



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**DESARROLLO DE UN MODELO ELECTRÓNICO
3D PARA UNA PLANTA MÓVIL**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A :
TOMÁS SANTIAGO DÍAZ



MÉXICO, D.F.

2011



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE:	Prof. José Antonio Ortiz Ramírez
VOCAL:	Prof. Humberto Rangel Dávalos
SECRETARIO:	Prof. Ezequiel Millán Velasco
1er. SUPLENTE:	Prof. Plinio Jesús Sosa Fernández
2° SUPLENTE:	Prof. José Agustín Texta Mena

**SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**

ASESOR DEL TEMA:

Ing. José Antonio Ortiz Ramírez

SUSTENTANTE:

Tomás Santiago Díaz

A DIOS, A MIS PADRES, MIS HERMANOS

Y EN ESPECIAL A MI HERMANA ESMERALDA

POR SU APOYO DURANTE MIS ESTUDIOS

Índice

1. Introducción.....	2
2. Objetivos y alcance	3
3. Antecedentes	4
4. Bases de diseño.....	7
5. Criterios de diseño	10
6. Descripción del proceso	15
6.1 Balance de materia y energía.....	38
6.2 Diagrama de flujo de proceso.....	38
7. Diseño de los equipos utilizados en el proceso.....	16
7.1 Lista de equipo	16
7.2 Hoja de datos de los equipos	16
8. Arreglo de equipos	38
8.1 Vistas isométrica	38
8.2 Vistas de cortes y secciones	38
8.3 Peso de la planta.....	40
9 Índice de líneas y especificación de tuberías	41
10. Modelo electrónico.....	43
11. Conclusiones	48
12. Bibliografía.....	49
13. Apéndices.....	52
13.1 Apéndice A1. Algoritmo de cálculo de los equipos de proceso	52
13.2 Apéndice A2. Composición de la mezcla de hidrocarburos.....	109
13.3 Apéndice A3. Balance global del proceso	111
13.4 Apéndice A4. ΔT ponderada en el condensador	113
13.5 Apéndice A5. Temperatura de diseño del enfriador de aire	120
13.6 Apéndice A6. Combustión para el tanque de fusión de plástico.....	122

1. Introducción

La planta móvil tratada en el presente trabajo es una planta que tiene una doble finalidad, por un lado la demostración de la tecnología creada por el Dr. Taishi Kurata [Ref. 24] que consiste en la transformación de desechos plásticos en combustible queroseno, por otro lado brindar el servicio de tratamiento de los desechos plásticos.

En la planta móvil el espacio a ocupar es limitado, por lo que es muy importante considerar las dimensiones y pesos de equipos así como la disposición del sistema de tuberías y bombeo.

Debido a que la planta móvil se utilizará en todo el territorio mexicano se debe considerar el clima para el diseño de los equipos, en especial para el enfriador de aire, puesto que las condiciones del aire son distintas según la localización y estas afectan al diseño del equipo.

La planta móvil será transportada en las carreteras del territorio nacional y debe considerar la altura máxima y peso máximo, de acuerdo con la norma oficial mexicana sobre el peso máximo para vehículos de autotransporte NOM-012-SCT-2-2008.

Para conseguir el arreglo adecuado de los equipos así como de la tubería en general y de los soportes a utilizar, se usa la herramienta AutoCAD Plant 3D 2010®, en esta herramienta se puede crear el dibujo en tres dimensiones del equipo mecánico, las trayectorias y componentes del sistema de tuberías así como de las estructuras.

Para la generación del modelo electrónico se debe contar con el diseño de proceso, el balance de materia y energía, el diagrama de flujo así como la especificación de la tubería, especificación de los equipos de proceso y el arreglo de equipos, entre otros.

Las propiedades de las sustancias así como el cálculo y diseño de los equipos presentados se obtienen de información de publicaciones, libros, manuales, tesis así como de algunas páginas de Internet, información que se muestra en la bibliografía.

2. Objetivos y alcance

La presente tesis tiene como objetivo la creación del modelo electrónico de una planta móvil.

El modelo electrónico será un modelo preliminar para la construcción de la planta móvil. Adicionalmente los objetivos específicos de esta tesis son:

Generar el balance de materia y energía así como la lista de equipo y el diagrama de flujo de proceso.

Utilizar el software comercial para la generación del modelo electrónico que muestre una imagen realista y a escala de la planta.

Utilizar el modelo electrónico para establecer el arreglo de equipos, la posición de las tuberías, soportes, ayudando al diseño de los equipos de acuerdo al espacio disponible.

Diseñar los equipos que serán utilizados en la planta móvil de acuerdo a las dimensiones disponibles en la caja del tráiler.

Identificar y evitar las colisiones entre equipos de proceso, estructuras y tuberías con la ayuda del modelo electrónico.

3. Antecedentes

Plásticos y su problemática

Los plásticos son muy utilizados en la actualidad debido a la gran variedad de propiedades casi ilimitada que poseen, así como por su bajo costo. Los hay de todo tipo: duros, blandos, flexibles, densos, ligeros, transparentes, opacos, etc. [Ref. 1, 3, 7].

La durabilidad de los plásticos se consideró como una de sus cualidades más apreciadas, sin embargo esta propiedad ha generado problemas graves de contaminación [Ref. 1,7].

Una solución para la acumulación de los plásticos en el medio ambiente, es el reciclaje. Se pueden reciclar principalmente los plásticos llamados termoplásticos, estos plásticos se pueden fundir y moldear muchas veces, aunque la calidad del plástico disminuye con forme se recicla [Ref. 8]. Para separar los desechos plásticos y tomar una decisión de la técnica de reciclaje a emplear, se utilizan los códigos mostrados en la tabla 1 [Ref. 1].







Código	Material	Usos
 1 PET	Politereftalato de etileno	Utilizado en la fabricación de botellas de refrescos y envases desechables.
 2 HDPE	Polietileno de Alta Densidad	Para la fabricación de botellas para leche, agua, champús, aromatizante para ropa, detergentes y blanqueadores, incluyendo recipientes para alimentos, juguetes, empaques, etc.
 3 PVC	Policloruro de vinilo	Utilizado en la fabricación envases para pulidores de pisos, champús, aceites comestibles, enjuagues bucales, mangueras de jardín, tuberías, cortinas de baño, tarjetas de crédito, artículos de “piel sintética” y muchas otras cosas.
 4 LDPE	Polietileno de baja densidad	Para fabricar envases diseñados para ser apretados como los que contienen los cosméticos, las bolsas plásticas del súper y de otros productos, tanto transparentes como de color y envases de ciertos productos de aseo personal.
 5 PP	Polipropileno	Para hacer tapas plásticas para botellas y para la fabricación de sombreros, lazos, alfombras, hilos de cordel, entre otros.
 6 PS EPS	Poliestireno Espuma de poliestireno	Utilizado en la producción de hule espuma; mejor conocido como Unicel.

Tabla 1. Códigos utilizados para separar los desechos plásticos.

La planta está destinada a procesar una gran variedad de plásticos, se toma como referencia de diseño al polietileno debido a que el diseño de la planta con otros plásticos es muy similar.

Problemática de las bolsas de plástico

En el Distrito Federal, el viernes 19 de agosto del 2010 entraron en vigor las modificaciones a la ley de residuos sólidos para prohibir que se sigan regalando bolsas de plástico a los consumidores en los establecimientos comerciales.

En el 2009 el consumo de bolsas de plástico en el país era de 7, 300 millones de bolsas de plástico [Ref. 10]. Teniendo en cuenta que un paquete de 1, 000 bolsas de plástico de tamaño estándar peso aproximadamente 6.81 Kg [Ref. 2]; así el peso aproximado de bolsas de polietileno utilizadas en el 2009 fue de 50,000 toneladas.

Degradación del polietileno

La degradación del polietileno puede llevarse a cabo por dos mecanismos: mecanismo térmico y mecanismo catalítico, en la tecnología abordada son importantes ambos mecanismos.

La degradación térmica se describe como un mecanismo que tiene lugar por medio de radicales libres [Ref. 13]. El resultado son hidrocarburos saturados e insaturados de distinta longitud [Ref. 14, 16, 17].

El mecanismo catalítico de degradación utiliza catalizadores que son compuestos que facilitan las reacciones químicas. Las sustancias que deben reaccionar se enganchan químicamente a las paredes del catalizador y éste ayuda a modificar la estructura de las moléculas. [Ref. 17, 18, 19, 20].

Tecnologías que transforman plásticos en combustible

El objetivo de las tecnologías de degradación del plástico es transformarlo en combustible, que no generen demasiados gases tóxicos como los plásticos al quemarse directamente, reduciendo la dependencia de los combustibles fósiles, así como de liberarse de los desperdicios plásticos.

Algunas de estas tecnologías son:

- A) Las que usan catalizadores tales como zeolita, silicato de alúmina, etc., en los estudios realizados con zeolitas sobre la degradación de plásticos (polietileno, polipropileno, poliestireno a excepción del PET y PVC), el rendimiento alcanzado estuvo entre el 78% y 89%; el proceso resulta barato debido a que el catalizador puede ser recuperado y ser usado una y otra vez, además de que el contenido de azufre en el combustible obtenido es menor de 0.002% [Ref. 21].
- B) Las que utilizan hornos de coque en los que se lleva a cabo la carbonización de desechos plásticos. La mezcla de plásticos consiste en polietileno (PE), poliestireno (PS), polipropileno (PP), policloruro de vinilo (PVC), Politereftalato de etileno (PET) y otros con un porcentaje en peso de 21.4, 24.8, 13.7, 52, 0.4, 15.5 y 19.0 respectivamente, los productos que se obtienen son 20 % de coque, 40% de alquitrán y gasoil ligero, 40% de gases [Ref. 22].
- C) Las que usan los rayos X para proporcionar la energía requerida para descomponer los plásticos obteniendo como producto una mezcla de aceite ligero y aceite pesado en emulsión. Esta tecnología ha sido empleada para plásticos como polipropileno (PP), polietileno (PE) y polipropileno (PP), que absorben con facilidad los rayos X en el espectro lejano. En los resultados reportados se muestra que para el polietileno (PE) se reportan rendimientos del 89.7% en peso [Ref. 23]
- D) Por último, la tecnología en la que se basa el presente trabajo, es la creada por el Dr. Taishi Kurata, presidente del instituto de investigación “Nihon Quantum Wave” en Japón, esta tecnología involucra reacciones termo-cuánticas, pudiendo tratar todo tipo de residuos plásticos (principalmente polipropileno y polietileno), obteniendo como producto destilados ligeros. La planta construida en el instituto de Kobe, Japón y tiene una capacidad de producir 530 barriles de gasolina al día [Ref. 24].

4. Bases de diseño

En las bases de diseño se incluye información requerida en el proceso como la capacidad, especificaciones de la alimentación y de los productos, localización, etc.

Capacidad de la plata móvil

La planta móvil tendrá una operación por lotes y la capacidad de la planta está limitada por el espacio y el peso máximo permitidos por las normatividad sobre el remolque del tráiler. La norma oficial mexicana NOM-012-SCT-2-2008 establece el peso y dimensiones máximas con los que pueden circular los vehículos de autotransporte que transitan en las vías generales de comunicación de jurisdicción federal.

Las referencias a las dimensiones del tractocamión articulado que hace la norma NOM-012-SCT-2-2008 son:

El ancho máximo autorizado para todas las clases de vehículos que transitan en los diferentes tipos de caminos, será de 2.60 m (102 in).

La altura máxima autorizada para todas las clases de vehículos que transitan en los diferentes tipos de caminos, será de 4.25 m (168 in).

La longitud máxima total será de 20.8 m (818 in).

