidad de desodorización	26
d) Automatización de la operación con PLC's.....	27
e) Disminución del costo de operación	27
III.B.- Solución planteada y análisis técnico-económico	27
III.B.1.- Nuevo diagrama de procesos	27
a) Consideraciones	27
b) Diagrama de flujo original	31
c) Nuevo diagrama de flujo del proceso de desodorización.....	31
d) Diagrama de flujo del sistema de formulación y descarga de aceite desodorizado.....	32
e) Descripción de equipos principales de la opción tecnológica.....	37
III.B.2.- Evaluación económica inicial	48
a) Inversión.....	48
b) Costos de Operación	49
c) Rentabilidad del Proyecto	49
III.C.- Desarrollo y sustentación de los Conceptos Fundamentales	51
III.C.1.- Teoría del procesamiento de aceites y grasas	51
a) Aceites y grasas	51
b) Historia de la desodorización.....	56
c) Teoría de desodorización	58
d) Parámetros de operación de desodorización	61
e) Pérdidas de desodorización	68
f) Equipos para desodorización	68
g) Sistemas comerciales de desodorización	72
III.C.2.- Ecuaciones de diseño aplicables al proceso de desodorización.....	79

a) Vapor necesario para desodorización.....	79
b) Flujo de vapor de desodorización a través de placas de orificio.....	83
c) Balance de energía térmica para el sistema de calentamiento	84
d) Flujo de vapor a través de las toberas de los eyectores de vacío	85
e) Cantidad de agua para condensación	86
f) Operación de la torre de enfriamiento	89
g) Medios de calentamiento	90
h) Cálculo de bombas	91
i) Cálculo de válvulas de control	92
III.D.- Desarrollo de la solución planteada.....	94
III.D.1.- Cálculo de equipos principales.....	94
a) Vapor necesario para desodorización.....	94
b) Vapor directo total	95
c) Balance de Energía del aceite desodorizado	96
d) Caldera de fluido Térmico	104
e) Cálculo del vapor para los termocompresores y eyectores	105
f) Consumo de agua en los condensadores.....	107
g) Cálculo de la Torre de Enfriamiento.....	108
h) Cálculo de las bombas de aceite	110
i) Válvulas de control de flujo de aceite.....	112
III.D.2.- Operación automática del proceso.....	112
a) Descripción de la operación automática.....	113
b) Modos de operación.....	117
III.E.- Resultados del Proyecto.....	119
III.E.1.- Instalación.....	119
III.E.2.- Calidad	119
III.E.3.- Capacidad.....	120
III.E.4.- Costos de Operación	120
III.E.5.- Automatización.....	121
III.F.- Evaluaciones económicas definitivas.....	121
III.F.1.- Inversión.....	122

III.F.2.- Costos de Operación	122
III.F.3.- Rentabilidad del Proyecto	123
IV.- CONCLUSIONES	125
V.- BIBLIOGRAFIA	126
VI.- APENDICE	129
VI.A.- Estructura Orgánica.....	129
VI.B.- Carta de presentación	130
VI.C.- Relaciones entre variables en el proceso de desodorización.....	131

RESUMEN

El objetivo del Informe Técnico es el de mostrar el trabajo realizado para lograr el aumento de capacidad de desodorización de la Planta COPSA-Callao de 300 toneladas por día a 600 toneladas por día con la instalación de un segundo desodorizador que se trajo de la planta FAL-Lima. En el Informe de Ingeniería se muestra el uso de las herramientas de Ingeniería en el proyecto ejecutado.

El Capítulo II se ha estructurado para conocer a la empresa y la relación profesional con el empleador. En este capítulo se describen de modo general las principales áreas de producción y procesos productivos. A continuación se muestra el detalle de la actividad profesional desempeñada y la responsabilidad en cada una de las etapas. Las actividades del proyecto se inician con la recopilación de información técnica y de operación del proceso para cada componente que lo conforma. La siguiente etapa es la realización de la ingeniería. Se participó en la instalación de la planta para verificar la instalación correcta de los equipos, desde el punto de vista de procesos, conociendo previamente como deberían funcionar. La participación en la automatización del proceso consistió en identificar los lazos de control PID y los instrumentos digitales y analógicos necesarios para la operación totalmente automática desde una PC de procesos ubicada en una sala de control a través de un software de supervisión y de control de procesos. Este capítulo concluye con la descripción de los recursos administrados y conocimientos necesarios para la realización del proyecto.

El capítulo III es la parte principal del Informe Técnico. Se inicia con la definición clara de los objetivos, tomando como meta el logro de las condiciones nominales de operación. Se tomó como línea de base o punto de partida las condiciones de operación en el lugar de origen (Planta FAL-Lima) y como meta las condiciones de efectividad y eficiencia nominales originales a las que debía operar en la nueva ubicación de la planta (Planta COPSA-Callao). Después de haber definido los objetivos se proponen diversas opciones de solución tecnológica. En esta fase el

conocimiento y experiencia en procesamiento de aceites y grasas de los funcionarios y técnicos de la compañía fueron decisivos, así como la participación de los fabricantes de maquinarias en la asesoría y selección de los equipos necesarios. Todas las opciones posibles fueron evaluadas y se seleccionaron aquellas que garantizaran el logro de los objetivos trazados. Una vez determinada la mejor opción de solución se realiza el análisis económico del proyecto, se estiman el monto de la inversión y el costo operativo para determinar si la inversión a realizar se va a recuperar debido a la disminución de los costos de operación después de realizar la optimización.

En el mismo capítulo III se realiza una revisión de la Teoría del procesamiento de los aceites y grasas donde se resalta el proceso de desodorización, se presentan también los parámetros de operación y la tecnología disponible y los criterios de selección a medida de las necesidades de cada instalación. Seguidamente se muestran en detalle las principales ecuaciones de diseño aplicables al proceso de desodorización. Una vez determinadas las ecuaciones de diseño, se realiza el cálculo de todos los equipos necesarios y con el resultado, se define que equipos se van a mantener, que equipos deben modificarse y cuales son los equipos nuevos que se deben seleccionar y comprar.

Definidas todas las modificaciones y adquisiciones se inicia la instalación de la planta. Cuando se tiene el desodorizador en operación Se realiza la evaluación de los objetivos inicialmente propuestos y también el análisis económico definitivo para confirmar la rentabilidad del proyecto.

I.- INTRODUCCION

El objetivo del proyecto fue ambicioso y el reto mayor. Se tenía un desodorizador que debía ser trasladado de una fábrica a otra y además debía cumplir con todos los objetivos trazados: Trabajar a la capacidad nominal como mínimo, disminuir los costos de operación, mejorar la calidad del aceite desodorizado y automatizar el proceso. Para el logro del objetivo se conforma un equipo integrado por especialistas en Tecnología de Procesamiento de Aceites y Grasas quienes tenían a su cargo la Jefatura y Gerencia del área de Producción.

Durante la instalación y montaje se avanza de manera paralela, en la medida posible, con un programa de pruebas de equipos sin afectar la etapa final de instalación, este procedimiento siempre ayuda a corregir defectos, eliminar residuos, desechos, etc. dejando menos probabilidad de encontrar problemas en el momento de la puesta en marcha.

El avance realizado en las pruebas contribuyó en gran medida a reducir el tiempo de la puesta en marcha. En solo tres semanas se logró poner la planta de desodorización en operación cumpliendo con los objetivos especificados.

En este proyecto y en otros similares, el mayor tiempo empleado ha sido la realización de la Ingeniería, pero al final es el mejor tiempo invertido por que permite que en cada etapa se tengan bien claras las actividades a realizar, minimiza o elimina los riesgos y permite obtener los mejores resultados. El desarrollo del diagrama de flujo o PID (Process and Instrument Diagram) es el componente más importante del proceso, pues permite identificar y seleccionar los equipos necesarios. En la elaboración de un PID hay muchas preguntas y cuestiones por resolver. Es imprescindible usar el análisis “what if?”, llevando el proceso a diferentes situaciones y a

través de simulaciones, diseñar el sistema para mantenerlo siempre controlado.

Finalmente, los resultados obtenidos en este proyecto fueron posibles gracias al esfuerzo de cada uno de los miembros del equipo que participaron, resaltando la calidad profesional que siempre los ha caracterizado.

II.- ACTIVIDAD PROFESIONAL

II.A.- El órgano empresarial

II.A.1.- Nombre y razón social

Alicorp SAA

Planta COPSA

Av. Argentina N° 4793. Distrito de Carmen de la Legua-Callao

II.A.2.- Estructura Orgánica

El Organigrama completo de la compañía es mostrado en el Apéndice.

II.A.3.- Sector al cual pertenece

Alimentos

II.A.4.- Unidades de producción

a) Extracción de aceite

Es donde se realiza el almacenaje y extracción de aceite de las semillas oleaginosas a través de los procesos de extracción mecánica y extracción por solventes. Actualmente se procesan las semillas oleaginosas de algodón y palmiste.

b) Refinerías

El procesamiento de los aceites crudos es realizado en esta sección. A través de las diferentes etapas de procesamiento y transformación se obtienen los aceites y las grasas para la elaboración de aceites, margarinas, mantecas, salsas y jabones. En la sección de Refinerías se realizan los procesos de neutralización química, blanqueo, hidrogenación, fraccionamiento, descerado, y desodorización.

c) Envasado

En esta área se realiza el envasado de las diversas presentaciones de aceites y se elaboran y envasan las margarinas, manteca y salsas.

d) Jabonería

Es la sección encargada de la fabricación y envasado de los jabones de lavandería y de tocador.

e) Productos industriales

Produce ácido esteárico que se obtiene de la borra de neutralización de la sección de Refinerías y glicerina que se obtiene de la lejía de saponificación de la sección de Jabonería.

II.B.- Relación Profesional - Empleador

II.B.1.- Condición

El cargo actual desempeñado es de Gerente de Desarrollo de Procesos. La función principal del área es la implementación de la tecnología adecuada para el desarrollo de nuevos productos, optimización de los procesos de manufactura y de gestión energética. En el Organigrama del Apéndice se muestra la ubicación del área de Desarrollo de Procesos.

II.B.2.- Documentos probatorios de la actividad profesional

En el apéndice se muestra la carta expedida por Alicorp con la relación de cargos desempeñados desde Noviembre de 1,991 a la fecha.

II.C.- Trabajo profesional desarrollado

II.C.1.- Actividades desempeñadas

a) Responsable de la Optimización del proceso de Desodorización

La participación en el desarrollo del proyecto fue alternada con la labor de Supervisión de producción de Refinerías. En la medida que se avanzaba en las etapas del proyecto el tiempo dedicado a este era mayor y en las etapas finales era a dedicación exclusiva.

a.1. Reconocimiento de la Instalación existente

La instalación existente estaba ubicada en la planta FAL (Fábrica de Aceites Lima).

Se participa desde Enero de 1,997 a Junio de 1,997 formando parte del equipo a cargo del proyecto de traslado y aumento de la capacidad de desodorización. De las opciones de aumento de capacidad se decide trasladar el desodorizador de la Planta FAL (San Martín de Porres, Lima) a la Planta COPSA (Carmen de la Legua-Callao).

A partir del 08 de Julio de 1,997 se realizaron visitas a la Planta FAL para realizar el reconocimiento de la instalación, que consistió principalmente en la identificación de los equipos, evaluación del estado de conservación de equipos principales después de 20 años de operación y estado de operación de la planta. En esta etapa se recopilaron los catálogos de equipos y se recogieron los testimonios del Jefe de Planta, Supervisores y Operadores del equipo, quienes aportaron datos valiosos acerca de la operación, sugerencias para la optimización del proceso y causas de problemas frecuentes durante la operación del desodorizador. También se realizó una verificación de los parámetros de operación consistentes en flujos, temperaturas, presiones, niveles, grado de automatización, etc.

a.2. Ingeniería del proyecto

Esta etapa desarrollada en el periodo de Enero de 1,997 a Abril de 1,998 consistió en la elaboración del nuevo diagrama de flujo del proceso teniendo como objetivos la operación totalmente

automática de la planta a través de un sistema SCADA (System Control and Data Acquisition) y el aumento de capacidad de la planta de 120-140 a 200 tpd como mínimo. La elaboración del nuevo diagrama de flujo considera los diferentes fluidos dentro de la planta. Las diferentes líneas de proceso manejan fluidos como: petróleo, gas natural, aceite, fluido térmico, vapor (consumo y generación), agua desmineralizada, agua blanda de enfriamiento, agua para el sistema de vacío, ácidos grasos, nitrógeno, aire de instrumentación, y aditivos como antioxidantes e inhibidores de cristalización

Se participó en la definición y elaboración del nuevo diagrama de flujo PID (Process and Instrument Diagram) y en la revisión de los diagramas tridimensionales de instalación a partir de los planos originales .

Para el aumento de capacidad de la planta se determinaron los puntos críticos del proceso que evitaban llegar a la capacidad de diseño. Se realizaron los cálculos de los equipos originales y como resultado del análisis se realizó la sustitución o adquisición de nuevos equipos.

Para la operación automática se compraron PLC's, PC's y Software de Supervisión. Fue necesario comprar equipos nuevos que garanticen la operación automática de la planta como: válvulas automáticas, transmisores electrónicos de nivel, transmisores de temperatura, transmisores de presión, celdas de carga, etc. Se fabricaron nuevos tableros de Fuerza y de Control automático, debido al mayor nivel de automatización requerido.

a.3. Supervisión en el traslado y mantenimiento de los equipos

Esta etapa desarrollada en el periodo de Abril a Mayo de 1,998 consistió en la identificación de los equipos que debían ser trasladados de la Planta FAL a la Planta COPSA. Cuando los equipos llegaban a la Planta COPSA se coordinaba el mantenimiento específico a cada unidad. Las bombas, motores, instrumentos se derivaban a los talleres de mantenimiento y los equipos principales de acero inoxidable eran lavados. En esta etapa también se realizaban las modificaciones y adecuaciones de acuerdo a la labor previa de Ingeniería realizada. El objetivo de esta etapa era tener listos los equipos para la etapa posterior de montaje é instalación.

a.4. Supervisión en la instalación de la planta

La labor se desarrolla en el periodo de Mayo a Octubre de 1,998, en conjunto con el área de Proyectos de Ingeniería que tiene la responsabilidad de la instalación del desodorizador. Se inicia con la supervisión de la construcción civil, en la cual se verifica que las bases y construcciones correspondan a los planos de instalación de los equipos. En esta etapa también se inicia la fabricación de las estructuras metálicas para el soporte de los equipos, aquí la labor importante es verificar que la instalación civil y estructural no comprometa la interconexión de los equipos o la normal operación de la planta.

Se verifica que los equipos sean instalados adecuadamente, tanques de aceite, bombas, balanzas, calentadores, calderas, tuberías, etc.

La etapa de instalación de los equipos se realizó de modo paralelo con la fabricación de la estructura metálica debido a que la instalación es del tipo vertical.

Una vez realizada la instalación de los equipos se inicia la instalación de tuberías de proceso para aceite, vapor, agua blanda, aire de control, nitrógeno y fluido térmico de calentamiento. En esta etapa se verifica que las tuberías se instalen de modo ordenado, adecuado y que sean de fácil acceso y desmontaje para futuros mantenimientos.

La labor final la constituye la instalación de los instrumentos. Se desarrolla una labor conjunta con el personal de automatización para determinar la mejor ubicación de los instrumentos, para que la transmisión de señales sea la correcta y no esté expuesto a un ambiente agresivo.

a.5. Participación en la elaboración del programa de control automático

Esta etapa se realizó desde el inicio del proyecto hasta lograr la operación satisfactoria de la planta. Se propone la secuencia de operación del proceso y se define la cantidad de lazos de control PID. El área de Automatización se encarga de elaborar el programa de control para el PLC y el software SCADA. El objetivo consiste en operar la planta remotamente desde la sala de control de Refinerías.

a.6. Programa de pruebas de equipos

Se desarrolló en los meses de Noviembre y Diciembre de 1,998. En este periodo se realizan las pruebas de funcionamiento individual de todos los equipos de la Planta, como bombas, agitadores, válvulas automáticas, calderas, equipos de vacío, hermeticidad de equipos y tanques, instrumentos, sistemas de distribución de agua, pruebas de sistemas de vapor, aceite, nitrógeno y aire, etc.

a.7. Responsable de puesta en marcha

Se inició el 24 de Diciembre de 1,998 y culminó el 14 de Enero de 1,999. A partir de esta fecha el desodorizador se integró al proceso productivo de la planta COPSA, obteniéndose un producto dentro de las especificaciones de calidad requeridas y operando a la capacidad de diseño. El periodo de puesta en marcha estableció un récord comparado con puestas en marcha de plantas de similar envergadura.

Esta etapa sirvió fundamentalmente para probar el funcionamiento global de la planta y evaluar el Software SCADA implementado por el área de Automatización.

b) Supervisión de producción en Refinerías

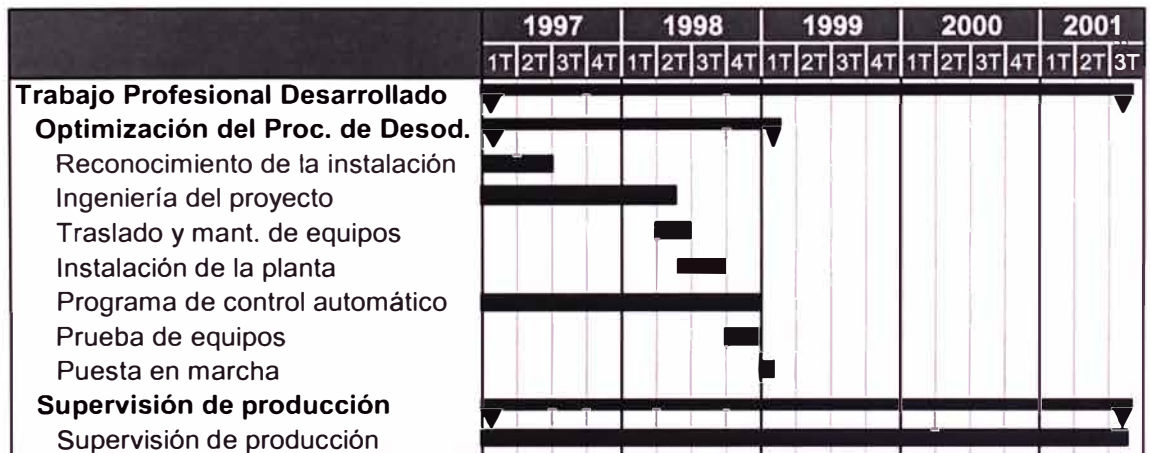
La actividad de supervisión de la producción consistió en cumplir el programa de producción, administrar el personal a cargo, realizar el abastecimiento de materiales y materias primas, programar y coordinar el mantenimiento, controlar el abastecimiento de repuestos, mantener el producto final dentro de las especificaciones declaradas

en el Sistema de calidad ISO 9000, velar por el cumplimiento de la seguridad de planta y realizar la labor de gestión ambiental. La actividad de supervisión de la producción se alternaba con las actividades del proyecto de instalación y optimización de la planta de desodorización.

II.C.2.- Tiempo de prestación de servicios en la actividad descrita

Se inicia en Enero de 1,997 y finaliza en Agosto del 2,001. A continuación se muestran las actividades desarrolladas en forma cronológica.

DIAGRAMA DE ACTIVIDADES



II.D.- Técnicas profesionales necesarias para el desempeño de funciones

II.D.1.- Tipos de técnicas de Ingeniería necesarios

- **Balance de Materia y Energía:** Aplicado en la determinación del vapor de desodorización, cálculo del intercambio de energía en todo el proceso de desodorización, cálculo de la caldera de fluido térmico, cálculo de la torre de enfriamiento y del sistema de vacío.
- **Cálculos en Ingeniería química:** Se ha usado en la determinación del factor de fricción de la fórmula de Darcy. La ecuación Colebrook tiene que resolverse por iteración usando el adecuado criterio de convergencia. Esta forma de cálculo evita el uso del diagrama de Moody.
- **Control de Procesos:** La aplicación empieza desde la definición del nuevo diagrama de procesos, identificando los elementos de control para la operación eficaz y eficiente. Se identifican los lazos de control PID necesarios en función de los parámetros a controlar.
- **Costos y Presupuestos:** Para hallar el costo de desodorización se ha usado el costeo absorbente, identificando el costo de los servicios, recursos y materiales. La evaluación económica se realiza comparando los costos operativos en diferentes escenarios versus la inversión.
- **Dibujo Técnico:** Se utilizó para realizar diagramas de flujo de los nuevos sistemas a instalar, preparar las modificaciones específicas de los equipos y fue necesario para la interpretación de los nuevos planos del proyecto.
- **Diseño de Plantas:** Aplicado al desarrollo de todo el proyecto.
- **Instrumentos de Control:** Se aplicó en la selección, instalación y puesta en operación de todos los instrumentos de control.

- **Operaciones Unitarias.** La aplicación consistió en relacionar los procesos de desodorización conocidos anteriormente para relacionarlos con los conceptos teóricos y aplicar los resultados al proyecto.
- **Química Orgánica:** Aplicado al campo de los aceites, grasas y los componentes que lo constituyen. La complejidad de la química de los aceites y los nuevos desarrollos tecnológicos mantienen vigente el estudio de las características, comportamiento y aplicación de la química orgánica a los aceites.
- **Selección de Equipos Industriales:** Se aplicó para determinar la adquisición de los equipos nuevos. Para cada equipo se evaluaban los tipos o modelos, fabricantes, condiciones de operación y costo.
- **Tecnología de Aceites y Grasas:** Se aplicó a la selección del método y equipos apropiados para el procesamiento del aceite en este proyecto. El conocimiento académico adquirido y en la práctica se complementaron.
- **Termodinámica:** Ha sido aplicada en la mayoría de los cálculos de los equipos, por ejemplo en el equilibrio líquido vapor en la desodorización, cálculo del sistema de vacío y cálculo de la torre de enfriamiento.
- **Transferencia de Calor:** Se aplicó al cálculo de los equipos para la transferencia de calor entre el aceite y fluido térmico. También se aplicó en el cálculo de la torre de enfriamiento, de los condensadores barométricos del sistema de vacío, del sistema de generación de vapor de baja presión y de la caldera de fluido térmico
- **Mecánica de Fluidos:** Se aplicó en el cálculo de las bombas del sistema, válvulas de control de flujo y verificación del diámetro de las tuberías para todos los fluidos de la planta.

II.D.2.- Administración del personal asignado

Durante las primeras fases del proyecto no fue necesario contar con personal a cargo debido a que desde el inicio de la instalación el personal se encontraba a cargo de la sección de Proyectos de Ingeniería de la Planta COPSA.

A partir de la etapa de pruebas de equipos se cuenta con personal a cargo. Para el periodo de prueba de equipos se contó con 9 mecánicos permanentes para completar la fase de prueba de todos los equipos. Para la prueba de equipos eléctricos y electrónicos se contaba con un electricista y un instrumentista. Con todo este personal se puso a punto la planta para la puesta en marcha y operación.

Durante la fase de puesta en marcha hasta la entrega en funcionamiento de la planta al sector productivo se tenía a dedicación exclusiva tres mecánicos, un electricista y un instrumentista. En esta etapa se realizó el entrenamiento del ayudante de desodorización cuya labor consiste fundamentalmente en la toma de muestras, abastecimiento de materias primas, limpieza é inspección de equipos.

