



# Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

**DISEÑO Y CALCULO DE UNA PLANTA PILOTO PARA  
HIDROGENAR ACEITE DE SEMILLA DEL ARBOL DEL CABALLO.**



## TESIS

EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUIMICA

Que para obtener el título de  
**INGENIERO QUIMICO**

presenta

**RAYMUNDO LORENZO JUAREZ ROJAS**

MEXICO, D. F.

1982



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## S U M A R I O

INTRODUCCION.-

### Capítulo Primero

- a) Concepto de Planta Piloto
- b) Generalidades sobre Hidrogenación Catalítica
- c) Selección del Catalizador
- d) Condiciones para llevarse a cabo la Hidrogenación

### Capítulo Segundo

- a) Cálculo del Equipo para la Planta Piloto Propuesta

### Capítulo Tercero

- a) Estimación de Costos

CONCLUSIONES.-

BIBLIOGRAFIA.-

## INTRODUCCION

La consolidación del desarrollo industrial y económico del país, obliga a intensificar y racionalizar el uso de los recursos naturales de que dispone.

Geográficamente hablando, la zona sureste de la República constituye una importante fuente de materias primas que -- ancestralmente se han venido desaprovechando por la carencia de tecnologías que garanticen la viabilidad de las inversiones necesarias para su industrialización; por otra parte, el sector agrícola constituye el estrato social que registra un menor ingreso y poder adquisitivo, de ahí que incorporar esta economía rural a la dinámica industrial del país, es una necesidad social y económica.

Congruente con los puntos de vista anteriores, exploré en el campo de las semillas oleaginosas que abundantemente se desaprovechan en la zona de la Chontalpa, Tabasco, y encontré con que la trivialmente llamada semilla del árbol del caballo, podría presentar atractivos técnicos y económicos para su industrialización.

Una vez seleccionado el recurso natural por industrializar, se seleccionó el proceso de hidrogenación para darle a este aceite mayor estabilidad a la oxidación, mejor color y mayor facilidad de transporte al quedar transformado en una grasa sólida hidrogenada.

Para investigar las condiciones óptimas de operación, se consideró pertinente estudiar las interacciones de las variables que intervienen en la hidrogenación, a escala de la planta piloto y ello constituye el tema de esta tesis profesional.

En el diseño y cálculos de las distintas partes que integran la planta, se manejarán unidades del sistema inglés -- en virtud a que tanto las fuentes informativas como buena parte de los materiales de construcción recomendados, se rigen por este sistema de medición; sin embargo, para ser congruente con el sistema métrico decimal que, legalmente se utiliza en México, todos los resultados importantes se proporcionarán en ambos sistemas.

Deseo hacer patente mi agradecimiento al Sr. Melitón Quintero por haberme facilitado las cantidades de aceite del "Arbol del Caballo" que fueron necesarias en las determinaciones de laboratorio, así como del conocimiento de todos los maestros y compañeros de escuela, la gran ayuda en todos los sentidos de que fuf objeto de parte del Ing. Santiago de la Torre Galindo, sin la cual no hubiera realizado este trabajo.

## CAPITULO PRIMERO.-

## a) Concepto de Planta Piloto

Desde el punto de vista de Ingeniería Química, podemos definirlo como el desarrollo y conocimiento de las diversas variables que intervienen en el proceso por estudiar, para que en un momento dado nos sirvan como datos básicos para la construcción de una planta a nivel superior. Es decir, que la planta piloto es la primera fase para llevar a cabo el diseño, construcción y operación de una planta comercial.

Los datos obtenidos en la planta piloto serán fundamentales y de ellos dependerá aunque los resultados hayan sido negativos, el buen funcionamiento de una planta de mayores proporciones.

La planta piloto deberá ser diseñada con la seguridad y atención de operación que debe darse en la construcción de una planta comercial, así como también debe operarse en las mismas condiciones de trabajo diario.

De lo anterior se tiene que es muy común usar tuberías iguales a las de las plantas industriales y por ende las velocidades y caídas de presión son similares en la planta piloto que en la industrial. En lo que respecta a las fuentes de energía eléctrica, vacío, agua, vapor, serán iguales a las usadas en escala industrial.

En algunas ocasiones los instrumentos o los controles de las operaciones son un tanto difíciles de conseguir debido a los rangos de trabajo en las plantas piloto, por lo tanto es conveniente ajustarse cuando es posible a las condiciones de trabajo de una planta de mayor tamaño.

En la planta piloto se obtendrán resultados, los cuales deberán ser tomados y anotados tantas veces como corridas se lleven a cabo, no quiere decir con esto que únicamente se anoten las corridas buenas, sino que las corridas que no son buenas o malas se tendrán en consideración, ya que de todo el conjunto se sacará una mayor experiencia, y que cuando se proceda a construir una planta a escala industrial tomando como base los datos obtenidos en la piloto, se ajusten a la realidad.

Durante el arranque y la operación de la planta piloto deberá ser controlada por un Ingeniero Químico con los ayudantes necesarios en cada paso del proceso para sacar la mayor eficiencia tanto del equipo como del personal que previamente será capacitado para los puestos encomendados, debiendo anotar todas las observaciones pertinentes así como los datos de control, temperaturas, presiones, volúmenes de aceite, trabajo de los motores mezcladores, etc. ya que todos estos datos serán el Historial de la Planta Piloto.

Como un dato importante en la construcción de una planta piloto, es recomendable poder contar con una maqueta con la cual se pueden sacar observaciones y conclusiones que pueden en un momento dado hacer que se cambie la disposición del equipo o bien aumentarlo, sin los consiguientes problemas de mandarlo fabricar cuando la planta piloto ya está en un 100% terminada y lista para entrar en operación.

La planta piloto, cuando la planta industrial se construye, resulta ser el mejor laboratorio para llevar a cabo pruebas que tiendan a mejorar la calidad del producto, tiempos de producción, etc. en una palabra, optimizar el proceso para la cual fué diseñada.

El proceso en la planta piloto deberá ser continuo o intermitente según el proceso industrial que en mayor escala lo requiera.

b) Generalidades sobre Hidrogenación Catalítica.

1.- En lenguaje estricto, el término hidrogenación es aplicado sólo a las reacciones en las cuales el hidrógeno es agregado a un elemento o a un compuesto insaturado.

La hidrogenación catalítica de los aceites para transformarles en grasas sólidas constituye, desde el punto de vista químico, la saturación parcial o total de las dobles ligaduras que son comunes en los glicéridos que integran las moléculas de los aceites líquidos; esta transformación morfológica de las cadenas no saturadas en cadenas saturadas, limita notablemente la tendencia al enranciamiento espontáneo de los glicéridos, lo que se traduce en una mayor estabilidad durante la conservación de estos productos.

2.- Como un ejemplo de reacción en la cual se lleva a cabo una hidrogenación es la siguiente: Glicérido no saturado + H<sub>2</sub> → Glicérido saturado.

La tecnología de la hidrogenación catalítica va estrechamente ligada al conocimiento y desarrollo de los catalizadores específicos que permiten el fenómeno, pudiéndose considerar que tales adelantos técnicos son simultáneos en el tiempo.

Los aceites son productos naturales que están distribuidos tanto en el reino vegetal como animal, siendo más incidente en los vegetales, formando parte constitutiva de las semillas, endotelios, parenquimas, etc.

Desde el punto de vista químico, los aceites que son líquidos a la temperatura ambiente, están constituidos por mezclas de ésteres glicéridos de diversos ácidos grasos no saturados, conteniendo además, en pequeñas proporciones, proteínas vegetales, ácidos grasos libres, ceras y compuestos orgánicos cromóforos y odorantes; esta compleja constitución orgánica de los aceites se ve seriamente modificada durante el proceso de hidrogenación que satura buena parte de las dobles ligaduras existentes en la estructura molecular del producto, impartiendo nuevas propiedades físicas y químicas.



En la hidrogenación catalítica propuesta se desarrollará en medio heterogéneo, es decir, sistema formado por: el aceite líquido, hidrógeno gaseoso y catalizador sólido. La moderna interpretación al concepto de catálisis, establece que el mecanismo del proceso consiste primeramente en el fenómeno de adsorción en la superficie del catalizador, con la formación de compuestos químicos intermedios que son suficientemente lábiles para descomponerse dando los productos de la reacción de hidrogenación y el catalizador regenerados.

Al estudiar más a fondo el mecanismo de la hidrogenación catalítica, tendremos que la adsorción de los reactivos es efectuada a través de "átomos insaturados" en la superficie del catalizador.

La insaturación es supuesta a variar desde átomos completamente saturados por la cercanía de aquéllos, en los cuales los átomos de la superficie son atacados por una valencia simple al resto de la superficie. La actividad catalítica más grande es asociada con la mayoría de átomos insaturados, así como que la menor actividad catalítica con los átomos más saturados en la superficie. Resumiendo tenemos que si las fuerzas interatómicas de los átomos no están saturadas, éstos tendrán cierta habilidad para fijar las moléculas de gas que choquen en su superficie, siendo conocidas como "Centros Activos".

Si consideramos a estos centros activos en la explicación de la existencia de varios tipos de reacción catalítica, no podremos computar la actividad del catalizador por sí mismo, o predecir la intensidad de una reacción catalítica, sólo de la experiencia se ha notado una cierta actividad para encausar en cierto sentido, una reacción con determinados catalizadores; lo cual se ha tratado de explicar tomando en cuenta la disposición geométrica de los "Centros Activos".

Para esto es necesario seleccionar un catalizador para esta investigación particular.

Las investigaciones de LANGHMUIR le guiaron a formular una teoría especial, tocante a la diferencia de adsorción desde todos los puntos de vista. En esta teoría propone

que un átomo es retenido sobre la superficie por los átomos situados abajo por las mismas fuerzas, las cuales unen a los átomos cercanos dentro de la masa. Sobre la superficie las fuerzas son diferentes; ellas actúan asimétricamente, esto es, el campo más fuerte es dirigido hacia el exterior.

También se asume que los átomos insaturados están presentes sobre la superficie, porque ellos poseen una afinidad residual, la cual es insuficiente para llevar a cabo que se combinen con aquellos átomos que se encuentren en la proximidad.

Ahora bien, tenemos una superficie catalítica con las anteriores características y propiedades, sometámosle al choque de moléculas de un fluido, en nuestro caso Hidrógeno, sobre viniendo el fenómeno de adsorción y la superficie se cubre parcialmente de una capa monomolecular en equilibrio dinámico correspondiente a la temperatura y presión del experimento.

Las moléculas adsorbidas pueden llegar a ser activadas en lugares especiales sobre la superficie del catalizador, y en algunos casos en el cuerpo del mismo catalizador.

Para lograr que la superficie se cubra totalmente de la capa monomolecular, aumentamos la presión, ya que la adsorción ha sido encontrada proporcional a la presión, para los rangos de bajas presiones e independientemente de ella a presiones suficientemente altas, teniendo como límite para una presión óptima en la cual todos los centros activos de alto y bajo poder fijador, están saturados y tienen sus fuerzas interatómicas satisfechas, si la presión sigue aumentando se llegan a formar películas polimoleculares.

La relación entre la presión y el grado de adsorción (correspondiente a la concentración) de un gas adsorbido, a una temperatura constante es frecuentemente expresada por la ecuación  $X/M = K p^{1/n}$  donde "X" es la cantidad adsorbida, M es el número de gramos del adsorbente, K es constante, P la presión del gas, y "n" varía de 1 a infinito.

Esta ecuación es aplicable a un rango limitado de presión, y para un rango mayor de presión, LANGHMUIR derivó una ecuación basada en el principio de la uniformidad de la

superficie y de la adsorción monomolecular y que es:

$$\frac{X}{M} = \frac{K' b P}{1 + b P'}$$

Donde  $K'$  y  $b$  son constantes.  
para presiones pequeñas  $n=1$   
para grandes presiones  $n=\infty$

En tal estado de cosas y cuando el catalizador ha sido preparado hábilmente, la secuela de fenómenos se complica, y por fuertes adsorciones se llegan a formar los Complejos de Adsorción, que son el resultado de transformaciones internas, tales como variaciones en el momento de inercia, resonancia, etc.

Estos complejos de adsorción son el eslabón para el caso particular de la hidrogenación de aceite.



En nuestro caso particular, si utilizamos para hidrogenar el aceite de semilla de árbol del caballo, catalizador de Níquel Raney tenemos que una vez formados los complejos de adsorción y por aumentos de presión y temperatura, llegamos a los hidruros de Níquel, que son los primeros interproductos formados por parte del catalizador y que son en realidad, los que producen la reacción de fijación de hidrógeno en el aceite.

Para lograr un íntimo contacto sobre el catalizador aceite e hidrógeno, se usan medios de agitación, la cual puede ser corriente de hidrógeno, de aceite y por agitación mecánica de una propela, siendo este factor de extremada importancia en la rapidez de hidrogenación.

La actividad catalítica del Níquel es dependiente de su método de preparación, algunas veces los óxidos son más activos, algunas veces menos activos que el metal mismo.

Las propiedades superficiales del Níquel, reducidas a diferentes temperaturas, varían como una indicación por su color. El Níquel preparado a 300° C es negro con una gran superficie de actividad correspondiente a un catalizador bueno, en cambio el Níquel preparado a 500° C es gris con brillo metálico blanco enteramente indeseado para propósitos de catalizador.

El grado de saturación durante el proceso de hidrogenación es controlado por varias pruebas, una de las más rápidas es la determinación del índice de refracción, el cual toma sólo unos minutos.

Para un control de planta rápido, se podrían dibujar curvas del aceite endurecido, las cuales demostrarán el índice de yodo y el punto de ebullición.

El hidrógeno al ser usado para hidrogenación deberá ser tan puro como sea posible. Gases inertes como el nitrógeno no son tan nocivos.

El monóxido de carbono (CO) es un serio veneno para el catalizador, para esta hidrogenación cercana a 200° C y si no es removido del gas será apto para acortar la vida del catalizador, el dióxido de azufre, ácido sulfhídrico, disulfuro de -

carbono, y compuestos orgánicos de azufre serán fuertes venenos catalíticos.

El cloro hace inactivo al Níquel instantáneamente, como se observa dependiendo de la pureza del hidrógeno respecto a que no contenga otros materiales que lo perjudiquen, así será la actividad del catalizador.

El hidrógeno para las hidrogenaciones puede ser preparado - electrolíticamente o puede ser producido como un subproducto en la manufactura de la sosa cáustica.

Puede ser obtenido por la acción del vapor sobre carbón - incandecente. El método más frecuente es el de la descomposición del agua por fierro metálico.

El óxido de hierro que se forma es reducido al calentar al rojo el hierro por el gas de agua. Esta descomposición - puede tomar lugar al rojo, alternando con la reducción del óxido de hierro el cual se está formando, pero bajo estas condiciones es difícil de desalojar la presencia de ciertas cantidades de CO el cual se debe su importancia a que no se admite en cantidades apreciables, cantidades del 0.25% al 2% de CO produce una seria disminución en la actividad del catalizador.

La temperatura, presión, son variables que al aumentar afectan la velocidad de reacción. En el caso de la presión, la velocidad de hidrogenación es aproximadamente proporcional al aumento, cuando el endurecimiento del aceite se efectúa en un rango de 20 a 150 lb de presión.

Es bien conocido que en las reacciones de hidrogenación se tiene un coeficiente de temperatura entre 35 y 200° C y - posiblemente hasta 240°C, la descomposición térmica del - aceite está sobre un límite a un rango cercano a 250° C.

En el rango de temperatura de 35 a 125° C, el tiempo requerido para alcanzar un cierto número de Iodo sobre el promedio, disminuye cerca de un 35% por cada 10° C de aumento de temperatura, mientras que para rangos de 160° C a 200° C - este coeficiente es menor del 20%. Por lo tanto los procesos comerciales operan a temperaturas de 160° C a 180° C.

Un aumento en la velocidad de reacción es debida al incremento de la agitación del aceite y catalizador. En el caso de un aumento de cerca del 100% en volúmen de hidrógeno suministrado aumenta la velocidad de reacción de 800 a - 1000%.

En aparatos de este tipo de manejo de cargas de tamaño comercial no es usual a causa de una violenta agitación. La importancia de la agitación eficiente o de obtener una mezcla íntima del aceite, catalizador e hidrógeno ha sido aparentemente realizada de cerca por todos los trabajadores de este campo como testimonio de las patentes.

Como en casi prácticamente todas las reacciones catalíticas, la velocidad de hidrogenación es incrementada cuando el catalizador es aumentado. El tiempo requerido para alcanzar un número de Iodo es aproximadamente proporcional al porcentaje del catalizador.

Las condiciones para la preparación del catalizador y el límite de recuperación de la cantidad usada en procesos comerciales casi siempre va del 1% al 2% máximo.

Cuando en muy buen grado de aceite refinado es usado, es común usar una pequeña cantidad de Níquel del orden de 0.1%, alta presión y agitación son auxiliares para reducir el tiempo consumido.

El uso extensivo al cual el Níquel ha sido colocado como un catalizador de hidrogenación, hace de este metal uno de los más comunes de todos y cada uno de los catalizadores. Es usualmente asociado con altas temperaturas y presiones de reacción para un gran número de hidrogenaciones, particularmente en aquellas que envuelven los sistemas catalíticos más activos y que toman lugar rápidamente sobre níquel a bajas temperaturas y presiones.

La hidrogenación de prácticamente todos los grupos funcionales hidrogenables puede ser efectuada sobre alguna forma de un catalizador de Níquel.

Para el caso del presente trabajo se optó por usar Níquel Raney que es el más popular catalizador para hidrogenación de los cuales se tienen un número de diferentes tipos de -

Níquel Raney con diferentes actividades según el método de su preparación.