El remolque utilizado se presenta en la figura 1, este es capaz de transportar 35 toneladas. Para un remolque de ocho llantas, la norma permite hasta 23.5 toneladas.

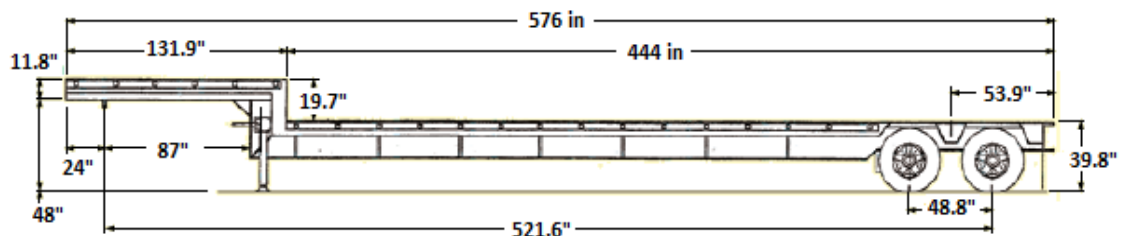


Figura 1. Dimensiones de la caja del tráiler.

Como se mencionó, la planta está destinada a procesar una gran variedad de plásticos, sin embargo en el diseño se toma como referencia al polietileno, ya que en el caso de otros plásticos el diseño resulta similar.

Para obtener la capacidad de la planta móvil se procede según los siguientes pasos:

- 1.- Se supone el flujo de entrada de plástico.
- 2.- Se realiza el balance de materia y energía.
- 3.- Se generan los diseños de los equipos y se obtienen las dimensiones correspondientes. El tamaño del reactor es proporcional a la producción de queroseno.
- 4.- Con la ayuda del programa Autocad Plant 2010 ®, se realiza el arreglo de los equipos en la planta móvil.
- 5.- Si los equipos son demasiado grandes para estar dentro de la caja del tráiler, se disminuye el flujo de plástico en la entrada y en caso de que aún exista espacio, se incrementa el flujo de plástico hasta obtener un diseño en el que se aproveche el mayor espacio posible.

La alimentación de plástico polietileno a la planta móvil es de un total de 3.3 toneladas y la producción de queroseno de 5.7 toneladas en tiempo de operación de 6 horas y 40 minutos.

Especificación de las alimentaciones

El plástico a tratar debe de estar limpio y triturado para ser introducido a los tanques de fusión de plástico. El agua para emulsión es agua ionizada alcalina a temperatura de 77 °F y una densidad de 61.9 lb/ft³. El aceite para emulsión se encuentra a 77 °F y con una densidad de 61 lb/ft³, con temperatura de inflamación de 170 °F, contenido de azufre de 0.028 % en peso. La relación de agua ionizada a plástico será de 1 a 7.

Especificación de los productos

El producto es queroseno a 100 °F con una densidad de 50 lb/ft³ y un flujo de 1,877 lb/ft³, este material debe de ser almacenado en tanques terrestre para almacenar un total de 1,871 galones.

Eliminación de desechos

El agua residual del proceso se almacena en un tanque para su posterior traslado a una planta de tratamiento de agua. La mezcla de gases hidrocarburos que no se condensan en el intercambiador de coraza y tubos se mandan a un tanque separador de malla para quitar el agua y posteriormente son enviados a incineración en los quemadores de los tanques de fusión de plástico.

Servicios auxiliares

Se contará con servicio de agua de enfriamiento a 95 °F y el combustible a utilizar en los quemadores es diesel a 77 °F con un poder calorífico de 19,817 BTU/lb y contenido en un tanque de almacenamiento.

Localización de la planta

La planta móvil debe estar diseñada para operar en distintos lugares del territorio nacional por lo que la distribución de temperaturas puede ser muy amplia, un análisis de la distribución de temperaturas se encuentra en el apéndice A5.

Tuberías

La especificación y el material de tuberías sigue la norma de PEMEX NRF-032-PEMEX-2005 “Sistema de tubería en plantas industriales diseño y especificaciones”.

Diseño eléctrico

Se requieren fuentes para motores eléctricos de 440 volts y 220 volts de 3 fases.

Instrumentos

Los controles utilizados serán controladores digitales programables.

Convenciones

Las unidades a utilizar en los cálculos y para presentar los resultados son unidades inglesas.

5. Criterios de diseño

Los criterios de diseño son aplicados con el objetivo fundamental de informar al cliente y a los diversos especialistas involucrados en la fase de desarrollo del proyecto, de los lineamientos generales y específicos que se deberán considerar para el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle de la planta [Ref. 26].

Criterios de diseño para el condensador

Si en el condensador se tiene que el área de subenfriamiento representa más del 50% del área total requerida para transferencia, entonces se dispone del uso de un intercambiador en serie para el subenfriamiento.

La caída de presión permitida en la coraza es de 2 psi, mientras que en el lado de los tubos es de 10 psi.

El pitch utilizado es de arreglo de tipo triangular dado que ofrece menor caída de presión respecto a otros tipos de arreglo.

El fluido en el lado coraza corresponde a la mezcla de gases y en el lado de los tubos circulará el agua de enfriamiento.

Los factores de incrustación utilizados para el diseño serán $0.004 \text{ hrft}^2\text{°F/BTU}$.

El tipo de deflectores es de tipo segmentado vertical con corte del 30%, para permitir que haya libre flujo para el fluido que circula por la envolvente y evitar que se inunde el equipo.

El intercambiador cuenta con 1 paso por la envolvente y 2 pasos por los tubos con cédula de 16 BWG.

Criterios de diseño para el intercambiador de placas

El factor de incrustación serán $0.00057 \text{ hrft}^2\text{°F/BTU}$ para el condensado y $0.00068 \text{ hrft}^2\text{°F/BTU}$ para el agua de enfriamiento.

Las caídas de presión permitidas para los fluidos son de 10 psi.

El intercambiador es de tipo en serie, con pasos de 1:1.

El agua de enfriamiento entra primero por el intercambiador de placas y después al condensador de coraza y tubos.

Criterios de diseño para el enfriador de aire

La longitud del enfriador de aire será de máximo 16 ft, que corresponde a la tercera parte de la longitud de la caja del tráiler. El ancho máximo del enfriador de 8 ft.

El diámetro de los ventiladores no será mayor al ancho de la caja del tráiler.

El sonido generado de los ventiladores no debe pasar los 100 decibeles.

La eficiencia de los ventiladores se toma de 75%.

La tubería es de 1 in de diámetro y con aletas de 0.5 in, pitch de 2.25 in.

Se varía la longitud del enfriador, entre las longitudes de 4 a 40 ft [ref. 42].

El número de líneas de los tubos estándar se maneja entre 3 y 6 [Ref. 42], sin embargo se puede incrementar este valor para cambiar el ancho y largo del enfriador de aire.

La temperatura de aire para el diseño del enfriador de aire es de 90 °F, la información para esta decisión se encuentra en el apéndice A5.

La temperatura del agua de enfriamiento no debe de ser superior a los 120 °F, la temperatura de salida del agua será de 95 °F, mayor a la temperatura del aire ambiente.

Los factores de incrustación serán $R=0.001 \text{ hrft}^2\text{°F/BTU}$ para el agua y $R=0.003 \text{ hrft}^2\text{°F/BTU}$ para el aire.

El área ocupada por los ventiladores debe ser como mínimo el 40% del área proyectada del banco de tubos [Ref. 40].

El ángulo de dispersión entre el anillo del ventilador no debe de exceder 45° respecto a la línea central del banco de tubos [Ref. 40].

Se utilizará como mínimo 2 ventiladores [Ref. 40].

El tipo de enfriador es de tiro forzado debido a que se genera mayor turbulencia y se obtienen valores más altos de coeficientes de transferencia, así como el hecho de que su instalación es más sólida que la correspondiente para tiro inducido, la cual es una característica muy importante teniendo en cuenta que la planta estará en movimiento y expuesta a vibraciones [Ref. 42].

Criterios de diseño para el tanque de fusión de plástico

En el tanque de fusión de plástico el calentamiento se realiza con un enchaquetado externo, debido a que la opción de poner un serpentín interno reduce espacio para la agitación.

El espacio entre el enchaquetado y el tanque no será menor a 2 pulgadas (5 cm). En el enchaquetado se utilizarán deflectores en forma de espiral, para incrementar la velocidad de los gases de combustión y mejorar el coeficiente de transferencia. El pitch entre las espirales es de 7.9 pulgadas (20 cm).

El alto del tanque está limitado a la altura máxima permitida de 114 pulgadas (2.9 metros).

En la combustión se utiliza 15 % de exceso de aire. Las pérdidas de calor son del 2%.

Los factores de incrustación son para los gases de combustión $0.002 \text{ hrft}^2\text{°F/BTU}$ y para el lado del plástico $0.002 \text{ hrft}^2\text{°F/BTU}$.

Debido a limitaciones de espacio la potencia del motor para la agitación estará limitada a 40 HP, como se trabaja con un plástico de alta viscosidad los requerimientos de la potencia del motor serán altos.

Se establece la temperatura de salida de los gases de combustión $(T_8) = 176 \text{ °F} = 80\text{°C}$. Si esta temperatura es muy baja el área de transferencia será muy grande, por el contrario se es muy alta se estaría desaprovechando la energía de combustión.

Criterios de diseño para los tanques de almacenamiento

Basadas en las consideraciones en el libro de Walas [Ref. 42]

Si el tanque es menor de 1,000 galones, este será vertical, con soportes de acero.

Si el tanque es mayor de 1000 galones pero menor de 10,000 galones, este será horizontal, montado sobre base de hormigón.

Más allá de 10,000 galones, el tanque será vertical sobre base de hormigón.

El espesor mínimo de las paredes para rigidez, son: 0.25 in para 42 in de diámetro; 0.32 in para 42 a 60 in de diámetro y 0.38 in para diámetros superiores a 60 in.

El diseño de tanques a presión están sujetos a estándares legales, los códigos ASME se aplican a tanques más grandes de 6 in de diámetro operando arriba de 15 psig. La sección VIII división 1, se aplica para presiones debajo de 3000 psig y es uno de los más aplicados. La división 2 no está limitada en la presión pero tiene otras restricciones.

Para permitir posibles sobrecargas, se eleva la máxima temperatura de operación por 10% ó de 10 a 25 psi, cual sea la cantidad más grande.

Entre -20 °F y 600 °F, se añaden 50 °F a la temperatura de operación.

Los esfuerzos de tensión permitidos serán $\frac{1}{4}$ del máximo esfuerzo de tensión del material de construcción [pp. 623 Ref. 42].

Las relaciones de longitud/ diámetro comúnmente utilizadas son de 2.5 a 5, el valor óptimo suele ser de 3.

Los tanques de retención normalmente tienen un tiempo de retención de 5 a 10 minutos, llenos a la mitad, los tanques suelen ser horizontales si se maneja líquido.

Los límites permisibles de corrosión son: 0.15 in, para condiciones corrosivas, y 0.06 in, para condiciones no corrosivas.

El volumen del líquido es el 90% del volumen del tanque.

La relación plástico a agua para el tanque de liquidación es de 1:7.

Crterios de diseo para el tanque de retencin o tanque surge

Los tanques de retencin usualmente son horizontales para lquidos mientras que para separacin de gas/lquidos es vertical.

La relacin ptima de L/D (longitud /diámetro) es 3 pero el rango de 2.5 a 5 es comn.

El tiempo de retencin es de 5 minutos para tanques de reflujo a y de 5 a 10 minutos para productos alimentados a otro equipo.

Crterios de diseo para bombas y tubería

El material de la tubería se elije de acuerdo a la norma de "Sistema de tubería en plantas industriales diseo y especificaciones" NRF-032-PEMEX-2005.