II.D.3.- Elaboración de formatos y registro de datos

a) Programa de producción y control del programa de producción

El desodorizador cuenta con un programa semanal de producción con detalle de turno, de acuerdo al requerimiento de envasado que refleja la demanda de los centros logísticos de distribución. El programa de producción contempla la disponibilidad de materias primas para evitar paradas del equipo por falta de material.

b) Registro de formulaciones

En este registro se guardan los datos de cada producto que ha sido formulado en las balanzas automáticas. En este registro se consigna el producto formulado y los componentes utilizados, así como el número de lote correlativo correspondiente.

c) Registro de producción

Luego de desodorizado, el producto es enviado a los tanques de la sección de envasado, el registro permite consignar la fecha de envío y el destino dado.

d) Control de producción

Este registro es llenado por el ayudante de planta y visado por el supervisor de planta al finalizar cada turno de 8 horas. En este registro se señalan las reservas de materias primas, situación de equipos y ocurrencias principales del turno.

e) Reporte de supervisores

En un Documento en Microsoft Word se registran las principales ocurrencias del turno así como las disposiciones relativas al control de la planta que entran en vigencia, de acuerdo al programa de producción

III.- OPTIMIZACION DEL PROCESO DE DESODORIZACION

III.A.- Identificación de Objetivos

Los objetivos se trazaron en la etapa inicial del proyecto. La experiencia del equipo a cargo del proyecto consistió en determinar las actividades necesarias para mejorar la eficiencia y eficacia de la operación del desodorizador. Los objetivos definidos fueron los siguientes:

a) Instalación óptima y económica del desodorizador DE SMET SCD[®]

Debido a la experiencia del personal de Producción, Desarrollo de Procesos, Automatización y Proyectos de Ingeniería se tomó la decisión de realizar el proyecto sin contratar los servicios de Ingeniería del fabricante del equipo con la finalidad de lograr un equipo hecho a la medida y a un costo bajo de instalación.

b) Mejora de la calidad del aceite desodorizado

Para cumplir con el requisito ISO 9000 para la calidad de aceite desodorizado de acuerdo a nuestras especificaciones, se realiza el estudio de las causas que afectan la calidad y se desarrollan las propuestas para el mejoramiento de la calidad en la planta COPSA.

c) Aumento de la capacidad de desodorización

Del diagnóstico de operación en la planta FAL se determina como objetivo principal aumentar la capacidad de desodorización hasta su capacidad de diseño. Es decir, se toma como base del estudio el incremento de la capacidad de 120-140 a 200 tpd como mínimo. Se disponía de una capacidad de 300 tpd, aportadas por el desodorizador

1 y con la instalación del desodorizador 2, se buscaba aumentar la capacidad total de desodorización a 500 tpd.

d) Automatización de la operación con PLC's

Automatizar para lograr una operación segura de la planta, obtener un producto de buena y constante calidad, realizar el monitoreo y operarlo desde una estación remota.

e) Disminución del costo de operación

Maximizar la recuperación de energía entre las corrientes de entrada y salida de aceite. Exportar energía en forma de vapor de baja presión y disminuir el costo de operación por aumento de capacidad.

III.B.- Solución planteada y análisis técnico-económico

III.B.1.- Nuevo diagrama de procesos

a) Consideraciones

En función del reconocimiento de la planta en operación y de los objetivos trazados para la operación se definen las modificaciones a realizar.

- **Formulación:** La mezcla era realizada manualmente en dos balanzas mecánicas FAIRBANKS-MORSE de 25 TM cada una. El aceite se enviaba a tanques de almacenamiento, donde se calentaba con vapor hasta 80°C y se mantenía con agitación y en función del programa de producción se alimentaba el aceite manualmente al desodorizador. Con esta forma de

operación habían posibilidades no deseadas de mezclas entre productos diferentes, falta de exactitud en la formulación y deterioro del aceite por estar almacenado a alta temperatura y en contacto con el oxígeno del aire. Se decidió implementar un sistema automático de mezcla para mejorar la exactitud de las formulaciones y mantener el aceite el menor tiempo posible en las balanzas y a temperatura ambiente. La reducción del volumen de almacenamiento de aceite formulado permite ahorrar energía eléctrica, vapor de calentamiento y reduce la oxidación del aceite.

- **Filtración:** Se realizaba en filtros del tipo cartuchos de papel, que no aseguraban la correcta remoción de partículas por pase entre los sellos y por rotura del papel. Se decide reemplazar los filtros por otros modernos del tipo bolsa con elementos filtrantes de tela capaces de trabajar con diversos elementos filtrantes, de acuerdo al tamaño de las partículas a retener. Los elementos filtrantes de este tipo tienen mayor resistencia mecánica y eficiencia.
- **Pre calentamiento inicial:** Se realizaba en el calentador 821X, con vapor de baja presión, solo debe usarse este equipo cuando no hay aceite en la salida. El calentamiento en tanques y en este intercambiador consume gran cantidad de energía en forma de vapor. Se cambia por un equipo nuevo de mayor capacidad para ser usado solo cuando no hay aceite caliente a la salida del desodorizador.
- **Calentamiento en el 821A:** Los orificios del serpentín de vapor directo se encontraban en su mayoría obstruidos disminuyendo el coeficiente global de transferencia de calor.

Como no se pueden cambiar por ser difícil el acceso se colocan tubos en el fondo con orificios para mantener el nivel de turbulencia

- **Calentamiento en el 821B:** Este equipo es nuevo. Se instala para aumentar el área de transferencia de calor entre el circuito del fluido térmico principal y el aceite a calentar. Para llegar a la capacidad de desodorización establecida es necesario instalar este nuevo equipo que garantizará como mínimo las 200 tpd.
- **Desodorizador 822:** Los orificios del serpentín de vapor directo del compartimiento central se encontraban en su mayoría obstruidos disminuyendo el coeficiente global de transferencia de calor. Como no se pueden cambiar por ser difícil el acceso se colocan tubos en el fondo con orificios. Las válvulas de descarga de aceite desodorizado tenían pase, se cambian por nuevas. Estos problemas encontrados son los causantes de la pérdida de sabor en el aceite desodorizado.
- **Enfriador 880:** En el último compartimiento se enfría el aceite con agua blanda, este sistema es eficiente, pero se pierde una importante cantidad de energía con el agua de enfriamiento. Se instala un sistema estándar de producción de vapor de baja presión para alimentar al deareador del sistema de producción de vapor de la planta COPSA. Este sistema permite recuperar la energía como de vapor de baja presión. Esta forma de recuperación de energía se conoce como exportación de energía.
- **Economizador 881A:** Este equipo también es nuevo y se instala para evitar perder energía enfriando el aceite con agua.

Se aprovecha esta energía precalentando el aceite de ingreso con el aceite de salida del desodorizador. Este sistema permite recuperar importantes cantidades de energía, reduciendo el consumo de combustible.

- **Enfriador 881B:** Se reemplaz por uno nuevo de mayor área de transferencia para lograr una menor temperatura de enfriamiento del aceite.
- **Enfriador 881AG:** Se reemplaza por uno nuevo, por que el original, que era de casco y tubos, tenía frecuentemente picaduras en los tubos y fugas por las tapas. El nuevo enfriador seleccionado es de placas de acero inoxidable.
- **Torre de Enfriamiento:** Se adquiere una nueva torre debido a que la original no estaba en condiciones de ser transportada y era ineficiente. La nueva torre es de diseño compacto y de operación eficiente, con capacidad suficiente para mantener el agua fría que alimenta a los condensadores barométricos del sistema de vacío.
- **Tanques de aceite desodorizado:** La razón fundamental de instalar los tanques en la descarga del desodorizador es para realizar el control de calidad del aceite desodorizado antes de ser enviado a la sección de Envasado. Para evitar el contacto con el oxígeno, el aceite desodorizado se satura con nitrógeno y se almacena en tanques con presión positiva de nitrógeno.

b) Diagrama de flujo original

El diagrama de flujo original fue tomado como base para proponer las mejoras y obtener el diagrama de flujo óptimo. Los parámetros reales de operación obtenidos durante la operación de la planta eran:

VARIABLES DE OPERACIÓN ORIGINALES

Variable	Valor
Presión de vapor principal	8-10 barg
Presión de vapor directo	1,0 barg
Flujo de vapor directo	200 Kg/h
Presión de vapor de calentamiento	3,0 barg
Presión de agua a condensadores	1,5 barg
Temperatura de agua a condensadores	25 °C
Temperatura de salida de agua del 1° condensador	30 °C
Temperatura de salida de agua del 2° condensador	40 °C
Presión de vacío del desodorizador	5,1 torr
Temperatura del aceite de entrada (P801)	80 °C
Temperatura del aceite de salida (821X)	110 °C
Temperatura del aceite de salida (880)	150 °C
Flujo de ingreso de aceite	7,0 m ³ /h
Flujo de salida de aceite	4,5 m ³ /h

c) Nuevo diagrama de flujo del proceso de desodorización

Analizando todas las opciones posibles de optimización, acordes con los cálculos realizados, consideraciones y las condiciones originales de operación, se obtiene el nuevo diagrama de flujo del proceso de desodorización.

d) Diagrama de flujo del sistema de formulación y descarga de aceite desodorizado.

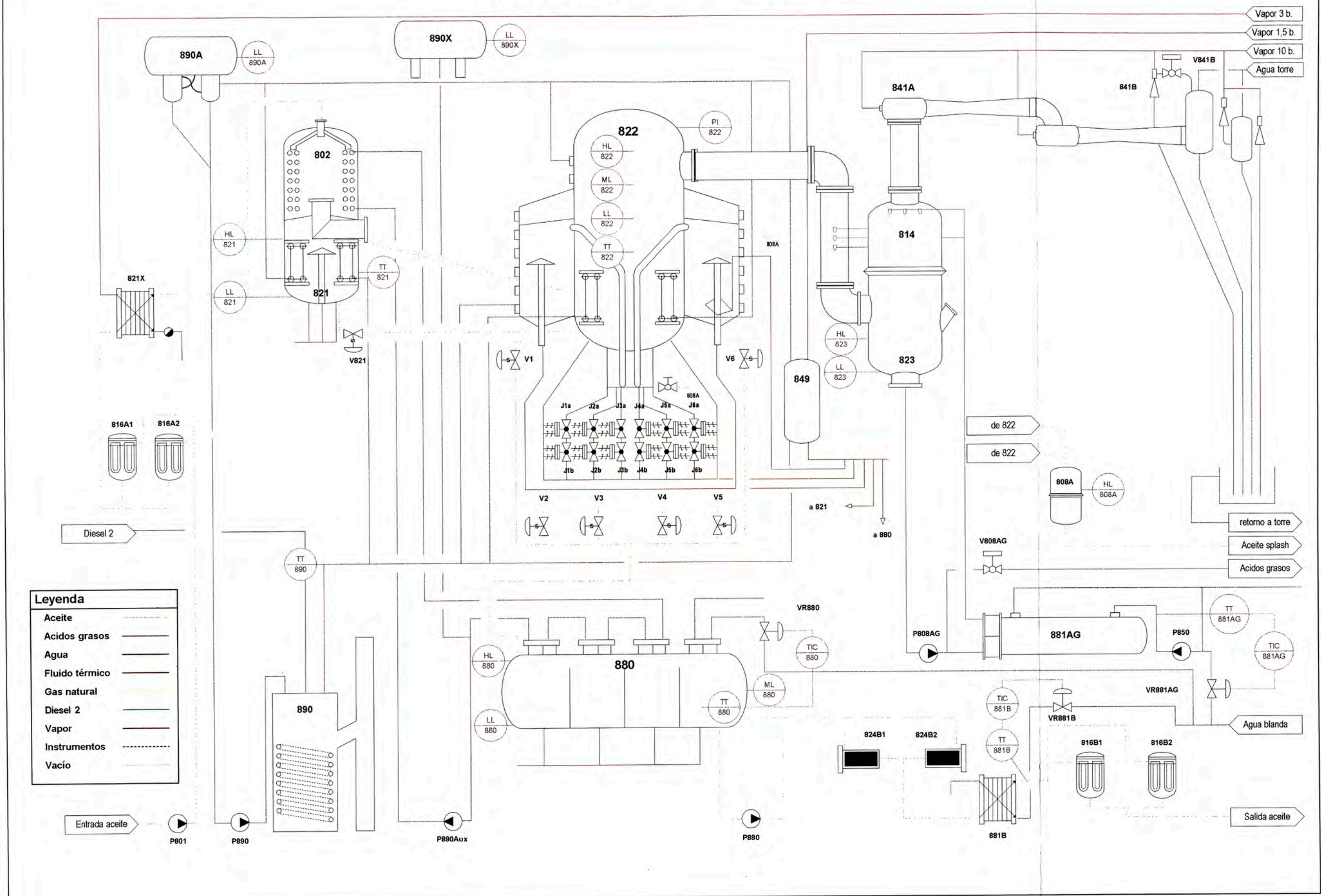
Es importante considerar las modificaciones en la alimentación y la descarga, que permita manejar con rapidez la alimentación al desodorizador y también destinar con rapidez el aceite desodorizado a los tanques finales de almacenamiento. A continuación se muestra la lista de los principales equipos identificados en los diagramas de flujo.

LISTA DE EQUIPOS DE LOS DIAGRAMAS DE FLUJO

EQUIPO	DESCRIPCION
802/821A	Desareador y calentador de aceite
808A	Recibidor de aceite de salpicaduras
814/823	Condensador de ácidos grasos
816A1-A2	Filtros para aceite (ingreso)
816B1-B2	Filtros para aceite (salida)
821B	Calentador de aceite
821X	Precaentador de aceite
822	Desodorizador
841	Sistema de vacío
845LP	Tanque de producción de vapor flash
849	Re-calentador de vapor directo de desodorización
881B	Enfriador de aceite
881A	Economizador
881AG	Enfriador de ácidos grasos
880	Enfriador de aceite
890	Caldera de fluido térmico
890A	Tanque principal de expansión de fluido térmico
890X	Tanque auxiliar de expansión de fluido térmico
FO3-FO4	Balanzas de formulación de aceite
P1536	Bomba de inhibidor de cristalización
P1537	Bomba de antioxidante
P801	Bomba de alimentación de aceite al desodorizador
P808	Bomba de descarga de aceite de salpicaduras
P808AG	Bomba de ácidos grasos
P850	Bomba de recirculación de agua
P879	Bomba de descarga de aceite de tanques X
P880	Bomba de descarga de aceite
P890	Bomba principal de fluido térmico
P890X	Bomba auxiliar de fluido térmico
PBLO	Bomba de formulación de aceite
X7, X8, X9	Tanques de descarga de aceite

Los diagramas de flujo, que permiten conocer las modificaciones realizadas son:

DIAGRAMA DE FLUJO ORIGINAL



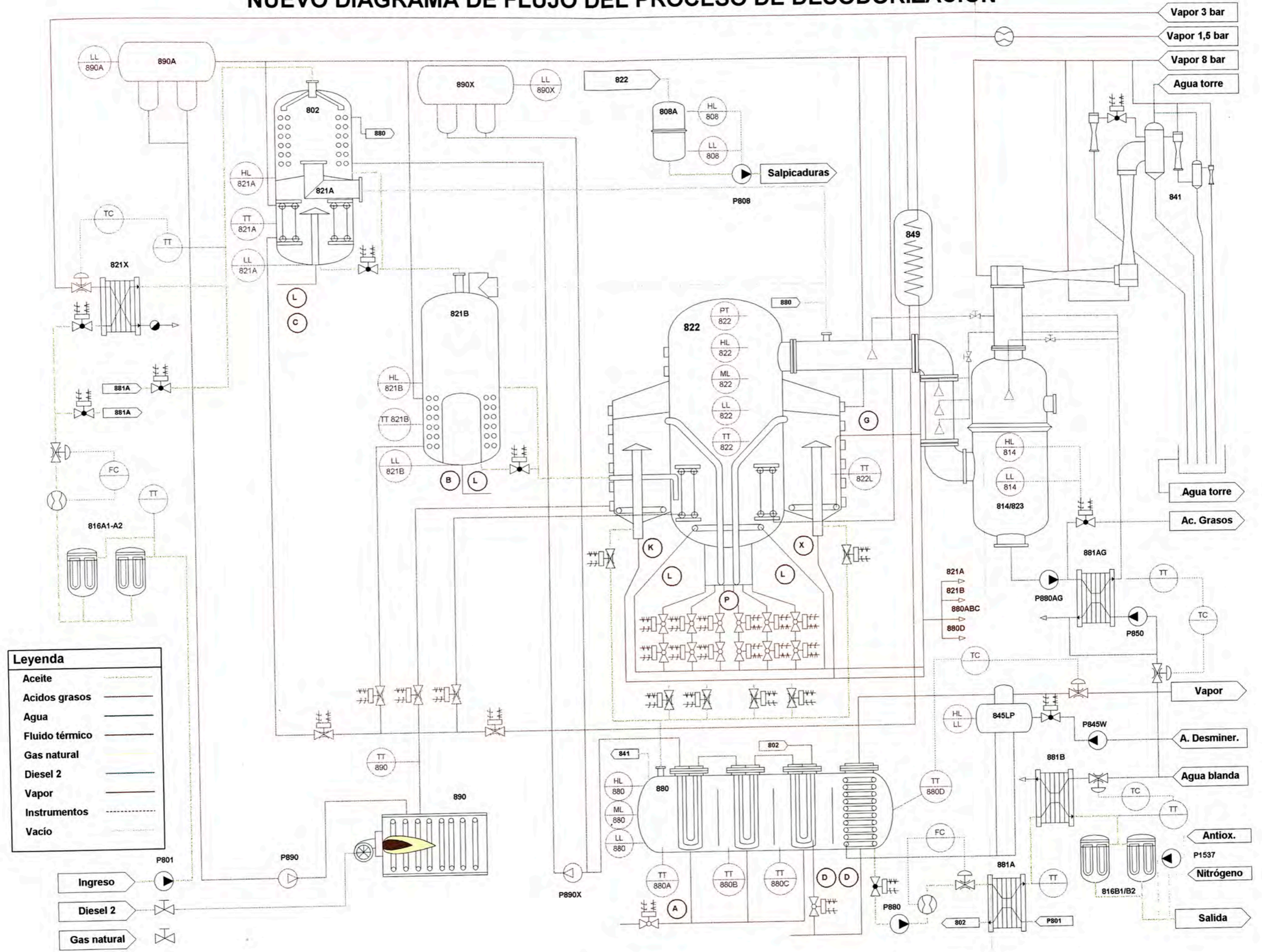
Leyenda

Aceite	—
Acidos grasos	—
Agua	—
Fluido térmico	—
Gas natural	—
Diesel 2	—
Vapor	—
Instrumentos	—
Vacío	—

Entrada aceite

Salida aceite

NUEVO DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE DESODORIZACION



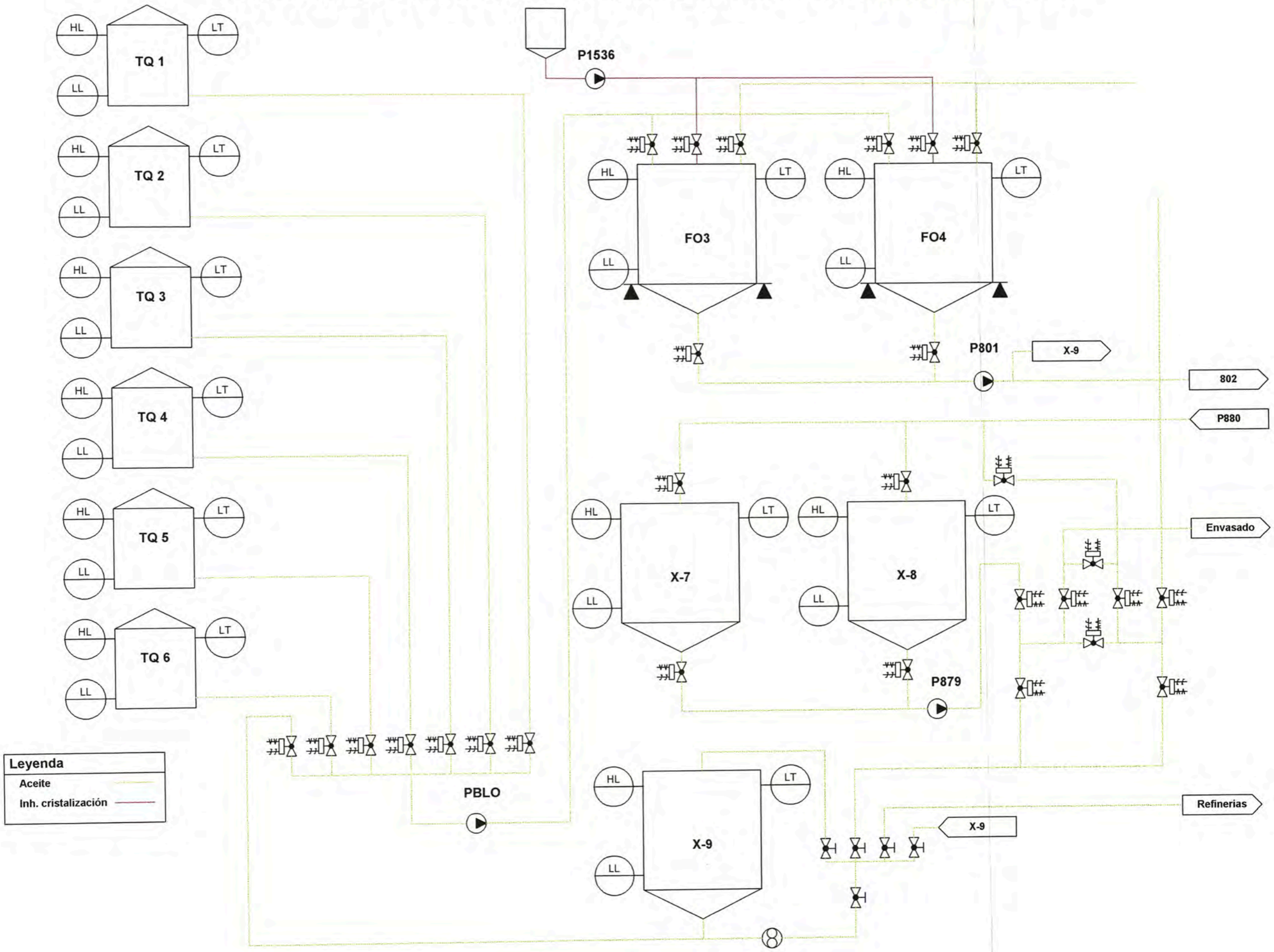
Leyenda

Aceite	—
Acidos grasos	—
Agua	—
Fluido térmico	—
Gas natural	—
Diesel 2	—
Vapor	—
Instrumentos	—
Vacío	—

- Ingreso
- Diesel 2
- Gas natural

- Vapor 3 bar
- Vapor 1,5 bar
- Vapor 8 bar
- Agua torre
- Agua torre
- Ac. Grasos
- Vapor
- A. Desminer.
- Agua blanda
- Antiox.
- Nitrógeno
- Salida

DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA DE CARGA Y DESCARGA DE ACEITE



Leyenda	
Aceite	—
Inh. cristalización	—

e) Descripción de equipos principales de la opción tecnológica

El desodorizador es del tipo semicontinuo. La alimentación y la salida son constantes, pero dentro del desodorizador cada lote es procesado independientemente. Este tipo de equipos es usado cuando se requieren procesar diferentes tipos de productos durante un día de operación.

e.1. Balanzas de formulación FO3, FO4

Son 2 nuevas balanzas iguales de 60 toneladas métricas de capacidad efectiva de aceite. De pared cilíndrica y de fondo cónico para permitir evacuar la totalidad del aceite formulado. Las balanzas poseen 3 celdas de carga cada una para la transmisión del peso y transmisores de nivel digital mínimo y máximo para verificar el vaciado y evitar el sobrellenado en caso de falla de las celdas de carga. Cada balanza posee tres líneas de ingreso por la parte superior: para aceite a formular, para aceite a reprocesar y para el ingreso de inhibidor de cristalización. En la parte inferior existe una válvula automática de descarga y una línea manual de purga para el caso de limpieza interior. En la sección cilíndrica existe una entrada de hombre con una válvula para la toma de muestra. El material es de acero al carbono con un revestimiento interior de pintura epóxica. Se dispone de un agitador lateral para permitir la homogenización de los aceite formulados.

e.2. Desareador 802, Calentador 821A

Es de acero inoxidable 304, de forma cilíndrica con fondo y tope bombeados. Este equipo realiza dos funciones, la primera de ellas

consiste en la desareación y calentamiento con recuperación de calor (802).