El catalizador de Níquel Raney es preparado por la acción del NaOH sobre aleación de polvo de aluminio y Níquel, con la formación de hidrógeno, aluminato de sodio y níquel - - finamente divididos conteniendo aún entre 10 y 15% de aluminio.

El aluminato de sodio y la base en exceso es quitado por lavado del metal con agua.

El agua es reemplazada por un solvente orgánico, usualmente etanol dando un catalizador activo de níquel.

El catalizador contiene de 25 a 150 ml. de hidrógeno adsorbido por gramo de níquel con la cantidad exacta presente, dependiendo del procedimiento usado para preparar el catalizador.

Un número de diferentes tipos de catalizador de níquel con diferentes actividades han sido preparados. Estos han sido designados como W<sub>1</sub>, W<sub>2</sub>, W<sub>3</sub>, W<sub>4</sub>, W<sub>5</sub>, W<sub>6</sub>, W<sub>7</sub>, W<sub>8</sub>, con diferencia en actividad entre estos tipos debido al método de preparación. Los procedimientos usados difieren en la cantidad de base necesitada, la temperatura y duración de la digestión en presencia de la base y el método usado para lavar el catalizador para liberarlo del exceso de la base y del aluminato de sodio.

Estas diferencias están contenidas en la tabla No. 1. Como se observa, el Níquel Raney W<sub>1</sub> es el menos activo de todos estos catalizadores con la excepción del W<sub>8</sub> que es el menos activo. De estos catalizadores se escoge por lo tanto el W<sub>6</sub> para usarse.



DIFERENCIA EN LOS PROCEDIMIENTOS DE LAS PREPARACIONES DE NIQUEL RANEY

Tipo de Catalizador	Temperatura 0°	Relación NaOH - Aleación	Temperatura 0°C y tiempo de digestión	Procesos de Lavado	Relación de Actividad	Referencia
W <sub>1</sub>	0°	1:1	115°-120°/4 hrs.	Filtrar, lavar hasta neutralizar con agua. Lavar con etanol por decantación.	Menos Activo W <sub>8</sub>	22
W <sub>2</sub>	25°	19:15	Baño de vapor 8 -12 hrs.	Lavado de agua para neutralizar por decantación. Lavado de etanol por decantación.	W <sub>3</sub> ; W <sub>1</sub> tipo más común	24
W <sub>3</sub>	-20°	32:25	50°/50 min.	Lavado con agua por decantación algunas veces; continuos lavados con gran cantidad de agua; lavar con etanol hechos sin contacto del catalizador con el aire.	Completamente Activo W <sub>2</sub> ; W <sub>7</sub>	27
W <sub>4</sub>	50°	32:25				26
W <sub>5</sub>	50°	4:3				28
W <sub>6</sub>	50°	4:3	50°/50 min.	Lavados continuos de agua bajo atmósfera de hidrógeno. Lavado con etanol sin contacto con aire.	El más activo.	28,29
W <sub>7</sub>	50°	4:3	50°/50 min.	3 decantaciones con agua, etanol y lavados sin contacto con Aire.	W <sub>6</sub> ; W <sub>3</sub>	28

W8

0°

1:1

100°-105°/4 hrs. Continuos lavados de agua para remover partículas de Níquel más ligeras. Lavar con Dioxano por decantación. Destilar una parte de Dioxano del catalizador.

Completamente inactivo W<sub>1</sub> usado en deuteraciones. 31

\* En la adición de la aleación a la base.

d) Condiciones para llevarse a cabo la hidrogenación

Las características de composición del glicérido (aceite de semilla de árbol de caballo), al igual que muchos aceites - conocidos, no están formados por un solo glicérido sino por una mezcla de varios de ellos, en los cuales alguno de ellos predomina.

El aceite de semilla del árbol del caballo es extraído de - la semilla (castaña) conteniendo del 30 al 36% de aceite, teniendo los siguientes constituyentes en porcentajes como sigue:

ácido oleico	67.20
ácido linoleico	22.70
ácido linolénico	2.20
ácido palmítico	4.40
ácido esteárico	3.50
	<hr/>
	100.00%

Las condiciones que este aceite deberá cumplir para que sea hidrogenado, al igual que otros aceites de origen vegetal - son 3 a saber:

el aceite deberá ser puro, neutro y seco

En lo que a ellas se refiere, estas características deberán ser llevadas a cabo antes de iniciar cualquier hidrogena - ción, ya que todo esto redundará en el producto final.

La pureza del aceite se deberá considerar sin cascarillas de la semilla, sin albuminoides, clorofila, etc., puesto que - cualquiera de ellos atacan al níquel con detrimento de su - actividad catalítica, teniendo que ser filtrados y refinados por medio de un tratamiento alcalino para quitar las impurezas que por simple filtrado no llegarían a desalojar, quedan - do neutralizados dichos ácidos, formando jabones y se combi - na con las impurezas las cuales en la operación se agrupan - en forma de grumos que caen a la parte inferior del recipien - te separándose por sedimentación y arrastrando consigo y por adsorción, albuminas, mucílagos, colorantes y otras impu - rezas.

En algunas ocasiones para quitar impurezas se recurre al - arrastre con vapor, teniendo por consecuencia que el aceite tenga humedad, la cual puede ser removida por calentamiento del aceite a determinada temperatura y determinado tiempo - para extraer el agua presente y que quede completamente seco.

Otro de los factores determinantes para que el producto final sea de buena calidad es el blanqueo y deodorizado previo del aceite, inmediatamente después de neutralizarlo. En lo que - se refiere al blanqueo del aceite se usan agentes de absorción como lo es la tierra de Fuller y el carbón activado - agregado en la cantidad necesaria determinada experimentalmente en el laboratorio, agregando una porción de aceite ca - liente a 100° C y otra cantidad de tierra de Fuller y carbón agitando constantemente durante media hora y después se filtra a través de un filtro prensa.

El aceite resultante deberá mantenerse fuera del contacto - del aire para reducir su tendencia a volverse a obscurecer.

Para el caso del desodorizado que es el último paso, se efectúa inyectando vapor sobrecalentado a través del aceite en - un vacío de unos 75 cm. de mercurio. Las sustancias muy volátiles se destilan con el vapor. El aceite desodorizado se clarifica y limpia por filtración.

Durante el tiempo que el aceite de la semilla del árbol del caballo, estará recirculando en el reactor en contacto con - el catalizador y en atmósfera de hidrógeno, deberán ser llevados a cabo varios muestreos del aceite para saber su grado de insaturación y por ende su grado de hidrogenación, hasta que por medio de los análisis químicos que se lleven a cabo para determinar las constantes químicas del aceite hidrogenado convertido en grasa sólida, nos den los resultados convenientes que con la práctica serán necesarios para saber - el tiempo óptimo de contacto con el reactor para obtener - una grasa vegetal de las mejores características.

La determinación de las constantes químicas del aceite hidrogenado obtenido, son determinadas mediante el siguiente análisis químico:

Índice de Acidez: indica los miligramos de KOH necesarios para neutralizar los ácidos grasos libres, contenidos en un gramo de grasa.

Preparación: se pesan cuidadosamente 5 gr. aproximadamente de grasa previamente fluida y se colocan en un matraz Erlen Meyer de 250 ml. y se disuelve perfectamente añadiendo 50ml. de Etanol al 95% a 65° C.

El Etanol se neutraliza previamente con solución 0.10 de - NaOH hasta que al añadir unas gotas de fenolftaleína persista un color rosado ligero.

En lo que se refiere al catalizador para la hidrogenación del aceite podemos decir que hay 3 formas de usar el catalizador y son: el polvo, en soportes impregnados del catalizador y en torneaduras (superficie).

El catalizador en polvo que es la forma como se piensa se va a trabajar en la planta piloto, presenta indudablemente una gran superficie, que como se sabe es importante para un catalizador. Requiere separarse del aceite por filtración o centrifugación, además de requerir una intensa y especial agitación.

## CAPITULO SEGUNDO.

### a) Calculo del Equipo para la Planta Piloto Propuesta.

En este capítulo se va a diseñar, dimensionar, calcular y relacionar los equipos, máquinas, motores, etc., necesarios para que la integración de la planta sea racionalmente aceptable, ajustándose toda la unidad a los principios técnicos que rigen los procesos y operaciones de la Ingeniería Química.

Las dimensiones de las respectivas partes físicas de la planta se expresan en los dos sistemas usuales: el sistema decimal y el sistema inglés.

Para dar una idea más objetiva de como sería el funcionamiento del equipo diseñado, procedí a llevar a cabo la construcción de una maqueta a escala de la planta piloto, con la cual podrán resolverse o efectuarse cambios aún antes de construir la planta piloto, de la cual se puede decir que es una fase del desarrollo para llevarse a cabo el diseño, construcción y operación de una planta comercial.

Se anexan los planos del diseño de la planta, así como fotografías de la maqueta elaborada y los cálculos de cada uno de los equipos por usar:

Lista del Equipo de que constará la Planta Piloto:

- 1.- Tanque No. 1 de almacenamiento de aceite por hidrogenar
- 2.- Bomba No.1 de alimentación de Aceite del tanque no. 1 al No. 2
- 3.- Tanque No. 2 de almacenamiento de aceite por hidrogenar
- 4.- Tanque No. 3 mezclador de aceite-catalizador (enchaqueado).
- 5.- Motor para agitador del mezclador de aceite.
- 6.- Reactor hidrogenador
- 7.- Bomba No. 2 de alimentación de aceite - catalizador al reactor
- 8.- Bomba No.3 de alimentación y recirculación de hidrógeno.
- 9.- Bomba No.4 de alimentación al cambiador de calor con el aceite hidrogenado que es sacado del reactor.
- 10.- Tanques de hidrógeno.

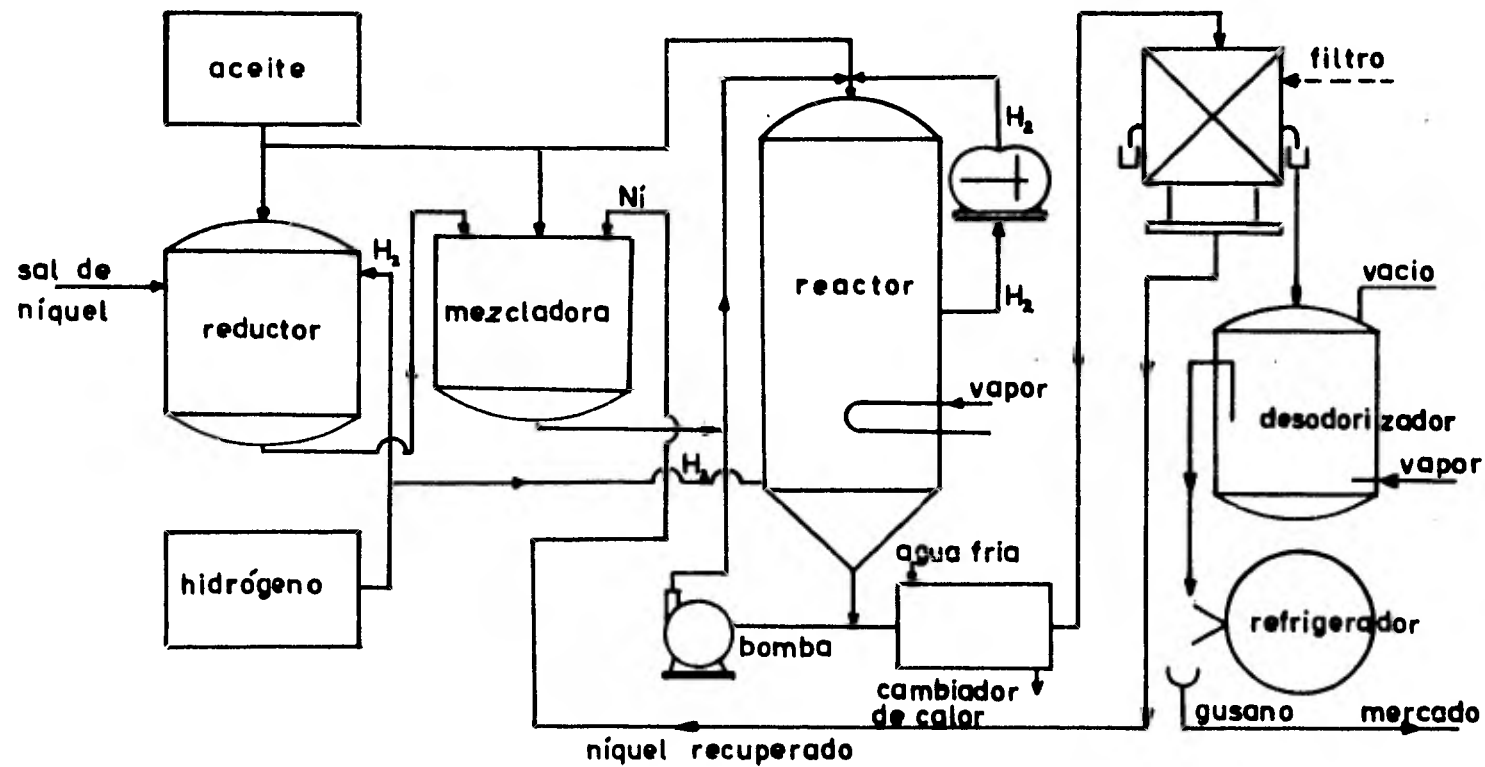
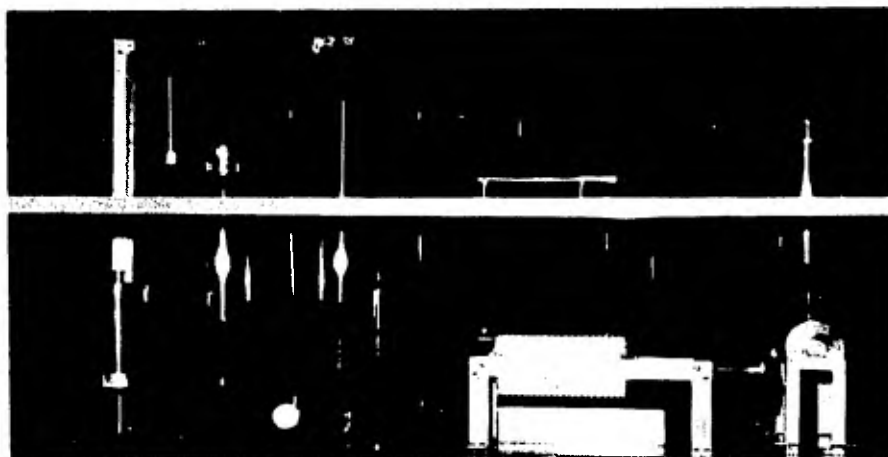
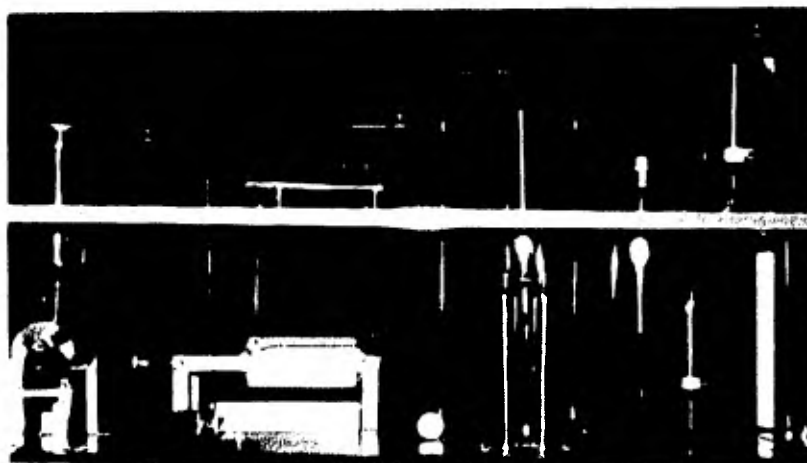


DIAGRAMA DE FLUJO  
HIDROGENACION DE  
ACEITE.

Fotografías de la maqueta de Planta Piloto de Hidrogenación



Vista Frontal



Vista Posterior



- 11.- Cambiador de calor
- 12.- Filtro Prensa
- 13.- Tanque almacén de aceite hidrogenado (enchquetado).
- 14.- Motor para agitador del tanque de aceite hidrogenado.
- 15.- Bomba No. 5 de alimentación de aceite hidrogenado del filtro prensa al tanque almacén.
- 16.- Envasador de gusano, enfriado por agua, con dosificador de grasa hidrogenada.
- 17.- La tubería de la planta será de acero inoxidable T-304.

#### Cálculo de Volúmenes de los Recipientes:

Tanque No. 1 y No. 2 de almacenamiento de aceite por hidrogenar.

Tomando en consideración las dimensiones de las láminas que se encuentran en el mercado, y dado que debe tenerse una buena eficiencia en el diseño para obtenerse ahorros considerables, se procedió primeramente a consultar sobre las dimensiones y espesores de los materiales que se proponen en el siguiente cálculo de equipo:

Tanques No. 1 y 2: Material acero al carbón con recubrimiento epoxi-fenólico.

Dimensiones:            Altura =       1.22 m   (4 ft)  
                               diámetro =   0.97 m   (10 ft de desarrollo)  
                               tapas diámetro = 0.97 m.

$$v = \frac{d^2 \times \pi}{4} \times h = \frac{0.94 \times 3.1416}{4} (1.22) = 0.901 \text{ m}^3$$

Volúmen tanques No. 1 y 2 = 901 lts.

Tanque No. 3 Mezclador de aceite - catalizador: Material acero inoxidable 304.