El diámetro de succin de la bomba se debe elegir de tal manera que la velocidad de succin sea de 1 a 5 ft/s y la caída de presin en 100 ft de tubería sea de 0.05 a 0.25 psi (lb/in²), donde esta última condicin es la más importante. El diámetro de succin de la bomba será mayor al diámetro de descarga.

6. Descripción del proceso

En el presente trabajo no se pueden proporcionar todos los detalles del proceso debido a derechos del autor. Información de la tecnología aquí tratada aparece en internet [Ref. 24].

La descripción del proceso aquí tratado, inicia con la formación de la emulsión con el agua contenida en el tanque FB-101 y el aceite contenido en el tanque FB-102, estos fluidos forman la emulsión con la ayuda de la bomba emulsificadora GA-201. La emulsión es enviada al reactor DC-201 en donde se llevan a cabo las reacciones termo-cuánticas.

El reactor trabaja con plásticos como el polietileno y polipropileno para obtener una producción de queroseno; estos plásticos se deben fundir en los tanques de fusión de plástico CF-201 y CF-202, el plástico fundido se manda al reactor DC-201. Se utiliza diesel como combustible para proporcionar el calor necesario en los tanques de fusión y en el reactor, el diesel es almacenado en el tanque FB-103.

El reactor DC-201 cuenta con la salida superior de una mezcla de gases hidrocarburos, y en el fondo cuenta con la salida de residuos. La mezcla de hidrocarburos debe pasar por un condensador EA-301, para disminuir su temperatura. Una vez condensada la mezcla de hidrocarburos se manda a un intercambiador de placas EP-301 para el subenfriamiento. La mezcla de hidrocarburos se manda a un separador centrífugo SC-301 para quitar el agua residual, los hidrocarburos son enviados a tanques de almacenamientos terrestres. El agua residual se lleva al tanque de almacenamiento FB-301, para el posterior tratamiento del agua.

Del condensador EA-301 salen también, gases no condensables como el CO_2 , hidrocarburos volátiles de cadena corta y agua, por lo que son enviados a través de un tanque con malla separadora FV-301. El agua para enfriamiento de los hidrocarburos pasa por el enfriador de aire EC-301.

6.1 Balance de materia y energía

Las consideraciones para llevar a cabo el balance de materia y energía son:

- Los plásticos a procesar (polietileno, poliestireno y polipropileno) tienen moléculas de muy alto peso molecular que al reaccionar dan como resultado una mezcla de hidrocarburos con puntos de ebullición normal correspondiente a la mezcla llamada queroseno, entre 350 y 450 °F y cadenas de 11 a 12 carbonos en las moléculas [Ref. 11]
- En el rompimiento de las moléculas de plástico, se requiere de los hidrógenos del agua para la saturación de las moléculas más pequeñas de hidrocarburos.
- Dado que los plásticos tienen una distribución de pesos moleculares que dependen del tipo de plástico y dada la complejidad de las reacciones involucradas, se toma como base a una reacción global balanceada en la que se toma como representativa a una molécula de plástico de polietileno, transformándola en una molécula de cadena corta representativa de la mezcla de hidrocarburos señalada en el primer punto. La mezcla de gases tiene la composición mostrada en la tabla 2, el algoritmo de cálculo para obtener esta tabla se muestran en el apéndice A2.

Tabla 2. Composición del Queroseno para intervalo de ebullición de 350 a 450 °F a 14.7 psia.							
Componente	Peso molecular PM	Punto de burbuja			Punto de rocío		
		Constante de equilibrio Ki	Fracción molar en líquido Xi	Fracción molar en el vapor Yi	Constante de equilibrio Ki	Fracción molar en el vapor Yi	Fracción molar en líquido Xi
Heptano	100.204	4.59	0.1	0.4591	10.21	0.1	0.0098
Octano	114.231	2.69	0.08	0.2150	6.73	0.08	0.0119
Nonano	128.258	1.59	0.08	0.1274	5.09	0.08	0.0157
Decano	142.285	1.22	0.04	0.0490	2.67	0.04	0.0150
Undecano	156.312	0.57	0.05	0.0286	2.01	0.05	0.0249
Dodecano	170.338	0.35	0.1	0.0348	1.38	0.1	0.0727
Tridecano	184.365	0.22	0.11	0.0245	0.95	0.11	0.1153
Tetradecano	198.392	0.14	0.44	0.0616	0.60	0.44	0.7347
Temperatura Calculada		345 °F			451°F		

Existen distintos pesos moleculares del polietileno dependiendo del tipo y el grado como se muestra en tabla 3.

Tipo de plástico	Peso molecular (g/mol)	Número de unidades (-CH₂-) de 14 g/mol	Promedio de carbonos
Polietileno lineal de baja densidad	De 5 a 10 X10 ⁴	De 3,571 a 7,142	5,357
Polietileno ramificado	De 3 a 40 X10 ⁴	De 2,142 a 28,571	15,356
Polietileno lineal de alta densidad	De 1X10 ³ a 8X10 ⁶	De 71 a 571,428	285,749

Para llevar a cabo el balance usamos como representativo al polietileno, con un valor cercano un peso molecular de 30×10^4 g/mol.

El balance global de materia de los materiales de entrada y salida, tomando como base a 100 g de polietileno ramificado, se muestra en la tabla 4. El algoritmo de cálculo se muestra en el apéndice A3.

Entrada		Salida	
Plástico	100	Aceite refinado	170.45
Aceites	72.54	Incondensables	12.98
Agua	14.08	Agua restante	2.32
Residuo	0	Residuo	0.871
Total entrada	186.62	Total salida	186.62

Los resultados del balance de materia y energía de la planta se muestran en la figura 2.

6.2 Diagrama de flujo de proceso

Este documento se muestra en la figura 2, representa de forma gráfica y objetiva de la información más relevante del proceso, está diseñado para mostrar la secuencia seguida en el proceso, las características básicas de los equipos, presenta el balance de materia y energía [Ref.26].

7. Diseño de los equipos utilizado en el proceso

Las memorias de cálculo del diseño de los equipos se encuentran en el apéndice A1. Las hojas de datos de los equipos se muestran a continuación.

7.1 Lista de equipos

Clave	Servicio	Característica	Peso (lb)	Cantidad
CF-201 y CF-202	Quemador para el tanque de fusión de plástico	Calor liberado de 213,592 BTU/hr	100	2
CF-203	Quemador para calentamiento del reactor	Calor liberado de 300,000 BTU/hr	100	1
DC-201	Reactor	Ancho 14 in, largo 33 in, alto de 100 in	3,000	1
EA-301	Condensador	Carga térmica de 587,893 BTU/hr	1,000	1
EP-301	Intercambiador de placas	Carga térmica de 235,464 BTU/hr	200	1
EC-301	Enfriador de aire	Carga térmica de 823,356 BTU/hr	11,000	1
FA-301	Tanque surge de aceite fino	Diámetro de 12 in, longitud de 36 in, capacidad de 22 GAL	90	1
FB-101	Tanque de agua para emulsión	Diámetro de 24 in, longitud de 65 in, capacidad de 120 GAL	450	1
FB-102	Tanque de aceite para emulsión	Diámetro de 42 in, longitud de 120 in, capacidad de 678 GAL	2,000	1
FB-103	Tanque de combustible para quemadores	Diámetro de 20 in, longitud de 44 in, capacidad de 53 GAL	200	1
FB-301	Tanque de confinamiento de agua	Diámetro de 20 in, longitud de 44 in, capacidad de 53 GAL	200	1
FV-301	Tanque separador con malla	Diámetro 12 in, longitud 36 in, malla de alambre espesor de 6 in	90	1
GA-101	Bomba del agua para emulsión	1 GPM, ½ HP	60	1
GA-102	Bomba del aceite para emulsión	2 GPM, ½ HP	60	1
GA-201	Bomba emulsionante	2 GPM, 2 HP	70	1
GA-301	Bomba centrífuga del sistema de enfriamiento	72 GPM, 1 ½ HP	60	1
GA-302	Bomba para el aceite	5 GPM, ½ HP	60	1
SC-301	Separador centrífugo	5.7 GPM, fase pesada: agua, fase ligera: queroseno	420	1
TL-201 y TL-202	Tanque de fusión de plástico	Diámetro de 4.5 ft, longitud de 8 ft, motor de agitación 15 HP	3,500	2

7.2 Hojas de datos de los equipos

	CLIENTE: _____ PLANTA: <u>PLANTA MÓVIL</u> LOCALIZACIÓN: <u>REGIÓN MÉXICO</u> PROYECTO: <u>DISEÑO DE UNA PLANTA MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO</u>	HOJA: <u>1</u> DE: <u>1</u> NÚMERO DE UNIDADES: <u>2</u> EQUIPO: <u>QUEMADOR</u> CLAVE: <u>CF-201 Y CF-202</u>
---	---	---

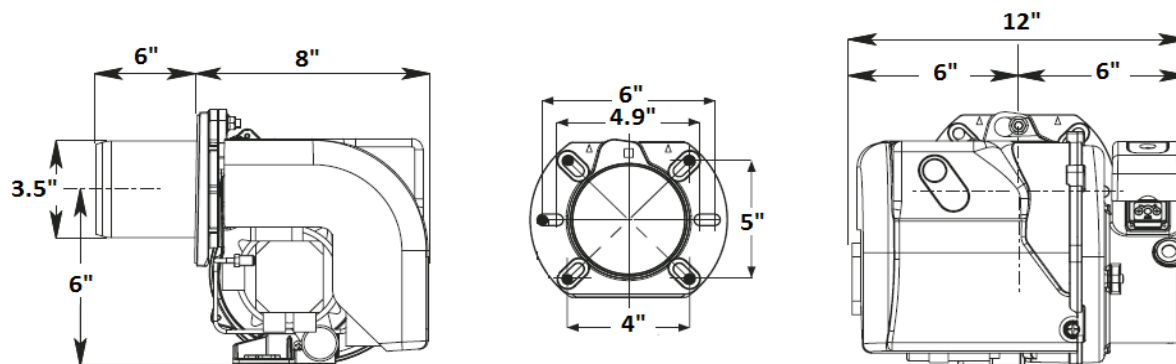
CONDICIONES DE OPERACIÓN

SERVICIO: LLEVA A CABO LA COMBUSTIÓN NECESARIA PARA PRODUCIR EL CALOR UTILIZADO EN EL REACTOR DC-201 Y EN LOS TANQUES DE LIQUIDACIÓN TL-201 Y TL-202

OPERACIÓN: CONTINUO INTERMITENTE ELECTRODO TIPO: MONOBLOC

POTENCIA TÉRMICA: 213.591 BTU/hr POTENCIA TÉRMICA MÁXIMA: 360.000 BTU/hr
 COMBUSTIBLE UTILIZADO: DIESEL DENSIDAD DEL COMBUSTIBLE: 50 lb/ft³ A 60 °F
 FLUJO DE COMBUSTIBLE: 11 lb/hr FLUJO MÁXIMO: 20 lb/hr FLUJO MÍNIMO: 8,8 lb/hr
 EXCESO DE AIRE: 15% PESO MOLECULAR: 170 lb/lbmol
 PRESIÓN DEL GAS: 8 in DE COLUMNA DE AGUA TEMPERATURA DE LA FLAMA: 3.534 °F
 VARILLA DETECTORA DE FLAMA: SI NO POTENCIA HIDRÁULICA: 1/4 HP
 MOTOR: RPM: 3.450 VOLTS: 220 FASE: 3 CICLOS: 50 Hz
 DIÁMETRO DEL CAÑÓN: 2 1/2 in DIÁMETRO EXTERNO DEL CABEZAL: 3 1/2 in
 ALIMENTACIÓN DE COMBUSTIBLES: DIÁMETRO DE 1/2" CON BOMBA DE ENGRANES INTEGRADA
 MATERIAL: CABEZAL: HIERRO FUNDIDO CUERPO Y ENVOLVENTE: ALEACIÓN DE ALUMINIO

DIAGRAMA



NOTAS

DISEÑO DE DOS LLAMAS CON CIRCUITO HIDRÁULICO COMPACTO.
 CABEZA DE COMBUSTIÓN REGULABLE.