En el desareador 802 el aceite ingresa por la parte superior a través de toberas para atomizar el aceite y caer mojando el serpentín superior de 505 m. de longitud con 60 m² de área de transferencia, en cuyo interior circula fluido térmico que se ha calentado en el enfriador 880 con el aceite desodorizado.

En la parte inferior del equipo (821A) el aceite es calentado por el fluido térmico proveniente de la caldera 890, a través de un serpentín de 215 m de longitud con un área de 35 m². El aceite mantiene inundados los serpentines de la parte inferior de este equipo y en operación normal rebosa al calentador 821B.

Tiene serpentines de ingreso de vapor de agitación para mejora de la tasa de intercambio de calor. El equipo posee dos conexiones al sistema de vacío del condensador de ácidos grasos 814/823, una para la parte superior y otra para la parte inferior.

Posee transmisores de nivel digital para verificar la inundación (HL) en operación normal y de bajo nivel (LL) cuando se realizan los cambios de producto o vaciado del equipo, una válvula de descarga automática para vaciado en los cambios de producto y un transmisor de temperatura en el fondo.

e.3. Calentador 821B

Es un nuevo equipo de acero inoxidable 304, de forma cilíndrica con fondo y tope bombeados. Tiene un serpentín de 26 m² de área

transferencia de calor en cuyo interior circula fluido térmico. El aceite llega a este equipo por rebose o vaciado del 821A.

El aceite mantiene inundados los serpentines de este equipo y en operación normal rebosa al calentador 821B.

Tiene serpentines de ingreso de vapor de agitación para mejora de la tasa de intercambio de calor. El equipo posee una conexión al sistema de vacío en la parte superior hacia el condensador de ácidos grasos 814/823.

Posee transmisores de nivel digital para verificar la inundación (HL) en operación normal y de bajo nivel (LL) cuando se realizan los cambios de producto o vaciado del equipo, una válvula de descarga automática para vaciado en los cambios de producto y un transmisor de temperatura en el fondo.

e.4. Desodorizador 822

Es el equipo principal de la planta, de acero inoxidable 304, posee un compartimiento central de $6,5 \text{ m}^3$ de capacidad y 6 compartimentos de $3,5 \text{ m}^3$ distribuidos en la periferia del compartimiento central.

El compartimiento central posee un serpentín de 164m. de longitud y 25 m^2 de área de intercambio, en cuya parte interior circula fluido térmico. Tiene 6 bombas de chorro de vapor, con válvulas automáticas, que permiten el traslado secuencial del aceite desde el compartimiento central hacia los compartimentos periféricos. Hay una línea de ingreso de vapor por la p rte

inferior para agitación del aceite y mejora de la tasa de intercambio de calor.

Los compartimientos periféricos son iguales, tienen un ingreso de vapor por la parte inferior de desodorización y otra línea de ingreso de vapor para las bombas de chorro de vapor de desodorización. Cada compartimiento posee una válvula automática de descarga de aceite hacia el enfriador 880, la cual se abre cuando se ha completado el tiempo de desodorización. Existe una línea de descarga de aceite del compartimiento central hacia el tanque 808A para vaciado de la planta por parada prolongada y otra línea que colecta el aceite neutro de arrastre de los compartimientos periféricos hacia el mismo tanque 808A.

Tiene 3 transmisores de nivel digital denominados como nivel alto(HL), nivel medio (ML) y nivel bajo (LL), un transmisor é indicador de presión absoluta de vacío, dos transmisores de temperatura para la medición de las temperaturas del compartimiento central y uno de los compartimientos laterales.

El transmisor de nivel alto (HL) evita la inundación con aceite del 821B, el transmisor de nivel medio (ML) mantiene los serpentines inundados en operación normal y el transmisor de nivel bajo (LL) es usado para los cambios de productos o vaciado del equipo.

La conexión al sistema de vacío se realiza indirectamente a través del condensador de ácidos grasos 814/823 y tiene además, una conexión de vacío hacia el enfriador 880.

e.5. Enfriador 880

Es de acero inoxidable 304, de forma cilíndrica con los extremos bombeados y está colocado horizontalmente con una pequeña inclinación para facilitar el drenado. En los 3 primeros compartimientos se enfría con fluido térmico y en el último compartimiento se enfría generando vapor de baja presión. Los 3 primeros compartimientos tienen serpentines de 10m^2 de área cada uno y el cuarto compartimiento tiene 20m^2 de área de intercambio.

En los tres primeros compartimientos existe un ingreso de vapor para las bombas de chorro de vapor y en el cuarto compartimiento existe una entrada de vapor para agitación.

Tiene 3 transmisores de nivel digital denominados como nivel alto (HL), nivel medio (ML) y nivel bajo (LL). Existe un transmisor de nivel analógico, cuatro transmisores de temperatura, uno para cada compartimiento. El transmisor de nivel alto evita la inundación con aceite proveniente del desodorizador 822, el nivel medio (ML) mantiene los serpentines inundados controlando la descarga y el nivel (LL) es usado para el cambio de producto o vaciado del equipo.

Tiene una conexión de vacío hacia el desodorizador 822.

e.6. Condensador de ácidos grasos 814/823

Es de acero inoxidable 304, de forma cilíndrica con fondo bombeado. Posee dos transmisores de nivel alto (HL) y (LL) para mantener el nivel de los ácidos grasos de desodorización entre

estos dos niveles. El transmisor de nivel alto (HL) activa la válvula automática de descarga y el transmisor de nivel bajo (LL) la cierra.

Posee una conexión directa al sistema de vacío y tiene conexiones de vacío a todos los equipos en contacto directo con aceite 802, 821A, 821B, 822 y 880. Posee una línea de ingreso de vapor de calentamiento de ácidos grasos para la puesta en marcha de la planta.

e.7. Re-calentador de vapor directo de desodorización 849

Es de acero inoxidable 304, tiene 10 m² de superficie de calentamiento con fluido térmico. El vapor directo se recalienta para que ingrese seco al aceite. El efecto del vapor es mayor cuando mayor es el volumen específico.

e.8. Recibidor de aceite 808A

Es de acero inoxidable 304, de una capacidad de 500 litros. Recibe el aceite de vaciado del compartimiento central y el aceite neutro de arrastre de los compartimientos periféricos del desodorizador 822. Tiene dos transmisores de nivel alto (HL) y bajo (LL) que activan y paran la secuencia de vaciado de este tanque. La bomba para el vaciado es la P808 de 3m³/h, 3 Kw, 3.600 rpm y 30 m. de altura dinámica.

e.9. Filtros de ingreso (816A) y salida (816B) tipo bolsa

Son filtros nuevos de acero inoxidable 304, cada uno posee 4 fundas para la retención de partículas mayores a una micra. Se

cuenta con dos filtros en la entrada y dos filtros en la salida, se mantiene un filtro en operación y el otro en reserva. El área de filtración de $1,5 \text{ m}^2$ y aloja un volumen de $0,2 \text{ m}^3$ por unidad de filtración .

e.10. Precalentador de aceite 821X

Es un equipo nuevo del tipo placas, con una superficie de Intercambio de $14,4 \text{ m}^2$, donde se calienta el aceite de ingreso cuando no se dispone de aceite desodorizado para la recuperación de energía. El aceite es calentado usando vapor saturado de agua de 4 barg.

e.11. Economizador de aceite 881A

Es un equipo nuevo del tipo placas soldadas con láser, con una superficie de intercambio de $12,34 \text{ m}^2$ y 60 placas. La presión máxima es de 10 barg. Realiza el enfriamiento del aceite desodorizado con aceite a desodorizar. La función principal de este equipo es la recuperación de energía.

e.12. Enfriador de aceite 881B

Es un equipo nuevo del tipo placas, con una superficie de intercambio de 42 m^2 y 71 placas. Se enfría el aceite desodorizado a $25\text{-}30 \text{ }^\circ\text{C}$, con agua blanda a un flujo disponible de $15\text{-}25 \text{ m}^3/\text{h}$ y una temperatura de entrada máxima de 25°C .

e.13. Enfriador de ácidos grasos 881AG

Es un equipo nuevo del tipo placas, con una superficie de intercambio de 10,56 m². Enfría los ácidos grasos de recirculación con agua a una temperatura de entrada máxima de 25°C.

e.14. Sistema de vacío 841

Es de acero al carbono, está compuesto por 4 eyectores de vapor y dos condensadores barométricos. Tiene una capacidad de succión de 20 Kg/h de aire y de 200 Kg/h de vapor de agua. El vapor de alimentación a los eyectores debe ser seco y a una presión de 8-10 barg. El agua a los condensadores barométricos debe estar a 28°C. El sistema de vacío es capaz de mantener 2 mbar. de presión absoluta en el desodorizador, siendo la presión máxima recomendada de trabajo de 5 mbar.

El agua de enfriamiento de los condensadores es enfriada a través de una torre de enfriamiento de 1,7 MM Kcal/h, con capacidad de 300 m³/h de circulación de agua.

e.15. Sistema principal de fluido térmico

Lo constituye una nueva caldera de 1,0 MM Kcal/h de capacidad, es dual en la combustión, usa gas natural y como respaldo usa Diesel-2. Calienta el aceite del proceso y vapor de desodorización usando como medio de calentamiento fluido térmico. La temperatura máxima de operación es de 300°C. La caldera trabaja con el tanque de expansión 890A, que tiene una capacidad de 1.000 litros. El tanque 890A tiene dos transmisores de nivel alto

(HL) y bajo (LL), que sirven para la reposición manual del fluido térmico. La bomba centrífuga de circulación de la caldera (P890A) tiene una capacidad de 75 m³/h, 32 Kw de potencia, gira a 3.500 rpm y tiene una altura dinámica de 60m.

e.16. Sistema auxiliar de fluido térmico

Mantiene en circulación el fluido térmico del circuito recuperando calor entre el aceite frío del 821A y el aceite caliente del 880. La bomba centrífuga P890X tiene una capacidad de 20 m³/h, 7,5 Kw de potencia, 3.500 rpm de giro y una altura dinámica de 60m. El sistema auxiliar de fluido térmico trabaja con el tanque de expansión 890X, que tiene una capacidad de 800 litros.

e.17. Sistema de evaporación de agua

Es un nuevo sistema que permite la recuperación de Energía. En el compartimiento final del enfriador 880, se produce vapor de agua a una presión de 2 barg. El agua desmineralizada se alimenta al tanque 845LP a través de la bomba P845W (de 4 m³/h de capacidad), la cual arranca y para de acuerdo a los transmisores de nivel bajo y alto. El tanque 845LP está muy por encima del tanque 880 y el agua llega a este por gravedad. Dentro de los serpentines se produce vapor de agua, el cual asciende hasta la parte superior del 845LP separándose el vapor del agua arrastrado o condensado, enviándose solo vapor a las calderas generadoras de vapor principales de la planta para aprovechar la energía. La cantidad de vapor generado es gobernado por el controlador de temperatura del aceite de salida del enfriador 880.

e.18. Bomba de aceite P801

Bomba nueva de alimentación de aceite al desareador 802, es de tipo centrífuga, de 16 m³/h de capacidad, 7,0 Kw de potencia, 3.500 rpm de giro y una altura dinámica de 60m.

e.19. Bomba de aceite P880

Bomba nueva de descarga de aceite desodorizado, de tipo centrífuga, de 18,5 m³/h de capacidad, 15 Kw de potencia, 3.500 rpm de giro, una altura dinámica de 77m y con acoplamiento magnético al motor; seleccionada para manejar aceite desodorizado hasta 200°C de temperatura.

e.20. Bomba de ácidos grasos P808AG

Bomba nueva de circulación de ácidos grasos, de tipo centrífuga , de 75 m³/h de capacidad, 15 Kw de potencia, 3.500rpm de giro y una altura dinámica de 40m. La descarga de la bomba de ácidos grasos es enfriada en el intercambiador de calor 881AG y la salida de los ácidos grasos fríos y en estado líquido se usan para condensar los nuevos ácidos grasos destilados.

e.21. Bomba de agua P850

Bomba centrífuga nueva. Sirve para circular el agua de enfriamiento del enfriador de ácidos grasos. La bomba tiene una capacidad de 50 m³/h, 3 Kw de potencia, 1.750 rpm de giro y una altura dinámica de 10m.

e.22. Bomba de antioxidante P1537

Es nueva, de una capacidad de 15 l/h, 0,06Kw de potencia, con una altura dinámica de 60m.

e.23. Bomba de inhibidor de cristalización P1536

Es nueva, de una capacidad de 15 l/h, 0,06Kw de potencia, con una altura dinámica de 60m.

e.24. Tanques X7, X8 y X9

Son nuevos tanques iguales de 45 toneladas métricas de capacidad efectiva de aceite. De pared cilíndrica y de fondo cónico para permitir evacuar la totalidad del aceite desodorizado. Los tanques poseen transmisores de nivel analógico, digitales de mínimo y máximo para verificar el vaciado y para evitar el sobrellenado en caso de falla de los transmisores de nivel analógico. Cada tanque posee una línea de ingreso por la parte superior y una línea de descarga en la parte inferior. El material es de acero al carbono con un revestimiento interior de pintura epóxica. Tienen instalados el sistema de presión positiva de nitrógeno para evitar la oxidación con el oxígeno del aire.

III.B.2.- Evaluación económica inicial

Al inicio del proyecto se consideraron dos opciones: La primera de ellas era realizar el traslado sin hacer ninguna modificación al equipo, manteniendo el modo de operación. Pero el análisis de las opciones técnicas indicaba que existía un potencial de ahorro llevando el equipo a operar en las condiciones para las que fue diseñado. En un proceso como la desodorización existe un costo de operación conformado por la energía eléctrica, el flujo de vapor de los equipos de vacío y el flujo de vapor directo de desodorización. Un aumento de capacidad como el que se buscaba, reduce los consumos específicos por aumento del flujo horario. Otra oportunidad de ahorro es la mano de obra directa; el desodorizador al ser operado casi manualmente necesitaba dos personas por turno para operar, pero automatizado solo requiere a un operador que se compartiría con el otro desodorizador en operación.

a) Inversión

El monto de la inversión lo componen los equipos nuevos, la automatización é instalaciones. El resumen estimado de la inversión al iniciar el proyecto era:

RESUMEN DE LA INVERSION

Inversión (MUSD)	1998
Compra de equipos	320
Automatizacion	200
Instalaciones	280
Inversión Total	800

b) Costos de Operación

La rentabilidad del proyecto se basa en el aumento de la capacidad que reduce el consumo específico de vapor y energía eléctrica, otro ahorro es la recuperación de calor a través del economizador 881A instalado y la exportación de vapor que se produce en el enfriador 880. El costo de operación comparativo constituye el ahorro o contribución a la rentabilidad del proyecto. La columna de 140 tpd es la correspondiente a la operación bajo las mismas condiciones y la de 200 tpd a las condiciones óptimas esperadas de operación.

RESUMEN DE LOS COSTOS DE OPERACIÓN

Concepto	Unidad	140 tpd	200 tpd
Producción Mensual	t/m	4.000	4.000
Capacidad horaria	t/h	5,8	8,3
Vapor	t/h	2,9	2,5
	USD/t	18	18
	USD/m	35.257	21.600
Petroleo Diesel	gal/h	12,5	19,0
	USD/gal	1,6	1,6
	USD/m	14.137	15.041
Energía Eléctrica	Kw-hr	200	200
	USD/Kw-hr	0,05	0,05
	USD/m	6.857	4.800
M.O. Directa	N° Op/d	6,0	1,5
	USD/m	7.406	1.851
Exportación de vapor	t/h		(0,28)
	USD/m		(2.454)
Costo de operación	USD/año	763.879	490.068

c) Rentabilidad del Proyecto

El análisis económico del proyecto con los datos obtenidos permite conocer la rentabilidad. La contribución es la diferencia entre los costos de operación de los dos casos. La depreciación se calcula

afectando solo a los equipos adquiridos y en un periodo de diez años con valor de recuperación de cero. Se descuenta el 27% como impuestos para el cálculo de la utilidad neta después de impuestos, y se considera el 11% como tasa de interés para el cálculo del Valor Presente Neto (VPN). Se calcula la Tasa Interna de Retorno (TIR) para periodos de cinco y diez años. El resultado muestra que el proyecto es rentable por que la inversión inicial es recuperada con los ahorros generados a partir del quinto año.

EVALUACION PRELIMINAR DE LA RENTABILIDAD DEL PROYECTO

Concepto	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Inversión	(800)										
Contribución		274	274	274	274	274	274	274	274	274	274
Depreciación		(66)	(66)	(66)	(66)	(66)	(66)	(66)	(66)	(66)	(66)
Utilidad neta		208	208	208	208	208	208	208	208	208	208
Impuestos		(56)	(56)	(56)	(56)	(56)	(56)	(56)	(56)	(56)	(56)
U.Neta - Impuestos	0	152	152	152	152	152	152	152	152	152	152
Flujo neto	(800)	218	218	218	218	218	218	218	218	218	218
VPN (Tasa 11%)	(800)	(604)	(427)	(268)	(125)	5	121	226	320	405	482
Recuperación (años)	5,0										
TIR (5 años)	11%										
TIR (10 años)	24%										

Cifras em MUSD

El traslado era de carácter estratégico, por que se buscaba centralizar las operaciones de Alicorp en la planta COPSA, pero el valor agregado del proyecto permitió establecer que la inversión se recuperaría en 5 años aproximadamente.

III.C.- Desarrollo y sustentación de los Conceptos Fundamentales

III.C.1.- Teoría del procesamiento de aceites y grasas

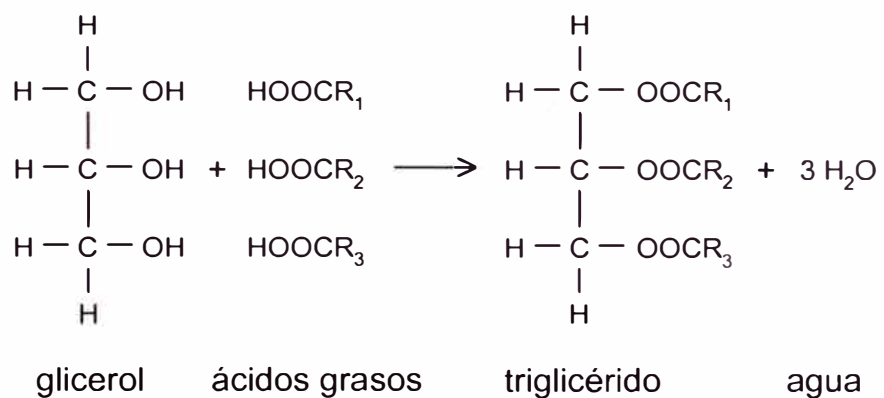
a) Aceites y grasas

Por muchos siglos se han venido usando los aceites y grasas como alimento y en una variedad de otras aplicaciones. Hay evidencias que las primeras civilizaciones utilizaban los aceites y grasas como alimento, medicina, en cosméticos, como fuente de iluminación, en pinturas, lubricantes, jabones, etc. Las propiedades físicas que hicieron que un aceite o un producto hecho a partir de aceite trabaje mejor en una aplicación específica fueron identificadas mucho tiempo antes de conocer la naturaleza química de los aceites. El uso de los aceites y grasas como alimento fue probablemente instintivo, muchas otras aplicaciones resultaron a partir de la observación de las propiedades y comportamiento de los aceites y grasas bajo diferentes condiciones ambientales, esto marcó el principio del desarrollo de la tecnología de los aceites y grasas. La principal fuente de aceites y grasas en el mundo la constituyen los aceites vegetales, como los de palma, soya, girasol, algodón, canola, maíz, coco, palmiste. Los aceites y grasas de origen animal usados mayormente son el aceite de pescado y el sebo de buey.

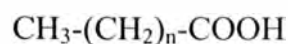
Las grasas y aceites son unidades químicas llamadas triglicéridos, resultado de la combinación de una unidad de glicerol y tres unidades de ácidos grasos. Son insolubles en agua pero solubles en muchos solventes orgánicos. Tienen menor densidad que el agua. La consistencia varía de líquido a sólido. Si a temperatura ambiente es líquido es llamado aceite, si tiene apariencia sólida es denominado grasa. Los triglicéridos son reconocidos como nutrientes esenciales

en la dieta humana y animal. Ellos proveen la más concentrada fuente de ácidos grasos esenciales y son vehículos para el transporte de vitaminas liposolubles.

Los triglicéridos son los principales componentes de los aceites y grasas. Los componentes menores incluyen mono y di-glicéridos, ácidos grasos libres, fosfátidos, esteroides, alcoholes, vitaminas liposolubles y otras sustancias. Cuando un triglicérido tiene tres ácidos grasos iguales es llamado triglicérido simple, pero la forma más común es la mixta en la cual hay dos o tres tipos de ácidos grasos en la molécula del triglicérido. La formación de un triglicérido a partir de una molécula de glicerol y tres moléculas de ácidos grasos es la siguiente:



Los ácidos grasos descritos (en su forma saturada) tienen la siguiente estructura:



Los ácidos grasos se clasifican como: **ácidos grasos saturados** (solo contienen enlaces simples carbono-carbono, son menos reactivos químicamente. El punto de fusión se incrementa a mayor saturación

y mayor longitud de cadena), **ácidos grasos insaturados** (contienen uno a más dobles enlaces carbono-carbono). Los principales ácidos grasos se muestran en las siguientes tablas:

ACIDOS GRASOS SATURADOS

Acido Graso	Carbonos N°	Pto. Fusión °C
Etanoico	2	--
Butanoico	4	-7,9
Hexanoico	6	-3,4
Octanoico	8	16,7
Decanoico	10	31,6
Dodecanoico	12	44,2
Tetradecanoico	14	54,4
Hexadecanoico	16	62,9
Octadecanoico	18	69,6
Eicosanoico	20	75,4
Docosanoico	22	80,0

ACIDOS GRASOS INSATURADOS

Acido Graso	Dobles Enlaces	Carbonos N°	Pto. fusión °C
9-Decenoico	1	10	-
9-Dodecenoico	1	12	-
9-Tetradecenoico	1	14	18,5
9-Hexadecenoico	1	16	-
9-Octadecenoico (cis)	1	18	16,3
9-Octadecenoico (trans)	1	18	43,7
11-Octadecenoico	1	18	44
9,12-Octadecadienoico	2	18	-6,5
9,12,15-Octadecatrienoico	3	18	-12,8
9-Eicosenoico	1	20	-
5,8,11,14-Eicosatetraenoico	4	20	-49,5
5,8,11,14,17-Eicosapentaenoico	5	20	-
13-Docosenoico	1	22	33,4
4,7,10,13,16,19-Docosahexaenoico	6	22	-

Los compuestos menores diferentes a los triglicéridos presentes en los aceites y grasas son:

- **Ácidos grasos libres:** son ácidos grasos no unidos a la molécula de glicerol. Los niveles de ácidos grasos libres son reducidos por el proceso de refinación química o física.
- **Mono y diglicéridos:** Son glicéridos con solo una o dos moléculas de ácidos grasos respectivamente. Tienen propiedades emulsificantes. También se forman en el cuerpo humano en el proceso normal de digestión.