Dimensiones:      Altura = 1.22m (4 ft)  
                          diámetro = 0.97 m (10 ft desarrollo)  
                          cono inferior = 0.20 m. (segmento)

Volúmen del Cilindro:       $V = \frac{d^2}{4} \times \pi \times h = 901 \text{ lts}$

Volúmen del Cono Inferior:

Fórmula de Cono Truncado:       $V = \frac{\pi}{3} h (D^2 + Dd + d^2)$

$$V = \frac{3.1416 (0.20)}{3} (0.94 + (0.97 \times 0.1) + 0.01)$$

$$V = 0.218 \text{ m}^3 = 218 \text{ lts.}$$

Volúmen Total del mezclador = 1.118 lts.

Reactor o Hidrogenador:

Dimensiones:      altura del cilindro = 2.74 m (9 ft)  
                          diámetro = 0.97 m (10 ft desarrollo)  
                          cono de muestreo = 0.30 m.  
                          segmento de esfera = 0.10 m

Volúmen del Cilindro:

$$V = \frac{d^2}{4} \times \pi \times h = \frac{0.94 \times 3.1416}{4} \times (2.74) = 2.021 \text{ m}^3$$

Volúmen del Cono Truncado:

$$V = \frac{3.1416 (0.30)}{3} (0.94 + (0.97 \times 0.15) + 0.0225) = 0.348 \text{ m}^3$$

Volúmen del Segmento de Esfera:

$$V = \frac{2h}{3} \times \pi r^2 = \frac{2}{3} (0.10) \times 0.235 (3.1416) = 0.049 \text{ m}^3$$

Volúmen Total Reactor:	2.021 m <sup>3</sup>
	0.348 m <sup>3</sup>
	<u>0.049 m<sup>3</sup></u>
	2.418 m <sup>3</sup> 6 2,418 lt

Tanque almacenador de aceite hidrogenado

El volúmen de este recipiente será el mismo del tanque mezclador, ambos están enchaquetados con serpentín de vapor.

$$V = 1.118 \text{ lts}$$

Cálculo de la Potencia de las Bombas utilizadas:

Cálculo de la potencia de la bomba No. 1-A de alimentación de aceite al tanque No. 2 de materia prima.

Datos:

Aceite

Tubería

$$W = 500 \text{ kgs}$$

$$L = 7.90 \text{ m}; 25.91 \text{ ft}$$

$$\text{Vol. recipiente} = 565 \text{ lts}$$

$$\text{Diámetro} = 1" \text{ std. ced. } 40$$

$$\mu = 82 \text{ ctp}$$

$$\text{Area Seccional} = 0.8639 \text{ in}^2$$

$$\rho = 0.90 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Efic. Motor-Bomba} = 50\%$$

$$\ominus 15 \text{ minutos}$$

Cálculo del Gasto en Volúmen

$$V = \frac{500 \text{ kgs}}{0.90 \text{ kg/lt}} = 555 \text{ lts}$$

$$q = \frac{555 \text{ lts}}{15 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 0.616 \text{ lts/seg}$$

$$q = \text{Gasto en volúmen} = 0.616 \frac{\text{lts}}{\text{seg}} \times \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ lt}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{0.283 \text{ m}^3} = 0.0217 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

$$q = 0.0217 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Cálculo de Velocidad:

Tenemos que  $q = V.A.$  donde  $V =$  Velocidad

por lo tanto  $V = \frac{q}{A}$   $A =$  área seccional

Substituyendo

$$V = \frac{0.0217 \text{ ft}^3/\text{seg}}{0.8639 \text{ in}^2} = \frac{\text{ft}^3/\text{seg}}{\text{in}^2 \left[ \frac{12 \text{ in}^2}{\text{ft}^2} \right]} = \frac{0.0217}{0.00599} = 3.62 \text{ ft/seg}$$

Cálculo del Número de Reynolds:

$$Re = \frac{DVP}{\mu} = \frac{1.05 \times 3.62 \times 0.90 \times 62.4 \text{ (in} \times \text{ft/seg} \times \text{gr/cm}^3 \times \text{lb/ft}^3/\text{gr/cm}^3)}{12 \times 82 \times 6.72 \times 10^{-4} \text{ (in} \times \text{ctp} \times \frac{\text{lb}}{\text{ft seg}})}$$

$$Re = \frac{213.46}{0.6612} = \underline{\underline{322.83}}$$

$$f = \frac{16}{Re} = \frac{16}{322.83} = \underline{\underline{0.049}}$$

Tubería:

Cálculo de la longitud equivalente:

$$\begin{aligned} 4 \text{ codos } 90^\circ &= 4 ( 2.55 \text{ ft} ) = 10.20 \text{ ft} \\ 2 \text{ válvulas compuerta} &= 2 ( 1.10 \text{ ft} ) = 2.20 \text{ ft} \\ \text{longitud tubería} &= 7.90 \text{ m} = \frac{25.91}{38.31} \text{ ft} \\ \text{longitud total} &= 38.31 \text{ ft} = 1 \text{ t} \end{aligned}$$

Caída de presión por fricción

$$\Sigma F = \frac{2fLTV^2}{GcD} = \frac{2 ( 0.049 ) 38.31 ( 3.62 )^2 ( 12 )}{32.2 ( 1.05 )}$$

$$\Sigma F = \frac{590.38}{33.81} = \underline{\underline{17.46 \text{ ft}}}$$

Del Teorema de Bernoulli:

$$Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} + P_1V_1 + E_1 + W = Z_2 + \frac{V_2^2}{2g} + P_2V_2 + E_2 + \Sigma F$$

donde  $Z_1$  y  $Z_2$  = altura de la masa según el plano de referencia

$V_1$  y  $V_2$  = Velocidad del Fluido

$E_1$  y  $E_2$  = Energía de Movimiento o Energía Cinética

$W$  = Trabajo

Si  $V_1 = 0$  y  $P_1V_1 = P_2V_2$

$$W = Z_2 - Z_1 + \frac{V_2^2}{2g} + \Sigma F$$

$$Z_2 - Z_1 = 2.30 \text{ m} = 7.54 \text{ ft}$$

sustituyendo

$$W = 7.54 + \frac{(3.62)^2}{2(32.2)} + 17.46$$

$$W = 7.54 + 0.203 + 17.46 = 25.20 \text{ ft}$$

tenemos que

$$\Delta P = \Sigma P \times \rho = 25.20 \text{ ft} \times 0.90 \text{ gr/cm}^3 \times 62.5 \frac{\text{lb/ft}^3}{\text{gr/cm}^3} = 1417.5 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta P = 1417.5 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{HP total} = \Delta P \times Q / 550 = \frac{1417.5 \times 0.0217}{550} = 0.055 \text{ HP}$$

$$\text{Unidades} = \frac{\text{lb/ft}^2 \times \text{ft}^3/\text{seg}}{\frac{\text{ft lb}}{\text{seg}} / \text{HP}} = \text{HP}$$

$$\text{HP} = \text{HP total} / \text{Eficiencia Motor Bomba} = \frac{0.055}{0.5} = 0.111$$

$$\text{HP} = \underline{0.111}$$

La potencia de este motor es pequeña, por lo tanto usando un motor de 1/4 HP tendremos un rango de seguridad sobrado para la bomba No. 1-A de alimentación de aceite del tanque No. 1 al No. 2 de materia prima.

Cálculo de la potencia del motor para el agitador de la mezcla de aceite-catalizador.

Para el caso típico nuestro de mantener en constante movimiento y en estrecho contacto el catalizador con el aceite para que no se asiente, consideramos que podemos usar un agitador con brida para montaje en tanques cerrados marca NETTCO ó MIXMOR, con propelas de tipo marino de 3 hojas, a prueba de explosión y con una velocidad angular de 420 RPM y con Baffles.

Datos:

Recipiente altura = 1.22 m = 4.00 ft  
diámetro = 0.97 m = 10 ft de desarrollo

$n$  = No. RPM = 420

$\rho$  = 0.90 gr/cm<sup>3</sup> x 62.5 = 56.25 lb/ft<sup>3</sup>

$D_i$  = diámetro de las propelas = 15 in x  $\frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}}$  = 1.25 ft

$\mu$  = 82 ctp x 6.72 x 10<sup>-4</sup> = 551 x 10<sup>-4</sup>  $\frac{\text{lb}}{\text{ft seg}}$

$$NRe = \frac{n D_i^2}{\mu} = \frac{420/60 (1.25)^2 (56.25)}{551 \times 10^{-4}} = \frac{615.23}{551 \times 10^{-4}}$$

El NRe anterior está expresado en variables convenientes para agitación.

$$NRe = 11.165$$

Para tanques con Baffles con NRe mayores de 300, el número de Froude afecta la agitación. De la figura 20.28 pag.417 del Foust & Wenzel Clamp se tiene  $N_{po}$  como función del NRe.

$$\frac{\text{Coeficiente de arrastre}}{\text{No. Froude}} = \frac{N_{po}}{NFr (a - \log NRe)/b} = 0.26$$

$$\text{Tenemos } \frac{Dt}{D_i} = \frac{\text{Diámetro tanque}}{\text{Diámetro propela}} = 3$$

$Z_i = \text{Elevación de la propela} = 0.93 \text{ ft}$

$Z_i = \text{Elevación del líquido} = 3.37 \text{ ft}$

Tipo de propela	$\frac{Dt}{Di}$	$Z_1/D_i$	$Z_i/D_i$	a	b
Marino 3 hojas	3	2.7	0.75	2.1	18

De la tabla se tiene  $a = 2.1$  y  $b = 18$

$$\frac{a - \log NRe}{b} = \frac{2.1 - 4.04}{18} = -0.108$$

entonces

$$\frac{N_{po}}{(NFr) - 0.108} = 0.26$$

$$NFr = \frac{N^2 D_i}{g} = \frac{(420/60)^2 (1.25)}{32.2} = 1.90$$

despejando

$$N_{po} = \frac{0.26}{(1.90) - 0.108} = \frac{0.26}{1.072} = 0.242$$

$$N_{po} = \frac{P_{gc}}{N^3 D_i^5 \rho} = 0.242$$

donde despejando

$$P = \frac{N_{po} N^3 D_i^5 \rho}{G_c}$$

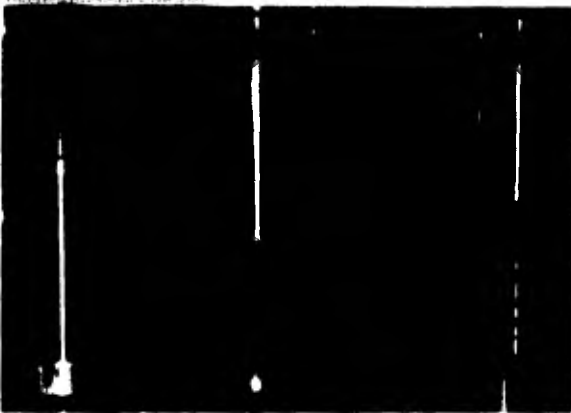
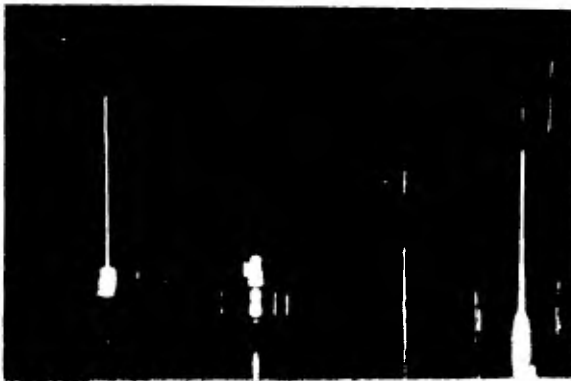
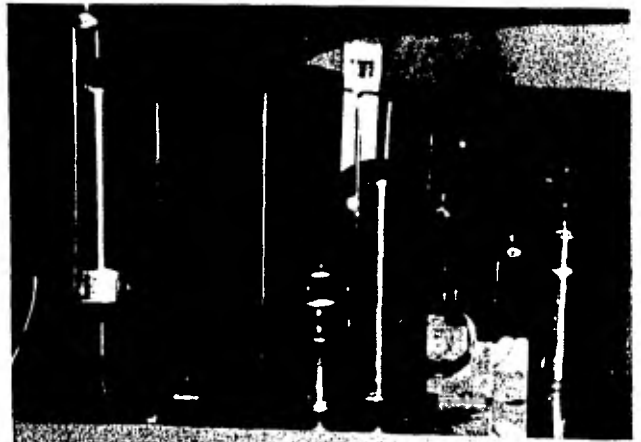
$$P = \frac{0.242 (7)^3 (1.25)^5 (56.25)}{32.2}$$

$$P = \frac{0.242 (343) (3.05) (56.25)}{32.2} = \frac{14240.7}{32.2} = 442.25 \text{ lb ft/seg}$$

$$P = \frac{442.25}{550} = 0.804 \text{ HP}$$

Por lo tanto se usará el motor inmediato superior que los fabricantes de agitadores tienen en existencia y que es de 1HP, teniendo un 20% de exceso de potencia. El agitador será de la marca NETTCO, Modelo TMF con reductor a 420 R.P.M., de 1HP de potencia y con propelas marinas de 12 in.





Tanques de almacenamiento, mez  
clador y reactor.

Cálculo de la potencia de la bomba 2-A de alimentación de aceite catalizador al reactor.

## Datos

W = 1000 kg  
 Vol = 1,118 lt.  
 Recipiente mezclador  
 $\mu = 82$  ctp.  
 $\rho = 0.90$  gr/cm  
 $\Theta = 30$  min.

## Tubería

D = 1"std; 1.05"ced 40  
 área secc = 0.8639 in<sup>2</sup>  
 $Z_2 - Z_1 = 3.80 - 1.90 = 1.90$  in  
 3 codos  
 3 válvulas compuerta  
 Eficiencia motor-bomba 50%

## Cálculo del Gasto en Volúmen

$$v = \frac{m}{\rho} = \frac{1000 \text{ kg}}{0.90 \text{ kg/lt}} = 1111 \text{ lt.}$$

$$q = \frac{1111 \text{ lt}}{30 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 0.617 \text{ lt/seg}$$

$$q = \text{Gasto en Volúmen} = 0.617 \frac{\text{lt}}{\text{seg}} \times \frac{\text{in}^3}{1000 \text{lt}} \times \frac{\text{ft}^3}{0.0283 \text{ m}^3} = 0.0218$$

$$q = 0.0218 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Si  $q = V \cdot A$  Despejando  $V = q/A$

$$V = \frac{0.0218 \text{ ft}^3/\text{seg}}{0.8639 \text{ in}^3 \times \frac{\text{ft}^2}{144 \text{ in}^2}} = \frac{0.0218 \text{ ft}^3/\text{seg}}{0.00599}$$

$$V = 3.63 \text{ ft/seg}$$

## Cálculo del número de Reynolds

$$Re = \frac{DVP}{\mu} = \frac{1.05 \text{ in} \times 3.63 \text{ ft/seg} \times 0.90 \text{ gr/cm}^3 \times 62.5 \text{ lb/ft}^3/\text{gr/cm}^3}{12 \text{ in/ft} \times 82 \text{ ctp} \times 6.72 \times 10^{-4} \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{seg}} / \text{ctp}}$$

$$Re = \frac{225.11}{0.6612} = 340.46$$

$$f = \frac{16}{Re} = \frac{16}{340.46} = 0.046$$

Tubería

Cálculo de la longitud equivalente

$$\begin{array}{rcl}
 2 \text{ válvulas de compuerta} & 2 ( 0.6 \text{ ft} ) & = 1.20 \text{ ft} \\
 3 \text{ codos } 90^\circ & 3 ( 2.55 \text{ ft} ) & = 7.65 \text{ ft} \\
 \text{longitud tubería } 7.10 \text{ in} & & = 23.28 \text{ ft} \\
 & & \hline
 & & 32.13 \text{ ft}
 \end{array}$$

Cálculo de la caída de presión por fricción

$$\Sigma F = \frac{2 f L_t v^2}{GCD}$$

$$\Sigma F = \frac{2(0.046) 32.13 (3.63)^2 (12)}{32.2 (1.05)} = \frac{467.40}{33.81} = 13.82 \text{ ft}$$

Del teorema de Bernoulli

$$z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + P_1V_1 + E_1 + W = z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + P_2V_2 + E_2 + \Sigma F$$

$$v_1 = 0 \quad \text{y} \quad P_1V_1 = P_2V_2$$

$$W = z_2 - z_1 + \frac{v_2^2}{2g} + \Sigma F$$

$$z_2 - z_1 = 3.80 - 1.90 \text{ in} = 1.90 \text{ in} \times 3.28 \text{ ft/in} = 6.23 \text{ ft}$$

sustituyendo

$$W = 6.23 \text{ ft} + \frac{(3.63)^2 \text{ ft}^2/\text{seg}^2}{2 (32.2) \text{ ft}/\text{seg}^2} + 13.82 \text{ ft}$$

$$W = 6.23 + 0.204 + 13.82 \text{ ft} = 20.25 \text{ ft}$$

$$W = 20.25 \text{ ft}$$

tenemos que  $\Delta P = W \times \rho$

$$\Delta P = 20.35 \text{ ft} \times 0.90 \text{ gr/cm}^3 \times 62.5 \text{ lb/ft}^3$$

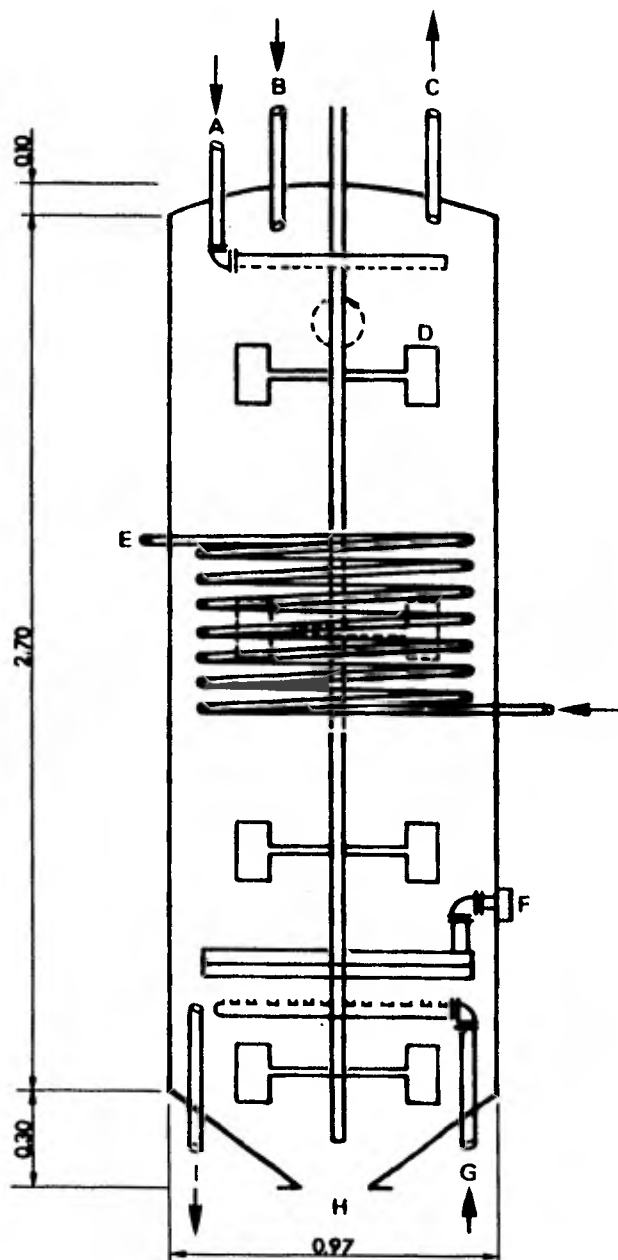
$$\Delta P = 1,139.28 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{HP total} = \Delta P \times q / 550 = \frac{1139.28 \text{ lb/ft}^2 \times 0.0218 \text{ ft}^3/\text{seg}}{550 \frac{\text{ft lb}}{\text{seg}} / \text{HP}}$$

$$\text{HP total} = \frac{24.83}{550} = 0.045$$

$$\text{HP} = \text{HP total} / \text{eficiencia} = \frac{.045}{0.50} = 0.090 \text{ HP}$$

Aquí la potencia es pequeña, así que con que con 1/4 de HP que se compre la Bomba, se tendrá buen margen de seguridad.