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 2
 EQUIPO: QUEMADOR
 CLAVE: CF-203

CONDICIONES DE OPERACIÓN

SERVICIO: LLEVA A CABO LA COMBUSTIÓN NECESARIA PARA PRODUCIR EL CALOR UTILIZADO
EN EL REACTOR DC-201 Y EN LOS TANQUES DE LIQUIDACIÓN TL-201 Y TL-202

OPERACIÓN: CONTINUO INTERMITENTE ELECTRODO TIPO: MONOBLOC

POTENCIA TÉRMICA: 300.000 BTU/hr POTENCIA TÉRMICA MÁXIMA: 360.000 BTU/hr

COMBUSTIBLE UTILIZADO: DIESEL DENSIDAD DEL COMBUSTIBLE: 50 lb/ft³ A 60 °F

FLUJO DE COMBUSTIBLE: 11 lb/hr FLUJO MÁXIMO: 20 lb/hr FLUJO MÍNIMO: 8,8 lb/hr

EXCESO DE AIRE: 15% PESO MOLECULAR: 170 lb/lbmol

PRESIÓN DEL GAS: 8 in DE COLUMNA DE AGUA TEMPERATURA DE LA FLAMA: 3.534 °F

VARILLA DETECTORA DE FLAMA: SI NO POTENCIA HIDRÁULICA: 1/4 HP

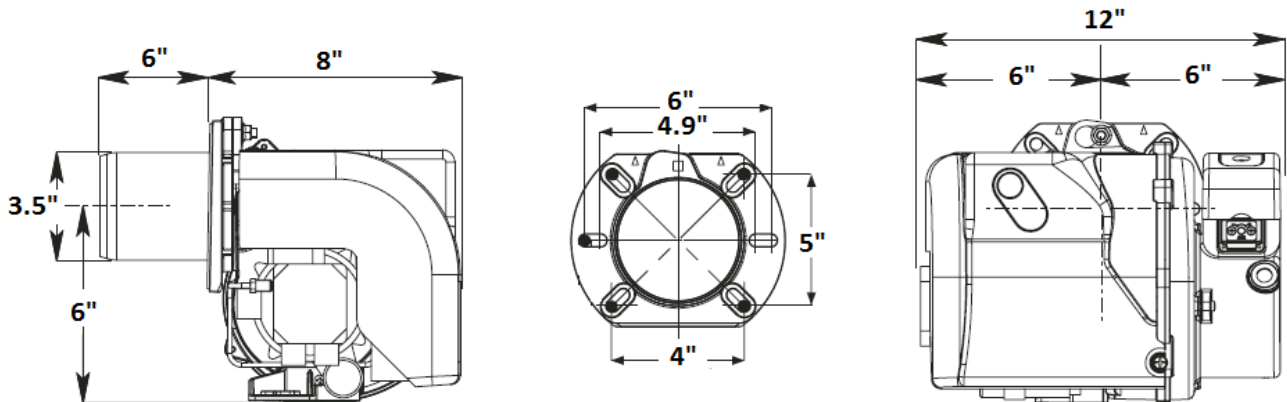
MOTOR: RPM: 3.450 VOLTS: 220 FASE: 3 CICLOS: 50 Hz

DIÁMETRO DEL CAÑÓN: 2 1/2 in DIÁMETRO EXTERNO DEL CABEZAL: 3 1/2 in

ALIMENTACIÓN DE COMBUSTIBLES: DIÁMETRO DE 1/2" CON BOMBA DE ENGRANES INTEGRADA

MATERIAL: CABEZAL: HIERRO FUNDIDO CUERPO Y ENVOLVENTE: ALEACIÓN DE ALUMINIO

DIAGRAMA



NOTAS

DISEÑO DE DOS LLAMAS CON CIRCUITO HIDRÁULICO COMPACTO.
 CABEZA DE COMBUSTIÓN REGULABLE.

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



**PROYECTOS
TECNOLOGICOS**

CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: REACTOR
 CLAVE: DC-201

SERVICIO:

LLEVA A CABO LAS REACCIONES
 QUÍMICAS QUE TRANSFORMAN
 EL PLÁSTICO EN QUEROSENO

DATOS DE DISEÑO

MATERIAL:

ACERO INOXIDABLE

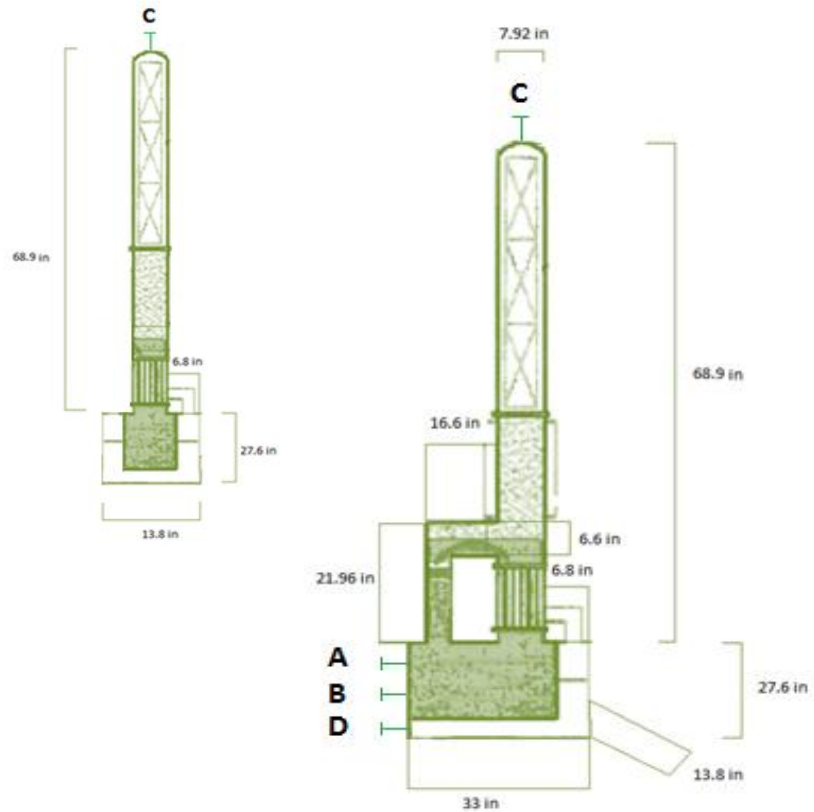
PRESIÓN DE OPERACIÓN:

15 PSI

TEMPERATURA DE OPERACIÓN:

1470 °F

FLUJOS	(Lb/hr)
PLÁSTICO	1101
EMULSIÓN	955
QUEROSENO	2046
RESIDUO	10



BOQUILLAS

SERVICIO:	CANTIDAD	DIÁMETRO NÓMINAL	ÍNDICE
ENTRADA DE PLÁSTICO	1	2 "	A
ENTRADA DE EMULSIÓN	1	1 "	B
SALIDA DE HIDOCARBUIROS	1	4 "	C
SALIDA DE RESIDUO	1	1 "	D

NOTAS

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE PLACAS
 CLAVE: EP-301

SERVICIO DE LA UNIDAD: SUBENFRIAMIENTO DE LA MEZCLA DE QUEROSENO Y AGUA DEL CONDENSADOR EA-301

CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA UNIDAD

	LADO 1	LADO 2
FLUIDO CIRCULADO	QUEROSENO-AGUA	AGUA
FLUJO lb/hr	1.903	35.798
PESO MOLECULAR: lb/lbmol	126	18
VISCOSIDAD cp	0,62	0,75
DENSIDAD lb/ft ³	46	62
CALOR ESPECÍFICO BTU/lb ⁰ F	0,56	1
CONDUCTIVIDAD BTU/hr ⁰ Fft	0,12	0,36
TEMPERATURA DE ENTRADA ⁰ F	321	95
TEMPERATURA DE SALIDA ⁰ F	100	102
PRESIÓN DE OPERACIÓN lb/in ²	14,6	40
MÁXIMA TEMPERATURA DE OPERACIÓN ⁰ F	350	110
MÁXIMA PRESIÓN DE OPERACIÓN lb/in ²	30	60
VELOCIDAD EN EL CANAL ft/s	0,3	4,1
CAÍDA DE PRESIÓN lb/in ²	CALC. 0,1 PERMITIDA: 10	CALC 5,2 PERMITIDA: 10
FACTOR DE INCRUSTACIÓN hrft ² ⁰ F/BTU	0,0006	0,0007
PASOS	1	1

CALOR TRANSFERIDO: 235.464 BTU/hr ÁREA DE TRANSFERENCIA: 27 ft² LMTD: 53 ⁰F
 CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE PLACAS: 26 BTU/hr⁰Fft RESISTENCIA TÉRMICA: 9.5X10⁻⁵ hrft²⁰F/BTU
 COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA: 168 BTU/hrft²⁰F LIMPIO: 217 BTU/hrft²⁰F

CONSTRUCCIÓN

LONGITUD DE LA PLACA: 3 ft ANCHO DE LA PLACA: 1 ft ESPACIO ENTRE PLATOS: 0.12"
 GROSOR DE LA PLACA: 0.03" NÚMERO DE PLATOS: 9 CANALES POR PASO: 4
 DIÁMETRO DEL PUERTO LADO 1 4" LADO 2 4"
 MATERIAL DEL PLATO: ACERO INOXIDABLE 304 MATERIAL DE LA CANASTA: PARAMINA
 TIPO DE MARCO: ACERO AL CARBÓN SELLO: POR CANASTA POR SOLDADURA

NOTAS

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: ENFRIADOR DE AIRE
 CLAVE: EC-301

SERVICIO DE LA UNIDAD: ENFRIA EL AGUA UTILIZADA EN LA CONDENSACIÓN DE HIDROCARBUROS
 TIPO: TIRO FORZADO TIRO INDUCIDO TAMAÑO: 6x12 ft DMT: 10,4 °F
 CALOR INTERCAMBIADO: 823.356 BTU/hr SUPERFICIE: EXTERNA: 11.895 ft² TUBO DESNUDO: 1.055 ft²
 RAZÓN DE TRANSFERENCIA: EXTERNA: 6,7 TUBO DESNUDO: 75 BTU/hrft²F

DATOS DE RENDIMIENTO

LADO DE TUBOS

FLUIDO CIRCULADO	AGUA	TEMPERATURA DE ENTRADA	118 °F
FLUIDO TOTAL QUE ENTRA lb/hr	35.798	TEMPERATURA DE SALIDA	95 °F
VAPOR		PRESIÓN DE ENTRADA	30 PSIG
LÍQUIDO	35.798	DENSIDAD	61.9 lb/ft ³ A 106 °F
CONDUCTIVADA TÉRMICA BTU/hr ⁰ Fft	0,4	CAÍDA DE PRESIÓN PERMITIDA	2 PSI
RESIST. DE INCRUSTACIÓN hrft ²⁰ F/BTU	0,001	CAÍDA DE PRESIÓN DE DISEÑO	2 PSI

LADO DEL AIRE

CANTIDAD DE AIRE lb/hr	85.126	TEMPERATURA DE ENTRADA	90 °F
CANTIDA DE AIRE/VENTILADOR acfm	29.794	TEMPERATURA DE SALIDA	95 °F
PRESIÓN ESTÁTICA ACTUAL in de H ₂ O	2,00	VELOCIDAD LIBRE	1.500 sfm