- **Fosfátidos:** Consisten de alcoholes con ácidos grasos, ácido fosfórico y un compuesto de nitrógeno. La lecitina y la cefalina son los fosfátidos más comunes hallados en los aceites comestibles. Los fosfátidos tienen propiedades emulsificantes y para procesos prácticos deben ser removidos del aceite.
- **Esteroles:** El término es referido a los esteroides-alcoholes, de largo de cadena de ocho a diez carbonos. El colesterol es hallado en los aceites animales y solo en pequeñas trazas en los aceites de origen vegetal. Los esteroides de origen vegetal son llamados fitoesteroides.
- **Alcoholes grasos:** Las largas moléculas de alcohol son de pequeña importancia en los aceites comestibles. Una pequeña cantidad esterificada con ácidos grasos está presente en ceras halladas en algunos aceites vegetales. Cantidades mayores son halladas en los aceites marinos.
- **Tocoferoles:** Sirven como antioxidante para proteger al aceite de la rancidez y son fuente esencial de la vitamina E . Los tocoferoles se encuentran en la mayoría de los aceites vegetales y pueden ser removidos parcialmente durante el procesamiento, aunque lo ideal es conservarlos por sus propiedades antioxidantes. No hay apreciable cantidad de tocoferoles en los aceites marinos. Estos antioxidantes u otros son adicionados a los aceites después del procesamiento para mejorar la estabilidad oxidativa.
- **Pigmentos Carotenoides y Clorofila:** Los carotenos son pigmentos que confieren al aceite un tono desde rojo al amarillo. La clorofila es el pigmento verde proveniente del

proceso de la fotosíntesis. Los niveles de estos pigmentos son reducidos durante el procesamiento del aceite para darles un aceptable color, sabor y estabilidad

- **Vitaminas:** Los aceites no son buenas fuentes de vitaminas más que la vitamina E. Las vitaminas A y D a menudo son normalmente adicionadas al aceite.

b) Historia de la desodorización

Con el aumento de la demanda de margarina en Europa al final del siglo XIX se incrementó el uso de las grasas neutras animales como de cerdo y buey, que se convirtieron en sustitutos de la mantequilla, sin embargo el uso de grasas vegetales fue limitada debido al olor y sabor fuertes característicos de los vegetales. En este caso fue necesaria la búsqueda de un proceso para eliminar el olor y sabor desagradables, permitiendo el uso de estas grasas en la elaboración de las margarinas. Similarmente en los Estados Unidos por el mismo periodo el cultivo de algodón alcanzó una gran expansión que condujo a la producción en gran escala del aceite de algodón. Como el aceite de algodón aún después del refinado alcalino mantiene su olor y sabor fuertes, requería la desodorización antes del consumo final.

Se atribuye a Henry Eckstein el primer empleo de la desodorización con vapor, en los Estados Unidos. David Wesson mejoró el proceso, introduciendo la práctica europea de instalaciones al vacío, junto con la vaporización, y logró llevarlo a su estado actual de perfección, combinando el alto vacío con las temperaturas elevadas.

A través de los años se ha ido incorporando el aceite en la dieta humana. Actualmente el consumo mundial de aceites vegetales es de 104 millones de toneladas métricas al año, con un crecimiento anual de 3%, para una población de 6.300 millones de habitantes con un crecimiento anual de 1,3%. La producción mundial de aceite de soya es del 30% y la de palma de 29%, el aceite de girasol y colza constituyen el 22% del aceite vegetal. Sudamérica y Estados Unidos producen el 85% del aceite de Soya del mundo, Indonesia y Malasia producen el 85% de aceite de palma del mundo.

El proceso de desodorización en la refinación de los aceites es considerado el último paso en el procesamiento de los aceites y grasas para margarinas, mantecas, aceites para ensaladas, aceites para frituras y muchas otras aplicaciones en la industria. El éxito de este proceso garantiza un producto de buena calidad que es apreciado por todos los consumidores de aceites y grasas del mundo.

El aceite final desodorizado puede clasificarse como aceptable sobre una amplia gama de especificaciones que dependen de los gustos de las personas de determinadas regiones, que buscan un marcado olor y sabor en algunos casos o un color característico determinado. La mayoría de personas del mundo busca esencialmente un aceite de sabor y olor neutro, del color más bajo posible y con un contenido de acidez menor de 0,03%.

Siendo la principal característica de un aceite desodorizado el olor y sabor neutros, existe la norma de la AOCS (American Oil Chemists' Society) que aprueba el sabor de un aceite desodorizado, que consiste en un valor de 7,5 aprobado por un panel de 10 calificados catadores de aceites. Desafortunadamente no existe ningún método analítico que pueda reemplazar el sentido del gusto humano y mientras tanto

la calidad de un aceite desodorizado permanece calificada de modo subjetivo a través de la prueba organoléptica.

Ciertos aceites no se desodorizan como el de oliva por ejemplo, que al ser obtenido por prensado en frío tiene como atractivo sus caracteres organolépticos, consecuencia de sus más de 100 componentes no triglicéridos, por los que se le cotiza en el mercado.

c) Teoría de desodorización

La desodorización es el proceso que tiene por objeto eliminar las sustancias que confieren a los aceites olores y sabores desagradables. Muchos aceites, ya sea por su abor natural o por ciertas transformaciones sufridas por la materia prima durante su almacenamiento o tratamientos en el proceso de elaboración, requieren ser refinados, siendo la desodorización la última etapa del proceso. Concluida esta etapa el aceite no debe ser sometido a ninguna otra manipulación por el riesgo de contaminaciones, solo debe ser almacenado en tanques o depósitos bajo atmósfera inerte de nitrógeno y a temperaturas controladas para evitar la oxidación.

El término desodorización se refiere a las sustancias no triglicéridas que confieren olor y sabor como: ácidos grasos libres, mono-glicéridos, di-glicéridos, fosfátidos, esteroides, tocoferoles, hidrocarburos, pigmentos (gospol, clorofila, carotenos, etc.), cetonas, aldehídos, hidrocarburos no saturados, glucosas, compuestos oxidados, proteínas, resinas, trazas de pesticidas, entre otros. Algunas de las sustancias no triglicéridas tienen un efecto positivo sobre la calidad del aceite. Los tocoferoles por ejemplo protegen al aceite de la oxidación y constituyen la vitamina E, los fosfátidos protegen al aceite crudo pero afectan el proceso de desodorización. Muchos

componentes son indeseables por que oscurecen el aceite, forman espuma, humos o precipitan. El objetivo de la desodorización es remover los compuestos indeseables con el menor daño posible a los triglicéridos y menor pérdida de los constituyentes deseables. La tecnología de la desodorización ha evolucionado considerablemente por que es la etapa final de la refinación, determina la calidad del aceite, de las características nutricionales, busca los menores costos de procesamiento y está en continuo desarrollo de alternativas para reducir el impacto ambiental.

Es importante que todas los procesos previos a la desodorización sean realizados con extremo cuidado para asegurar la calidad del producto. La desodorización, como etapa final del proceso de refinación no puede corregir una inadecuada neutralización química, un aceite blanqueado con alto peróxido o tierra residual, o un aceite hidrogenado con trazas de níquel coloidal. Se debe asegurar la calidad del producto en todas las etapas del procesamiento.

La desodorización del aceite es un proceso de destilación por arrastre con vapor de agua de presiones de 1,0 a 2,0 barg, en un ambiente de alto vacío de 1 a 6 mmHg y a temperaturas elevadas de 180 a 260 °C. Cualquier gas inerte como el nitrógeno o hidrógeno, servirá igualmente para la destilación si fuera tan barato y seguro como el vapor de agua y se pudiera condensar para eliminarlo del sistema.

La desodorización se realiza a alta temperatura debido a la diferencia de volatilidad entre los triglicéridos y las sustancias que le confieren olor y sabor a los aceites. Mediante la desodorización por arrastre de vapor de alta calidad se separan los compuestos odoríferos relativamente volátiles de los triglicéridos no volátiles. Se trabaja presiones absolutas reducidas para evitar la hidrólisis del aceite con

el vapor de agua y para disminuir el consumo de vapor en la operación de desodorización.

La concentración de sustancias odoríferas y de ácidos grasos en un aceite bien refinado previo a la desodorización suele ser muy baja. La hidrogenación confiere a los aceites un olor y sabor característico que es similar para aceites distintos. Cuando la desodorización es bien llevada a cabo, los aceites distintos no se distinguen prácticamente, inmediatamente después del proceso de desodorizado, solo dan en la boca una sensación de untuosidad.

La desodorización destruye también los peróxidos y elimina los aldehídos y otros compuestos volátiles que se hayan podido formar por oxidación atmosférica; sin embargo, los aceites muy rancios no se mejoran totalmente, ya que tales aceites han perdido por oxidación la mayoría de sus compuestos naturales antioxidantes, por lo cual se vuelvan a enranciar con relativa facilidad. Debido a la inestabilidad que presentan ante el calor los pigmentos carotenoides, la desodorización disminuye marcadamente el color de la mayoría de los aceites vegetales como la soya y palma, este efecto es conocido como blanqueo térmico.

Los ácidos grasos libres de un aceite se suelen eliminar por la desodorización. Aún trabajando a alto vacío, el vapor de borbotado tiene cierta tendencia a hidrolizar el aceite, liberando ácidos grasos. La velocidad a la que se producen estos no guarda ninguna relación con la del ácido graso libre. Por otra parte la velocidad a la que destilan los ácidos grasos es directamente proporcional a su concentración en el aceite; por tanto, a medida que esta disminuye, se alcanzará un punto en el cual la velocidad con que se eliminan es igual a aquella con que se forman.

No existen datos completos sobre todos los componentes que son eliminados, ni el valor de sus presiones parciales, lo cual se supone son bastante bajas, y los cálculos de vapor de arrastre se hacen en base a las cantidades de ácidos grasos libres presentes, como elemento predominante.

d) Parámetros de operación de desodorización

d.1. Presión absoluta

Años de experiencia indican que la calidad del aceite desodorizado no se afecta cuando las presiones absolutas de vacío están dentro del rango de 1 a 6 mmHg. Pero en el rango de 7 a 9 mmHg podría ocasionar problemas de olor y sabor afectando la calidad del aceite desodorizado. A las temperaturas usuales de desodorización las presiones de vapor de los compuestos volátiles (aldehídos, cetonas, alcoholes, hidrocarburos y otros compuestos orgánicos) son tales que no son afectados por presiones absolutas de vacío encima de los 6 mmHg.

La mayoría de los refinadores prefiere trabajar a presiones absolutas de 3 mmHg. La elección primaria de un equipo de vacío se orienta por la política de aseguramiento para evitar riesgos. Muchas instalaciones desafortunadamente son afectadas por fluctuaciones en la presión y calidad del vapor suministrado, y como los eyectores de vapor son muy sensibles a presiones debajo de las de diseño afectarán la calidad del aceite desodorizado si la presión absoluta en el desodorizador llega a sobrepasar los 6 mmHg. Los costos de capital y operación para un sistema de vacío de 3 mmHg no son significativamente

mayores que un equipo de 6 mmHg. Una vez que la presión de operación es elegida y los equipos de vacío son seleccionados para una refinería, esta condición de operación no será más una variable para la operación del desodorizador. La presión de vacío tiene un efecto inhibitor sobre la hidrólisis del aceite, a menores presiones de desodorización se requiere menor cantidad de vapor de arrastre y tiempo de desodorización, disminuyendo así las pérdidas de desodorización por hidrólisis con el vapor de agua.

d.2. Temperatura

La temperatura de desodorización es normalmente la condición de operación que puede ser clasificada como una variable. Esta afecta directamente la presión de vapor de los constituyentes volátiles del aceite a ser removidos; así, incrementando o disminuyendo la temperatura se produce un aumento o disminución en la tasa de remoción de los compuestos volátiles. La temperatura es el principal factor que favorece la descomposición de los pigmentos carotenoides, resultando en el caso del aceite de soya el blanqueo térmico por desodorización. De acuerdo a la ecuación de Clausius-Clapeyron, que relaciona la presión de vapor de una sustancia con su temperatura, el logaritmo de la presión de vapor de los componentes volátiles está dentro de ciertos límites, aproximadamente proporcional a su temperatura absoluta. De este modo si un incremento en la temperatura dobla la volatilidad de las sustancias odoríferas, otro incremento igual la cuadriplica.

Aún cuando la temperatura es considerada como la variable primaria en la desodorización, está relacionada al tiempo de desodorización y es importante buscar un equilibrio de la

temperatura con el tiempo de residencia dentro del desodorizador. A altas temperaturas le corresponden bajos tiempos y viceversa. Durante la desodorización muchas reacciones deseables ocurren para alcanzar la calidad del aceite pero algunas reacciones indeseables pueden ocurrir, como la polimerización y el desdoblamiento de los triglicéridos. Así es recomendable que la temperatura no sea más alta de la suficiente para asegurar la calidad del aceite desodorizado. Los siguientes efectos se atribuyen al incremento de la temperatura de desodorización:

- Aumento en la tasa de remoción de los compuestos volátiles.
- Producción de un aceite de menor color debido a la descomposición de pigmentos como los carotenos en los aceites vegetales.
- Remueve más esteroides y tocoferoles. Para el aceite de soya a 260°C de desodorización habrá una remoción del 40 a 50% del total de estos compuestos.
- Mayor formación de ácidos grasos trans. A partir de 240°C el aumento es exponencial. Formación de polímeros.
- Incremento en la pérdida de aceite neutro debido a desdoblamiento de los triglicéridos en sus ácidos grasos libres.
- Permite incrementar la capacidad de desodorización debido a la disminución del tiempo de residencia,
- Incrementa el consumo de energía (desperdicio de combustible si se calienta más de lo realmente necesario).

d.3. Tiempo de Desodorización

Es definido como el tiempo durante el cual el aceite es mantenido a la temperatura de desodorización y a la acción del vapor directo. Este tiempo no incluye el tiempo de calentamiento o

enfriamiento del aceite. El tiempo de desodorización puede variar de acuerdo al fabricante del equipo y refleja la eficiencia del mecanismo de desodorización por arrastre con vapor. La eficiencia de la destilación es relativa al mecanismo de mezcla entre el vapor de arrastre y el aceite.

Normalmente los tiempos de desodorización varían de 15 a 60 minutos. Estos tiempos son requeridos para desodorizar aceites que han sido refinados químicamente y con una acidez libre menor del 1%. Los tiempos pueden duplicarse si el contenido de acidez libre es de 1,5 a 3,0% o mayor (para el caso de refinación física).

d.4. Vapor de arrastre (“stripping steam”)

El vapor de arrastre es el medio de transporte de los ácidos grasos libres y compuestos volátiles vaporizados desde el desodorizador hacia el sistema de recuperación de destilados. La ley de RAOULT muestra que es más importante el volumen que la masa de vapor, así el aumento de temperatura del aceite y la baja presión dentro del desodorizador mejorará el efecto de arrastre del vapor. Por varios años los desodorizadores fueron diseñados para usar 3% en peso de vapor a 6 mmHg. Como resultado de la fabricación de equipos de vacío para lograr menores presiones, estos inciden directamente en la reducción de los porcentajes de vapor. Así 3% de vapor a 6 mmHg dan el mismo volumen que 1,5% de vapor a 3 mmHg. Por otro lado los diseños particulares y la eficiencia de mezcla pueden afectar la cantidad requerida de vapor de arrastre. Los equipos convencionales requieren de 0,6 a 1,2% de vapor de arrastre si la presión de operación no excede los 3 mmHg.

Complementaria a la cantidad de vapor de arrastre, dos características son importantes como la pureza y la calidad. La pureza es relativa a la calidad del agua usada para la generación del vapor, la cual en todos los casos debe ser tratada y desareada de acuerdo con las buenas prácticas de generación de vapor en calderas. El vapor suministrado que ingresa al desodorizador debe ser seco con una calidad de 98% o mejor. El vapor húmedo puede ser la causa de aumento en las pérdidas de aceite neutro por arrastre debido al incremento violento del volumen de agua al pasar de una presión positiva a una presión de casi vacío absoluto. Cantidades residuales de aire disuelto en el vapor afectarán seriamente la calidad del aceite a las elevadas temperaturas de desodorización.

La distribución del vapor de arrastre dentro del desodorizador varía de acuerdo al tipo de desodorizador, que pueden ser discontinuos, semicontinuos o continuos. Los diseños básicos de distribución consisten de tubos con orificios perforados. Los tubos son localizados en el fondo del compartimiento de desodorización espaciados ordenadamente. Suficientes orificios son hechos para asegurar la efectiva distribución del vapor a través del aceite. El vapor es dirigido hacia abajo y fuerza al aceite a ir desde el fondo hacia arriba, eliminando las zonas de baja turbulencia (“bolsas” o “zonas muertas”). Los desodorizadores con este tipo de diseño usan normalmente capuchas y usualmente requieren de 45 a 60 minutos de tiempo de desodorización.

Un diseño desarrollado por Votator(S.A. Extraction DeSmet. Atlanta, GA) y conocido como la Bomba Mamut (“Mamooth

Pump”) alcanza un muy alto grado de mezcla entre el aceite y el vapor. Este diseño, acompañado con un aumento del 5% en la temperatura de desodorización requiere de 15 minutos o menos de tiempo efectivo de desodorización. En esta bomba el vapor ingresa por el fondo y se distribuye a través de los orificios hechos en el tubo central. El vapor se mezcla con el aceite formando una masa de baja densidad que es forzada abruptamente hacia arriba chocando contra la cubierta retornando a la masa de aceite y generando un patrón de circulación que renueva constantemente la superficie del compartimiento. Este diseño permite trasladar el aceite del fondo del compartimiento hacia la parte superior porque la desodorización ocurre principalmente en la zona de contacto vapor-líquido donde existe la menor presión y el volumen específico del vapor es mayor.

Los desodorizadores de columna empacada usan una columna llena de empaques de acero inoxidable. El aceite entra por el tope y fluye por gravedad a través del empaque. El vapor de arrastre es inyectado por el fondo pasando hacia arriba mezclándose íntimamente con el aceite que forma una fina capa sobre el material de relleno. Este sistema ha sido considerado como el sistema más eficiente en el consumo de vapor en el mercado. Este equipo ha sido usado con éxito en las plantas de desacidificación, para aplicaciones como la refinación física del aceite de palma y usualmente requiere la incorporación de una cámara de retención en el fondo para aumentar el tiempo de residencia (especialmente para alcanzar el blanqueo térmico), por que el tiempo de residencia en la columna empacada es relativamente corto. El tiempo de residencia es comparable al de la bomba mamut, pero el diseño de columna empacada ofrece ahorro en la cantidad de vapor de arrastre.

d.5. Calidad de la Materia Prima

Para garantizar que la calidad del aceite desodorizado sea la más alta, es imperativo que la materia prima sea de la mejor calidad. Todos los pasos de manipuleo y procesamiento, desde la cosecha hasta la alimentación al desodorizador, deben ser ejecutados adecuadamente. Inadecuado manipuleo o eliminación de alguna etapa de procesamiento puede resultar en problemas de calidad o daño permanente de la materia prima.

La buena calidad de la materia prima puede definirse como un aceite bien refinado y blanqueado, libre de jabón, tierra de blanqueo, o catalizadores residuales, acidez libre menor de 0,1%, fósforo menor de 1 ppm y fierro menor de 0,1 ppm.

Para alcanzar estas especificaciones, la refinación química provee el más positivo y consistente método de refinación. La desodorización puede ser usada como una parte del proceso de refinación física, pero es muy crítico que el pre-tratamiento deba ser correctamente ejecutado para intentar alcanzar menos de 1 ppm de fósforo y menos de 0,1 ppm de fierro. Los desodorizadores para refinación física son diseñados para manejar un alto nivel de acidez libre. Estos usualmente requieren altos tiempos de residencia, con un resultado de reducción de capacidad y la necesidad de contar con acero inoxidable de alto grado para resistir la alta corrosión por contacto con los vapores ácidos.

e) Pérdidas de desodorización

Las pérdidas durante la desodorización pueden ser clasificadas en dos categorías: química y mecánica. Las pérdidas químicas consisten en la remoción de los compuestos indeseables: ácidos grasos, aldehídos, cetonas, peróxidos, polímeros y otros compuestos volátiles, debe también considerarse la destilación de los ácidos grasos debido a la hidrólisis del aceite. Como la mayor presencia se debe a los ácidos grasos, las pérdidas pueden considerarse como la reducción de la acidez libre; por ejemplo si un producto ingresa con un 0,1% de acidez y sale con 0,03%, el resultado es una pérdida de 0,07%. Las pérdidas mecánicas son asociadas con el arrastre de aceite neutro por el vapor de desodorización. El aceite neutro arrastrado es específico del diseño de cada desodorizador y de la cantidad de vapor de desodorización usado. Desde que la separación no es 100% eficiente, la disminución del vapor de destilación disminuye las pérdidas de aceite neutro por arrastre. Todos los desodorizadores buscan lograr el “state-of-the-art” en los equipos de separación y atrapadores de gotas (demister’s), con un resultado de pérdida mecánica de aceite neutro de 0,15% a 0,25%.

f) Equipos para desodorización

f.1. Materiales de construcción

El material para los desodorizadores comerciales que operan a temperaturas mayores a 150°C y en contacto con el producto es el acero inoxidable 304. Se recomienda incluso que los materiales que tengan contacto con el aceite a la salida del desodorizador sea también del mismo material. Si se anticipa la refinación física en un desodorizador, es recomendable el uso de acero inoxidable

316 por su alta resistencia a la acidez. A temperaturas debajo de los 120°C las tuberías y equipos auxiliares pueden ser de acero al carbono. El uso de cobre o sus aleaciones no debe estar en contacto de los aceites comestibles.

f.2. Medios de calentamiento

Por cerca de 50 años los equipos de desodorización han requerido un medio de calentamiento para lograr temperaturas de hasta 260°C. Las calderas de vapor saturado son los equipos estándar para alcanzar estas temperaturas; así la industria de aceites comestibles estandarizó el calentamiento usando Dowtherm “A”

(un compuesto de difenol de Dow Chemical Co.) o sistemas de aceite mineral. El sistema de vapor de Dowtherm “A” es capaz de proveer temperaturas de hasta 315°C a presiones de 3,2 barg(46 psig), y ante la eventualidad de una picadura



en los serpentines, el Dowtherm será removido por destilación inmediatamente junto con los ácidos grasos. Un segundo medio de calentamiento usado es aceite mineral líquido, que puede alcanzar temperaturas de hasta 300°C. En la figura anterior se muestra una caldera de fluido térmico

Aún cuando el Dowtherm “A” es destilado fuera del producto a las temperaturas de desodorización, las presiones de mercado y competencia están cambiando los medios de calentamiento a calderas generadoras de vapor de agua a alta presión, las cuales

requieren de hasta 80 bar (1.150psig) para alcanzar temperaturas de 295°C. El vapor de alta presión logra ahorros en la transferencia de calor debido a la mejora del coeficiente de transferencia respecto al dowtherm, pero hay que tener en cuenta que los costos de las calderas de vapor de agua son aproximadamente el doble que las de dowtherm.