Letra	Significado
A	atomización del aceite
B	entrada del aceite
C	salida del hidrógeno
D	agitador de paletas
E	serpentin de enfriamiento
F	calentador de resistencia
G	atomización hidrógeno
H	muestreo
I	salida del aceite

<b>Reactor Hidrogenador</b>	
Figura No 3	
esc: 1/20	cotas en mts
dibujó: Raymundo Juárez R.	

Cálculo de la Bomba 3-A de alimentación y recirculación de hidrógeno por ambas partes, superior e inferior del reactor para tener una atmósfera saturada de hidrógeno dentro de él. Por lo tanto, de lo anterior, se deduce que el planteamiento del problema será dividido en 2 partes, ya que obtendremos 2 caídas - de presión que serán:

- a) Al fluir el hidrógeno desde la Bomba hasta el reactor y dentro de él principalmente en las boquillas atomizadoras.
- b) Al fluir el hidrógeno desde el reactor hasta la Bomba.

Las condiciones de trabajo para el reactor serán de una presión de 3 atmósferas ( $44.10 \text{ lb/in}^2$ ), y una temperatura de  $170^\circ\text{C}$ , - trabajando como se sabe, con un fluido compresible como es el hidrógeno.

Datos:

Hidrógeno

$P = 3 \text{ atm.} = 44.10 \text{ lb/in}^2$

$T = 170^\circ\text{C}$

Vol H = 500 lt

Tiempo = 30 seg.

Tubería:

$D = 1.5 \text{ in} = 1.610 \text{ in} = 0.1341 \text{ ft}$

$A = 2.036 \text{ in}^2 = 0.014 \text{ ft}^2$

Longitud tubería = 5 mts = 16.40 ft

1 Te

1 Válvula compuerta

4 Codos  $90^\circ$

Como primeras incognitas se tiene la viscosidad y la densidad del hidrógeno a la temperatura de  $170^\circ\text{C}$  y presión de 3 atmósferas, las cuales son calculadas de las siguientes ecuaciones:

Según The Design of High Pressure Plant and The Properties of Fluids at High Pressures De D.M. Newitt, Oxford University - Press, Pag. 406, la siguiente ecuación reproduce con considerable seguridad la variación de la viscosidad del hidrógeno a temperaturas normales y altas, y en el caso del Helio, falla a todas las temperaturas.

$$\mu = \mu_0 \frac{(T)}{273}^{3/2} \frac{C+273}{C+T}$$

$\mu$  = Viscosidad del  $H_2$  a  $0^\circ C = 0.0084$  CTP

C = Valor para diferentes gases obtenido en la pag. 83 e igual a 83.

T = Temperatura convertida a  $^\circ K = ^\circ C + 273 = 170 + 273 = 443^\circ K$

Sustituyendo

$$\mu = 0.0084 \frac{(443)}{273}^{3/2} \frac{83+273}{83+443} = 0.0117 \text{ cts}$$

Cálculo de la densidad del hidrógeno a 3 atm. y  $170^\circ C$

m = 2.016 peso molecular  $H_2$

P = 3 atmósferas

$v = \frac{fV_0}{P m}$  donde

$V_0 = 22.428 \text{ cm}^3$

f = 1.374

Sustituyendo

$$v = \frac{1.374 (22.428)}{3 (2.016)} = 5095 \text{ cm}^3/\text{gr}$$

$$\text{Dado que } P = \frac{1}{V} = \frac{1}{5095} = 0.0001962 \text{ gr/cm}^3$$

$$P_{H_2} = 0.0001962 \text{ gr/cm}^3$$

Cálculo del gasto en volúmen de hidrógeno, haciendo circular el volúmen 3 veces por minuto.

$$V_{H_2} = 500 \text{ lt}$$

$$q_{H_2} = 1500 \text{ lt/min} = 25 \text{ lt/seg} \times 0.03531 \frac{\text{ft}^3}{\text{lt}}$$

$$q = 0.88 \text{ ft}^3 / \text{seg}$$

## Cálculo de la Velocidad

$$q_{H_2} = V_{H_2} \times A_{H_2} ; q_{H_2} = 0.88 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

donde  $V_{H_2} = \frac{q_{H_2}}{A_{H_2}} \quad A_{H_2} = 0.014 \text{ ft}^2$

$$V_{H_2} = \frac{0.88}{0.014} \frac{\text{ft}^3/\text{seg}}{\text{ft}^2} = 62.85 \text{ ft/seg}$$

## Cálculo de la longitud equivalente

ITe	1 ( 9 ft )	=	9.00 ft
1 Válvula compuerta	1 ( 0.95 ft)	=	0.95 ft
4 codos 90°	4 ( 4.4 ft)	=	17.60 ft
long. tubería 5 mts.		=	<u>16.40 ft</u>
longitud total			43.95 ft

## Cálculo del número de Reynolds

$$Re = \frac{Dvp}{\mu} = \frac{0.1341 \text{ ft}(62.85 \text{ ft/seg}) (0.00019 \text{ gr/cm}^3) (62.5 \text{ lb/ft}^3)/\text{gr/cm}^3}{0.0117 \text{ ctp} \times 6.72 \times 10^{-4} \frac{\text{lb ft}}{\text{seg}} / \text{ctp}}$$

$$Re = \frac{10.0 \times 10^{-2}}{7.86 \times 10^{-6}} = 12,722$$

$$Re = 12,722$$

Rugosidad Relativa tubo de 1 1/2 in "Acero Inoxidable 304 del Nomograma pag. 47 Applied Process Design for Chemical & - - Petrochemical Plants. Vol. No. 1 E/D = 0.0013.

De la figura 125 Brown y Asociados, tenemos el factor de fricción como factor del Reynolds y Rugosidad Relativa como parámetro:  $f = 0.037$ .



Cálculo de la caída por pérdidas de fricción

$$\Sigma F = \frac{2f L_t V^2}{gD} = \frac{2(0.0013) (43.95) (62.85)^2}{32.2 (0.1341)} = \frac{451.38}{4.318}$$

$$\text{Unidades} = \frac{\text{ft} (\text{ft}/\text{seg})^2}{\frac{\text{ft}}{\text{seg}^2} (\text{ft})} = \frac{\text{ft}^3/\text{seg}^2}{\text{ft}^2/\text{seg}^2} = \text{ft}$$

$$F = 104.5 \text{ ft de H}_2 \quad \text{A} \quad 3 \text{ ATM} \quad \text{y} \quad 170^\circ\text{C}$$

Del teorema de Bernoulli

$$V_1 = 0 \quad \text{y} \quad (Z_2 - Z_1) \quad P \approx 0$$

$$\Delta P = P_1 - P_2 = \rho H_2 \frac{(V_1)^2}{2g} + \Sigma F$$

$$\Delta P = 0.0001962 \text{ gr/cm}^3 \times 62.5 \text{ lb/ft}^3 / \text{gr/cm}^3 \frac{(62.85 \text{ ft/seg})^2}{2(32.2 \text{ ft/seg}^2)}$$

$$+ 104.5 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0.01226 (61.33) + 104.5 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0.7519 + 104.5 = 105.25 \text{ lb/ft}^2$$

$$P_{t1} = 105.25 \text{ lb/ft}^2$$

Cálculo de la parte (b) para la potencia de la Bomba 3-A o sea, cuando el hidrógeno fluye desde el reactor hasta la bomba. Para obtener la caída de presión, es necesario calcular la presión hidrostática ejercida por la columna de aceite en el reactor.

$$\text{Aceite agregado} = 1000 \text{ kg} / 0.92 \text{ kg/lt} = 1086 \text{ lt}$$

$$\text{Volúmen del cono inferior de muestreo} = 0.348 \text{ m}^3 = 34.8 \text{ lt}$$

Por lo tanto:

$$\text{Volúmen de aceite en el cilindro} = 1086 \text{ lt} - 34.8 \text{ lt} = 1051.8 \text{ lt}$$

Cálculo de la altura del aceite en el cilindro

$$H = V / 0.785 D^2 = 1051.8 / 0.785 (0.97)^2 = \frac{1051.80}{0.7386}$$

$$H = 1.42 \text{ m}$$

Cálculo de la presión hidrostática

$$\rho = 0.92 \text{ gr/cm}^3$$

$$p_h = 142 \text{ cm} \times 0.92 = 130 \text{ gr/cm}^2$$

$$p_h = 0.130 \text{ kg/cm}^2 \times 14.22 \text{ lb/in}^2/\text{kg/cm}^2 = 1.84 \text{ lb/in}^2$$

Cálculo de la presión total en este 2° tramo de tubería

$$P_z = 3 \text{ atm.} = 44.10 \text{ lb/in}^2$$

$$P_h = = 1.841 \text{ lb/in}^2$$

$$P_b = = 8.00 \text{ lb/in}^2 \text{ (Dato práctico para las boquillas atomizadoras)}$$

$$P_t = 53.941 \text{ lb/in}^2$$

Cálculo de la Densidad

$$V = f \frac{V_o}{P_t} m \quad \text{donde} \quad \begin{aligned} f &= 1.734 \\ V_o &= 22428 \text{ cm}^3 \\ P_t &= 53.941 \text{ lb/in}^2 = 3.66 \text{ atm.} \\ m &= 2.0154 \text{ gr/gr mol} \end{aligned}$$

$$V = \frac{1.734 \times 22428}{3.66 \times 2.0154}$$

$$V = 5276.81 \text{ unidades: cm}^3/\text{gr mol -atm}$$

atm x gr/gr mol

$$\text{tenemos que } \rho = \frac{1}{V} = 0.0001895 \text{ gr/cm}^3$$

Cálculo del Gasto en masa

tenemos  $P = 3 \text{ atm}$  y  $170^\circ\text{C}$

$$PV = nRT \quad n = \frac{PV}{RT} \quad V = 500 \text{ lts}; \quad R = 0.082 \text{ lt atm/oK}$$

$$n = \frac{3 \times 500}{0.082 \times 443} = \frac{1500}{36.326} = 41.29 \text{ mols}$$

$$500 \text{ lt } H_2 = 41.29 \text{ mol.} \times 2.0154 \text{ gr/gr mol} = 83.21$$

$$1500 \text{ lts } H_2 = 3 \times 83.21 = 249.64 \text{ gr de } H_2 \text{ en un minuto}$$

$$\text{tenemos } 249.64 \text{ gr/min} \times \text{min}/60 \text{ seg} = 4.16 \text{ gr/seg}$$

$$q_{w_{H_2}} = \frac{4.16 \text{ gr/seg}}{454 \text{ gr/lb}} = 0.0091 \text{ lb/seg}$$

Cálculo de la velocidad y gasto en volúmen

$$q_{w_{H_2}} = 0.0091 \text{ lb/seg} \quad A = 2.04 \text{ in}^2 / 144 \text{ in}^2/\text{ft}^2 = 0.0141 \text{ ft}^2$$

$$G = q_{w_{H_2}} / A = \frac{0.0091}{0.0141} = 0.6453 \frac{\text{lb}}{\text{seg}(\text{ft}^2)}$$

$$\text{Pero } G = \text{Vel} \times \rho_{H_2} ; \rho_{H_2} = 0.0001895 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Sustituyendo } V = G/P = 0.6453 \frac{\text{lb}}{\text{seg} \text{ ft}^2} / 0.0001895 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \times 62.5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$V = 54.68 \text{ ft/seg}$$

$$v_2 = 54.68 \text{ ft/seg}$$

$$v_1 = 0 \text{ (parte del reposo)}$$

Cálculo de la velocidad de expansión del hidrógeno a través de las boquillas atomizadoras.

$$\text{No. de boquillas} = 100$$

$$\text{Diámetro de las boquillas} = 3/16''$$

$$q_{w_{H_2}} = 0.0091 \text{ lb/seg}$$

$$\text{área por boquilla} = 0.0276 \text{ in}^2$$

$$\text{área total de las boquillas} = 2.76 \text{ in}^2 / 144 \text{ in}^2/\text{ft}^2 = 0.0191 \text{ ft}^2$$

$$\text{tenemos } G' = q_{w_{H_2}} / A^1 = \frac{0.0091 \text{ lb/seg}}{0.0191 \text{ ft}^2}$$

$$G = 0.476 \frac{\text{lb}}{\text{seg ft}^2}$$

$$V_3 = G^1 / \rho = \frac{0.476}{0.0001895 \times 62.5} = \frac{0.476}{0.0118}$$

$$V_3 = 40.33 \text{ ft/seg}$$

Cálculo de la longitud equivalente

$$2 \text{ codos } 90^\circ = 2 ( 2.55 ) = 5.1 \text{ ft}$$

$$1 \text{ válvula check} = 1 (10\text{ft}) = 10.00\text{ft}$$

$$\text{Longitud tubería} = 4.90 \text{ m} = \frac{16.07 \text{ ft}}{31.17 \text{ ft}}$$

Cálculo del número de Reynolds :

$$\text{Re} = \frac{DV_2 \rho}{\mu} = \frac{1.61 \times 54.68 \times 0.0001895 \times 62.5}{12 \times 0.0117 \times 6.72 \times 10^{-4}} =$$

$$\text{Re} = \frac{1.042}{0.943} \times 10^{-4} = 11056$$

$$\text{Re} = 11056$$

$$\text{De la gráfica } f = 0.030$$

$$\text{Re vs } f$$

Cálculo de la caída de presión por fricción:

$$P_f = 2f \text{ Ne } v^2 \rho / gD$$

sustituyendo valores:

$$P_f = \frac{2(0.030) (31.17) (54.68)^2 (0.0001895) (62.5)}{32.2 \times 0.134} = \frac{66.22}{4.31}$$

$$\text{unidades} = \frac{\text{ft} (\text{ft}^2/\text{seg}^2) (\text{gr}/\text{cm}^3) (\text{lb}/\text{ft}^3) / \text{gr}/\text{cm}^3}{\frac{\text{ft}}{\text{seg}^2} \times \text{ft}} = \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}$$

$$P_f = 15.36 \text{ lb/ft}^2$$

Cálculo de la caída de presión por ensanchamiento súbito

$$P_e = \rho (V_2 - V_3)^2 / 2g = 0.0001895 (62.5) (54.68 - 40.33)^2 / 2 (32.2)$$

$$P_e = \frac{2.438}{64.4} = 0.37 \text{ lb/ft}^2$$

Del teorema de Bernoulli:  $\rho (X_1 - X_2)$  se desprecia

$$V_1 = 0$$

$$P_t = \rho v_2^2 / 2g + P_f + P_e + P_b$$

$$\rho v_2^2 / 2g = \frac{0.0001895 (54.68)^2 (62.5)}{2 (32.2)} = \frac{35.41}{64.4} = 0.549 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}$$

Cálculo de la caída total de presión:

Por energía cinética	0.549 lb/ft <sup>2</sup>
Por fricción en la tubería	15.360 lb/ft <sup>2</sup>
Por ensanchamiento súbito	0.037 lb/ft <sup>2</sup>
Por presión en las boquillas	1440.000 lb/ft <sup>2</sup> (dato práctico)
	$P_{t_2} = 1455.949 \text{ lb/ft}^2$

Cálculo de la potencia del motor

$$\text{tenemos } P_{t_1} = 105.25 \text{ lb/ft}^2$$

$$P_{t_2} = 1455.949 \text{ lb/ft}^2$$

$$P_T = 1561.199 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{tenemos que: } HP = P_T q_{W_{H_2}} / 550 \rho_m$$

$$\text{donde } \rho_m = 0.0001895 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{sustituyendo } HP = 1561.199 (0.0091) / 550 (0.0001895) (62.5)$$

$$\text{Unidades} = \frac{1\text{b/ft}^2 (1\text{b/seg})}{550 \text{ ft lb/seg (gr/cm}^3)}$$

$$\text{HP} = \frac{14.20}{6.514} = 2.18 \text{ HP Teórico}$$

Eficiencia Motor Bomba 50%

$$\text{HP} = \frac{2.18}{0.50} = 4.36 \text{ HP}$$

Por lo tanto la potencia de la Bomba 3-A será de 5.0 HP que es la potencia del motor inmediato superior que se puede conseguir en el mercado.