CONSTRUCCIÓN

PRESIÓN DE DISEÑO 30 PSI PRESIÓN DE PRUEBA 45 PSI TEMPERATURA DE DISEÑO 200 °F
 SECCIÓN: TAMAÑO 6 ft x 16 ft FILAS 8 No. POR UNIDAD 2 ESTRUCTURA ACERO GALVANIZADO
 CABEZAL: TIPO CAJA MATERIAL ACERO AL CARBÓN No. DE PASOS 1
 TAPÓN DISEÑO CODO MATERIAL HIERRO DULCE CORROSIÓN PERMISIBLE 1/8"
 BOQUILLA DE ENTRADA 4" BOQUILLA DE SALIDA 4" CÓDIGO ASME STAMP
 TUBO: MATERIAL ACERO SOLDADO SIN COSTURA DIÁMETRO EXTERNO 1" No/SECCIÓN 252
 LONGITUD 16 ft ESPACIO ENTRE TUBOS 2 1/4" TIPO CLARO: TRIANGULAR
 ALETA MATERIAL ALUMINIO DIÁMETRO EXTERNO 2" No/PULGADA 7 TIPO EXTRUIDO

EQUIPO MECÁNICO

VENTILADOR No./ UNIDAD 2 HP/VENTILADOR 13 DIÁMETRO 5 ft RPM 380
 ASPAS: 8 MATERIAL DE LAS ASPAS: PLÁSTICO MATERIAL DEL CUBO ACERO AL CARBÓN
 ACCIONADOR TIPO MOTOR ELÉCTRICO NO./UNIDAD 2 HP/IMPULSOR 15 RPM 1750
 REDUCTOR DE VELOCIDAD TIPO ENGRANAJE REDUCTOR NO./UNIDAD 2 RELACIÓN 4.60/1

NOTAS

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



**PROYECTOS
TECNOLOGICOS**

CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO
 CLAVE: FA-301

SERVICIO DE LA UNIDAD: TANQUE DE RETENCIÓN DEL CONDENSADO ENVIADO A LA BOMBA GA-302

TIPO DE FLUIDO: LÍQUIDO VAPOR

FLUIDO: QUEROSENO FLUJO: 38 ft³/hr DENSIDAD: 50,2 lb/ft³

PRESIÓN DE OPERACIÓN: 15 PSI PRESIÓN DE DISEÑO: 50 PSI

TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 100 °F TEMPERATURA DE DISEÑO: 150 °F

PUNTO FLASH: 260 °F PESO MOLECULAR: 162 lb/lbmol

POSICIÓN: VERTICAL HORIZONTAL TIEMPO DE RETENCIÓN: 5 min

LONGITUD: 36 in DIÁMETRO: 12 in CAPACIDAD: 22 GAL

NIVEL MÁXIMO: 34 in NIVEL NORMAL: 30 in MÍNIMO: _____ in

CÓDIGO: ASME

TAPAS TIPO: ESFÉRICAS

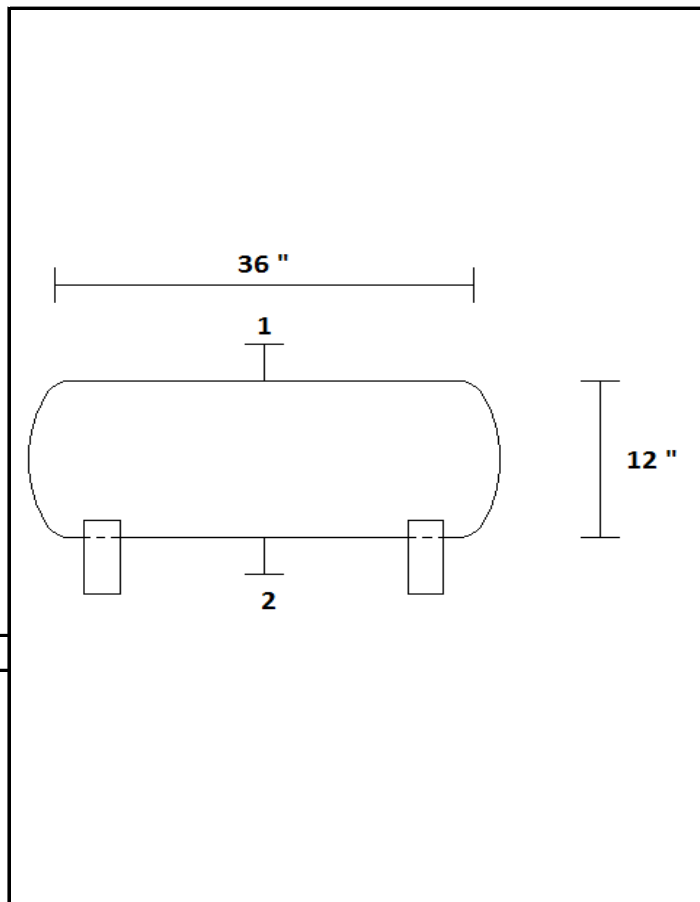
CORROSIÓN PERMITIDA: 1/16 "

MATERIAL: CORAZA: ACERO

CABEZA: ACERO

SOPORTES: ACERO

BOQUILLAS		
NO.	DIÁMETRO	SERVICIO
1	1 "	ALIMENTACIÓN
2	1 "	DESCARGA



NOTAS

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



**PROYECTOS
TECNOLOGICOS**

CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO
 CLAVE: FB-101

SERVICIO DE LA UNIDAD: ALMACENAMIENTO DE AGUA PARA LA FORMACIÓN DE EMULSIÓN

TIPO DE FLUIDO: LÍQUIDO VAPOR

FLUIDO: AGUA FLUJO: 2,5 ft³/hr DENSIDAD: 62,9 lb/ft³

PRESIÓN DE OPERACIÓN: 15 PSI PRESIÓN DE DISEÑO: 50 PSI

TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 77 °F TEMPERATURA DE DISEÑO: 150 °F

PUNTO FLASH: 212 °F PESO MOLECULAR: 18 lb/lbmol

POSICIÓN: VERTICAL HORIZONTAL

LONGITUD: 65 in DIÁMETRO: 24 in CAPACIDAD: 120 GAL

NIVEL MÁXIMO: 60 in NIVEL NORMAL: 57 in MÍNIMO: _____ in

CÓDIGO: ASME

TAPAS TIPO: ESFÉRICAS

CORROSIÓN PERMITIDA: 1/16 "

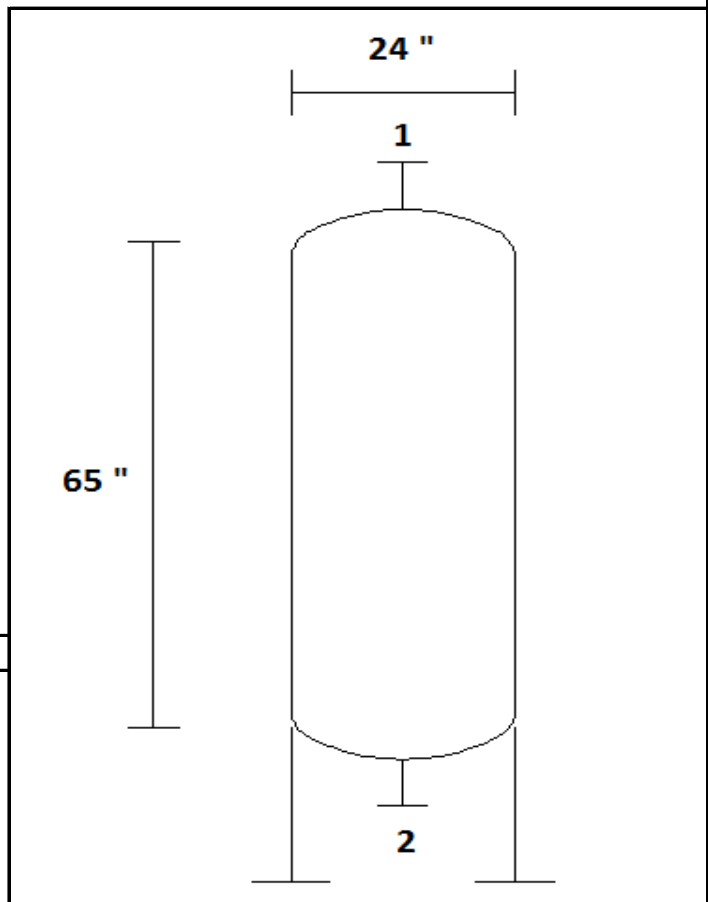
MATERIAL: CORAZA: ACERO

CABEZA: ACERO

SOPORTES: ACERO

BOQUILLAS		
NO.	DIÁMETRO	SERVICIO
1	3/4 "	ALIMENTACIÓN
2	3/4 "	DESCARGA

NOTAS



REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



**PROYECTOS
TECNOLOGICOS**

CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO
 CLAVE: FB-102

SERVICIO DE LA UNIDAD: ALMACENAMIENTO DE ACEITE PARA LA FORMACIÓN DE EMULSIÓN

TIPO DE FLUIDO: LÍQUIDO VAPOR

FLUIDO: ACEITE FLUJO: 13 ft³/hr DENSIDAD: 61 lb/ft³

PRESIÓN DE OPERACIÓN: 15 PSI PRESIÓN DE DISEÑO: 50 PSI

TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 77 °F TEMPERATURA DE DISEÑO: 150 °F

PUNTO FLASH: 260 °F PESO MOLECULAR: 162 lb/lbmol

POSICIÓN: VERTICAL HORIZONTAL

LONGITUD: 120 in DIÁMETRO: 42 in CAPACIDAD: 678 GAL

NIVEL MÁXIMO: 40 in NIVEL NORMAL: 37 in MÍNIMO: _____ in

CÓDIGO: ASME

TAPAS TIPO: ESFÉRICAS

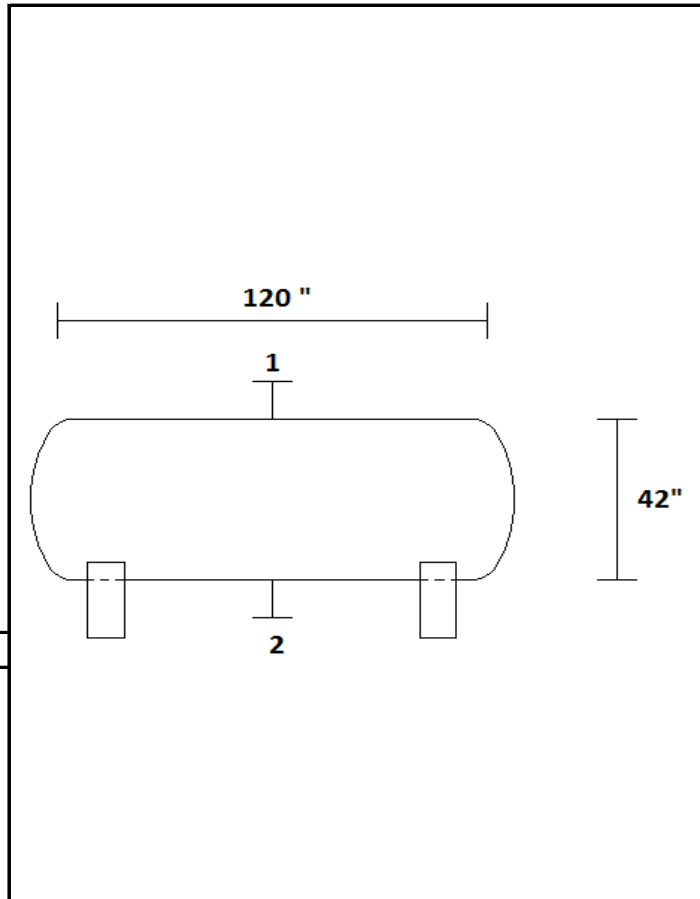
CORROSIÓN PERMITIDA: 1/16 "