El funcionamiento eficiente de los sistemas de calentamiento se debe realizar en circuitos cerrados con la finalidad de reducir las pérdidas de calor al ambiente. Un sistema de calentamiento requiere la eliminación completa de aire y humedad por que reducen la transferencia de calor y son la causa de problemas en la operación.

El calentamiento del aceite es realizado normalmente en dos etapas, la primera se realiza en un economizador para recuperar el calor del aceite desodorizado y luego a presión reducida a través del medio de calentamiento externo. En la práctica industrial la recuperación de calor ha llegado a ser un factor clave para minimizar el costo de calentamiento externo. Ha habido una rápida evolución en la manufactura de los intercambiadores para recuperación de calor. Los tipos de intercambiadores para recuperación de calor son los denominados externos e internos. Los intercambiadores externos proveen fácil acceso para limpieza y los internos permiten la recuperación de energía siempre bajo vacío.

f.3. Equipos de vacío

Los eyectores de vapor de agua son usados para mantener las presiones absolutas bajas en el desodorizador. Para operaciones

de hasta 2 mmHg, se usan normalmente 4 eyectores de vapor y 2 etapas de condensación. El diseño de los eyectores depende de la presión del vapor motriz, carga del vapor de arrastre, carga de aceite, carga de no condensables (aire, gases inertes). Un estimado del consumo de vapor en los eyectores es de 5 a 10 veces el vapor de arrastre. El vapor motriz para estos sistemas de vacío es normalmente el 75% del vapor consumido en el proceso de desodorización. Los condensadores son diseñados de acuerdo al flujo de agua necesario para la condensación de los vapores generados en los eyectores. Los tipos de condensadores pueden ser de contacto directo o de superficie. En los condensadores de contacto directo los compuestos volátiles condensados son normalmente circulados en torres de enfriamiento y el exceso de agua circulante es derivado a los sistemas de alcantarillado o a las plantas de tratamiento de efluentes industriales. La alternativa ecológica son los condensadores de superficie donde el agua de enfriamiento se mantiene limpia

Para reducir el consumo de vapor, el último eyector de vapor para aire y no condensables puede ser reemplazado por una bomba de vacío de anillo líquido, esto reduce el 10 a 15% de consumo de vapor motriz, pero la selección de este equipo es determinada por un balance económico.

Otra manera de reducir el consumo de vapor es reduciendo la temperatura del agua circulante en los condensadores barométricos. El beneficio es el menor consumo de vapor, sin embargo, el consumo de energía eléctrica será mayor así como la inversión inicial. Este sistema realiza una mejor condensación de los compuestos odoríferos y está siendo cada vez más usado en las nuevas plantas de desodorización.

g) Sistemas comerciales de desodorización

En el mundo existen muchos fabricantes de desodorizadores. La selección del tipo de desodorizador depende de factores como:

- Sistema de vapor de arrastre.
- Recuperación de energía.
- Medio de calentamiento.
- Calidad final del producto desodorizado.
- Aplicación del desodorizador.
- Impacto ambiental.
- Capacidad.
- Número de cambios de productos.
- Inversión inicial
- Costos de operación.

Para la selección del equipo adecuado se debe de tener en cuenta que el precio más bajo no representa necesariamente la mejor compra. La desodorización puede ser realizada en tres tipos de equipos: discontinuos, semicontinuos y continuos.

g.1. Desodorización discontinua

Es el método más original utilizado para la desodorización de aceites comestibles y aún se mantienen en uso en algunas refinerías para el procesamiento de pequeños lotes de aceites especiales, capacidades menores a 50 toneladas por día o producción irregular. Tradicionalmente estos sistemas consisten de un recipiente al vacío que contiene un medio de calentamiento y enfriamiento por serpentines y vapor directo de arrastre, equipo de vacío por eyectores de vapor, caldera de generación de calor y

filtros. Estos sistemas pueden ser implementados con sistemas de recuperación de calor.

Las desventajas de este sistema son el alto consumo de vapor de arrastre, alto consumo de vapor en el sistema de vacío, dificultad en mantener una calidad constante, debido al reflujo en la parte superior de los compuestos volátiles condensados, y largos tiempos de desodorización, usualmente 6 a 10 horas.

g.2. Desodorización continua

Son los más preferidos para plantas de alta capacidad con pocos cambios de producto. Los sistemas continuos generalmente requieren una moderada inversión inicial y tienen una gran eficiencia térmica disminuyendo los costos de operación. Permiten un gradiente estable de temperatura durante el calentamiento y el enfriamiento. Permite una alta conservación de energía de hasta 80% de recuperación de calor. Por definición un sistema continuo en marcha es seleccionado cuando se dispone de una mínima variedad de aceites y los cambios de producto no son frecuentes. Cuando se realiza un cambio de producto se puede perder 60 o más minutos por lo que se recomienda como máximo uno o dos cambios de producto al día.

Dentro de los desodorizadores continuos existen dos tipos, el que realiza el calentamiento, enfriamiento y recuperación de calor fuera del desodorizador y el que hace todo, calentamiento, enfriamiento y recuperación de calor dentro del desodorizador. La transferencia de calor dentro del desodorizador es menos eficiente en la recuperación de calor, pero permite un cambio de producto más simple, siempre bajo vacío, por gravedad y con

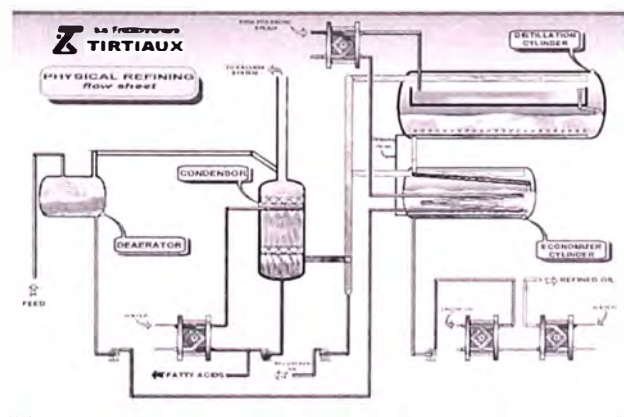
menor grado de contaminación. En cambio el drenado de los equipos de intercambio de calor fuera del desodorizador consume mucho tiempo y presenta un mayor riesgo a la contaminación.

Los desodorizadores continuos que usan intercambiadores externos para calentamiento, enfriamiento y recuperación de calor, incluyen dos pasos para garantizar la calidad óptima del aceite. Primero el aceite debe ser desareado antes de ser calentado a temperaturas mayores de 120°C. El aceite debe ingresar al desareador como una lluvia y para mejorar el resultado se debe calentar el aceite a 80°C. como mínimo. Con los desodorizadores de intercambio de calor interno el aceite tiene gran oportunidad de ser desareado conforme es calentado en el desodorizador.

El aceite caliente debe ser enfriado bajo vacío en contacto con el vapor hasta una temperatura de 140 a 150°C para evitar el riesgo de pérdida de calidad por oxidación.

Un tipo de desodorizador horizontal (Tirtiaux) basado en celdas contiguas, en el cual el aceite ingresa por un extremo , pasa a través de las celdas y descarga por el extremo opuesto al ingreso.

En este equipo el calentamiento, desodorización y enfriamiento se realiza en recipientes similares y están colocados uno



encima del otro, de acuerdo al ingreso del aceite. El vapor de arrastre es inyectado por múltiples orificios en cada celda. Los

vapores de destilación se reciben en un colector vertical que está conectado al sistema de condensación de ácidos grasos.

Otro tipo de desodorizadores está basado en una serie de compartimientos colocados verticalmente en un recipiente cilíndrico, en el que cada compartimiento está diseñado para una tarea específica (De Smet). Todas las operaciones: calentamiento, desodorización, enfriamiento y recuperación de calor son combinadas dentro del desodorizador. El vapor de arrastre es inyectado por múltiples serpentines combinados con bombas mamut. Los vapores de destilación son colectados en una chimenea central y se dirigen al condensador de ácidos grasos.

Los desodorizadores de columna empacada proveen un máxima superficie a volumen de lecho empacado. El aceite antes de ingresar a esta columna debe ser desareado y calentado. Una estructura empacada tiene normalmente un área de $250 \text{ m}^2/\text{m}^3$, altura de 4-8 m, capacidad de $\sim 10 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ a una caída de presión de 0,2-0,5 mbar/m (Alfa Laval). Estos sistemas tienen un menor consumo de vapor y un excelente arrastre de ácidos grasos, pero necesitan un compartimiento de retención al fondo para alcanzar la calidad deseada del aceite.

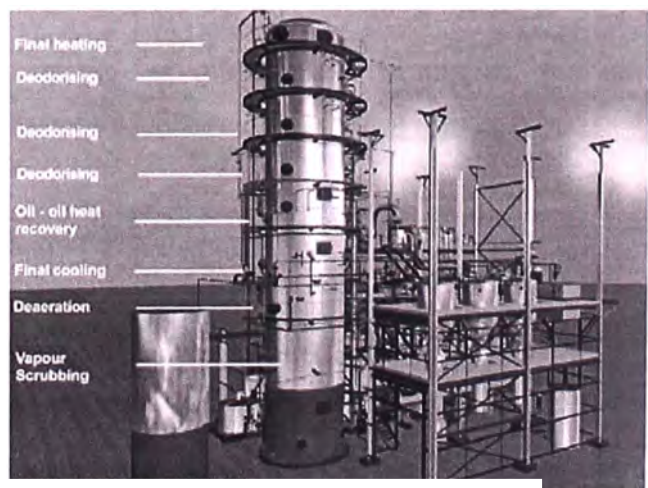
g.3. Desodorización semicontinua

El desodorizador semicontinuo tipo torre vertical fue desarrollado originalmente por A.E. Bailey en 1,946 por la Cía Girdler Corp. (Ahora conocida como Chemetron Votator) y que es ahora fabricado por S.A. De Smet (Bélgica).

El concepto del sucesivo procesamiento de lotes individuales de aceites y grasas fue para asegurar la máxima calidad de cada producto. Cada lote de producto está sujeta a condiciones idénticas de procesamiento, tiempo, temperatura, presión y vapor de arrastre. En estos sistemas no se permite diluciones, mezclas o cortocircuitos. En la figura se muestra un desodorizador DeSmet semicontinuo.

Como los mercados de las refinerías son cada vez más variados y complejos, especialmente con la variedad de los productos hidrogenados y múltiples tipos de aceites y mezclas de estos, este tipo de desodorizador permite manejar variedades de aceites y grasas con cero pérdida de producción y mínima contaminación durante los cambios de producto. Cero pérdidas de producción puede alcanzarse por el cuidadoso manejo de los desodorizados y definiendo que aceites pueden tolerar una pequeña cantidad de contaminación del lote precedente. Los desodorizadores semicontinuos pueden manejar satisfactoriamente hasta 15 cambios de producto por día; un desodorizador puede tener tantos productos como compartimientos tenga.

Este tipo de desodorizadores necesita un buen medio de calentamiento debido a los picos de requerimiento de calor durante los cambios de producto. Se estima que la recuperación de calor es del 50%, que



resulta mucho menor que el 80% de un desodorizador continuo, pero que no permite cambios tan sencillos de producto. El diseño de nuevos equipos con termosifones y generación de vapor de baja presión puede maximizar la recuperación de energía.

Aún con el mayor costo de inversión inicial y los costos mayores de operación por el consumo de energía, se debe considerar que este tipo de desodorizadores son la solución para refinerías que manejan una gran variedad de productos.

Varios de los desodorizadores semicontinuos fueron diseñados originalmente con doble casco, siendo el casco externo de acero al carbono y conteniendo compartimentos internos de acero inoxidable en contacto con el aceite. El concepto de doble casco fue orientado a no permitir el ingreso de oxígeno al sistema por algún tipo de picadura. Actualmente para reducir los costos de inversión inicial solo se diseñan desodorizadores semicontinuos con casco simple los que permiten una observación del proceso a través de mirillas.

g.4. Fabricantes de desodorizadores

La siguiente lista muestra las principales compañías que se dedican a la fabricación de desodorizadores en el mundo:

- Alfa Laval, Tumba, Sweden.
- Andreotti, Firenze, Italy.
- Campro Agra Limited, Mississauga, Canadá.
- Costruzioni Meccaniche Berardini (CMB), Rome, Italy
- Crown, USA.
- DeSmet, Edegem Antwerp, Belgium.

- EMI Corporation, Des Plaines, Illinois, USA.
- Frans Kirchofeld GmbH & Co. KG, Dusseldorf, Germany
- H.L.S. Ltd., Petach Tivka, Israel
- Kirchofeld, Germany.
- Krupp Maschinentechnik GmbH, Hamburg, Germany
- Lurgi GmbH, Frankfurt, Germany
- Oiltek, Malasia.
- Masiero Industrial S.A., Sao Paulo, Brasil
- Sket, Germany.
- Tirtiaux S.A., Fleurus, Belgium

III.C.2.- Ecuaciones de diseño aplicables al proceso de desodorización

El proceso de desodorización al igual que otros procesos se rige por ecuaciones de diseño específicas y por ecuaciones generales a todos los procesos. En esta sección se muestran las ecuaciones necesarias para diseñar un proceso de desodorización.

a) Vapor necesario para desodorización

Cálculo del vapor de arrastre:

La operación de desodorización por arrastre de vapor toma como base las leyes fundamentales de RAOULT y de DALTON

Ley de RAOULT

$$P_A = x_A \cdot P_A^O (T) \quad (1)$$

Ley de DALTON

$$P_A = y_A \cdot P_T \quad (2)$$

Definiciones

P_A = Presión parcial del componente volátil en la superficie.

x_A = Fracción molar del componente volátil en el líquido.

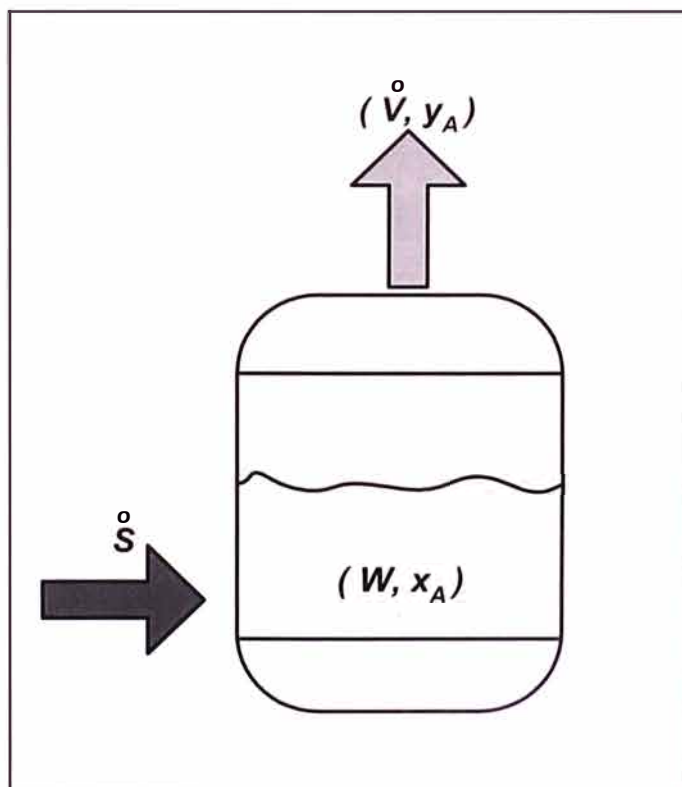
$P_{A(T)}^o$ = Presión de vapor del componente volátil en estado puro a la temperatura de desodorización.

y_A = Fracción molar del componente volátil en el vapor.

P_T = Presión total del sistema.

Para un proceso discontinuo o por lotes, el balance de materia en base molar es:

$$\frac{dW}{dt} = \dot{S} - \dot{V} \quad (3)$$



La fase líquida se compone de triglicéridos, ácidos grasos libres y demás componentes volátiles. La fase vapor está constituida por:

ácidos grasos libres, vapor de agua y demás componentes volátiles. Tomando como componente clave los ácidos grasos libres, representativos del componente más volátil del aceite, se cumple de (1) y (2):

$$x_A \cdot P_{A(T)}^o = y_A \cdot P_T \quad (4)$$

Válida únicamente para un sistema ideal cuyo coeficiente de actividad $\gamma_A = 1$, en sistemas reales puede variar según el tipo de aceite con valores que oscilan entre 0,63 a 1,4 del modo siguiente:

$$x_A \cdot \lambda_A \cdot P_{A(T)}^o = y_A \cdot P_T \quad (5)$$

Luego, el balance para el componente volátil (ácidos grasos libres) es:

$$\frac{d(W \cdot x_A)}{dt} = -\overset{o}{V} \cdot y_A \equiv -\overset{o}{V} \cdot \frac{x_A \cdot P_{A(T)}^o}{P_T} \quad (6)$$

Siendo el triglicérido el constituyente que queda prácticamente inalterado, se considera por hipótesis que:

$$W \cong W \text{ (constante)}$$

Reemplazando el valor de $\overset{o}{V}$, de la ecuación (3) en la ecuación (6) se obtiene:

$$W \cdot \frac{dx_A}{dt} = \left(\frac{dW}{dt} - \overset{\circ}{S} \right) \cdot \frac{x_A \cdot P_{A(T)}^{\circ}}{P_T} \quad (7)$$

De la ecuación (7), la variación de W es debida solo a la variación de x_A :

$$\frac{dW}{dt} = W \cdot \frac{dx_A}{dt} \quad (8)$$

Reemplazando la ecuación (8) en la ecuación (7) tenemos :

$$W \cdot \frac{dx_A}{dt} = \left(W \cdot \frac{dx_A}{dt} - \overset{\circ}{S} \right) \cdot \frac{x_A \cdot P_{A(T)}^{\circ}}{P_T} \quad (9)$$

El desarrollo de la ecuación diferencial y la agrupación para integración de los términos resulta en:

$$-\frac{W \cdot P_T}{P_{A(T)}^{\circ}} \int_{x_{Ai}}^{x_{Af}} \frac{dx_A}{x_A} + W \int_{x_{Ai}}^{x_{Af}} dx_A = \int_0^t \overset{\circ}{S} \cdot dt \quad (10)$$

Llamando:

$$\int_0^t \overset{\circ}{S} \cdot dt \cong S \quad (11)$$

La integración de la ecuación (10) tomando en cuenta la ecuación (11) determina la cantidad de vapor que se consume en la desodorización discontinua:

$$S = \frac{P_T \cdot W}{P_{A(T)}^o \cdot K} \ln \left(\frac{x_{Ai}}{x_{Af}} \right) - W \cdot (x_{Ai} - x_{Af}) \quad (12)$$

S : Flujo de vapor (Kg.-mol).

P_T : Presión total del sistema (mbar abs.).

$P_{A(T)}^o$: Presión parcial del componente volátil (mbar abs.).

W : Tamaño del lote de desodorización (Kg.-mol).

x_{Ai} : Concentración inicial del componente volátil (% molar).

x_{Af} : Concentración final del componente volátil (% molar).

K : Coeficiente de actividad (adimensional).

El factor K es el coeficiente de actividad λ_i que significa la eficiencia de la destilación tomando en cuenta el tipo de aceite a procesar y las características del equipo, el valor de K oscila entre 0,63 a 1.4. El segundo término de la ecuación es prácticamente insignificante y no altera el resultado si para efectos prácticos solo se considera el primer término de la ecuación (10, 19).

b) Flujo de vapor de desodorización a través de placas de orificio

El cálculo del flujo de vapor es fundamental para el éxito de la desodorización y para mantener la turbulencia que aumenta el coeficiente de transferencia de calor durante el intercambio de calor (5).

$$q_v = 1,6534.Y.C.d^2.\sqrt{\Delta P.\rho} \quad (13)$$

$$q'_v = 1,2594.Y.C.d^2.\sqrt{\Delta P.\rho} \quad (14)$$

q_v : Flujo de vapor (Nm³/h).

q'_v : Flujo de vapor (Kg/h).

Y : Factor neto de expansión (adimensional).

C : Coeficiente de flujo (adimensional).

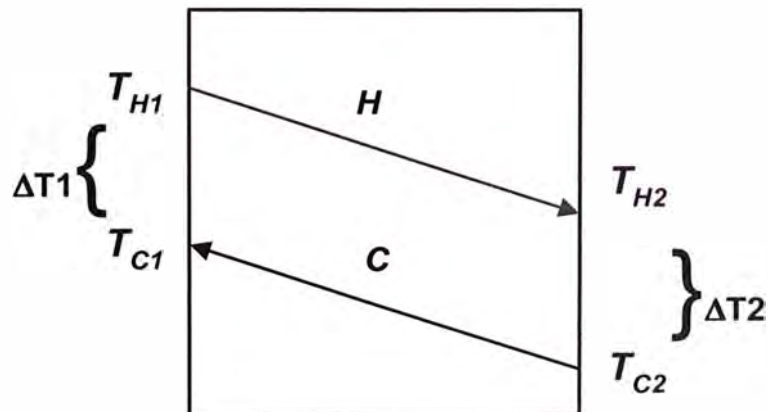
d : Diámetro del orificio (mm).

ΔP : Variación de presión (barg).

ρ : Densidad (Kg/m³).

c) Balance de energía térmica para el sistema de calentamiento

Cuando se realiza la transferencia de calor por contacto indirecto entre dos fluidos, la transferencia de calor está limitada por las características físicas del intercambiador de calor y por las características de los fluidos (2,4,8).



El coeficiente global de transferencia está definido como:

$$Q = U.A.LMTD \quad (15)$$

la LMTD está definida por:

$$LMTD = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (15-a)$$

Las ecuaciones de balance de energía para cada fluido son:

$$Q = H.Cp.(T_{H1} - T_{H2}) \quad (16)$$

$$Q = C.Cp.(T_{C1} - T_{C2}) \quad (17)$$

Q : Calor intercambiado (Kcal/h).

U : Coeficiente global de transferencia de calor (Kcal/h.m².°C).

A : Área de transferencia (m²).

$LMTD$: Media logarítmica de la diferencia de temperaturas (°C).

Cp : Capacidad calorífica (Kcal/Kg.°C).

T : Temperatura (°C).

C y H : Flujos máxicos (Kg/h).

d) Flujo de vapor a través de las toberas de los eyectores de vacío

El flujo de vapor a través de las toberas de los eyectores de vacío es calculado de acuerdo a la ecuación de flujo de fluidos compresibles (13,17,18).

$$Mv = C.A \sqrt{2.P.\rho \cdot \frac{\kappa}{\kappa+1} \cdot \left(\frac{2}{\kappa+1}\right)^{\frac{2}{\kappa-1}}} \quad (18)$$

Conociendo las características de las toberas y sabiendo que se usa vapor de agua saturado como fluido motriz, las constantes de la ecuación son:

C : Coeficiente de descarga del orificio (0,97).

κ : Exponente adiabático (1,3).

Reemplazando estos valores convenientemente en la ecuación tenemos:

$$Mv = 0,5787.d^2 \cdot \sqrt{P.\rho} \quad (19)$$

donde :

Mv : Flujo de vapor (Kg/h).

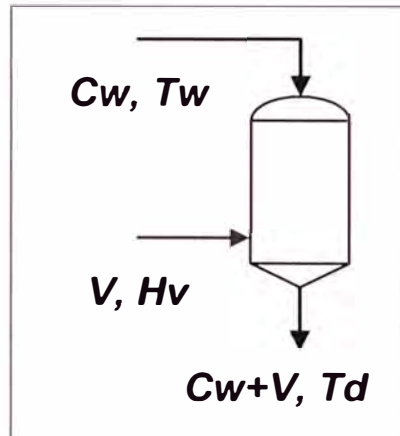
d : Diámetro de la tobera (mm).