### Diseño del cambiador de calor

Se requiere diseñar un enfriador del aceite del árbol del caballo, cuando sale del hidrogenador. Se desean enfriar 2000 Kg del aceite desde  $170^{\circ}\text{C}$  ( $338^{\circ}\text{F}$ ) hasta  $60^{\circ}\text{C}$  ( $140^{\circ}\text{F}$ ), usando una corriente de agua de enfriamiento la cual es disponible a un - gasto de 150 lts/min y a una temperatura de  $23.8^{\circ}\text{C}$  ( $75^{\circ}\text{F}$ ).

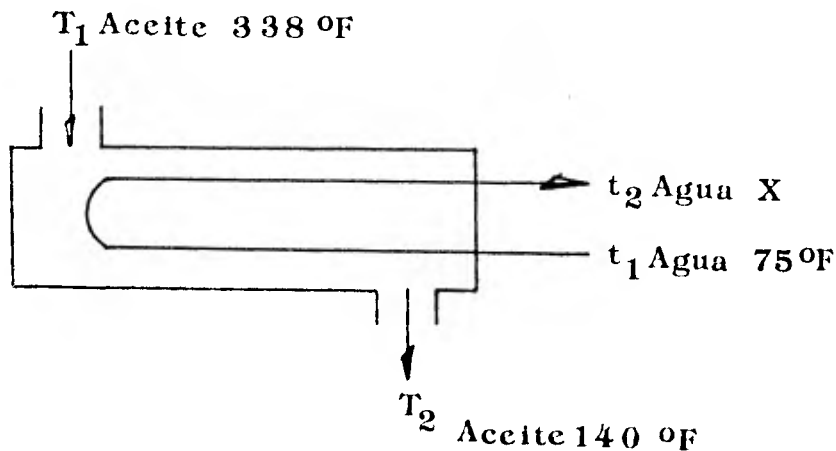
En orden de minimizar la corrosión, la velocidad recomendada - para el fluido de enfriamiento será de 5 ft/seg.

El agua fluirá por dentro de los tubos y drenará a un colector donde será bombeada a una torre de enfriamiento.

Para propósito de estandarizar la planta, los tubos serán de  $3/4$  in No. 16 BWG de acero inoxidable tipo T-304, no se espera que el aceite ensucie la superficie exterior de los tubos, así es que el claro mínimo recomendado por "Standards of Tubular Exchanger MFRS. Assoc." será de 0.25 in y los tubos serán colocados en arreglo de tresbolillo.

Las propiedades físicas de ambos líquidos se tomarán como valores de temperaturas promedio.

Tubería de  $3/4$  in OD  
 Pared 16 - 0.620 in ID  
 área ext/ft lineal = 0.196 ft  
 área int/ft lineal = 0.162 ft



Primeramente convertimos el gasto de agua a lb/hr

$$W_{H_2O} = 150 \text{ lts/min} \times 60 \text{ min/hr} \times 2.2 \text{ lb/lt} = 19,800 \text{ lb/hr}$$

Balance de calor para determinar temperatura de salida del agua, así como el gasto de agua para disipar la temperatura deseada.

Propiedades	Aceite Hidrogenado	Agua
Densidad $\rho$ ; lb/ft <sup>3</sup>	0.91 gr/cm <sup>3</sup> 56.25	0.9958 gr/cm <sup>3</sup> 62.23
Viscosidad $\mu$ ; $\frac{\text{lb}}{\text{ft-hr}}$	10.5 ctp x 2.42 25.41	0.87 ctp x 2.42 2.10
Conductividad Térmica $k$ ; $\frac{\text{BTU-ft}}{\text{ft}^2\text{-hr}^\circ\text{F}}$	0.098	0.355
Calor Específico $C_p$ ; $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$	0.585	0.98

$$q = W \text{ aceite } C_p \text{ aceite } ( T_{A_1} - T_{A_2} ) = W C_{p_{H_2O}} ( T_{H_2} - T_{H_1} )$$

$$W \text{ aceite} = 2000 \text{ kg} \times 2.2 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} = 4,400 \text{ lb}$$

$$q = 4,400 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} (0.585 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}) (338^\circ\text{F} - 140^\circ\text{F}) = 509,652 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} \text{ aceite}$$

$$q = 509,652 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} = 19,800 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} H_2O (1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}) ( T_{H_2} - 75^\circ\text{F} )$$

Despejando a  $T_{H_2}$

$$T_{H_2} = \frac{509,652}{19,800} + 75^\circ\text{F} = 25.74 + 75 = 100.74^\circ\text{F}$$



Las propiedades físicas del cuadro anterior se obtuvieron de las siguientes temperaturas promedio

$$\text{Aceite hidrogenado} = \frac{338^\circ + 140^\circ\text{F}}{2} = 239^\circ\text{F}$$

$$\text{Agua de enfriamiento} = \frac{100.74^\circ\text{F} + 75^\circ\text{F}}{2} = 87.87^\circ\text{F}$$

La diferencia de temperatura en cada salida del cambiador es:

$$\Delta t_1 \text{ caliente} = 338 - 100.74 = 237.26^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 \text{ fría} = 140 - 75^\circ\text{F} = 65.00^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{237.26 - 65}{2.3 \log \frac{237.26}{65}} = 133^\circ\text{F}$$

En orden de encontrar el factor de corrección Ft tenemos, según fig. 18 pag. 828 Process Heat Transfer de D.Q.Kern.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_1}$$

$$R = \frac{338 - 140}{100.74 - 75} = 7.69$$

$$S = \frac{100.74 - 75}{338 - 75} = 0.97$$

Para una carcasa de 1 paso con 2 pasos de tubo el factor es 0.95 y por lo tanto:

$$t = 133 (0.95) = 126.35^\circ\text{F}$$

El número de Reynolds para el agua dentro de los tubos:

$$\text{Re} = \frac{DV\rho}{\mu} = \frac{0.75 \times 5 \times 62 \times 3600}{12 \times 0.9186 \times 2.42}$$

$$\frac{\text{in} \times \text{ft}/\text{seg} \times 62 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 3600 \text{ seg}/\text{hr}}{\text{in}/\text{ft} \times 2.42 \text{ lb}/\text{ft} \text{ hr} \times \text{ctp}}$$

$$\text{Re} = \frac{837,000}{26.67} = 31,363$$

$$f = 0.027 \text{ para } e/D = 0.0018$$

Cuando el flujo es turbulento, podemos emplear la siguiente ecuación, para flujo de agua a través de tubos de cambiadores de calor.

$$h = \frac{160 ( 1 + 0.012 t ) v^{0.8}}{(D)^{0.2}}$$

Donde t = es la temperatura promedio del agua en °F  
sustituyendo

$$h = \frac{160 ( 1 + 0.012 ( 87.87 ) ) 5^{0.8}}{( 0.75 )^{0.2}} = 476$$

El coeficiente de incrustación asumiendo el tipo de agua con enfriamiento por torre y sin tratamiento suavizante, de acuerdo al Standars of Tubular Exchanger Manufacturers Association, el valor "h" para velocidad de agua superior a 5 ft/seg y temperatura no superior a 125°F es de = 330.

El coeficiente general basado en el área exterior puede ser calculado de la siguiente ecuación:

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_a} + \frac{X_w A_o}{k_w A_m} + \frac{A_o}{h_s A_i} + \frac{A_o}{h_w A_i}}$$

Donde A<sub>o</sub> y A<sub>i</sub> = área externa e interna del tubo respectivamente.

A<sub>m</sub> = área promedio

X<sub>w</sub> = grueso de pared en ft

k<sub>w</sub> = conductividad térmica del agua

h<sub>s</sub> = coeficiente de incrustación del agua

h<sub>a</sub> y h<sub>w</sub> = coeficientes de película del aceite y agua

Asumiendo que h<sub>o</sub> = 150, y obteniendo el área promedio, tendremos:

$$A_m = \frac{q_{X_w}}{R A_t} = \frac{509,652 ( 0.065 )}{0.355 (126.35) ( 12 )}$$

$$A_m = 61.54 \text{ ft}^2$$

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{250} + \frac{0.065(0.196)}{12(0.355)(61.54)} + \frac{0.196}{330(0.162)} + \frac{0.196}{476(0.162)}}$$

$$U_o = \frac{1}{0.004 + 0.000049 + 0.0036 + 0.00254}$$

$$U = \frac{1}{0.01089} = 98.14$$

El área total exterior requerida para el cambiador de calor será:

$$A = \frac{q}{U \Delta t} = \frac{509.652}{78.12 (126.35)} = 41.10 \text{ ft}^2$$

Para una velocidad del agua de 5.0 ft/seg, el número de tubos por paso es:

$$N_t = \frac{W}{3600 \frac{\pi D^2}{4} v \rho} = \frac{19,800}{(3600) \left( \frac{\pi}{4} \right) \left( \frac{0.62}{12} \right)^2 (5) (62)}$$

$$N_t = 28 \text{ tubos}$$

La longitud de los tubos requerida para dar el área externa de 41.10 ft<sup>2</sup>.

$$L = \frac{A}{\pi D N_t N_{tp}} = \frac{41.10}{3.1416 (0.75) (28) (N_{tp}) \frac{12}{12}}$$

$$L = \frac{41.10}{5.49 N_{tp}} = \frac{7.50}{N_{tp}}$$

Pasos de 2 tubos serán seleccionados, dando una longitud razonable de 3.75 pies.

El diámetro de la chaqueta del cambiador, será el siguiente:

$$N_t \cdot N_{tp} = 0.494 \left( \frac{D_s}{D_c + D} \right)^{2.11}$$

Donde  $D_s$  = Diámetro de la chaqueta  
 $D_c$  = Claro entre los tubos  
 $D$  = Diámetro exterior del tubo

$$N_t N_{tp} = 0.494 \left( \frac{D_s}{(0.75+0.25)} \right)^{2.11}$$

Para una  $N_t N_{tp} = 56$ , el diámetro  $D_s$  es encontrado igual a 10 pulgadas.

En la práctica es bueno usar áreas de flujo iguales para el lado del fluido de la chaqueta, en este caso el aceite para su flujo primero normal y después paralelo a los tubos. Esta condición puede ser mejorada por el uso de un espacio de Baffle,  $L_B$  de  $D_s/4$ , y un claro entre Baffles,  $L_{Bo}$  de  $D_s/4$ .

Para una chaqueta de paso simple el valor del área mínima es:

$$A_{\min} = D_s \left( \frac{D_c}{(D + D_c)} \right) \frac{D_s}{4}$$

Donde  $D_s$  = Diámetro de la carcaza, ft

$D$  = Diámetro de tubo, in

$D_c$  = Claro entre tubos, ft

sustituyendo

$$A_{\min} = \frac{10.0}{12} \left( \frac{0.25}{(0.75+0.25)} \right) \frac{10.0}{4(12)} = 0.043 \text{ ft}^2$$

Cálculo del Gasto en Volúmen

$$q = 2000 \text{ kg} / 0.91 \text{ kg/lt} = 2197 \text{ lt/hr} \times 0.0353 \text{ ft}^3/\text{lt} = 77.58 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Cálculo de la velocidad

$$v = \frac{q}{A} = \frac{77.58 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.043 \text{ ft}^2} = 1804 \text{ ft/hr}$$

Obtención del número de Reynolds para el aceite:

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu} = \frac{DG \text{ Max}}{\mu}$$

$$Re = \frac{0.75 (1804) (56.25)}{12 (10.5 \times 2.42) (0.043)} = \frac{\text{in (ft)} \left(\frac{\text{lb}}{\text{hr}}\right) \left(\frac{\text{ft}}{\text{ft}}\right)}{\text{ft} \text{ ctp} \left(\frac{\text{lb}}{\text{ft-hr/ctp}}\right)} (\text{ft}^2)$$

$$Re = 5805$$

Cálculo del coeficiente de película del aceite:

Para fluidos fuera de los tubos, se tiene la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{h}{C_p G_{\max}}\right) \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{2/3} = A \left(\frac{D G_{\max}}{\mu}\right)^{-n}$$

En la cual  $G_{\max}$  es el gasto masa velocidad entre los tubos y el punto de claro mínimo,  $D$  es el diámetro en pies y las constantes "A" y "n" son tomadas de la siguiente tabla sacada del Heat Exchanger Tube Manual Third ED. Pag. 61.

DG Max /	A	n
100 a 3000	0.49	0.44
sobre 3000	0.33	0.40

Por lo tanto la ecuación a ser empleada para obtener el coeficiente "h" será:

$$\left(\frac{h}{C_p G_{\max}}\right) \left(\frac{C_p}{k}\right)^{2/3} = 0.33 \left(\frac{D G_{\max}}{\mu}\right)^{0.40}$$

El número de PRANDTL para el aceite es:

$$\frac{C_p \mu}{k} = \frac{0.585 (10.5 \times 2.42)}{0.098} = 151.68$$

sustituyendo en nuestra ecuación y despejando "h" tenemos:

$$h = \frac{0.33 (C_p G_{\max}) \left(\frac{D G_{\max}}{\mu}\right)^{-0.40}}{\left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{2/3}}$$

$$h = \frac{0.33 (0.585) (1804) (56.25) / 0.043}{(151.68)^{2/3} (5905)^{.40}}$$

$$h = \frac{455575}{(27.43) (31.62)} = 525$$

Con una seguridad del 20% para tubos en línea y 40% por pérdidas de calor tendremos:

$$h_o = 525 (0.80) (0.60) = 252$$

El cual checa el valor asumido de 250.

Para el caso de la longitud de los tubos tendremos una longitud standard de 4.5 pies satisfactoria con un factor de seguridad de 4.5 - 3.75 / 3.75 igual a 20%.

Los tubos serán de acero inoxidable tipo T-304 de 3/4 in de diámetro, cédula 40. La carcaza será construida en tubo de acero al carbón de 10 in de diámetro, espesor de 3/8 in, los Baffles serán de placa de 3/16 in de espesor.

Cálculo de la caída de presión dentro de los tubos. La caída de presión dentro de los tubos es dada por la siguiente ecuación:

$$P = \frac{2f\rho V^2 p L}{3 CD} N_{tp} + 2.5 \frac{(\rho V^2 p)}{(2 \rho c)} N_{tp} + 1.6 \frac{(\rho V^2 p)}{(2 \rho c)}$$

Donde  $V_p$  = Vel. en la conexión de la tubería en ft/seg.

El último término es a menudo insignificante, por lo cual es negligible.

Sustituyendo datos:

$$\Delta P = N_{tp} \left[ \frac{2(0.027) (62) (5)^2 (4.5)}{(144) (32.2) \frac{0.62}{12}} + \frac{2.5 \cdot 62 (5.0)^2}{144 \cdot 2 (32.2)} \right]$$

$$\Delta P = 2 \left[ \frac{376.65}{239.25} + \frac{3875}{9273} \right] = 2 | 1.57 + 0.417 |$$

$$\Delta P_{TUBOS} = 3.98 \text{ psi}$$

Caída de presión en la carcaza, para el aceite.

Tenemos que el Reynolds para el aceite es de 5805, por lo tanto el factor de fricción será estimado tomando como base C/Do es - decir "C" es distancia entre centros en arreglo de "Tres Bolillo" y Do Diámetro exterior del tubo resultando igual a  $1.0\text{in}/0.75 = 1.33$  por lo cual de la tabla IV pag. 49 del Heat Exchanger Tube Manual obtenemos un factor de fricción de 0.15.