MATERIAL: CORAZA: ACERO

CABEZA: ACERO

SOPORTES: ACERO

BOQUILLAS		
NO.	DIÁMETRO	SERVICIO
1	3/4 "	ALIMENTACIÓN
2	3/4 "	DESCARGA



NOTAS

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



**PROYECTOS
TECNOLOGICOS**

CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO
 CLAVE: FB-103

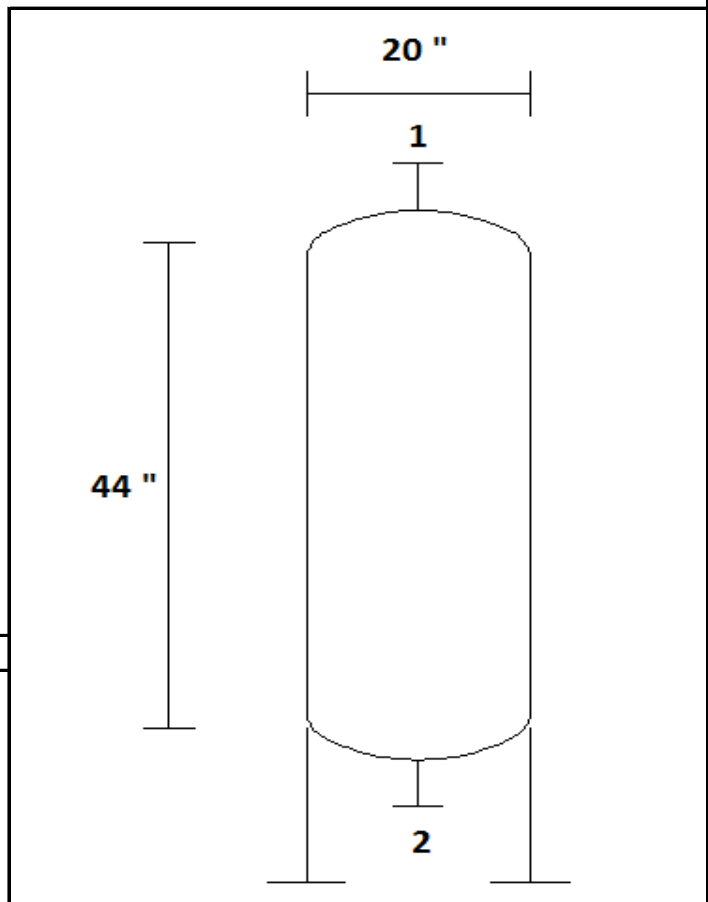
SERVICIO DE LA UNIDAD: TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE DIESEL PARA LOS QUEMADORES

TIPO DE FLUIDO: LÍQUIDO VAPOR
 FLUIDO: DIESEL FLUJO: 0,7 ft³/hr DENSIDAD: 51 lb/ft³
 PRESIÓN DE OPERACIÓN: 15 PSI PRESIÓN DE DISEÑO: 50 PSI
 TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 77 °F TEMPERATURA DE DISEÑO: 150 °F
 PUNTO FLASH: 260 °F PESO MOLECULAR: 162 lb/lbmol
 POSICIÓN: VERTICAL HORIZONTAL
 LONGITUD: 44 in DIÁMETRO: 20 in CAPACIDAD: 53 GAL
 NIVEL MÁXIMO: 42 in NIVEL NORMAL: 38 in MÍNIMO: _____ in

CÓDIGO: ASME
 TAPAS TIPO: ESFÉRICAS
 CORROSIÓN PERMITIDA: 1/16 "
 MATERIAL: CORAZA: ACERO
 CABEZA: ACERO
 SOPORTES: ACERO

BOQUILLAS		
NO.	DIÁMETRO	SERVICIO
1	1/2 "	ALIMENTACIÓN
2	1/2 "	DESCARGA

NOTAS



REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



**PROYECTOS
TECNOLOGICOS**

CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

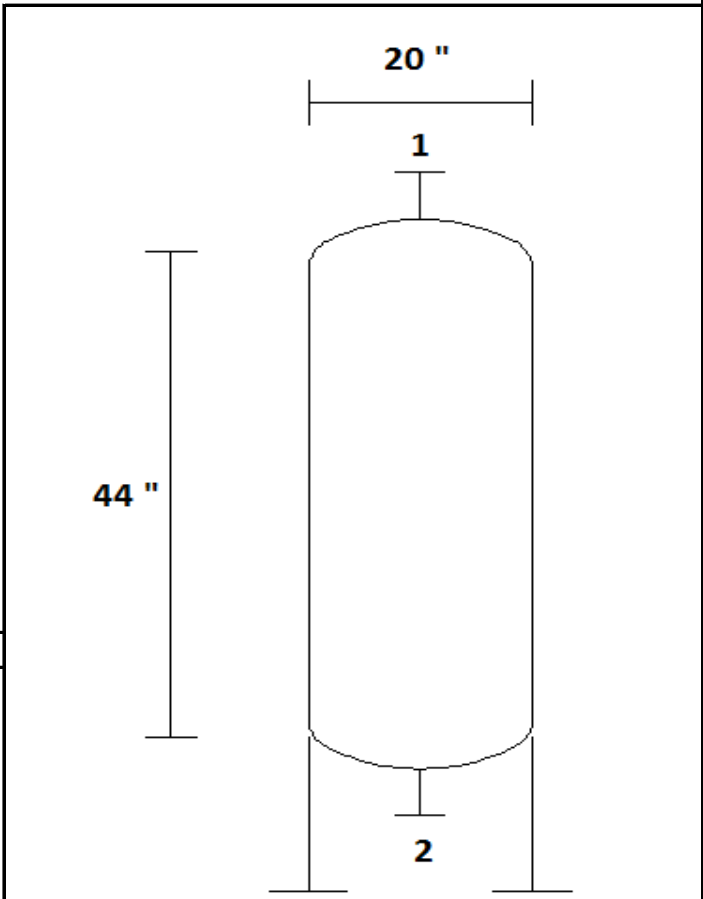
HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO
 CLAVE: FB-301

SERVICIO DE LA UNIDAD: ALMACENAMIENTO DE AGUA RESIDUAL

TIPO DE FLUIDO: LÍQUIDO VAPOR
 FLUIDO: AGUA FLUJO: 0,7 ft³/hr DENSIDAD: 62,4 lb/ft³
 PRESIÓN DE OPERACIÓN: 15 PSI PRESIÓN DE DISEÑO: 50 PSI
 TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 140 °F TEMPERATURA DE DISEÑO: 200 °F
 PUNTO FLASH: 212 °F PESO MOLECULAR: 18 lb/lbmol
 POSICIÓN: VERTICAL HORIZONTAL
 LONGITUD: 44 in DIÁMETRO: 20 in CAPACIDAD: 53 GAL
 NIVEL MÁXIMO: 42 in NIVEL NORMAL: 39 in MÍNIMO: _____ in

CÓDIGO: ASME
 TAPAS TIPO: ESFÉRICAS
 CORROSIÓN PERMITIDA: 1/16 "
 MATERIAL: CORAZA: ACERO
 CABEZA: ACERO
 SOPORTES: ACERO

BOQUILLAS		
NO.	DIÁMETRO	SERVICIO
1	1/2 "	ALIMENTACIÓN
2	1/2 "	DESCARGA



NOTAS

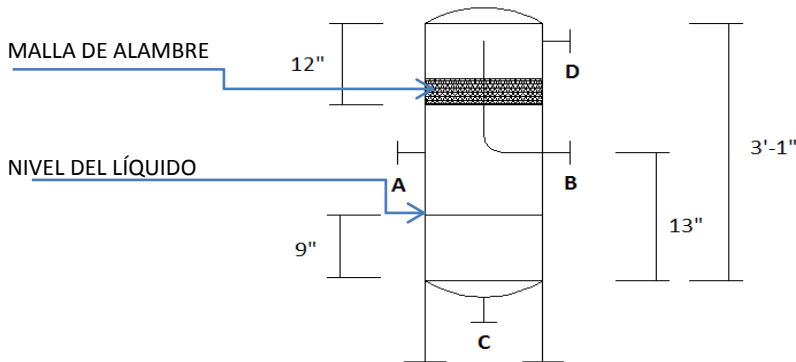
REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: SEPARADOR CON MALLA
 CLAVE: FV-301

SERVICIO: TANQUE FLASH Y SEPARADOR
 DIMENSIONES: 12" DE DIÁMETRO POR 3'-00" DE ALTURA TIPO: VERTICAL EN LÍNEA



DATOS DE DISEÑO

PRESIÓN DE OPERACIÓN: 15 PSI TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 300 °F
 PRESIÓN DE DISEÑO: 50 PSI TEMPERATURA DE DISEÑO: 325 °F
 CÓDIGO: ASME DENSIDAD DE CONTENIDOS: 7,9 lb/ft³
 MATERIALES: CABEZA Y CORAZA DE ACERO DE ALTA TEMPERATURA SOPORTES: ACERO AL CARBÓN
 REVESTIMIENTO: METAL: NO HULE O PLÁSTICO: NO
 LADRILLO: NO CEMENTO: NO
 CORROSIÓN PERMISIBLE: 1/8" SOPORTES UNIDOS: SI AISLANTE: SI CLASE: 325 °F

BOQUILLAS

SERVICIO:	CANTIDAD	DIÁMETRO NÓMINAL	ÍNDICE
ENTRADA	1	1 "	A
SALIDA DE VAPOR	1	1 "	B
SALIDA DE LÍQUIDO	1	1/2 "	C
VÁLVULA DE SEGURIDAD	1	1/2 "	D

NOTAS

LA MALLA SERÁ DE ALAMBRE DE 6" DE ESPESOR, EL MATERIAL ES ALEACIÓN 20.
 SE CONTARÁN CON SOPORTES SUPERIORES E INFERIORES PARA LA MALLA

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: BOMBA CENTRIFUGA
 CLAVE: GA-101

CONDICIONES DE OPERACIÓN

SERVICIO: BOMBEO DE AGUA A EMULSIFICADOR GA-201 FLUIDO: AGUA
 OPERACIÓN: CONTINUO INTERMITENTE CORROSIÓN: SI NO
 FLUJO NORMAL: 0,3 GPM FLUJO DE DISEÑO: 1 GPM TEMPERATURA: 77 °F
 % DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS: NO APLICA GASES ARRASTRADOS: NO APLICA
 GRAVEDAD ESPECÍFICA: 1 VISCOSIDAD: 0,95 CP PRESIÓN DE VAPOR: 0,46 PSIA
 CABEZA ESTÁTICA: 5 FT NPSH DISPONIBLE: 32 FT

ESPECIFICACIÓN DE LA BOMBA

TIPO Y TAMAÑO: BOMBA CENTRÍFUGA, 2x3 ROTACIÓN: OPUESTO A MANECILLAS DE RELOJ
 POTENCIA HIDRÁULICA: 1/2 HP NÚMERO DE ETAPAS: UNA
 NPSH REQUERIDO: 6 FT EFICIENCIA DE DISEÑO: 75%
 MOTOR RPM: 900 VOLTS: 440 FASE: 3 CICLOS: 60 Hz
 MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Carcaza e impulsor hierro fundido 29, Cr -9 Ni, Misco "C", flecha de Niquel
 DIÁM. DE SUCCIÓN: 3/4 " in DIÁM. DE DESCARGA: 1/2 " in SELLO: MECÁNICO
 LOCALIZACIÓN DE LA SUCCIÓN: FINAL LOCALIZACIÓN DE LA DESCARGA: VERTICAL SUPERIOR