P : Presión absoluta en la entrada de la tobera (bar abs.).

ρ : Densidad (Kg/m³).

e) Cantidad de agua para condensación

El objetivo del condensador barométrico principal es realizar el cambio de fase de gas a líquido del vapor de agua proveniente de los eyectores, termocompresores y del vapor directo de condensación (13,17,18).



Balace de energía

$$V.H_v + C_w.T_w.C_p = (C_w + V).T_d.C_p$$

Resolviendo para C_w tenemos:

$$C_w = \frac{V.(H_v - T_d.C_p)}{C_p.(T_d - T_w)} \quad (20)$$

V : Flujo de vapor (Kg/h).

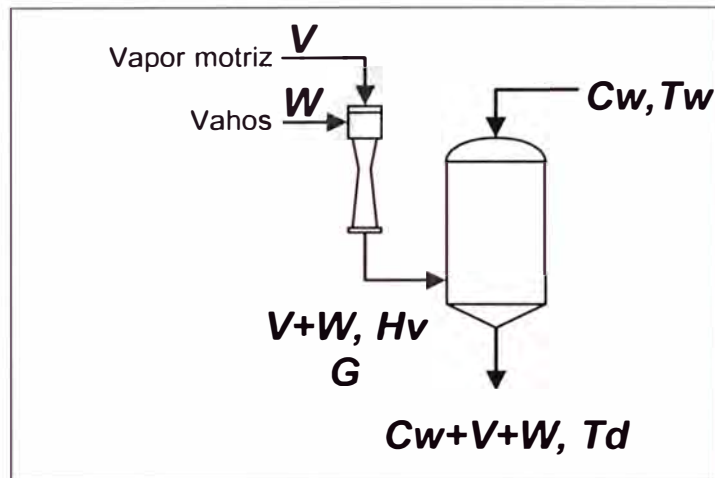
C_w : Flujo de agua (Kg/h).

T : Temperaturas ($^{\circ}\text{C}$).

H : Entalpía absoluta (Kcal/Kg).

C_p : Capacidad calorífica (Kcal/Kg. $^{\circ}\text{C}$).

Para el condensador secundario, la carga de vapor a condensar viene determinada por la mezcla de aire que sale del condensador principal en equilibrio con el vapor asociado (vapos) más el vapor motriz del eyector previo.



El vapor de agua en equilibrio con el vapor de aire está relacionado de acuerdo a la ley de presiones parciales de Dalton:

$$W = G \cdot \frac{M_v \cdot P_v}{M_g \cdot P_g} \quad (21)$$

W : Flujo de vapor (Kg/h).

G : Flujo de aire (Kg/h).

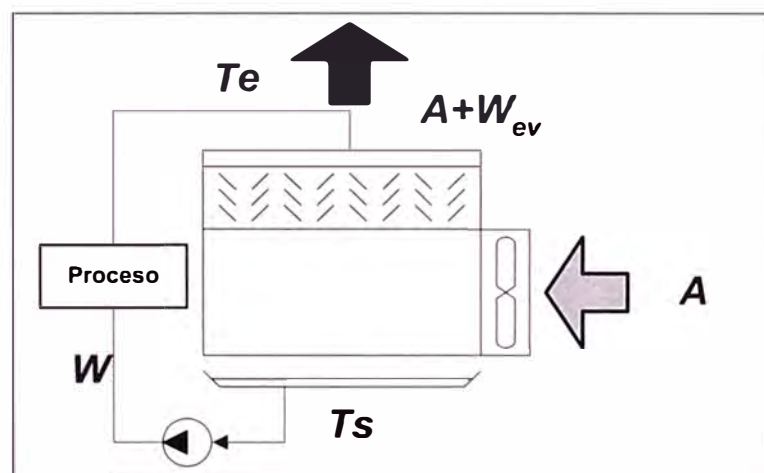
M : Peso molecular (Kg/K-mol).

P : Presión parcial (mbar abs).

Todos los términos del lado derecho de la ecuación son conocidos. La presión parcial del vapor de agua es determinada de acuerdo a la temperatura del condensador principal, la presión del aire resulta de la resta entre la presión total del condensador (dato de diseño) y la presión parcial del vapor de agua a la temperatura del condensador principal. El flujo horario de aire es igual a la capacidad del sistema de vacío (dato de diseño). El cálculo de flujo de agua para el condensador secundario debe considerar el vapor arrastrado y el vapor motriz del eyector. El consumo de agua se calcula usando la ecuación 20.

f) Operación de la torre de enfriamiento

El funcionamiento de una torre de enfriamiento es aproximadamente adiabático, de modo que el calor entregado por el agua al enfriarse se emplea totalmente en evaporar parte del agua e incrementar la entalpía del aire húmedo (22).



El balance de energía es el siguiente:

$$Q = W.(T_e - T_s) = W_{ev}.\lambda_{ev} + A.(h_s - h_a) \quad (22)$$

El agua que se evapora se incorpora al aire como humedad, de modo que se puede plantear el siguiente balance de masa para el agua:

$$W_{ev} = A.(H_s - H_a) \quad (23)$$

De la ecuación (23), se reemplaza A en la ecuación (22) y se obtiene la cantidad evaporada de agua en función del flujo de circulación de agua y los parámetros de operación.

$$W_{ev} = W \cdot \frac{(T_e - T_s)}{\left(\lambda_{ev} + \frac{(h_s - h_a)}{(H_s - H_a)}\right)} \quad (24)$$

Q : Calor transferido (Kcal/h).

W : Flujo de agua (Kg/h).

W_{ev} : Flujo de agua evaporada (Kg/h).

A : Flujo de aire (Kg/h).

λ_{ev} : Entalpía de vaporización (Kcal/Kg).

T_e : Temperatura del agua a la entrada (°C).

T_s : Temperatura del agua a la salida (°C).

H : Humedad absoluta (Kg/Kg).

h : Entalpía de aire húmedo (Kcal/Kg).

g) Medios de calentamiento

La necesidad de calor para elevar la temperatura del aceite viene dada por la diferencia entre la temperatura de desodorización y la temperatura del aceite después de la recuperación de calor. Los factores f_1 y f_2 están relacionados a las pérdidas y a la eficiencia de combustión (6,8,19).

$$Q = M \cdot C_p \cdot (T_s - T_e) \cdot f_1 \cdot f_2 \quad (25)$$

La necesidad de combustible está basada en el tipo de combustible utilizado

$$F = \frac{Q}{H} \quad (26)$$

- Q : Calor intercambiado (Kcal/h).
 M : Flujo del fluido a calentar (Kg/h).
 C_p : Capacidad calorífica (Kcal/Kg.°C).
 T_s : Temperatura de salida (°C).
 T_e : Temperatura de ingreso (°C).
 H : Calor de combustión (Kcal/Nm³, Kcal/gal).
 F : Flujo del combustible (Nm³/h, gal/h).
 f_1 : Factor por pérdidas de calor al ambiente (adimensional).
 f_2 : Factor de eficiencia de caldera (adimensional).

h) Cálculo de bombas

La selección de sistemas de bombeo se basa en la determinación de las pérdidas de carga del sistema. La ecuación de Darcy-Weisbach o fórmula de Fanning determina la pérdida por fricción en tuberías (1,5,15).

$$h_f = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{V^2}{2g} \quad (27)$$

Para calcular la pérdida por fricción a través de los accesorios se simplifica la ecuación (27) y se sustituye por el término K, que es un dato proporcionado por los fabricantes de los accesorios.

$$h_f = K \cdot \frac{V^2}{2g} \quad (28)$$

El cálculo del factor de fricción f para números de Reynolds menores de 2.000 es:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (29)$$

El cálculo de f para números de Reynolds mayores de 4.000 es de acuerdo a la ecuación de Colebrook:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \cdot \text{Log}_{10} \left\{ \frac{\varepsilon}{3,7 \cdot D} + \frac{2,51}{Re \cdot \sqrt{f}} \right\} \quad (30)$$

Entre los valores de 2.000 y 4.000, es preferible usar el mayor valor del coeficiente de fricción para evitar el subdimensionamiento del sistema. La determinación del factor de fricción de la ecuación (30), se calcula por iteración y coincide exactamente con los valores presentados en el diagrama de Moody.

h_f : Pérdida de energía por fricción (m).

f : Factor de fricción (adimensional).

L : Longitud de la tubería (m).

D : Diámetro interno de la tubería (m).

V : Velocidad en la tubería (m/s).

g : Constante de la gravedad (m/s^2).

Re : Número de Reynolds (adimensional).

ε : Rugosidad absoluta (m).

i) Cálculo de válvulas de control

El flujo de líquidos a través de las válvulas de control está definido por la ecuación (31). Los fabricantes de válvulas de

control proporcionan el valor del C_v como dato fundamental para la selección (5,20).

$$Q = C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}} \quad (31)$$

Q : Flujo (gpm)

C_v : Coeficiente de descarga

ΔP : Variación de presión (psi)

ρ : Densidad específica (adimensional)

III.D.- Desarrollo de la solución planteada

III.D.1.- Cálculo de equipos principales

En esta fase se realiza el cálculo de los principales equipos necesarios para cumplir con el objetivo del proyecto y además se define la necesidad de realizar las modificaciones o adquisición de nuevos equipos.

a) Vapor necesario para desodorización

El flujo de vapor directo es calculado usando la ecuación (12) en la Tabla 1. Se presentan 4 diferentes juegos de datos, en función de las características y cantidad de ácido graso a destilar. En la penúltima fila se muestra el resultado del vapor mínimo necesario y en la última fila el vapor disponible calculado de acuerdo a la presión de vapor y el diámetro de las placas de orificio mostrados en la Tabla 2. En la columna IV, se muestra la condición más extrema a la que puede trabajar el desodorizador sin afectar la calidad del aceite desodorizado. De acuerdo a los resultados el vapor directo necesario para la desodorización está por debajo de la cantidad de vapor que se suministra realmente. El flujo de aceite de 8,3 t/h corresponde a una capacidad de desodorización de 200 tpd y el de 12,5 t/h corresponde a una capacidad de 300 tpd.

La presión de vapor del componente a destilar es tomada considerando como elemento clave a los ácidos grasos, por que este componente mayoritario que se obtiene como destilado. En el apéndice se muestran las relaciones entre las variables de operación.

Tabla 1
Vapor necesario para desodorización

	Unidad	I	II	III	IV
Presión del sistema	mbar abs	2	2	2	2
Presión de vapor (Ac. Grasos)	mbar abs	10	10	10	10
PM aceite	Kg/Kg-mol	884	884	884	884
PM ác. Graso	Kg/Kg-mol	282	282	282	282
Flujo de aceite	t/h	8,3	8,3	12,5	12,5
	Kg-mol/h	9,4	9,4	14,1	14,1
Tiempo de desodorización	h	1,5	1,5	1,0	1,0
Conc. Inicial	% acidez	0,15%	0,20%	0,10%	0,20%
	% molar	0,47%	0,63%	0,31%	0,63%
Conc. Final	% acidez	0,03%	0,03%	0,03%	0,03%
	% molar	0,09%	0,09%	0,09%	0,09%
Vapor mínimo	Kg/h	36	43	61	96
Vapor disponible	Kg/h	119	119	119	119

b) Vapor directo total

El vapor directo además de ser usado como medio para la destilación, es usado como medio de agitación para mantener la turbulencia del aceite a calentar en los equipos en los que se lleva a cabo la transferencia de calor. Se usan las ecuaciones (13) y (14) para calcular el flujo de vapor directo a través de las placas de orificio. El resultado muestra que el dimensionamiento de las placas de orificio permite el flujo de vapor necesario para la desodorización y agitación y además que el flujo total está por debajo de la cantidad que puede manejar el sistema de vacío, que es de 200 Kg/h como máximo. Los puntos de ingreso de vapor se muestran en el nuevo PID.

Tabla 2**Flujo total de vapor directo**Factor de expansión **Y =** 0,7Coeficiente de flujo **C =** 0,6

Equipo	Cantidad	Diám. mm.	Presión		Temp. °C	Vapor			
			Ingreso barg.	Salida barg.		Densidad Kg/m ³	Flujo		
							ρ	qv	
821A-L	12	1,5	0,8	-0,8	250	0,76	21	16	
821A-C	1	4	0,8	-0,8	250	0,76	12	9	
821B	2	3	1	-0,8	250	0,84	15	12	
822-L	6	1,5	1	-0,8	250	0,84	12	9	
822-P	1	4	1	-0,8	250	0,84	14	10	
822-G *	6	4	0,8	-0,8	250	0,76	73	56	
822-K *	6	3	0,8	-0,8	250	0,76	41	31	
822-X *	6	3	0,8	-0,8	250	0,76	41	31	
880-ABC	1	4	0,5	-0,8	250	0,63	10	8	
880-D	1	2	0,5	-0,8	250	0,63	3	2	
880-D	1	2,5	0,5	-0,8	250	0,63	4	3	
Flujo total								246	187

* Vapor usado solo en la desodorización

c) Balance de Energía del aceite desodorizado

El aceite desodorizado es calentado desde el ingreso, recuperando energía del aceite de salida y calentándose con la caldera de fluido térmico. Durante las sucesivas etapas de recuperación de calor y calentamiento se resuelven las ecuaciones (15), (15-a), (16) y (17) para el calor intercambiado y para las temperaturas de salida de los fluidos. El coeficiente de transferencia global U es suministrado por los fabricantes de los equipos. Las ecuaciones son resueltas para cada juego de parámetros del proceso de desodorización, en los que fundamentalmente, se varía el flujo de ingreso desde 200 tpd hasta 300 tpd.

c.1. Economizador 881A

La ventaja de instalar este equipo es la recuperación de energía del aceite de salida y transferirlo al aceite de entrada. Esto va a representar un ahorro de combustible y consecuentemente disminuye los costos operativos. En la columna IV se muestra la simulación para un posible economizador con el doble de área de transferencia.

Tabla 3**Balance de Energía en el Economizador 881A**

881A	Unidad	I	II	III	IV
Flujo de aceite	t/h	8,3	10,4	12,5	12,5
Cp	Kcal/Kg.°C	0,51	0,51	0,51	0,51
Area de transferencia	m ²	12,3	12,3	12,3	24,7
Coeficiente global	Kcal/h.m ² .°C	425	425	425	425
<u>Lado caliente</u>					
Salida	°C	95	103	110	85
Ingreso	°C	175	175	175	175
<u>Lado frio</u>					
Ingreso	°C	30	30	30	30
Salida	°C	110	102	96	120
LMTD	°C	65	73	80	55

c.2. Desareador 802

Tabla 4**Balance de energía en el Desareador 802**

802	Unidad	I	II	III	IV
Flujo de aceite	t/h	8,3	10,4	12,5	12,5
Cp	Kcal/Kg.°C	0,51	0,51	0,51	0,51
Area de transferencia	m ²	60	60	60	60
Fluido térmico	m ³ /h	20	20	20	20
	Kg/l	0,72	0,72	0,72	0,72
	Kcal/Kg.°C	0,65	0,65	0,65	0,65
Coefficiente global	Kcal/h.m ² .°C	30	30	30	30
<u>Lado caliente</u>					
Salida	°C	216	214	212	216
Ingreso	°C	235	235	235	235
<u>Lado frío</u>					
Ingreso	°C	110	102	96	120
Salida	°C	152	139	128	148
LMTD	°C	94	104	112	92

c.3. Calentador 821A

Tabla 5**Balance de Energía en el Calentador 821A**

821A	Unidad	I	II	III	IV
Flujo de aceite	t/h	8,3	10,4	12,5	12,5
Cp	Kcal/Kg.°C	0,51	0,51	0,51	0,51
Area de transferencia	m ²	35	35	35	35
Fluido térmico	m ³ /h	31	31	31	31
	Kg/l	0,72	0,72	0,72	0,72
	Kcal/Kg.°C	0,65	0,65	0,65	0,65
Coefficiente global	Kcal/h.m ² .°C	150	150	150	150
<u>Lado caliente</u>					
Salida	°C	251	246	241	246
Ingreso	°C	275	275	275	275
<u>Lado frío</u>					
Ingreso	°C	152	139	128	148
Salida	°C	234	218	203	213
LMTD	°C	66	79	91	79

c.4. Calentador 821B

Tabla 6**Balance de Energía en el Calentador 821B**

821B	Unidad	I	II	III	IV
Flujo de aceite	t/h	8,3	10,4	12,5	12,5
Cp	Kcal/Kg.°C	0,51	0,51	0,51	0,51
Area de transferencia	m ²	26	26	26	26
Fluido térmico	m ³ /h	23	23	23	23
	Kg/l	0,72	0,72	0,72	0,72
	Kcal/Kg.°C	0,65	0,65	0,65	0,65
Coeficiente global	Kcal/h.m ² .°C	150	150	150	150
<u>Lado caliente</u>					
Salida	°C	266	261	257	260
Ingreso	°C	275	275	275	275
<u>Lado frío</u>					
Ingreso	°C	234	218	203	213
Salida	°C	256	245	233	238
LMTD	°C	25	37	48	42

c.5. Desodorizador 822

Tabla 7**Balance de Energía en el Desodorizador 822**

822	Unidad	I	II	III	IV
Flujo de aceite	t/h	8,3	10,4	12,5	12,5
Cp	Kcal/Kg.°C	0,51	0,51	0,51	0,51
Area de transferencia	m ²	25	25	25	25
Fluido térmico	m ³ /h	22	22	22	22
	Kg/l	0,72	0,72	0,72	0,72
	Kcal/Kg.°C	0,65	0,65	0,65	0,65
Coeficiente global	Kcal/h.m ² .°C	150	150	150	150
<u>Lado caliente</u>					
Salida	°C	271	268	264	266
Ingreso	°C	275	275	275	275
<u>Lado frío</u>					
Ingreso	°C	256	245	233	238
Salida	°C	266	258	249	253
LMTD	°C	11	20	29	25

c.6. Enfriador 880-ABC

Tabla 8**Balance de Energía en el Enfriador 880-ABC**

880ABC	Unidad	I	II	III	IV
Area de transferencia	m ²	30	30	30	30
Fluido térmico	m ³ /h	20	20	20	20
	Kg/l	0,72	0,72	0,72	0,72
	Kcal/Kg.°C	0,65	0,65	0,65	0,65
<u>Lado caliente</u>					
Salida	°C	224	222	216	225
Ingreso	°C	266	258	249	253
<u>Lado frío</u>					
Ingreso	°C	216	214	212	216
Salida	°C	235	235	235	235
<u>LMTD</u>	°C	18	14	8	13
U necesario	Kcal/h.m ² .°C	18	22	38	24
U disponible	Kcal/h.m ² .°C	150	150	150	150

c.7. Enfriador 880-D

Anteriormente el aceite se enfriaba en este compartimiento con agua blanda que disipaba la energía a la atmósfera en una torre de enfriamiento, ahora se enfría evaporando agua desmineralizada, de este modo se recupera la energía en forma de vapor de baja presión.

Tabla 9**Balance de Energía en el Enfriador 880-D**

880D	Unidad	I	II	III	IV
Area de transferencia	m ²	20	20	20	20
<u>Lado caliente</u>					
Flujo	t/h	8,3	10,4	12,5	12,5
Cp	Kcal/Kg.°C	0,51	0,51	0,51	0,51
Salida	°C	175	175	175	175
Ingreso	°C	224	222	216	225
<u>Vapor saturado</u>					
dHv	Kcal/Kg	625	625	625	625
generación	Kg/h	335	396	423	515
LMTD	°C	61	60	58	62
U calculado	Kcal/h.m ² .°C	170	205	227	260
U disponible	Kcal/h.m ² .°C	250	250	250	250

c.8. Enfriador 881B

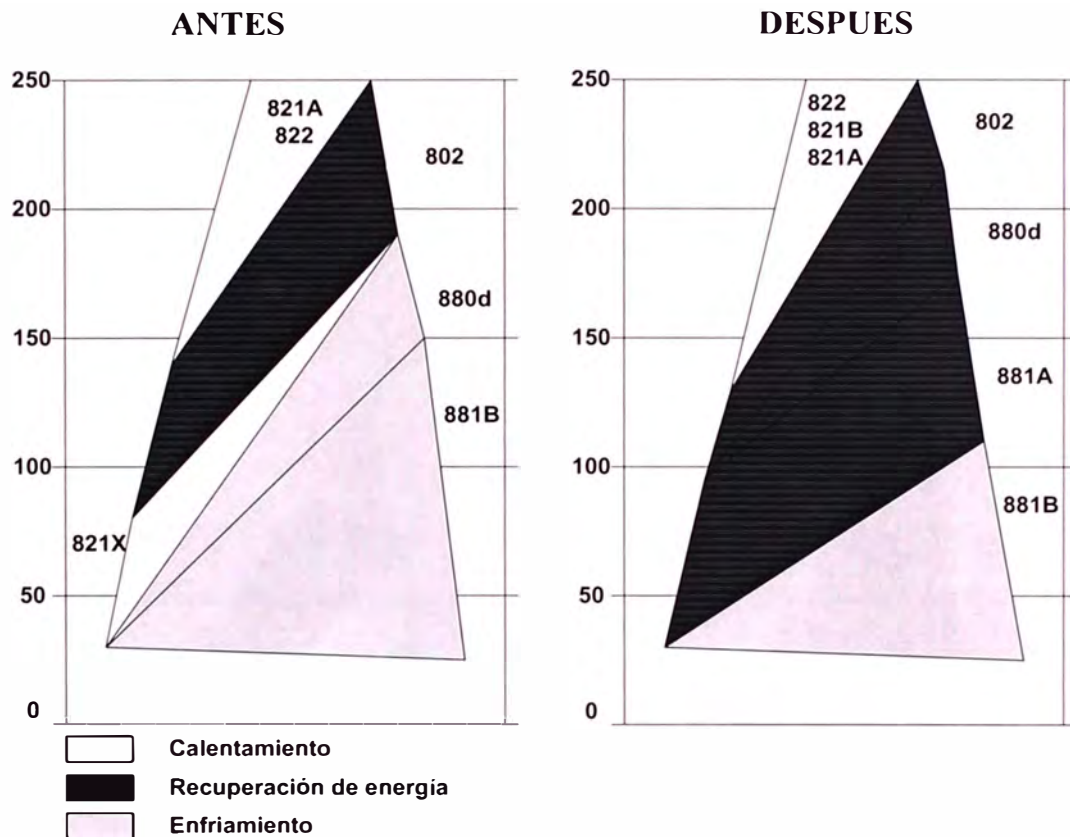
Este equipo es el enfriador final de aceite, se usa para llevar la temperatura de aceite a la temperatura de almacenamiento (máximo 30°C).

Tabla 10**Balance de Energía en el Enfriador 881-B**

881B	Unidad	I	II	III	IV
Flujo de aceite	t/h	8,3	10,4	12,5	12,5
Cp	Kcal/Kg.°C	0,51	0,51	0,51	0,51
Area de transferencia	m ²	42,8	42,8	42,8	42,8
Coeficiente global	Kcal/h.m ² .°C	430	430	430	430
<u>Lado caliente</u>					
Salida	°C	23	26	30	33
Ingreso	°C	110	102	96	120
<u>Lado frío</u>					
Ingreso	°C	20	20	20	20
Salida	°C	45	47	48	57
LMTD	°C	21	22	24	31

c.9. Recuperación de Energía

Durante la modificación del proceso se consideró fundamental aumentar la recuperación de energía. Después de realizar la desodorización del aceite, este debe enfriarse. Las tecnologías proveen los equipos adecuados para la recuperación de calor, pero el balance térmico es el que determina donde es factible recuperar energía. Esta energía se puede aprovechar en el mismo proceso o puede exportarse en forma de energía aprovechable (7). En los gráficos de energía se muestra la zona sombreada como la energía aprovechada en el mismo proceso o exportada. En la situación actual la cantidad de energía recuperada ha aumentado.