El valor de la velocidad máxima es:

$$V_m = \frac{4400 \text{ lb/hr}}{(3600 \frac{\text{seg}}{\text{hr}}) (0.43 \text{ ft}^2) 56.25 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

$$V_m = 0.505 \text{ ft/seg}$$

El número de hileras entre cada par de Baffles será:

$$10 \text{ in} / 0.75 + 0.25 \text{ in} + 10$$

El número de veces que el fluido cruzará en la carcaza será -

$$L / L_{Bo} \quad \text{ó} \quad L / \frac{Ds}{4}$$

$$\frac{(3.75 \text{ ft}) (12 \text{ in/ft})}{10 \frac{\text{in}}{4}} = 18$$

El número de hileras de tubos en la chaqueta será

$$10 (18) = 180$$

Por lo tanto la caída de presión del aceite sobre los tubos es - obtenida de la siguiente ecuación:

$$\Delta P_f = \frac{4f' N_r N_{sp} V_{\text{max}}^2}{2 g_c}$$

Donde  $N_r =$  No. de hileras por paso = 10

$$N_{sp} = 18 = L / L_{Bo}$$

Sustituyendo:

$$\Delta Pf = \frac{4(0.15)(10)(18)(56.25)(0.505)^2}{2(32.2)} = \frac{1549}{64.4} = 24 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\Delta Pf = 24 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{\text{ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 0.167 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \text{ (psi)}$$

La caída de presión para el flujo a través del área libre, cerca de un segmento tipo Bafle, es dada aproximadamente por la siguiente ecuación:

$$\Delta Pf = \frac{W^2 N_B N_{sp}}{\rho S_B^2 gc}$$

Donde  $N_B$  = No. de Baffles en serie por paso en la carcaza

$S_B$  = área libre cerca del Bafle

El valor  $S_B$  puede ser determinado por la ecuación del área mínima:

$$A_{\text{min}} = S_B = D_s \left[ \frac{D_c}{D+D_c} \right] \frac{D_s}{4} = 0.043 \text{ ft}^2$$

Por lo tanto sustituyendo en nuestra ecuación tenemos:

$$\Delta Pf = \frac{\left[ \frac{4400}{3600} \right]^2 \cdot 18 (2)}{(56.25) (0.043)^2 (32.2) (144)} = 0.111 \text{ psi}$$

$$\text{Unidades} \cdot \left[ \frac{\frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{\frac{\text{hr}}{\text{seg}}} \right]^2 \cdot \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \cdot \frac{\text{ft}^4}{-} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{seg}^2} \cdot \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} = \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Por lo tanto la caída de presión total en la carcaza es de 0.278 psi ó 40.03 lb/ft<sup>2</sup>, exclusivamente de la interconexión de la tubería



## Cálculo de la potencia Bomba 4-A

La función de esta Bomba es la de alimentar el cambiador de calor, con el aceite hidrogenado que sale del reactor.

Aceite	Tubería
$W = 1000 \text{ kg aceite}$	$D = 1 \text{ in st}$
$\rho = 0.91 \text{ gr/cm}^3$	$A = 0.863 \text{ in}^2 = 0.0059 \text{ ft}^2$
$\mu = 8.4 \text{ ctp}$	$L = 6.30 \text{ m} = 20.66 \text{ ft}$
$\ominus = 30 \text{ min}$	Presión filtro prensa = $150 \text{ lb/in}^2$ = $10.5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$
	Caída Presión Cambiador de Calor = $40.03 \text{ lb/ft}^2 = 0.278 \text{ psi}$
	2 Codos $90^\circ$
	2 Válvulas Compuerta
	Eficiencia Motor Bomba = 50%

## Cálculo del gasto en volúmen:

$$\frac{1000 \text{ kg}}{0.91 \text{ kg/lt}} = 1.100 \text{ lt}$$

$$q \text{ aceite} = 1100 \text{ lb/60 min} = 36.66 \text{ lt/min} = 1.294 \text{ ft}^3/\text{min}$$

hidrog

$$q \text{ aceite} = 0.0215 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

hidrog

## Cálculo de la velocidad en ft/seg

Tenemos  $q = V.A$  donde  $q = 0.0215 \text{ ft}^3/\text{seg}$   
 $A = 0.0059 \text{ ft}^2$

Sustituyendo:

$$V = \frac{q}{A} = \frac{0.0215}{0.0059} = 3.65 \text{ ft/seg}$$

Cálculo del número de Reynolds

$$NRe = \frac{DVP}{\mu}$$

$$NRe = \frac{1.05 (3.65) (0.91) (62.5)}{12 (8.4 \times 6.72 \times 10^{-4})} = 3218$$

$$f = \frac{16}{Re} = 0.0049$$

Longitud equivalente:

2 Codos 90°	=	2 (2.55)	= 5.10
1 TE	=	1 (2.60)	= 2.60
2 Válvulas compuerta	=	2 (1.10)	= 2.20
Longitud tubería	=		<u>20.66 ft</u>
T o t a l			30.56 ft

Cálculo de la caída de presión por fricción:

$$\Sigma F = 2 f L_t v^2 \rho / gD$$

$$\Sigma F = \frac{2(0.0049)(30.56)(3.65)^2(0.91)(62.5)}{32.2(0.0875)} = \frac{226.92}{2.817}$$

$$\Sigma F = 80.55 \text{ lb/ft}^2$$

Del teorema de Bernoulli

$$\Delta P \text{ total} = v^2 / 2g + \Sigma F + \Delta P \text{ cambiador} + P \text{ filtro}$$

$$\text{Donde } v^2 \rho / 2g = \frac{(3.65)^2 (0.91) (62.5)}{64.4} = \frac{757.71}{64.4} = 11.76 \text{ lb/ft}^2$$

Caída de presión dentro del cambiador de calor

$$\Delta P \text{ cambiador} = 40.03 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Presión del filtro prensa} = 150 \text{ lb/in}^2 = 21,600 \text{ lb/ft}^2$$

Sustituyendo

$$\Delta P \text{ total} = 11.76 \text{ lb/ft}^2 + 80.55 \text{ lb/ft}^2 + 40.03 \text{ lb/ft}^2 + 21,600 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta P \text{ total} = 21,732 \text{ lb/ft}^2$$

Cálculo de la potencia de la Bomba No. 4-A

$$HP_t = \Delta P_t \times q / 550 = \frac{21,732 \text{ lb/ft}^2 \times 0.0215 \text{ ft}^3/\text{seg}}{550} = \frac{467.43}{550}$$

$$HP_t = 0.849 \text{ HP}$$

$$HP = \frac{HP_t}{\text{Eficiencia}} = \frac{0.849}{0.50} = 1.7 \text{ HP}$$

$$HP = 1.7$$

Aquí tenemos que la potencia del motor requerida con respecto a la disponibilidad en el mercado, es de una Bomba con una potencia de 3 HP.

Cálculo de la Bomba No. 5-A

La función de esta Bomba consiste en alimentar el aceite hidrogenado que sale del filtro prensa sin cuerpos extraños entre ellos el catalizador, etc. al tanque almacenador del aceite hidrogenado antes de pasar al envasador.

Hacemos notar que este tramo de tubería está calentado con vapor y que el tanque almacenador está enchaquetado para mantener una temperatura superior al punto de fusión del aceite hidrogenado, ya que si ésta es menor, se convertirá en una grasa sólida dificultando la operación.

Datos:

$$W = 1000 \text{ kg}$$

$$\text{Diámetro} = 1" \text{ std} = 1.05"$$

$$\rho = 0.93 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Longitud tubería} = 3.60 \text{ m} = 11.80 \text{ ft}$$

$$\mu = 125 \text{ ctp}$$

$$\text{área } A = 0.86 \text{ in}^2$$

$$\Theta = 15 \text{ min}$$

$$Z_2 - Z_1 = 1.6 \text{ m} = 5.25 \text{ ft}$$

2 Codos

$$\text{Eficiencia} = 50\%$$

Cálculo del gasto en volúmen

$$1000 \text{ kg} / 0.93 \text{ kg/lt} = 1075 \text{ lt}$$

$$q = 1075 \text{ lt} / 15 \text{ min} = 1196 \text{ lt/seg} = 0.0422 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Cálculo de la velocidad

$$\text{tenemos } q = VA \quad q = 0.0422 \text{ ft}^3/\text{seg} \quad A = 0.86 \text{ in}^2 \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$V = 0.0422 \text{ ft}^3/\text{seg} \times 144 \text{ in}^2 / 0.86 \text{ in}^2 \times \text{ft}^2 = 7.08 \text{ ft/seg}$$

$$V = 7.08 \text{ ft/seg}$$

Cálculo de la longitud equivalente

$$2 \text{ Codos} = 2 (2.55) \times 30/12 = 12.75 \text{ ft}$$

$$\text{Longitud de la tubería} = 3.60 \text{ m} = \underline{11.80 \text{ ft}}$$

$$\text{Lt} \quad 24.55 \text{ ft}$$

Cálculo del número de Reynolds

$$\text{NRe} = \frac{DVP}{\mu} = \frac{1.05 \times 7.08 \times 0.93 \times 62.4}{12 \times 125 \times 6.72 \times 10^{-4}} = 428$$

$$\text{NRe} = 428 \quad f = \frac{16}{\text{Re}} = \frac{16}{428} = 0.0374$$

Cálculo de la pérdida por fricción

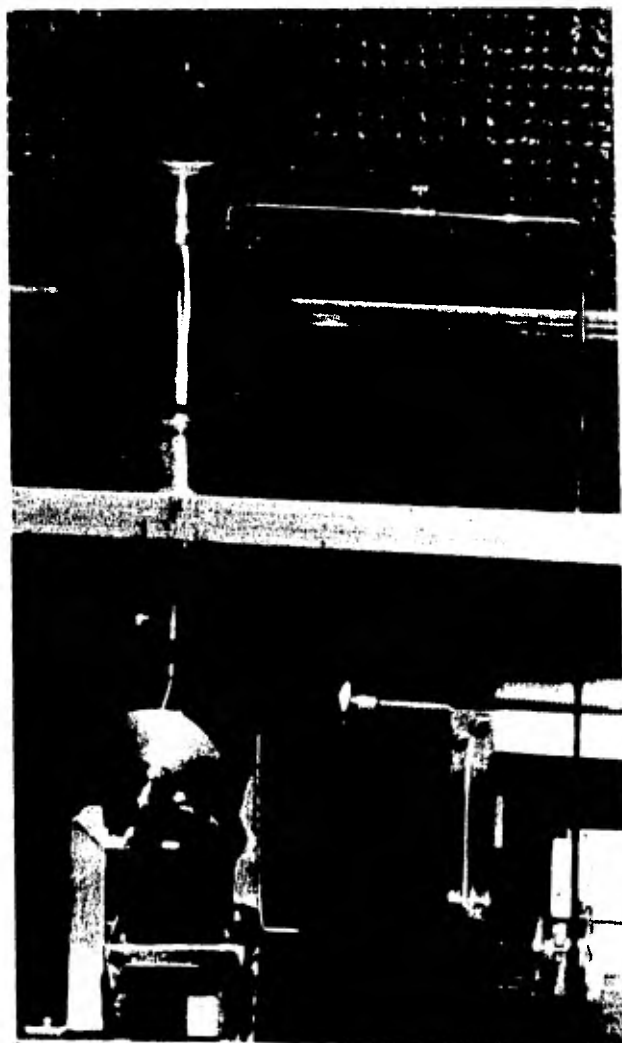
$$\Sigma H_f = 2f L_t V^2 / gD = 2 \times 0.0374 \times 24.55 \times (7.08)^2 \times 12 / 32.2 \times 1.05$$

$$\Sigma H_f = \frac{1104.5}{33.81} = 32.67 \text{ ft}$$

Del teorema de Bernoulli

$$\text{tenemos } V_1 = 0 \quad P_1 V_1 = P_2 V_2$$

# Tanque Almacén de Aceite Hidrogenado y Envasador



$$W = ( z_2 - z_1 ) + \frac{v_2^2}{2g} + H_f$$

$$W = 5.25 \text{ ft} + ( 7.08 )^2 / 64.4 + 32.67 \text{ ft}$$

$$W = 5.25 + 0.777 + 32.67 \text{ ft}$$

$$W = 38.69 \text{ ft lb/lb}$$

La caída de presión correspondiente a esta fricción es

$$\begin{aligned} \Delta P = \sum H_f \times \rho &= 38.69 \text{ ft} \times 0.93 \text{ gr/cm}^2 \times 62.5 \text{ lb/ft}^3 / \text{gr/cm}^3 \\ &= 2248.8 \text{ lb/ft}^2 = 15.61 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Cálculo de la potencia

$$HP_t = \Delta P \ q / 550 = \frac{2248 \text{ lb/ft}^2 \times 0.0422 \text{ ft}^3 / \text{seg}}{550 \frac{\text{ft lb}}{\text{seg}}} = \frac{94.86}{550}$$

$$HP_t = 0.172$$

$$HP = HP_t / \text{efic.} = 0.172 / 0.5 = 0.344 \text{ HP}$$

Por lo tanto usaremos un motor de 0.5 HP con el cual tendremos un rango de seguridad sobrado y además que es la potencia del motor inmediato superior para la Bomba No. 5-A.

Del tanque almacén de aceite hidrogenado, el cual está exento de catalizador y de cualquier resto sólido ajeno al aceite, tendrá un agitador similar al que cuenta el tanque mezclador de aceite con catalizador, dicho agitador será marca NETTCO - DE BRIDA, para montaje en recipientes cerrados, el recipiente tendrá chaqueta para estar calentado a una temperatura no menor de 40°C. La potencia del agitador será de 1 HP con prope las marinas de 12 in y con reductor de velocidad a 420 RPM.

De los tanques de hidrógeno, se usarán de una capacidad de - 6 m<sup>3</sup>, dichos tanques se pueden adquirir con las empresas dedicadas a las industrias criogénicas.

El filtro prensa será de la marca SHRIVER DE PLACAS con - alimentación central con placas bicóncavas que suprimen el uso del marco. La descarga es a presión o individual. El espesor de la torta va de acuerdo con la concavidad y se - forma en cada cámara por dos placas adyacentes. Tiene chaqueta para mantener la temperatura del filtrado a 45° C. Es de tamaño de 12 pulgadas de los marcos y trabaja con una presión máxima de 150 psi (lb/in<sup>2</sup>), será construido en acero inoxidable para una capacidad de 500 lts/hr con 6 juegos de lona y con las siguientes dimensiones: largo 1.80 m, ancho 45 cm., altura 1.0 m.

El envasador será un enfriador con tornillo sinfin para transportar la grasa (aceite hidrogenado), dosificarla y envasarla en el recipiente deseado, regularmente bolsa de polietileno. El envasador será construido en acero inoxidable, teniendo un compartimiento donde se introduce el aceite hidrogenado - (líquido a 40° C) y donde es enfriado a 20° C para solidificarlo y poderlo trabajar con el "Gusano" Sinfin.

El sinfin será movido por medio de un motor de 5HP con reductor de velocidad acoplado al eje del Gusano, mediante transmisión con engranes.

Con respecto a los espesores de los cuerpos y tapas del equipo por construirse, cuando se trata de recipientes a presión, se deberá solicitar la licencia correspondiente ante la Secretaría de Trabajo y Previsión Social para dar el visto bueno si considera que los equipos mencionados cuentan con todas las garantías de seguridad para su funcionamiento.

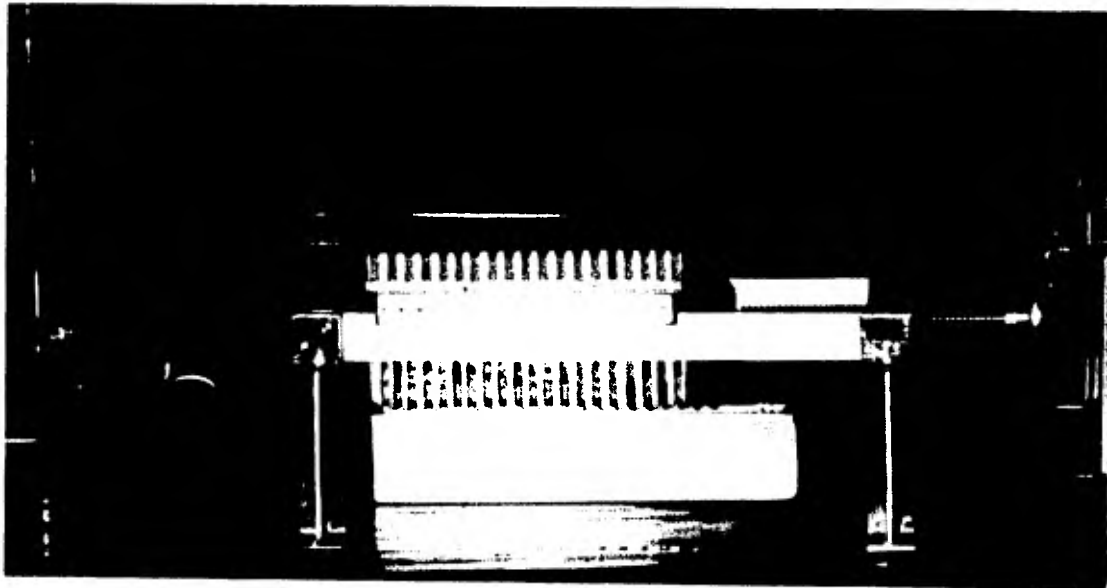
De los recipientes a presión que se enviarán para su construcción tenemos:

- 1.- Reactor
- 2.- Tanque Mezclador de Aceite y Catalizador
- 3.- Tanque Mezclador de Aceite Hidrogenado
- 4.- Cambiador de calor

Tenemos que para fines de construcción

Presión Diseño = 1.5 ( presión trabajo )

Filtro Prensa





Para la construcción del reactor se tiene:

$$\text{Presión Trabajo} = 3 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Presión Diseño} = 4.5 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Presión Prueba} = 6 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{Eficiencia Soldadura} = 80\%$$

$$\text{Tolerancia de Corrosión} = 0.158 \text{ cm}$$

$$\text{Temperatura de Diseño} = 350^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura de Trabajo} = 170^\circ\text{C}$$

Cálculo del espesor de lámina

Envolvente ( cilindro )

$$\xi = \frac{P \cdot R}{(SE) - (0.6)P}$$

Tapas

$$\xi = \frac{P \cdot D}{2(SE) - (0.2)P}$$

Donde  $P = \text{Presión Diseño kg/cm}^2$

$R = \text{Radio Tanque cm}$

$S = \text{Esfuerzo de trabajo del material}$

$E = \text{Eficiencia}$

$D = \text{Diámetro cm}$

Sustituyendo en las fórmulas tenemos

$$\xi = \frac{4.5 ( 48.5 )}{890(0.85) - (0.6)4.5} = \frac{2.1825}{756.5 - 2.7} = \frac{218.25}{753.8} = 0.289 \text{ cm}$$

$$\xi_{\text{tapas}} = \frac{4.5 (97)}{2(756.5) - 0.2(4.5)} = \frac{436.5}{1513 - 0.9} = \frac{436.5}{1512.10} = 0.288 \text{ cm}$$