NOTAS

LA BOMBA ESTÁ ENFRETE DEL FINAL DEL ACCIONADOR

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: BOMBA CENTRIFUGA
 CLAVE: GA-102

CONDICIONES DE OPERACIÓN

SERVICIO: BOMBEO DE ACEITE A EMULSIFICADOR GA-201 FLUIDO: ACEITE
 OPERACIÓN: CONTINUO INTERMITENTE CORROSIÓN: SI NO
 FLUJO NORMAL: 1,6 GPM FLUJO DE DISEÑO: 2 GPM TEMPERATURA: 77 °F
 % DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS: NO APLICA GASES ARRASTRADOS: NO APLICA
 GRAVEDAD ESPECÍFICA: 0,97 VISCOSIDAD: 1,7 CP PRESIÓN DE VAPOR: 0,30 PSIA
 CABEZA ESTÁTICA: 5 FT NPSH DISPONIBLE: 33 FT

ESPECIFICACIÓN DE LA BOMBA

TIPO Y TAMAÑO: BOMBA CENTRÍFUGA, 2x3 ROTACIÓN: OPUESTO A MANECILLAS DE RELOJ
 POTENCIA HIDRÁULICA: 1/2 HP NÚMERO DE ETAPAS: UNA
 NPSH REQUERIDO: 6 FT EFICIENCIA DE DISEÑO: 75%
 MOTOR RPM: 900 VOLTS: 440 FASE: 3 CICLOS: 60 Hz
 MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Carcaza e impulsor hierro fundido 29, Cr -9 Ni, Misco "C", flecha de Niquel
 DIÁM. DE SUCCIÓN: 3/4 " in DIÁM. DE DESCARGA: 1/2 " in SELLO: MECÁNICO
 LOCALIZACIÓN DE LA SUCCIÓN: FINAL LOCALIZACIÓN DE LA DESCARGA: VERTICAL SUPERIOR

NOTAS

LA BOMBA ESTÁ ENFRETE DEL FINAL DEL ACCIONADOR

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: BOMBA EMULSIONANTE
 CLAVE: GA-201

CONDICIONES DE OPERACIÓN

SERVICIO: CREAR LA EMULSIÓN DE AGUA EN ACEITE ENVIADA AL REACTOR DC-201
 OPERACIÓN: CONTINUO INTERMITENTE CORROSIÓN: SI NO
 FLUJO NORMAL: 2 GPM FLUJO DE DISEÑO: 4 GPM TEMPERATURA: 77 °F
 GASES ARRASTRADOS: NO APLICA % DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS: NO APLICA

FLUIDOS EN LA EMULSIÓN	AGUA	ACEITE
FLUJO ft ³ /hr	2,5	13
DENSIDAD lb/ft ³	62,9	61
VISCOSIDAD cp	0,95	1,7

CABEZA ESTÁTICA: 5 FT NPSH DISPONIBLE: 39 FT

ESPECIFICACIÓN

TIPO Y TAMAÑO: BOMBA EMULSIFICANTE, 2x3 ROTACIÓN: OPUESTO A MANECILLAS DE RELOJ
 POTENCIA HIDRÁULICA: 1,5 HP NÚMERO DE ETAPAS: UNA NPSH REQUERIDO: 6 FT
 MOTOR RPM: 2.900 VOLTS: 440 FASE: 3 CICLOS: 60 Hz
 MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Carcaza e impulsor hierro fundido 29, Cr -9 Ni, Misco "C", flecha de Niquel
 MATERIAL DE LA INTERFACE ACERO INOXIDABLE 304
 DIÁM. DE SUCCIÓN: 1/2 " in DIÁM. DE DESCARGA: 1 " in
 LOCALIZACIÓN DE LA SUCCIÓN: FINAL LOCALIZACIÓN DE LA DESCARGA: VERTICAL SUPERIOR

NOTAS

TIENE UNA SERIE DE ROTORES Y ESTATÓRES EN LA CÁMARA DE TRABAJO
 LA TEMPERATURA DE TRABAJO PUEDE SER MUY ALTA

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: BOMBA CENTRIFUGA
 CLAVE: GA-301

CONDICIONES DE OPERACIÓN

SERVICIO: BOMBEO DE AGUA EN EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO FLUIDO: AGUA
 OPERACIÓN: CONTINUO INTERMITENTE CORROSIÓN: SI NO
 FLUJO NORMAL: 72 GPM FLUJO DE DISEÑO: 80 GPM TEMPERATURA: 118 °F
 % DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS: NO APLICA GASES ARRASTRADOS: NO APLICA
 GRAVEDAD ESPECÍFICA: 0,99 VISCOSIDAD: 0,6 CP PRESIÓN DE VAPOR: 1,60 PSIA
 CABEZA ESTÁTICA: 5 FT NPSH DISPONIBLE: 42 FT

ESPECIFICACIÓN DE LA BOMBA

TIPO Y TAMAÑO: BOMBA CENTRÍFUGA, 2x3 ROTACIÓN: OPUESTO A MANECILLAS DE RELOJ
 POTENCIA HIDRÁULICA: 1,5 HP NÚMERO DE ETAPAS: UNA
 NPSH REQUERIDO: 6 FT EFICIENCIA DE DISEÑO: 75%
 MOTOR RPM: 900 VOLTS: 440 FASE: 3 CICLOS: 60 Hz
 MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Carcaza e impulsor hierro fundido 29, Cr -9 Ni, Misco "C", flecha de Niquel
 DIÁM. DE SUCCIÓN: 4 " in DIÁM. DE DESCARGA: 2 " in SELLO: MECÁNICO
 LOCALIZACIÓN DE LA SUCCIÓN: FINAL LOCALIZACIÓN DE LA DESCARGA: VERTICAL SUPERIOR

NOTAS

LA BOMBA ESTÁ ENFRETE DEL FINAL DEL ACCIONADOR

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: BOMBA CENTRIFUGA
 CLAVE: GA-302

CONDICIONES DE OPERACIÓN

SERVICIO: BOMBEO A SEPARADOR CENTRÍFUGO SC-301 FLUIDO: QUEROSENO
 OPERACIÓN: CONTINUO INTERMITENTE CORROSIÓN: SI NO
 FLUJO NORMAL: 4,7 GPM FLUJO DE DISEÑO: 5 GPM TEMPERATURA: 95 °F
 % DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS: NO APLICA GASES ARRASTRADOS: NO APLICA
 GRAVEDAD ESPECÍFICA: 0,8 VISCOSIDAD: 1,3 CP PRESIÓN DE VAPOR: 0,50 PSIA
 CABEZA ESTÁTICA: 5 FT NPSH DISPONIBLE: 28 FT

ESPECIFICACIÓN DE LA BOMBA

TIPO Y TAMAÑO: BOMBA CENTRÍFUGA, 2x3 ROTACIÓN: OPUESTO A MANECILLAS DE RELOJ
 POTENCIA HIDRÁULICA: 1/2 HP NÚMERO DE ETAPAS: UNA
 NPSH REQUERIDO: 6 FT EFICIENCIA DE DISEÑO: 75%
 MOTOR RPM: 900 VOLTS: 440 FASE: 3 CICLOS: 60 Hz
 MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Carcaza e impulsor hierro fundido 29, Cr -9 Ni, Misco "C", flecha de Niquel
 DIÁM. DE SUCCIÓN: 1 " in DIÁM. DE DESCARGA: 1/2 " in SELLO: MECÁNICO
 LOCALIZACIÓN DE LA SUCCIÓN: FINAL LOCALIZACIÓN DE LA DESCARGA: VERTICAL SUPERIOR

NOTAS

LA BOMBA ESTÁ ENFRETE DEL FINAL DEL ACCIONADOR

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			



CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 1
 EQUIPO: SEPARADOR CENTRIFUGO
 CLAVE: SC-301

CONDICIONES DE OPERACIÓN

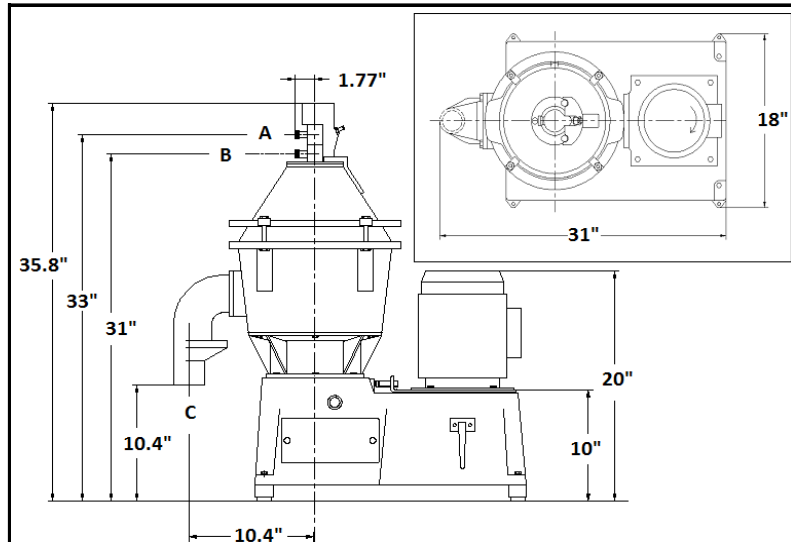
SERVICIO: DEPURACIÓN DE LA MEZCLA DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS DEL AGUA
 OPERACIÓN: CONTINUO INTERMITENTE CORROSIÓN: SI NO
 FLUJO NORMAL: 4,7 GPM FLUJO DE DISEÑO: 5,7 GPM TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 100 °F
 TEMPERATURAS PERMITIDAS: MIN 32 °F MÁX. 212 °F MÁX. DENSIDAD DE SEDIMENTO: 69 lb/ft³

FLUIDOS EN LA SEPARACIÓN		FASE PESADA	FASE LIGERA
FLUIDOS		AGUA	QUEROSENO
FLUJO	ft ³ /hr	0,4	38
DENSIDAD	lb/ft ³	62,5	50
VISCOSIDAD	cp	0,8	1,4
PRESIÓN MAXIMA DE SALIDA	PSIA	40	101
PRESIÓN DE SALIDA	PSIA	19	20

CONSUMO DE ENERGÍA RALENTÍ: 0,8 HP EN MARCHA: 2,2 HP PUESTA EN MARCHA 3,2 HP
 MOTOR: RPM: 3.000 VOLTS: 220 FASE: 3 CICLOS: 60 Hz
 RELACIÓN DE TRANSMISIÓN EN POLEAS: 106/41 TIEMPO DE ARRANQUE: 1.6 MINUTOS
 TIEMPO DE PARADA: 3 MINUTOS MÁXIMO DE FUNCIONAMIENTO SIN FLUJO: 480 MINUTOS
 PESO SIN MOTOR: 323 lb MOTOR: 35 lb TAZÓN DE FUENTE 59 lb TOTAL: 417 lb
 NIVEL DE PRESIÓN SONORA: 75 dB
 VOLUMEN DEL EQUIPO: 37 ft³
 DE ACEITE LUBRICANTE: 0,02 ft³
 VOLUMEN DE LODOS Y AGUA: 0.029 ft³

BOQUILLAS		
No.	SERVICIO	D.E. (in)
A	ENTRADA DE LÍQUIDO:	1/2 "
B	SALIDA DE FASE LIGERA:	1/2 "
C	SALIDA DE FASE PESADA:	1"