En el diseño original, la cantidad de recuperación de energía solo era posible gracias al sistema auxiliar de fluido térmico. Usando la definición de recuperación de energía en sistemas de desodorización, el diseño original solo recuperaba:

$$\% = \frac{(250 - 190)}{(250 - 30)} \% = 27\%$$

Por el contrario, en el nuevo diseño la cantidad de recuperación de energía aprovechable es posible por la instalación del mismo sistema auxiliar de fluido térmico, el economizador 881A y el sistema de evaporación de agua 845LP. La recuperación en el nuevo diseño es de:

$$\% = \frac{(250 - 110)}{(250 - 30)} \% = 67\%$$

Este valor de recuperación de energía impacta directamente en la disminución del consumo de vapor y combustible, obteniéndose como resultado final menores costos de operación.

d) Caldera de fluido Térmico

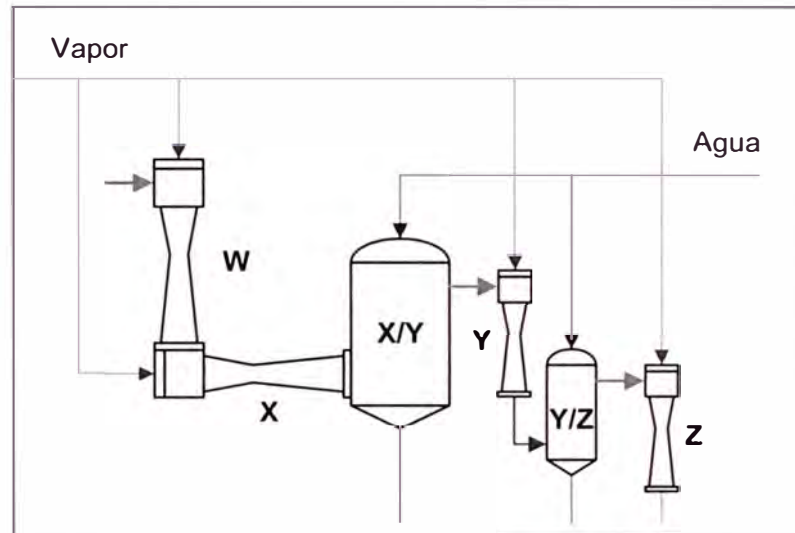
Para los juegos de valores seleccionados se calcula para verificar que sean inferiores a la capacidad de la caldera de fluido térmico. En todos los casos, la capacidad de la caldera está por encima del requerimiento del sistema. La caldera es capaz de entregar 1.000.000 Kcal/h.

Tabla 11
Balance térmico del medio de calentamiento

Caldera 890	Unidad	I	II	III	IV
Flujo de aceite	t/h	8,3	10,4	12,5	12,5
Cp	Kcal/Kg.°C	0,51	0,51	0,51	0,51
Temperaturas					
Salida		266	258	249	253
Entrada		152	139	128	148
Calor teórico	Kcal/h	483.203	633.656	771.094	670.618
Pérdidas estimadas	%	10%	10%	10%	10%
Calor entregado	Kcal/h	531.523	697.022	848.204	737.680
Eficiencia de caldera	%	85%	85%	85%	85%
Calor total	Kcal/h	625.321	820.026	997.887	867.859
Diesel-2	Kcal/gal	33.000	33.000	33.000	33.000
	gal/h	18,9	24,8	30,2	26,3
Gas natural	Kcal/Nm ³	9.300	9.300	9.300	9.300
	Nm ³ /h	67,2	88,2	107,3	93,3

e) Cálculo del vapor para los turbocompresores y eyectores

El sistema de vacío está compuesto por 2 turbocompresores: W y X, dos eyectores: Y y Z, dos condensadores barométricos X/Y é Y/Z



El consumo de vapor por cada etapa está definido por las ecuaciones (18) y (19). De acuerdo al diagrama anterior se identifica cada uno de los 4 consumos de vapor en el sistema de vacío 841A. Se han simulado los consumos para valores de presión entre 8, 9 y 10 barg.

Tabla 12

Consumos de vapor del equipo de vacío a diferentes presiones de vapor

841A	Unidad	W	X	Y	Z
Diámetro del orificio	mm	9,9	17,0	5,3	5,1
Presión de vapor	barg	8	8	8	8
Presión de vapor	bara	9	9	9	9
Densidad del vapor	Kg/m ³	4,66	4,66	4,66	4,66
Flujo de vapor	Kg/h	367	1.083	105	97
Total del vapor	Kg/h				1.652

841A	Unidad	W	X	Y	Z
Diámetro del orificio	mm	9,9	17,0	5,3	5,1
Presión de vapor	barg	9	9	9	9
Presión de vapor	bara	10	10	10	10
Densidad del vapor	Kg/m ³	5,15	5,15	5,15	5,15
Flujo de vapor	Kg/h	407	1.200	117	108
Total del vapor	Kg/h				1.831

841A	Unidad	W	X	Y	Z
Diámetro del orificio	mm	9,9	17,0	5,3	5,1
Presión de vapor	barg	10	10	10	10
Presión de vapor	bara	11	11	11	11
Densidad del vapor	Kg/m ³	5,64	5,64	5,64	5,64
Flujo de vapor	Kg/h	447	1.317	128	119
Total del vapor	Kg/h				2.010

Otro método para calcular el vapor necesario para los termocompresores es de acuerdo a las tablas de los fabricantes o “blue books”. A continuación se muestra cual sería la cantidad de vapor para los termocompresores usando tablas de fabricantes de sistemas de vacío.

Tabla 13

Consumos de vapor del equipo de vacío (datos de fabricantes)

W+X		
Presión en succión (p1)	mbar	2
Presión en la descarga (p3)	mbar	59
Relación de compresión		29,5
Consumo específico (tablas)	Kg/Kg	7,25
Vapor directo	Kg/h	200
W+X	Kg/h	1.450
X		
Presión de succión (p1*p3) ^{0.5}	mbar	10,9
Relación de compresión		5,4
Consumo específico (tablas)	Kg/Kg	1,7
W	Kg/Kg	411
X	Kg/Kg	1.039

Como se puede apreciar los resultados son casi idénticos a los flujos calculados de acuerdo a los diámetros de las toberas y a la presión de trabajo del vapor (8 barg)

f) Consumo de agua en los condensadores

El flujo de agua necesario para los condensadores se calcula usando las ecuaciones (20) y (21). La cantidad de agua necesaria para el condensador X/Y, se calcula sumando el vapor de los termocompresores y el flujo máximo del vapor directo. El consumo de agua del condensador Y/Z se calcula teniendo en cuenta que los 20 Kg./h de aire están en equilibrio con el vapor de agua. A través de la ecuación (21) se determina la cantidad de vapor en los vahos. La cantidad de vapor que va al condensador X/Y es la suma del vapor en los vahos y el vapor del eyector Y.

Tabla 14**Consumos de agua en los condensadores barométricos**

	Unidad	I	II	III
Condensador X/Y				
Flujo de vapor directo	Kg/h	200	200	200
Vapor de termocompresores	Kg/h	1.450	1.607	1.764
Temperatura de gases	°C	60	60	60
Entalpía del vapor	Kcal/Kg	624	624	624
Ingreso de agua	°C	28	28	28
Salida de agua	°C	35	35	35
Flujo de agua necesario	m ³ /h	139	152	165
Condensador Y/Z				
Vapor de eyector	Kg/h	105	117	128
flujo de aire	Kg/h	20	20	20
Presión del sistema	mbar	59	59	59
Presión del vapor de agua	mbar	56	56	56
Flujo de vapor en vahos	Kg/h	104	104	104
Entalpía del vapor	Kcal/Kg	623	623	623
Ingreso de agua	°C	28	28	28
Salida de agua	°C	50	50	50
Flujo de agua necesario	m ³ /h	5,5	5,8	6,1
Flujo total del agua	m³/h	144	158	171

g) Cálculo de la Torre de Enfriamiento

g.1. Cálculo del calor a disipar

El calor a disipar por la torre se calcula caracterizando el agua de los dos condensadores barométricos y el vapor del cuarto eyector. Esta es la energía total a ser disipada por la torre de enfriamiento a la atmósfera.

Tabla 15**Cálculo del calor a disipar por la torre de enfriamiento**

	Unidad	I	II	III
Temperatura de enfriamiento	°C	28	28	28
Vapor + Agua a condensador X/Y	m ³ /h	140	154	167
	°C	35	35	35
Vapor + Agua a condensador Y/Z	m ³ /h	5,7	6,0	6,3
	°C	50	50	50
Eyector Z	Kg/h	97	108	119
	Kcal/Kg	662	663	664
Flujo total de agua	m ³ /h	146	160	174
Energía a disipar al ambiente	Kcal/h	1.169.856	1.277.041	1.384.113
Temperatura promedio	°C	36	36	36

Como se puede apreciar, usando los resultados de la Tabla 15, la capacidad de la torre (1.700.000 Kcal/h) está siempre por encima de requerimiento del sistema. En la selección de torres de enfriamiento para condensadores directos de las plantas de desodorización es recomendable tener un factor de seguridad alto por que el arrastre de los ácidos grasos ensucia el relleno de las torres y disminuye la transferencia de calor, causando paradas imprevistas para limpieza urgente; con factores de seguridad altos se puede programar con suficiente tiempo la limpieza de la torre.

g.2. Cálculo de la capacidad de la torre de enfriamiento

Para todas las condiciones de flujo, la torre de enfriamiento se debe encontrar como máximo en el 80% de la capacidad de diseño. Normalmente debe trabajar en el 68% de su capacidad de diseño.

Tabla 16
Capacidad de la torre de enfriamiento

	Unidad	I	II	III
Capacidad de la torre	Kw	2.000	2.000	2.000
	Kcal/h	1.719.690	1.719.690	1.719.690
Flujo de circulación	m ³ /h	300	301	302
Variación de temperatura máxima	°C	5,7	5,7	5,7
Variación de temperatura real	°C	3,9	4,2	4,6

g.3. Operación de la Torre de Enfriamiento

Se calcula el agua necesaria a evaporar, solo en caso de ser necesario la reposición, pero en el caso de este sistema el vapor condensado supera el agua evaporada por la torre, por lo tanto se va a tener siempre rebose. También se puede determinar el aire mínimo necesario a ser suministrado por el ventilador.

Tabla 17
Operación de la torre de enfriamiento

	Unidad	I	II	III
Te-Ts	°C	3,9	4,2	4,6
Calor de Vaporización	Kcal/Kg	611	611	611
Hs (35°C, 90%)	Kg/Kg	0,044	0,044	0,044
Ha (25°C, 60%)	Kg/Kg	0,0125	0,0125	0,0125
hs (35°C, 90%)	Kcal/Kg	35	35	35
ha (25°C, 60%)	Kcal/Kg	13,5	13,5	13,5
Agua a avaporar	Kg/h	904	987	1.070
Aire mínimo necesario	Kg/h	28.704	31.334	33.962
	Nm ³ /h	22.172	24.203	26.232

h) Cálculo de las bombas de aceite

En el desodorizador, definir la capacidad, el cálculo de las bombas de aceite de ingreso y descarga es tan importante como los sistemas de

calentamiento, equipos de vacío, vapor directo, etc. Se procede a calcular la pérdida total del sistema usando las ecuaciones (27) a (30). Con los resultados calculados se procede a seleccionar las bombas que cumplan satisfactoriamente con estos requerimientos mínimos. Se toma como referencia el máximo flujo que el desodorizador podría alcanzar con las bombas P801 y P880.

Tabla 18
Cálculo de las bombas de aceite

Bomba		P801	P880	PBLO	P879
Fluido		Aceite vegetal			
Temperatura promedio	°C	65	100	20	20
Sistema					
Flujo	t/h	12,5	12,5	30	30
	Kg/s	3,5	3,5	8,3	8,3
Diámetro	m	0,051	0,051	0,102	0,076
Material de tuberías		Ac.Com.	Ac.Com.	Ac.Com.	Ac.Com.
Longitud de tuberías	m	75	75	250	280
N° Codos 90°		26	28	15	20
N° Válvulas check		1	1	1	1
N° Válvulas bola		11	8	2	3
N° Válvulas de mariposa		0	0	0	0
Cálculo de caídas de presión					
Densidad	Kg/m ³	889	864	920	920
Viscosidad	Kg/m.s	0,017	0,005	0,079	0,079
Rugosidad absoluta (e)	mm	0,05	0,05	0,05	0,05
Rugosidad relativa (e/D)		0,0010	0,0010	0,0005	0,0007
Velocidad	m/s	1,93	1,98	1,12	1,99
N° Reynolds		5.143	16.994	1.328	1.770
Factor de fricción Darcy (f)		0,038	0,029	0,048	0,036
Caída de presión en tuberías	m ac.veg.	10,7	8,5	7,5	26,7
Caída de presión en accesorios	m ac.veg.	11,1	8,7	2,9	8,1
Filtro	m ac.veg.	5,0	5,0	1,0	0,0
Intercambiadores	m ac.veg.	8,0	16,0	0,0	0,0
Válvula de control	m ac.veg.	9,4	9,6		
Requerimientos de sistema	m ac.veg.	7,5	0,0	0,0	0,0
Total de pérdidas	m ac.veg.	51,6	47,8	11,4	34,8

i) Válvulas de control de flujo de aceite

Se han seleccionado solo dos válvulas de control de flujo de aceite. Estas son las válvulas que controlan el flujo de ingreso y la salida de aceite al desodorizador.

Tabla 19

Válvulas de control de flujo de aceite

		VP801	VP880
Flujo	gpm	62	64
CV (2", 30°)		16	16
Densidad específica		0,89	0,86
DP	psig	13	14
	m	9	10

III.D.2.- Operación automática del proceso

Para la operación eficiente de cada planta se requieren los parámetros óptimos de operación que son obtenidos a través del análisis de procesos. Estos parámetros son obtenidos a través del control de variables de proceso como por ejemplo flujo, presión, temperatura, concentración, peso, etc. La labor permanente del sistema automático de control consiste en mantener estas variables controladas de acuerdo al diseño realizado.

Durante la operación de las plantas y de acuerdo al requerimiento y automatismo implementado se tienen variables medidas localmente y controladas manualmente para procesos por lote que solo requieren un control de punto final. O en el caso más sofisticado de variables, que son medidas localmente y transmitidas y controladas remotamente a través de un algoritmo de control PID que en los casos más tecnificados es un control 100% vía Software.

La gama de herramientas para control de procesos es seleccionada de acuerdo a la complejidad y al grado de control y registro requerido.

Así tenemos:

- Instrumentos locales de medición.
- Instrumentos locales de medición con transmisión remota.
- Instrumentos finales de control activados remotamente.
- Sistemas de control distribuido (DCS).
- Controladores lógicos programables (PLC).
- Ordenadores con software especializados SCADA (Sistemas de control y adquisición de datos)

a) Descripción de la operación automática

La automatización del proceso de desodorización puede cubrir por sí sola todo un Informe de Ingeniería. Es por eso que corresponde al diseño del proceso de operación elaborar una memoria descriptiva del funcionamiento del sistema, los lazos de control y cantidad de instrumentos principalmente.

a.1. Almacenamiento

El almacenamiento del aceite a desodorizar es realizado en 6 tanques, cada tanque posee una válvula de descarga automática para la formulación en las balanzas. Cada tanque tiene un código de material, transmisores digitales de nivel bajo y analógicos de contenido. El stock es visualizado en tiempo real en la PC de control de procesos.

a.2. Formulación

El programa de producción es cargado en la pantalla **Lista de Espera de Formulación**. La formulación se inicia cuando una balanza está vacía y hay registros pendientes en la Lista de Espera de Formulación. Se formula cada componente en el orden que se designó en la receta y proporcionalmente al porcentaje de la formulación. Durante la formulación se verifica la correspondencia de códigos del material, verificación de la apertura de las válvulas del tanque hacia la balanza, operación del motor de la bomba de formulación.

a.3. Descarga de las balanzas

El aceite se descarga cuando la balanza tiene uno de los códigos de descarga activados. La velocidad de descarga es controlada por la válvula de descarga VP-801, en la descarga de la bomba P801. El lazo de control es del tipo PID. Este lazo define la capacidad de ingreso de aceite al desodorizador.

a.4. Pre calentamiento de Entrada

El lazo de control controla la temperatura de ingreso de aceite al desodorizador cuando no se cuenta con aceite de salida para la recuperación de calor. El lazo PID controla la temperatura del aceite variando la apertura de la válvula de vapor al intercambiador de calor 821X. El lazo mantiene el aceite entre 90 y 100°C.

a.5. Operación del 802/821A y 821B

El control en esta etapa mantiene inundado el fondo de cada calentador para permitir la transferencia de calor de de el fluido térmico a través de los serpentine . En modo marcha normal el aceite rebosa y se visualizan los transmisores de alto nivel activados. Cuando se realiza el cambio de producto o parada de planta se abre la válvula de drenaje hasta dejar vacío los equipos, pero evitando inundar el equipo posterior.

a.6. Desodorización

El control principal para la desodorización se realiza en el desodorizador 822. Aquí se realiza el calentamiento hasta la temperatura de desodorización y la desodorización propiamente dicha.

El compartimiento central es llenado como máximo hasta el alto nivel y en marcha normal solo se vacía hasta el nivel medio. La operación de traslado del compartimiento central hacia los periféricos solo se realiza si la temperatura está como mínimo a la temperatura designada de desodorización.

Cada compartimiento lateral es llenado por un tiempo establecido para obtener 2,5 TM de aceite, y después de transcurrido el tiempo de desodorización el aceite es descargado al tanque 880. La descarga se mantiene solo si no hay nivel alto en este tanque o no está en modo vaciado.

a.7. Enfriamiento en el tanque 880

Este tanque realiza un primer enfriamiento recuperando el calor a través del sistema auxiliar del fluido térmico. La segunda parte del enfriamiento se realiza evaporando agua desmineralizada a baja presión. El control final de la temperatura se realiza controlando el flujo de vapor a través de la apertura de la válvula de vapor de un lazo de control PID.

a.8. Descarga de aceite

La velocidad es controlada por la válvula de descarga VP-880, en la descarga de la bomba P880. El lazo de control es del tipo PID. Este lazo define la capacidad de salida de aceite. Se debe tener en cuenta que la velocidad de descarga de la balanza debe ser igual a la velocidad de descarga del 880, es por esta razón que se han instalado medidores de flujo máxicos a la entrada y salida que tienen un error de 0,2% como máximo en la medición.

a.9. Enfriamiento final

Se controla a través de un lazo PID, el cual regula el flujo de agua blanda de enfriamiento, para mantener el aceite entre 25 a 30°C.

a.10. Vapor directo

El flujo de vapor es leído directamente desde el transmisor de flujo del tipo vórtex con corrección de presión y temperatura. La medición de este valor permite corregir la presión de alimentación y la regulación de las válvulas manuales a cada punto de consumo.

a.11. Ácidos grasos

Se controla a través de un lazo PID, el cual regula el flujo de agua blanda de enfriamiento, para mantener los ácidos grasos entre 50 a 70°C.. La condensación continua de ácidos grasos llena el tanque 814/823. El sistema de control descarga continuamente del sistema los ácidos grasos desde la señal de alto nivel hasta la señal de bajo nivel.

b) Modos de operación

b.1. Puesta en marcha

- El aceite ingresa al 802/821A hasta rebosar.
- Llena el 821B.
- Llena el compartimiento central del 822 y activa el control de la temperatura de desodorización.
- Llena los compartimientos laterales y los mantiene desodorizando de acuerdo al tiempo de las recetas.
- El aceite empieza a salir al 880 y de acuerdo a la calidad del aceite obtenido se decide poner el sistema en producción hacia los tanques X7 o X8.

b.2. Producción

Se mantienen todos los controladores PID activos de acuerdo a la descripción dada en la Operación automática. De acuerdo al proceso diseñado los lazos de control activos durante el estado de producción son:

- Flujo ingreso de aceite (FIC-801).

- Flujo de salida de aceite (FIC-880).
- Temperatura de ingreso de aceite en el 821X (TIC-821X).
- Temperatura de aceite en el 880D (TIC-880).
- Temperatura del aceite desodorizado (TIC-881B).
- Temperatura de los ácidos grasos (TIC-881AG).

b.3. Cambio de producto

Se ingresa a este modo por un comando dado por el Operador. Esta secuencia sirve para realizar el cambio de aceites minimizando las mezclas entre productos.

Antes de ingresar el nuevo aceite desde la balanza, se vacía el 821A a través de la válvula de drenaje, una vez vaciado se empieza a llenar el nuevo aceite. El programa procede de manera similar con el llenado del nuevo aceite del 821B. El compartimiento central del desodorizador es vaciado hasta lograr el bajo nivel, cuando se logra el bajo nivel se alimenta el nuevo aceite.

Cada compartimiento periférico es descargado de manera independiente y es identificado con el código de receta. En el tanque 880 se inicia el vaciado cuando el primer lote del nuevo aceite está apunto de ser descargado al 880. Cuando se logra el nivel bajo en el 880 se inicia el llenado con el nuevo aceite desde del desodorizador.

Los tanques de producto final tienen un código único por cada tipo de producto. Cuando se cambia de producto el programa controla los diferentes tipos de productos descargados

b.4. Parada de planta

Similar al paso anterior, pero cada equipo que es vaciado ya no es vuelto a llenar. En este modo se debe apagar la caldera anticipadamente y previamente enfriar el aceite en modo circulación.

III.E.- Resultados del Proyecto

III.E.1.- Instalación

Durante esta fase se mantuvo un alto estándar para la instalación y acabado de las instalaciones. La instalación estuvo a cargo del área de Proyectos de Ingeniería y el resultado fue confirmado al lograr un tiempo récord de puesta en marcha y confiabilidad en la operación.

III.E.2.- Calidad

El resultado fue el esperado. La calidad del aceite desodorizado se mantiene dentro de las especificaciones de calidad desde el primer día en el que el desodorizador ingresó a producción. La calidad especificada para el aceite desodorizada es la siguiente:

Parámetro	Valor
Sabor	$\geq 7,0$
Acidez	$\leq 0,10\%$
Peróxido	0
Partículas > 1 micra	Negativo

III.E.3.- Capacidad

El resultado logrado superó las expectativas desde el punto de vista del objetivo del proyecto, pero de acuerdo al desarrollo de la solución planteada los equipos instalados fueron diseñados y seleccionados para una capacidad de hasta 12,5 t/h (300 tpd), que incluye a las bombas, intercambiadores de calor, torre de enfriamiento, medios de calentamiento, etc.. El fabricante del desodorizador garantizaba en el mundo una capacidad de 200 tpd como mínimo para este tipo de desodorizadores, pero de acuerdo a la solución planteada el logro de 300 tpd constituye todo un récord.