Espesor envolvente = 0.289 cm = lámina No.11 = 3.0379 mm

Espesor Tapas = 0.288 cm = lámina No. 11 = 3.0379 mm

Lámina de acero inoxidable tipo 304

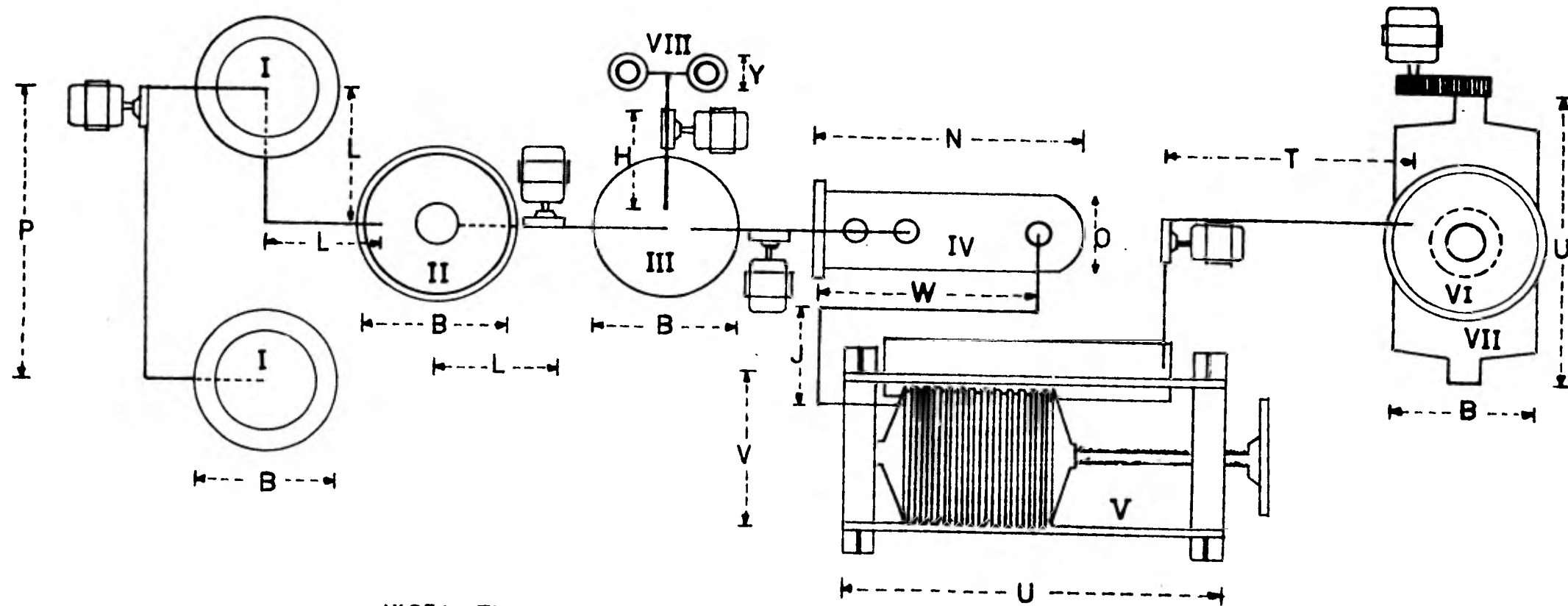
En el material por usar para la construcción de los mezcladores, los cuales llevarán una chaqueta para calentamiento con vapor, tendrán una lámina para el cuerpo del cilindro de 3/16 in de espesor de acero inoxidable tipo 304, y la chaqueta será de placa de acero al carbón de 1/4 in de espesor, fijado al cuerpo de tanque con Pernos Nelson en arreglo de - Tres Bolillo a 15 cm de separación.

Los tanques de materia prima serán construídos con placa de - acero inoxidable tipo 304 del número 12 ( 2.6569 mm ). También pueden ser construídos en acero al carbón revestidos con resina epóxica, para tener un costo menor de equipo.

El cambiador de calor será construído en la chaqueta con placa de acero inoxidable de 3/8 in que es lo que se especifica para buena operación del lado de la carcaza para presiones de trabajo hasta de 300 psi, cuando el diámetro de la chaqueta es menor de 24 in.

Los tubos serán de 3/4 in de diámetro, de acero inoxidable tipo T-304.

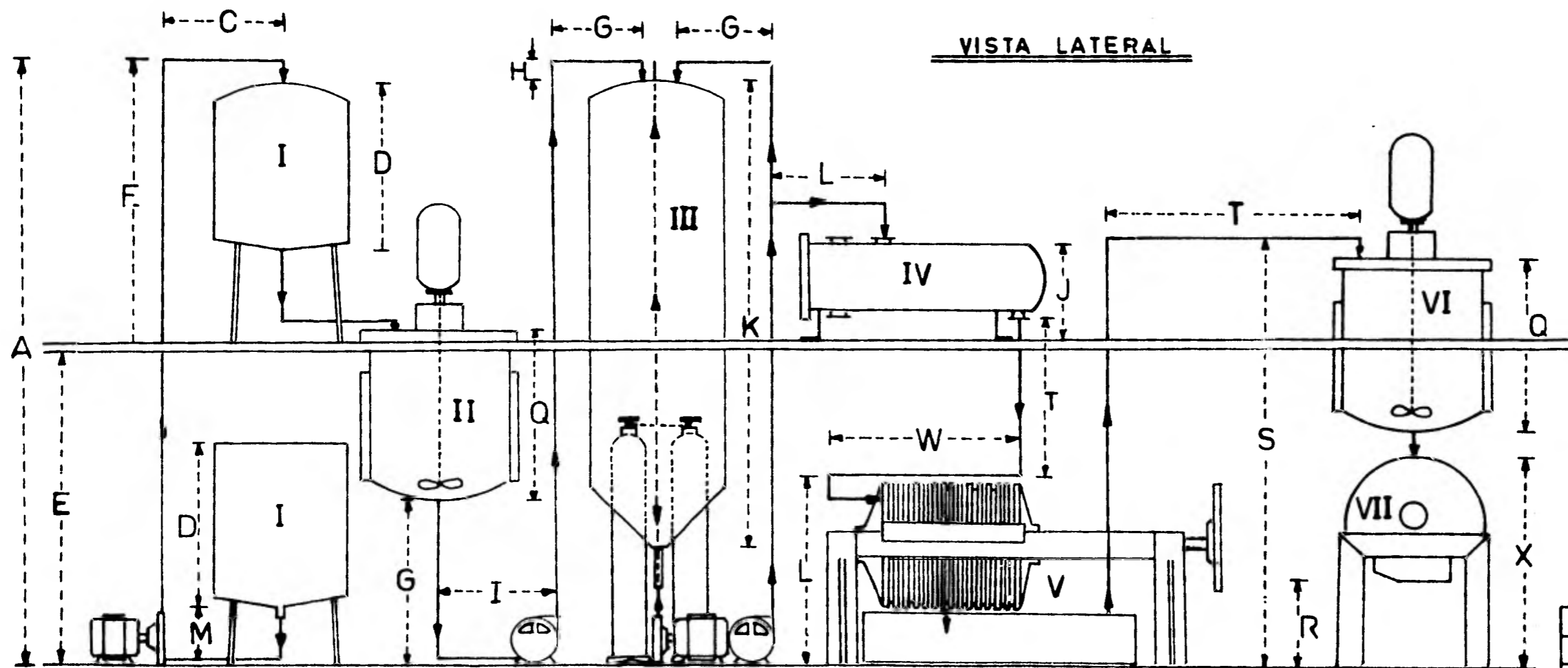
Los Baffles serán de 3/16 in de espesor de acero al carbón.



VISTA EN PLANTA

Nº	EQUIPO
I	TANQUE MATERIA PRIMA
II	TANQUE MEZCLADOR
III	REACTOR
IV	CAMBIADOR DE CALOR
V	FILTRO PRENSA
VI	TANQUE ACEITE HIDROGENADO
VII	ENVASADOR
VIII	TANQUES DE HIDROGENO

PLANTA PILOTO
FIGURA Nº 2
SIN ESCALA
DIBUJO: R.L.J.R.



VISTA LATERAL

CLAVE	MTS
A	4.10
B	0.97
C	0.85
D	1.22
E	2.20
F	1.90
G	0.80
H	0.40
I	0.60
J	0.50
K	3.00
L	1.00
M	0.30
N	1.38
O	0.25
P	2.00
Q	1.40
R	0.75
S	2.70
T	0.90
U	1.80
V	0.45
W	1.20
X	1.10
Y	0.20

PLANTA PILOTO  
 FIGURA Nº 1  
 SIN ESCALA  
 DIBUJO: R.L.J.R.

## CAPITULO TERCERO

## A) Estudio Económico

En este capítulo se proporcionarán los elementos decisivos para saber si la fabricación a los niveles propuestos es o no costeable, así como conocer el monto de la inversión que sea llevada durante el segundo semestre de 1982.

Los precios obtenidos para el equipo, así como los accesorios, fueron cotizados durante el primer semestre de 1982, después de la devaluación de nuestra moneda en febrero de 1982, lo cual trajo consigo un ajuste en los precios de todos los materiales, principalmente de los de importación.

Como consecuencia de la devaluación, nuestro gobierno dictó medidas en su "Resolución Salarial" para que todos los obreros y empleados pudieran recuperar parte de la pérdida del poder adquisitivo que ya veníamos sufriendo desde 1981, lo cual incrementó los sueldos y salarios desde un 10 hasta un 30%, contribuyendo a seguir con la espiral inflacionaria - que según se estima llegará a ser durante 1982 del orden - del 60%.

El estudio está basado en una producción de 2.4 Ton. por - turno de trabajo.

I.- Activo Fijo: en el renglón del activo fijo, están includos los costos de los aspectos siguientes.

- a) Terreno
- b) Edificio
- c) Equipo
- d) Mobiliario y Enseres
- e) Gastos de instalación del equipo, fletes, etc.

a) Terreno- La planta en cuestión se va a localizar en las inmediaciones de la ciudad de Villahermosa, Tab. y se - utilizará un terreno de 1000 m<sup>2</sup>, con un costo el m<sup>2</sup> de \$400.00, resultando un valor total de \$400,000.00.

b) Edificio- Se construirán 150 m<sup>2</sup> de tipo industrial a razón de:

\$8,000.00/m<sup>2</sup>- -----\$1'200,000.00

## c) Equipo de Producción.

Equipo	No. de Unidades	Costo Unitario	Costo Total
Reactor construido en acero inoxidable T-316 con una altura de 2.74m, diámetro de 0.97m. con capacidad de 2,418 litros	1	300,000.00	300,000.00
Tanque almacén de materia prima de acero al - carbón recubiertos con resina epoxifenólica con capacidad de 901 litros.	2	25,000.00	50,000.00
Tanque mezclador encaquetado de acero inoxidable T-304 con capacidad de 1,118 lts.	2	60,000.00	120,000.00
Filtro Prensa (Encaquetado) con motor 0.5HP y bomba, marcos 7 in.	1	200,000.00	200,000.00
Envasador de gusano con enfriador.	1	80,000.00	80,000.00
Bomba No. 1-A de 1/4HP engranes, de acero inoxidable T-304.	1	25,000.00	25,000.00
Agitador marca Nettco de 1 HP de acero inoxidable T 316 con brida para fijarse con 2 impulsores de tipo marino.	2	35,000.00	70,000.00
Bomba No.2 A de 1/4 HP engranes de inoxidable T-304.	1	25,000.00	25,000.00
Bomba No.3 A de 5 HP inoxidable T-304.	1	50,000.00	50,000.00
Bomba No. 4-A de 3 HP en engranes.	1	45,000.00	45,000.00
Bomba No. 5-A de 0.5 HP de engranes, inoxidable T-304.	1	33,000.00	33,000.00

Equipo	No. de Unidades	Costo Unitario	Costo Total
Motor 5 HP C/Transmisión.	1	20,000.00	20,000.00
Agitador marca Nettco con reductor, brida y flecha de 2 in. con propelas de turbina para reactor, turbina de 4 aspas girada a 45° de acción de 2 in flecha 9 ft. de longitud.	1	100,000.00	100,000.00
Tuberfa de 1 in de diámetro de inoxidable T-304 cédula 40.	43 m	800.00	34,400.00
Tuberfa de 1 ½ in de diámetro de acero inoxidable T 304 Ced. 40.	6	1,000.00	6,000.00
Válvula de compuerta de acero inoxidable de 1 in de diámetro.	11	3,500.00	38,500.00
Codos de acero inoxidable T-304 de 1 in diámetro.	22	300.00	6,600.00
Piezas "T" de acero inoxidable T 304 de 1 in diámetro.	2	500.00	1,000.00
Check de 1½ in diámetro de acero inoxidable.	1	3,700.00	3,700.00
Boquillas de 3/6 in diámetro.	100	350.00	35,000.00
Instrumentos (Manómetros, rotámetros etc.)		25,000.00	25,000.00
Control Eléctrico arrancadores, iluminación, etc.		50,000.00	50,000.00
<u>Costo del equipo</u>			1'318,200.00
<u>Costo de instalación</u>			395,460.00
Transporte, etc. 30% del costo del equipo.			

<u>Costo Total del equipo instalado.</u>		1'713,660.00
Mobiliario y Enseres	200,000.00	200,000.00
<u>Total Activo Fijo</u>		3'513,660.00

II.- Capital de Trabajo: Está compuesto por:

- A) Materias Primas.
- B) Mano de Obra Directa.
- C) Gastos Generales de Producción.
- D) Reservas.

A) Materias Primas:

Se ha calculado la presente planta para una producción de 7.2 TON/Día de aceite Hidrogenado, o sea 2.4 TON/Turno.

- 1.- El aceite de la semilla del árbol del caballo se extraerá de un total de 8640 TON de semilla para obtener el 30% del aceite equivalente a 2592 TON. El costo de la semilla es (valor estimado) \$3,200.00/TON.

$$\begin{aligned} \text{Valor Total } 8,640 \text{ TON} \times 3,200/\text{TON} &= \$ 27'648,000 \\ \$27'648,000 \div 2,592 \text{ TON} &= 10,666/\text{TON} = \$ 10.66/\text{Kg.aceite} \end{aligned}$$

2.- Catalizador de Niquel Raney (importado)

La cantidad a usar de catalizador por Kg. de aceite será de - 0.01% en peso del aceite, o sea 25.9 TON de catalizador con - un valor de \$510/Kg, haciendo un total de:

$$25,900/\text{Kg} \times \$510/\text{Kg} = \$13'209,000$$

Costo de catalizador por Kg. de aceite:

$$13'209,000/2'592,000\text{Kg} \text{ aceite} = \$5.09\text{Kg.}$$

- 3.- Hidrógeno- La cantidad de Hidrógeno a usarse por Kg. aceite es de 0.0283 m<sup>3</sup>/Kg. o sean 28.3 m<sup>3</sup>/TON de aceite, con un - costo de \$ 78.00/m<sup>3</sup>.



Costo Total:

$$\$78.00/\text{m}^3 \times 28.3 \text{ m}^3/\text{TON} \times 2592 \text{ TON} = \$5'721,580.00$$

Costo de Hidrógeno por Kg. de aceite:

$$\$5'721,580/2'592,000\text{Kg} = \$2.20/\text{Kg}$$

Costo Total de Materias primas por Kg. de aceite hidrogenado

$$\text{CMP} = \$ 10.66 + 5.09 + 2.20 = \$ 17.95$$

B) Mano de Obra directa:

Operarios	Salario Unita- rio Mensual	Salario Mensual Total
1 Obrero especializado	\$13,500.00	\$ 13,500.00
2 Obreros sin especiali- zación. (salario min. \$225/día)	6,750.00	13,500.00
Prestaciones 40% del renglón.	3,264.00	<u>10,800.00</u>
	<b>T O T A L :</b>	<b>\$ 37,800.00</b>

Costo de la mano de obra directa por Kg. de aceite:

$$\$37,800/216,000\text{Kg} = \$ 0.175/\text{Kg}$$

C) Gastos Generales de Producción: en estos gastos están incluidos:

- a) Depreciación.
- b) Suministros.
- c) Seguros.
- d) Mano de obra indirecta.
- e) Energía eléctrica.
- f) Consumo de vapor.
- g) Consumo de agua.
- h) Otros.

a) Depreciación. Del edificio se efectuará en 20 años; con un costo del edificio de \$1'200,000.00, por lo que el cargo anual de este concepto será de \$60,000.00; como se producirán 2'592,000 Kg. anuales tenemos:

El cargo por Kg de aceite será

$$\$60,000/2'592,000 = \$ 0.023/Kg$$

De la maquinaria de producción y equipo. La depreciación se efectuará en 5 años, el costo total de equipo instalado es de \$1'713,660.00 el cargo anual será de \$342,732.00 representando un cargo por Kg., de aceite de:

$$\$342,732/2'592,000/Kg. = \$0.013/Kg$$

Mobiliario y Enseres.- Se amortizarán a 5 años, por lo tanto el cargo por Kg de producto obtenido es:

$$\frac{\$ 40,000}{2'592,000Kg.} = 0.015\$/Kg$$

b) Suministros.- Están incluidos el material de mantenimiento y las piezas de refacción, lubricante, herramientas de mano y suministros de oficina.

Se considera un 3% mensual del costo del equipo, resultando un cargo por Kg de aceite hidrogenado de:

$$\$1'713,660 \times 0.03\% = \$ 51,409.80$$

Equivalente a \$0.020/Kg de aceite

c) Seguros: se considera el 0.8% anual, sobre el total del capital en activo fijo, por lo que tenemos un cargo por Kg de producto final de \$0.108

d) Mano de obra indirecta.

1.- Supervisión técnica.

Personal	Salario Unitario Mensual	Salario Total Mensual
1 Superintendente	50,000.00	50,000.00
1 Jefe Turno	22,000.00	22,000.00
1 Mecánico	20,000.00	20,000.00
1 Analista	22,000.00	22,000.00
	<b>TOTAL POR MES:</b>	<b>\$ 114,000.00</b>

2.- Administración

1 Gerente	100,000.00	100,000.00
1 Contador	40,000.00	40,000.00
1 Secretaria	15,000.00	15,000.00
1 Mozo	6,750.00	6,750.00
	<b>TOTAL POR MES:</b>	<b>\$ 161,750.00</b>

Total de la mano de obra indirecta = \$ 275,750.00

Mano de Obra indirecta por Kg de aceite:

$$\$275,750/\text{mes}/216,000 \text{ Kg/mes} = \$1.28/\text{Kg}$$

e) Energía Eléctrica.

$$17.5 \text{ HP} \times 0.746 \text{ Kw/HP} \times 8 \text{ hr} = 104.44 \text{ Kw.hr.}$$

Costo energía eléctrica por Kg.de producto obtenido

$$\frac{104.44 \times 1.72 \text{ \$/Kw.hr}}{7200 \text{ Kg}} = \$0.025/\text{Kg}$$

f) Consumo de vapor. La presente planta puede usar vapor o bien Dow Therm como medio de calentamiento, para mantener en los tanques almacén y reactor la temperatura necesaria.

Supondremos un consumo de vapor de 3000 lb/7200 Kg de producto terminado. Se consumirá 1 lt. de Diesel por 10 Kg. de vapor -- obtenido, el precio del combustible es de 2.273\$/lt.

$$\begin{aligned} \text{Kilogramos de vapor} &= 1360 \\ \text{Litros de combustible} &= 136 \end{aligned}$$

Costo de vapor producido por Kg de aceite.

$$\frac{136 \times 2.273}{7200} = 0.042/\text{Kg}$$

g) Consumo de agua. El costo del consumo de agua, solo se refiere al costo del bombeo, el cual ya está incluido en el costo de la energía eléctrica y en suministros.

GASTOS GENERALES DE PRODUCCION POR KILOGRAMO DE PRODUCTO OBTENIDO.

a) Depreciación del edificio	\$	0.023
b) Depreciación de maquinaria de producción		0.013
c) Depreciación de mobiliario y enseres.		0.015
d) Suministros		0.020
e) Seguros		0.108
f) Mano de obra indirecta		1.280
g) Energía eléctrica		0.025
h) Vapor		0.042
i) Otros		<u>2.500</u>

T O T A L : 4.026

III.- Costo de Producción por kilogramo de aceite.

A.- Costo de Materias Primas	\$ 17.95
B.- Mano de obra directa	0.17
C.- Gastos generales de producción	4.02
	<u>\$ 22.15/Kg</u>

$$\$22.15/\text{Kg} \times 2'592,000 \text{ Kg} = \$57'412,800$$

IV.- Inversión en proceso de producción a 30 días.

Materias primas en curso de elaboración	\$3'877,200.00
Mano de obra directa	37,800.00
Gastos generales de producción	869,616.00
Reservas para cobros	750,000.00
	<u>\$ 5'534,616.00</u>
	=====

V.- Capital de trabajo.

Inversión en activo fijo	\$ 3'513,660.00
Inversión en proceso de producción	62'412,800.00
Depreciación y amortización	402,732.00
Producción en proceso	<u>5'534,616.00</u>
	<u>\$71'863,308.00</u>
	=====

VI.- Costo Total

El costo total se calcula a partir del costo de producción en el lapso comprendido, agregándole los gastos de ventas, estos últimos están representados por los siguientes conceptos:

- a) Salario a personal de oficina de ventas.
- b) Salario a Vendedores.
- c) Fletes y Acarreos.
- d) Promoción y Propaganda.
- e) Imprevistos (15% sobre los gastos de producción y administración)
- f) Gastos financieros.

Los gastos de ventas representan aproximadamente el 5% del total de las ventas, sin embargo en este caso los estimaremos en \$5'000,000.00 anuales.

Costo Total =	Costo de Producción + Gastos de Ventas.
Costo Total =	\$57'412.800 + \$5'000,000
Costo Total =	\$62'412,800

## VII.- Costo Total Unitario.

El costo total unitario es igual al costo total sobre el volumen de la producción, como se considera un año, se tiene:

$$\frac{\$62'412,800}{2'592,000} = 24.08$$

Costo Total Unitario:           \$ 24.08/Kg.

## VIII.- Precio de Venta.

El precio de venta está representado por el costo total más el porcentaje de utilidades sobre el mismo precio de ventas.

Se supone una utilidad del 30% mínima:

Costo Total Unitario	: \$ 24.08
% de utilidad/sobre precio de venta	: 30%
Precio de Venta	: X

$$X - 0.30 X = 24.08$$

De donde

$$0.70 X = 24.08$$

$$X = \frac{24.08}{0.70} = 34.40 \text{ Kg.}$$

Precio de Venta = \$ 34.40/Kg

## IX.- Ventas Netas.

$$2'592,000 \text{ Kg} \times \$34.40/\text{Kg} = \$ 89'164,800.00$$

$$\text{Ventas Netas} = 89'164,800.00$$

## X.- Utilidades Brutas.

La utilidad bruta es igual a las ventas netas menos el costo de lo vendido; el costo de lo vendido es igual al costo total de producción, de donde se tiene:

$$U.B. = 89'164,800 - 62'412,800 = \$ 26'752,000.00$$

$$\text{Utilidad Bruta: } \$ 26'752,000.00$$

$$\% \text{ de Utilidad Bruta: } 30.00 \%$$

XI.- Implicaciones Fiscales y Laborales a las Utilidades.

A continuación presentamos el estado de resultados en proceso de producción, ejemplificados con las implicaciones fiscales y laborales a las utilidades obtenidas.

Relación de materias primas utilizadas en el período comprendido entre el 1o. de enero y 31 de diciembre de 1981.

Materias Primas	Costo
Semilla de árbol del caballo	\$ 27'648,000.00
Catalizador de níquel raney	13'209,000.00
Hidrógeno	<u>5'721,580.00</u>
Costo total de materias primas utilizadas	\$ 46'578,580.00 -----

Relación de gastos indirectos erogados en el período comprendido el 1o. de enero al 31 de diciembre de 1981.

Depreciación edificio	\$ 60,000.00
Depreciación maquinaria equipo de producción	342,732.00
Mantenimiento Maq. y equipo (3%)	51,409.00
Seguros equipo de producción	137,092.00
Energía eléctrica	64,800.00
Materiales combustibles	108,864.00
Sueldos supervisión técnica	<u>1'368,000.00</u>
Costo total de gastos indirectos	\$ 2'132,897.00 -----

Estado de resultados por el periodo comprendido del 1o. de enero al 31 de diciembre de 1981.

Ventas Netas			\$ 89'164,800.00
Menos:			
Costo de Producción de lo vendido:			
Costo de Producción			
Materias primas utilizadas	\$ 46'578,500.00		
Sueldos y salarios directos	453,600.00		
Gastos indirectos	<u>2'132,897.00</u>		
Total costo de producción incurrido			49'165,077.00
Utilidad bruta:			
Menos:			
Costo de Operación			
Gastos de Ventas		5'000,000.00	
Gastos generales y de administración			
Depreciación mobiliario y equipo oficina	\$ 40,000.00		
Sueldos Oficina	1'941,000.00		
Otros Gastos	6'480,000.00	8'461,000.00	
Suma de gastos de operación			13'461,000.00
Utilidad antes de impuesto sobre la renta y participación a los trabajadores en las utilidades			26'538,723.00
Menos:			
Impuesto sobre la renta ( 42% )			11'146,263.00
Participación a los trabajadores en las utilidades ( 8% )			<u>2'123,097.00</u>
UTILIDAD NETA:			\$ 13'269,363.00
			=====

## XII.- Rentabilidad

Rentabilidad es el número de pesos de beneficio por cada peso de inversión propia, lo cual significa un índice de productividad, que termina en forma de % del rendimiento obtenido por los propietarios cada año.

$$R = \frac{\text{Utilidad Neta}}{\text{Capital Contable}}$$

$$\text{Capital Contable} = \begin{array}{l} \text{Activo Fijo} \\ + \\ \text{Capital de Operación} \end{array}$$

$$\begin{array}{r} \text{Capital Contable} = \$ 3'513,660.00 \\ + \\ \quad \quad \quad \underline{5'534,616.00} \\ \$ 9'048,276.00 \\ \text{=====} \end{array}$$

$$\text{Rentabilidad} = \frac{\$13'269,363.00}{9'048,276.00} = 46.65\%$$

$$\text{Rentabilidad} = 46.65\%$$



DATOS PARA EL DIAGRAMA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

COSTOS VARIABLES

COSTOS FIJOS

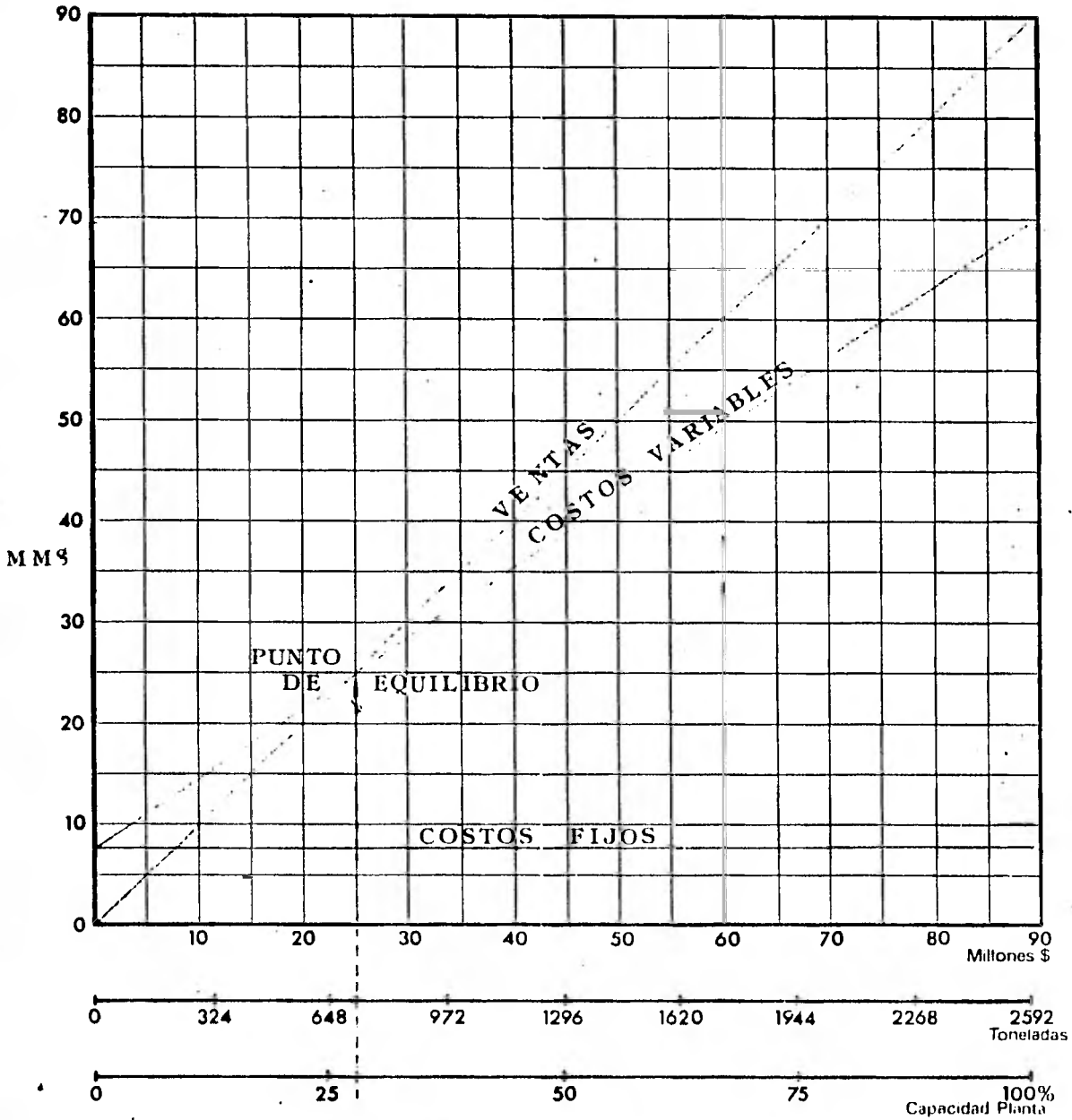
Materias Primas	\$ 46'578,580.00
Fuerza de Trabajo	3'762,660.00
Servicios Auxiliares	173,664.00
Mantenimiento y Ref.	34,273.00
Suministros	51,409.00
Impuestos	11'146,263.00
Sub Total	<u>\$ 61'746,789.00</u>

Depreciación y Amort.	\$ 442,732.00
Seguros	281,092.00
Gastos Admón. y Venta	5'000,000.00
Gastos Financieros	1'992,461.00
	<u>\$ 7'716,285.00</u>

COSTOS TOTALES: \$ 69'463,074.00

VENTAS TOTALES: \$ 89'164,800.00

# DIAGRAMA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO



### CONCLUSIONES

La industrialización del aceite de la semilla del árbol - del caballo, es una buena oportunidad para explotar este recurso natural, cuyo uso final puede ser de consumo humano o bien de tipo industrial, contribuyendo al desarrollo del país, ya que crearía nuevas fuentes de trabajo.

La planta propuesta, se instalaría en las inmediaciones - de Villahermosa, Tabasco, ya que en dicha ciudad se cuenta con el suministro de la materia prima, además de contar - con los demás factores indispensables para el desarrollo y funcionamiento de la planta.

Derivado del estudio económico, se tiene como conclusión que a partir del uso del 27% de la capacidad instalada, - se obtendrán utilidades, es decir que la planta es rentable con una producción de más de 2 Ton./Día, permitiendo absorber aumentos en la demanda del producto conforme se vaya conociendo en el mercado.

Consideramos que debido a las circunstancias tan especiales que prevalecen en México, para la investigación con - plantas piloto, fue la razón de que la planta diseñada, tuviera una capacidad suficiente para que en un momento - dado su amortización se cubriera sin problemas, aún a bajos volúmenes de producción, con una ventaja sobre la - - planta piloto teórica.

La planta proyectada puede ser flexible, para usar cualquier otro aceite por hidrogenar, siguiendo los mismos - pasos del proceso descrito con anterioridad.

En lo concerniente al equipo, sus materiales de construcción son casi en un 100% de acero inoxidable, y dependiendo del uso final del producto hidrogenado, se podría en - un momento dado, sino es usado para consumo humano o bien no importe la coloración del producto obtenido, sustituir algunas partes por materiales menos costosos como acero - al carbón, resultando una disminución considerable en el costo del equipo.

Por otra parte si la capacidad instalada llegara a ser insuficiente, se cuenta con espacio disponible para aumentar la capacidad con equipos adicionales, además de que se deberán estudiar las diferentes alternativas para optimizar el proceso antes de realizar cualquier cambio.

B I B L I O G R A F I A.

- 1.- Catalytic Hidrogenation  
Robert L. Augustine  
Marcel Dekker Inc. 1965. New York.
- 2.- Contact Catalysis  
R.H. Griffith and J.D.F. Marsh  
Oxford University Press, 1957.
- 3.- Catalytic Chemistry by Henry William  
Chemical Publishing Co. Inc. 1945.  
New York.
- 4.- Catalysis and Inhibition of Chemical Reactions  
P.G. Ashmore. London Butterworths, 1963.
- 5.- Chemical Pilot Plant Practice  
Jordan Donald G.  
Interscience Chemical Engineering and  
Technology Library.- New York, 1955.
- 6.- Catalysis Inorganic and Organic  
Sophia Berkman, Jacque C. Morrell y Gustav Egloff  
Reinhold Publishing Corporation, 1949. New York.
- 7.- Hidrogenation of Organic Substances  
Carleton Ellis, tercera edición. D. Van Nostrand  
Company, New York.
- 8.- Catalytic Reactions at High Pressures and Tempera-  
tures por Vladimir N. Ipatieff.  
Macmillan Company, New York, 1937.
- 9.- The Design of High Pressure Plant and The Proper-  
ties of Fluids at High Pressures.  
Dudley M. Newitt, Clarendon Press, London, 1940.

- 10.- Reactions of Hidrogen with Organic Compound over -  
Copper Chromium Oxide and Nickel Catalysts de Homer  
Adkins.  
Editor The University of Wisconsin Press. 1950.
- 11.- Principles of Unit Operations  
Foust, Wenzel, Clump, Maus, Andersen.  
John Wiley & Sons, Inc. New York, London. 1960.
- 12.- Unit Operations  
Brown & Associates  
John Wiley & Sons, Inc. New York. London. 1964.
- 13.- Chemical Engineers Handbook, John H. Perry  
Fourth Edition. Mc.Graw Hill Book Company, Inc. 1963
- 14.- Process Heat Transfer de D. Q. Kern  
Mc Graw Hill Kogakusha. Tokio Japón. 1950.
- 15.- Heat Exchanger Tube Manual  
Third Edition, Scovill Manufacturing Company, Connec-  
ticut, U.S.A. 1957.
- 16.- Formulación y Evaluación Técnico-Económica de  
Proyectos Industriales  
Ing. H. Soto, Ing. E. Espejel  
1a. Edición 1975, Litograf, S.A. México.