El logro de las 300 tpd se ha realizado a partir de Agosto del 2,004 reemplazando la caldera de fluido térmico 890, por que se identificó que la original no tenía la capacidad nominal esperada; la bomba de descarga P880 llegaba a 240 tpd, pero se adquirió una nueva de 300 tpd como mínimo, capaz de trabajar hasta 200°C, con acoplamiento magnético para evitar los sellos mecánicos. Y para manejar el mayor flujo se adquirió un enfriador de placas nuevas que garantice la temperatura del aceite entre 25 a 30 °C.

Otro aspecto importante para el cual se aumentó la capacidad fue el de apoyar el proyecto de Lean Manufacturing, para optimizar el nivel de abastecimiento y servicio al cliente con respuestas rápidas de producción sin aumentar el inventario y que son logradas en este desodorizador al haberse logrado el aumento de capacidad.

III.E.4.- Costos de Operación

El aumento de capacidad que reduce los consumos específicos y el reemplazo de combustibles por gas natural han logrado disminuir

drásticamente los costos operativos. El resultado se muestra en la sección de evaluación económica.

III.E.5.- Automatización

El nivel de automatización usado para el desodorizador es el estándar para instalaciones de este tipo. El sistema emplea controladores lógicos programables, tarjetas analógicas y digitales, paneles de control electro-neumáticos, sistemas de control y adquisición de datos a través de computadoras personales, etc. Los beneficios de un sistema de automatización como el instalado son:

- Estabilidad de las variables a controlar.
- Calidad constante.
- Minimización o eliminación de errores.
- Disminución de los costos de operación.
- Aumento de la efectividad.

III.F.- Evaluaciones económicas definitivas

El desodorizador empezó a operar a la capacidad de 200 tpd, tal como se tenía previsto. En función de los análisis de capacidad de los sistemas que lo componen, el desodorizador está trabajando actualmente a 300 tpd, resultando en mayores ahorros debido al menor consumo específico y al menor costo del combustible de calentamiento por que se reemplazó el petróleo diesel por gas natural.

III.F.1.- Inversión

La inversión principal se realizó en 1,998 y se complementó el año 2,004 para maximizar la capacidad desodorizador. La inversión real del proyecto se muestra comparándola respecto a la estimada en 1,998.

INVERSION

Inversión (MUSD)	Estimada	Real	
	1998	1998	2004
Compra de equipos	320	237	102
Automatizacion	200	220	
Instalaciones	280	277	
Inversión Total	800	734	102

III.F.2.- Costos de Operación

En el segundo semestre del 2,004 se logra elevar la capacidad hasta 300 tpd, el mayor flujo disminuye los consumos específicos de vapor y Energía Eléctrica. Otro mayor ahorro es el reemplazo del petróleo diesel por gas natural. El aumento de costos operativos se debieron al aumento de la mano de obra y del menor valor de la exportación de vapor por disminución del costo por generación con gas natural, estos dos incrementos han sido poco significativos. Para lograr el aumento de capacidad de 240 tpd. a 300 tpd. se reemplazaron los siguientes equipos:

- Bomba de alimentación P801
- Bomba de descarga P880
- Enfriador 881B
- Caldera de fluido térmico 890

Los resultados de la reducción de los costos operativos respecto a la capacidad inicial son mostrados en la última fila.

COSTOS DE OPERACION

Concepto	Unidad	140 tpd	200 tpd	300 tpd
Producción Mensual	t/m	4,000	4,000	4,000
Capacidad horaria	t/h	5.8	8.3	12.5
Vapor	t/h	2.9	2.5	2.5
	USD/t	18	18	11
	USD/m	35,257	21,600	8,800
Petroleo Diesel	gal/h	12.5	19.0	
	USD/gal	1.6	1.6	
	USD/m	14,137	15,041	
Gas natural	Nm ³ /h			107
	USD/Nm ³			0.114
	USD/m			3,914
Energía Eléctrica	Kw-hr	200	200	200
	USD/Kw-hr	0.05	0.05	0.05
	USD/m	6,857	4,800	3,200
M.O. Directa	N° Op/d	6.0	1.5	3.0
	USD/m	7,406	1,851	3,703
Exportación de vapor	t/h		(0.28)	(0.34)
	USD/m		(2,454)	(1,183)
Costo de operación	USD/año	763,879	490,068	221,213
Ahorro	USD/año	0	273,811	542,665

III.F.3.- Rentabilidad del Proyecto

La rentabilidad del proyecto aumenta por la disminución del costo de operación a partir del segundo semestre del 2,004. Este resultado constituye la confirmación del valor estimado durante la fase de evaluación. Estratégicamente el proyecto se iba a realizar por las necesidades de producción. Pero el análisis económico confirmaba que la inversión se pagaría con la contribución económica al cuarto año de operación, debido a las mejoras tecnológicas propuestas.

durante la fase de diseño. La siguiente Tabla muestra la rentabilidad real del proyecto y la esperada hasta el 2,008.

EVALUACION DEFINITIVA DE LA RENTABILIDAD DEL PROYECTO

Concepto	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008
Inversión	(734)						(102)				
Contribución		274	274	274	274	274	408	543	543	543	543
Depreciación		(61)	(61)	(61)	(61)	(61)	(71)	(71)	(71)	(71)	(71)
Utilidad neta		213	213	213	213	213	337	472	472	472	472
Impuestos		(58)	(58)	(58)	(58)	(58)	(91)	(127)	(127)	(127)	(127)
U.Neta - Impuestos	0	156	156	156	156	156	246	344	344	344	344
Flujo neto	(734)	216	216	216	216	216	215	415	415	415	415
VPN (Tasa 11%)	(734)	(539)	(364)	(206)	(63)	65	180	380	560	723	869
Recuperación (años)	4,5										
TIR (5 años)	14%										
TIR (10 años)	31%										

Cifras em MUSD

El Valor presente Neto (VPN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR) son calculados de acuerdo a las siguientes fórmulas:

VPN : Valor presente Neto

$$VPN = -Inversion + \sum_{i=1}^n \frac{Flujo.Neto}{(1 + Tasa)^i}$$

TIR : Tasa Interna de Retorno

$$- Inversion + \sum_{i=1}^n \frac{Flujo.Neto}{(1 + TIR)^i} = 0$$

IV.- CONCLUSIONES

- Se logró aumentar la capacidad del desodorizador 2 de 140 tpd a 300 tpd, siendo la capacidad nominal 200 tpd. Esta nueva capacidad ha significado obtener 600 tpd totales de desodorización en la planta COPSA y con estos resultados se pudo afrontar el cese de operaciones de la planta HUACHO en el año 2,002 y postergar la adquisición de un nuevo desodorizador.
- El aumento de capacidad de 140 a 200 tpd significó un ahorro de 274 MUSD y el aumento a 300 tpd (usando gas natural) es de 543 MUSD. Estos ahorros en los costos de operación permitieron recuperar la inversión en menor tiempo.
- La puesta en marcha del desodorizador y la entrega a producción se realizó en 20 días, debido al plan de pruebas diseñado para ser realizado durante la instalación, sin afectar el desarrollo de ésta. Este resultado estableció un record para instalaciones de esta envergadura.
- Se logró la óptima calidad del aceite desodorizado por que se analizaron oportunamente las causas que afectaban la calidad. Todas las modificaciones fueron realizadas en los equipos de calentamiento, desodorización y enfriamiento.
- Con la automatización efectuada se ha logrado mantener el equipo en operación eficaz y eficiente. Este tipo de desodorizadores ha dejado de fabricarse hace mucho tiempo, pero la conversión realizada ha permitido aumentar el tiempo de vida del desodorizador.
- Los equipos seleccionados como resultado de los cálculos de ingeniería, están operando satisfactoriamente y como resultado de los cálculos se había anticipado la factibilidad de obtener la capacidad de 300 toneladas por día

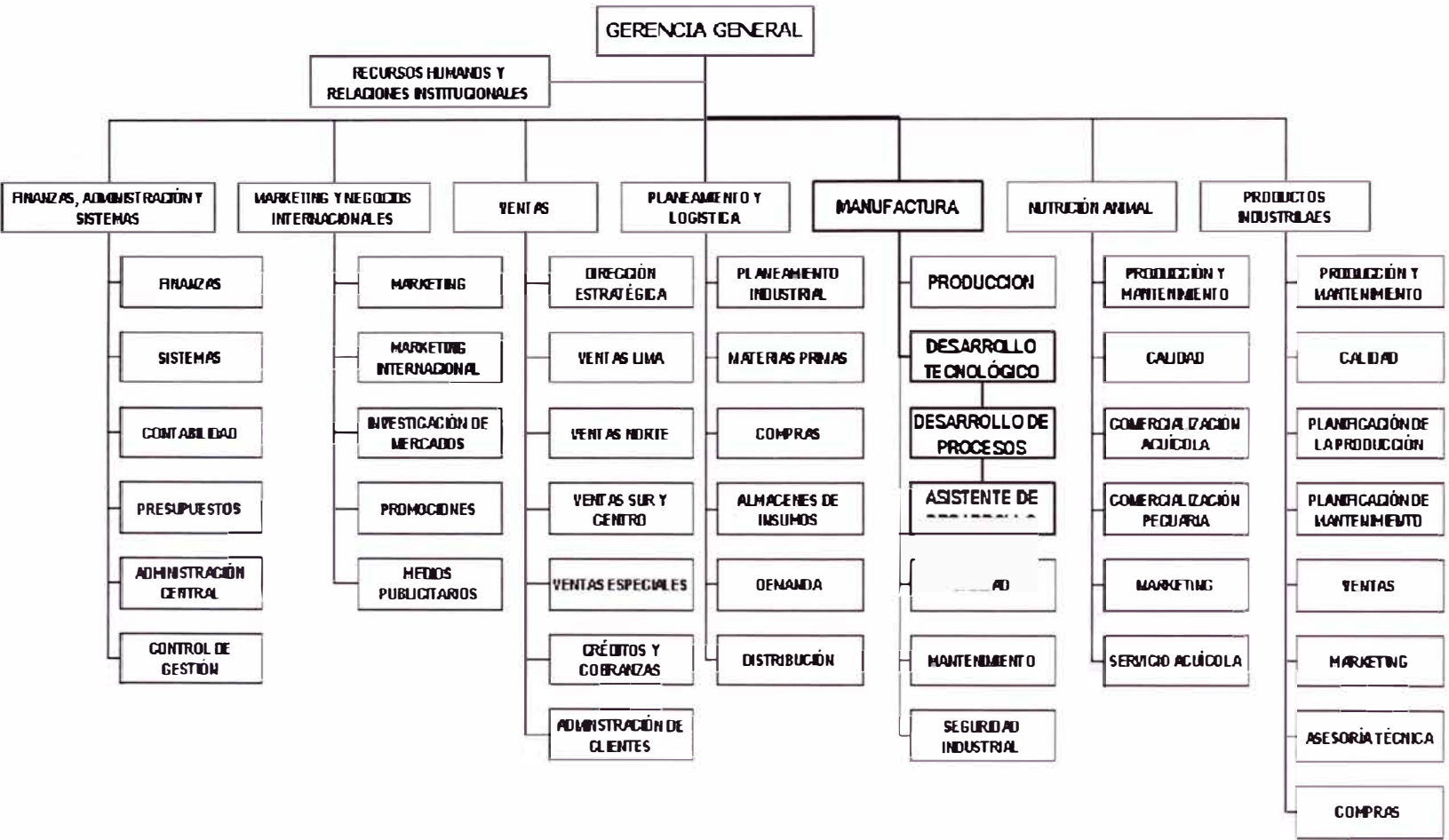
V.- BIBLIOGRAFIA

1. **Alfa Laval**, Alfa Laval Pump Handbook, First Edition 2,001. pgs. 254.
2. **Athanassiadis**, Considerations of Energy Saving in Vegetable Oil Refining, De Smet Engineering.
3. **Athanassiadis-W. Raes**, Diciembre 1,994, Sistemas de purificación de agua para eliminar el olor en los efluentes de desodorización, A&G Técnica, pgs.63-69.
4. **A.S. Foust-L.A. Wenzel-C.W. Clump-Louis Maus-L.B. Andersen**, Principios de Operaciones Unitarias, Compañía Editorial Continental, México D.F., México, 1,985.
5. **Crane**, Flujo de fluidos en válvulas, tuberías y accesorios. McGraw Hill, México D.F., México, 1,992.
6. **David R. Erickson**, Practical Handbook of Soybean Processing and Utilization, American Oil Chemical Society Press, St. Louis, Missouri USA, 1,995, pgs. 219-239.
7. **De Smet Group**, Manual de Operación del Desodorizador Semicontinuo, Bélgica, 1977
8. **Donald Q. Kern**, Procesos de Transferencia de Calor. Compañía Editorial Continental, México D.F., México, 1,980.
9. **E. Bernardini**, Tecnología de Aceites y Grasas. Alambra, España, pgs. 317-339.

10. **Foscarini Rubén-Pérez Gustavo**, Diciembre 1,994, Desodorización de aceites vegetales, A&G Técnica, pgs.45-51
11. **Frederick J. Francis**, Food Science and Techology Second Edition, University of Massachussets, John Willey & Sons, Amherts, Massachussets, USA, 2,000. pgs. 721-754.
12. **H.B.W. Patterson**, Handling and Storage of Oilseeds, Oils, Fats and Meal, Elsevier Science Publishers LTD, England, 1,989, pgs. 1-8, 322-323.
13. **J.M. Pedroni y Asociados S.A.**, Equipos de vacío en la industria de aceites comestibles y afines, pgs.1-15.
14. **Kenneth Carlson**, Diciembre 1,994, Desodorización: Opciones y tendencias, A&G Técnica, pgs.37-43.
15. **Kenneth McNaughton**, Bombas. Selección, uso y mantenimiento. McGraw Hill, México D.F., México, 1,992.
16. **Körting Hannover AG**, March 1,992, Instructions for Transport, Assembly and Operation of multistage Steam Jet Vacuum Ejector Units with Direct Condensation, Körting, pgs.1-18.
17. **Körting Hannover AG**, Trouble Sources in Vacuum Plants, Locating and Remedy, Körting, pgs.1-15.
18. **Marvin W. Formo**, Bailey's Industrial Oil and Fat Products Fourth Edition. John Willey & Sons, New York, USA, 1,979.

19. **Richard D. O'Brien, Walter E. Farr, Peter J. Wan**, Introduction to Fats and Oils Technology, American Oil Chemical Society Press, New Orleans Louisiana, USA, 2,000, pgs. 1-48, 235-268.
20. **Richard W. Greene**, Válvulas. Selección, uso y mantenimiento. McGraw Hill, México D.F., México, 1,992.
21. **Robert H. Perry – Cecil H Chilton**, Biblioteca del Ingeniero Químico Quinta Edición. McGraw Hill, México D.F., México, 1,987.
22. **Rodríguez Jorge**, Introducción a la Termodinámica, universidad Tecnológica Nacional de Chile, pgs. 503-540.
23. **Stanley M. Wallas**, Chemical Process Equipment, Butterworth-Heinemann, Washington, USA.
24. **The Staff of Chemical Engineering**, Practical Process Instrumentation and Control. McGraw Hill Publications Co., New York, USA, 1,980.
25. **Winters Robert**, Diciembre 1,994, Valor y utilización de los destilados del proceso de desodorización en el procesamiento de aceites comestibles, A&G Técnica, pgs.201-206.

VI.- APENDICE
 VI.A.- Estructura Orgánica



VI.B.- Carta de presentación



Alicorp SAA
 Calle Chimbo 980
 San Isidro Lima 27 Perú
 T (511) 441 9952
 F (511) 471 6613

San Isidro, 21 de Setiembre de 2004

Señores
UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
Ciudad.-

Atte. **Ing. Walter Zaklivar Alvarez**
Decano de la Facultad de Ingeniería Química y Textil

De nuestra consideración:

Por medio de la presente, dejamos constancia que el Sr. **MARCO ANTONIO GIL VIVAR**, es empleado de nuestra empresa desde el 24 de Mayo de 1995 y se ha desempeñado en las siguientes funciones:

<u>Cargo</u>	<u>Area</u>	<u>Fechas</u>
Supervisor de Refinerias	Producción Oleos	Del 24.05.1995 a 31.08.2001
Jefe de Planeamiento y Control de la Producción	Producción Oleos	Del 01.09.2001 a 31.07.2002
Planificador de la Producción	Producción Oleos	Del 01.08.2002 a 30.06.2003
Gerente de Desarrollo de Procesos	Desarrollo Tecnológico	Del 01.07.2003 a la fecha

Además les informamos que el Sr. GIL se desempeñó como Monitor de Procesos de la División Oleos desde el 04 de Noviembre de 1991 al 23 de Mayo de 1995 en La Fabril S.A., empresa que quedó disuella al fusionarse con Compañía Industrial Perú Pacífico, para luego convertirse en Alicorp S.A.A.

Asimismo informamos que la relación de trabajo del mencionado empleado con nuestra firma es por tiempo indefinido y no tiene una fecha de término establecida.

Expedimos la presente constancia a solicitud de interesado para los fines a que hubiere lugar.

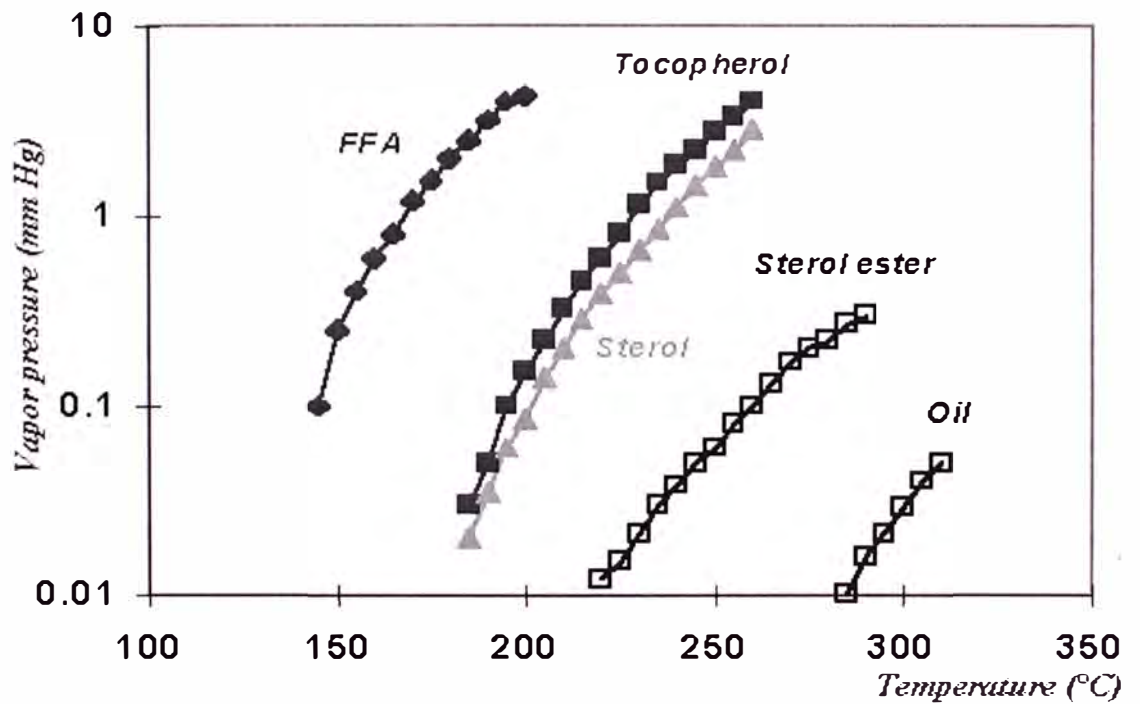
MANUEL CHÁVEZ MORANTE S.A.A.

M.C.

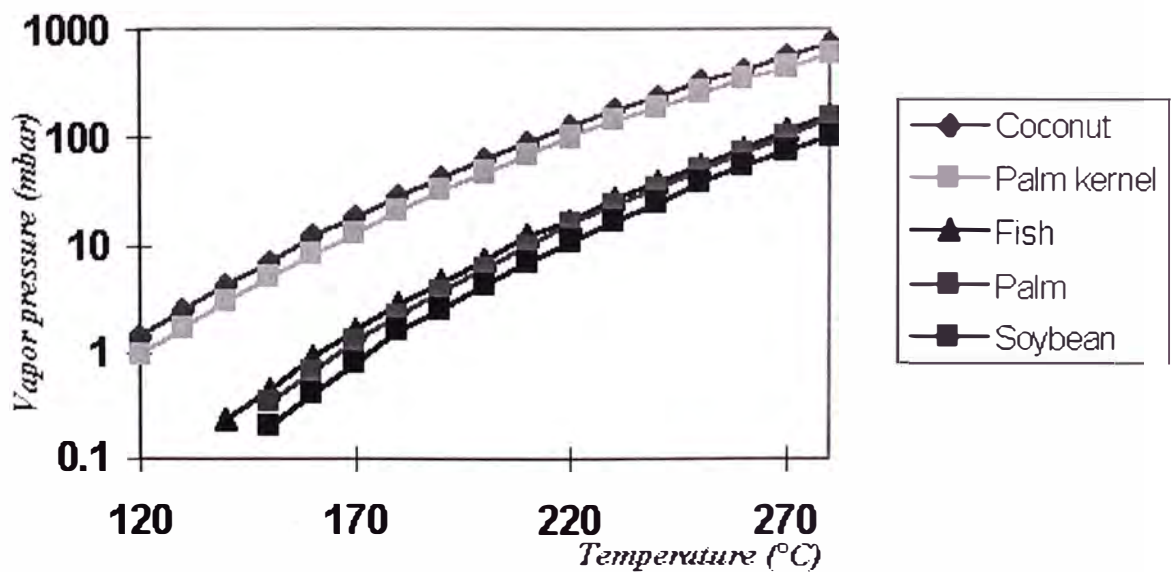
MANUEL CHÁVEZ MORANTE
 Gerente de Compensaciones

VI.C.- Relaciones entre variables en el proceso de desodorización

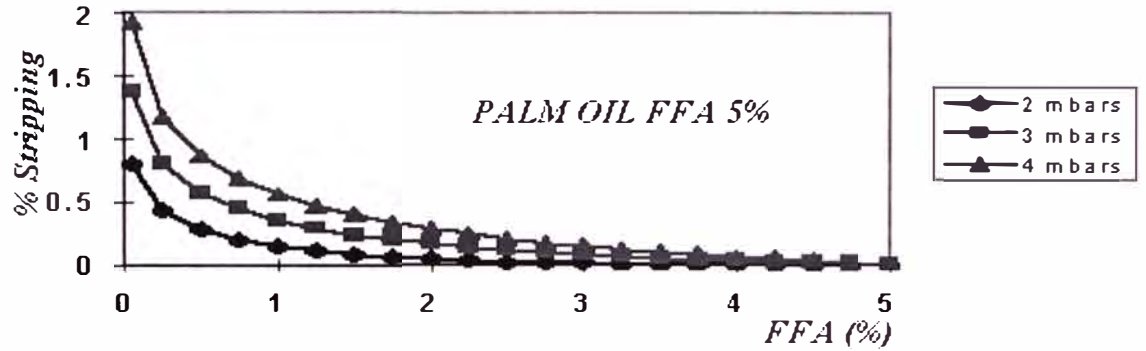
Relación entre la temperatura de desodorización y la presión de vapor de los compuestos volátiles de los aceites



Relación entre la temperatura de desodorización y la presión de vapor de los ácidos grasos de diversos aceites



Relación entre la presión de desodorización, cantidad de ácidos grasos finales y vapor necesario de desodorización



Relación entre la temperatura de desodorización, cantidad de ácidos grasos finales y vapor necesario de desodorización