MATERIALES:
 CUENCO: ACERO INOXIDABLE
 MARCO: ACERO INOXIDABLE
 HUSILLO DEL CUENCO: ACERO
 OTRAS PARTES LATÓN



NOTAS

SE REDUCEN LAS PARTES MÓVILES CON SU DISEÑO CINTURÓN MÁQUINA IMPULSADA
 CONTIENE UNA CESTA EXTRAÍBLE DE LODOS

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			

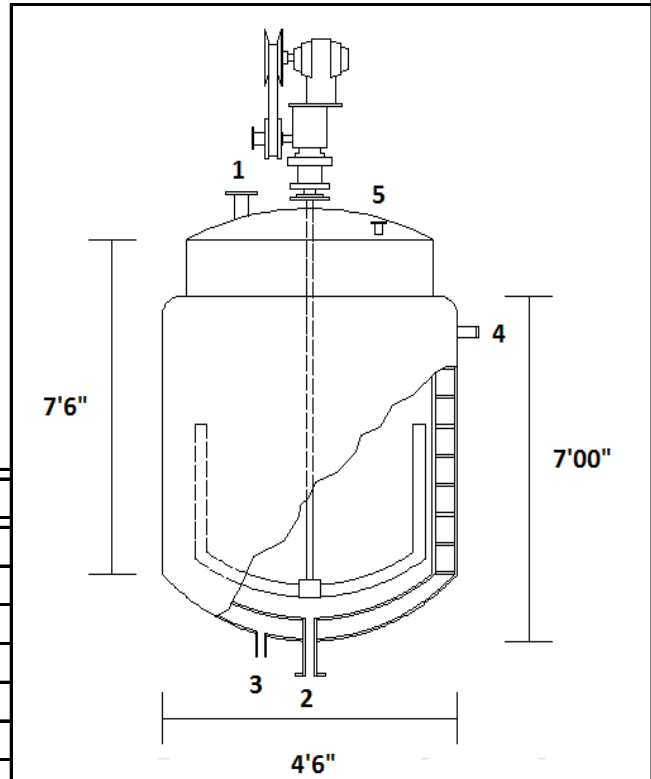


**PROYECTOS
TECNOLOGICOS**

CLIENTE: _____
 PLANTA: PLANTA MÓVIL
 LOCALIZACIÓN: REGIÓN MÉXICO
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA
MÓVIL PARA TRATAMIENTO DE PLÁSTICO

HOJA: 1 DE: 1
 NÚMERO DE UNIDADES: 2
 EQUIPO: TANQUE DE FUSIÓN
 CLAVE: TL-201 Y TL-202

FORMA: CILÍNDRICA POSICIÓN: VERTICAL TAPAS: HEMISFÉRICAS
 SERVICIO: FUNDIR POLIETILENO CON PUNTO DE FUSIÓN DE 280 °F Y ELEVAR SU TEMPERATURA A 572 °F
 SÓLIDO: PLÁSTICO POLIETILENO DENSIDAD: 59 lb/ft³ A TEMPERATURA DE: 280 °F
 FLUJO: 550 Lb/hr VISCOSIDAD: 100.000 cp A TEMPERATURA DE: 280 °F
 TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 572 °F TEMPERATURA DE DISEÑO: 500 °F
 MEDIO DE CALENTAMIENTO: GASES QUE PROVIENEN DE QUEMADORES A 1900 °F Y A 15 PSIA
 DIMENSIONES: LONGITUD: 8 ft DIÁMETRO: 4,5 ft
 NIVEL: NORMAL: 7 ft MÁXIMO: 7,5 ft VOLUMEN TOTAL: 150 ft³
 MATERIAL: FUNDIDOR: ACERO SA-240, 316 AISLANTE SI
 TIPO DE ENCHAQUETADO: DEFLECTORES TIPO ESPIRAL
 ESPACIO ENTRE CHAQUETA Y TANQUE 3 in
 PITCH ENTRE DEFLECTORES: 8 in
 CAÍDA DE PRESIÓN EN EL SERPENTÍN: 0,02 PSI
 AISLAMIENTO: SI CÓDIGO: ASME
 AGITACIÓN: SI AGITADOR TIPO: ANCLA
 DIÁMETRO DE AGITADOR: 4 ft
 MOTOR DE: 15 HP RPM: 1800
 VOLTS: 440 FASE: 3 CICLOS: 60
 CALOR INTERCAMBIADO: 51.359 BTU/hr
 COEF. TOTAL DE TRANS. : 2 BTU/hr⁰Fft²
 ÁREA TOTAL DE TRANSF. : 125 ft²



BOQUILLAS

NO.	DIÁMETRO	SERVICIO
1	3"	ALIMENTACIÓN
2	3"	DESCARGA
3	2"	ENTRADA DE GAS
4	2"	SALIDA DE GAS
5	1/4"	ENTRADA DE NITRÓGENO

NOTAS

REV.	DESCRIPCIÓN	ELABORÓ/FECHA	REVISÓ/FECHA	APROBÓ/FECHA	AP. CLIENTE/FECHA
1	PARA COMPRA	TSD/25-03-2011			

8. Arreglo de equipos

El arreglo de equipos debe permitir que existan espacios libres entre equipos y la tubería, para permitir el acceso del personal. Para el arreglo de los equipos se hizo uso de la tabla mostrada en el apéndice A7. Las dimensiones ahí mostradas son usadas solo como referencia ya que son para plantas grandes, y se necesita mayor flexibilidad para la planta móvil debido a que esta tiene restricción en sus dimensiones.

Para los tanques de almacenamiento la norma de Pemex NRF-010-PEMEX-2004, “Espaciamientos mínimos y criterios para la distribución de instalaciones industriales en centros de trabajo de petróleos mexicanos y organismos subsidiarios” establece que el espacio entre tanques de almacenamiento de líquidos combustibles debe ser un cuarto de la suma de los diámetros. La vista en planta se muestra en la figura 3.

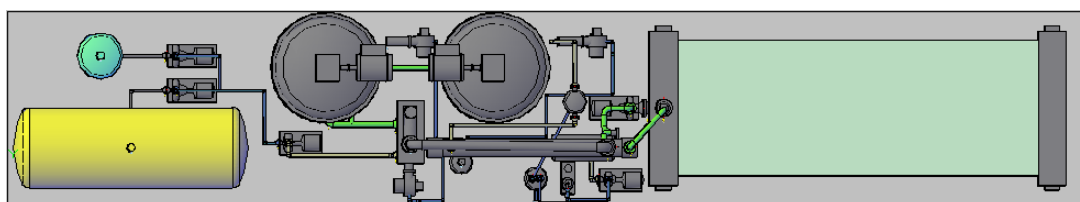


Figura 3. Vista en planta de la planta móvil.

8.1 Vistas isométricas

Los planos isométricos son planos proyectados a 30° permitiendo ver la profundidad del sistema de tuberías a través del dibujo en dos dimensiones, estos planos son los más detallados del diseño de tuberías. En la figura 4 y 5 se muestran dos vistas isométricas de la planta móvil.

8.3 Vistas de cortes y secciones

Estos planos muestran cortes de la planta en ejes transversales, desde perspectivas que permitan la visión de los elementos de interés, permitiendo ocultar equipos y tubería. En AutoCAD Plant se pueden generar tantos cortes como se crean necesarios para una mayor interpretación del modelo. En las figuras 6, 7, 8 y 9 se observan los cortes realizados sobre la planta móvil.

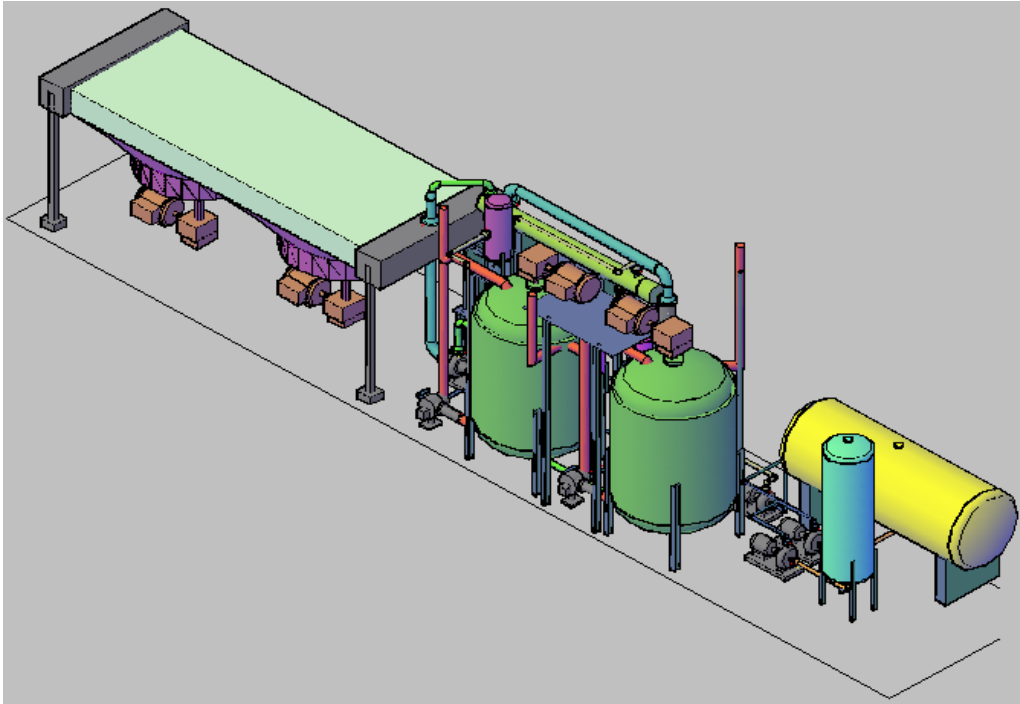


Figura 4. Vista isométrica suroeste de la planta móvil.

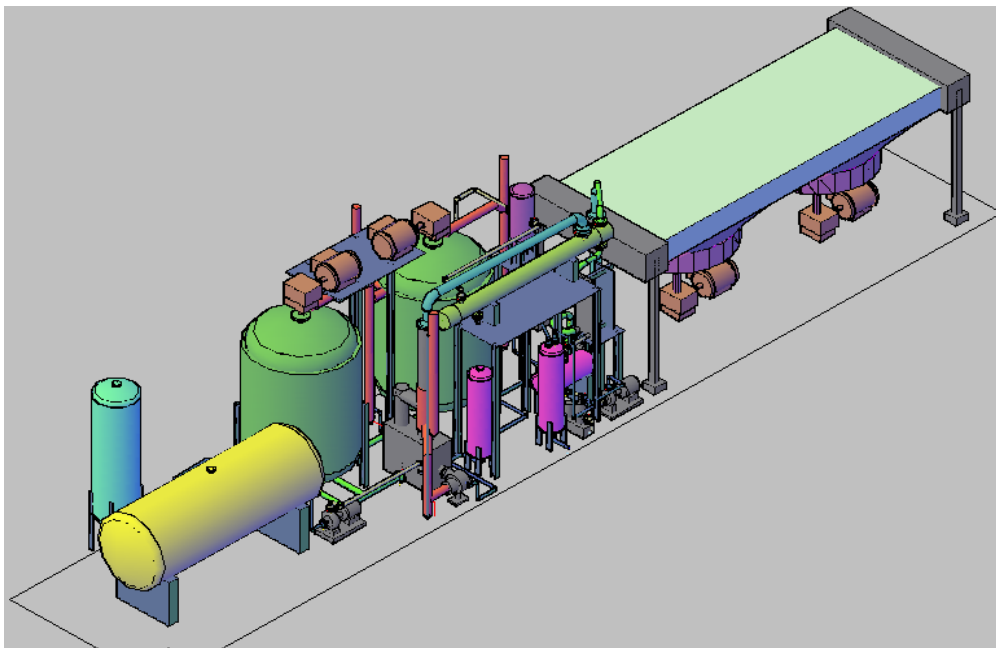


Figura 5. Vista isométrica sureste de la planta móvil.

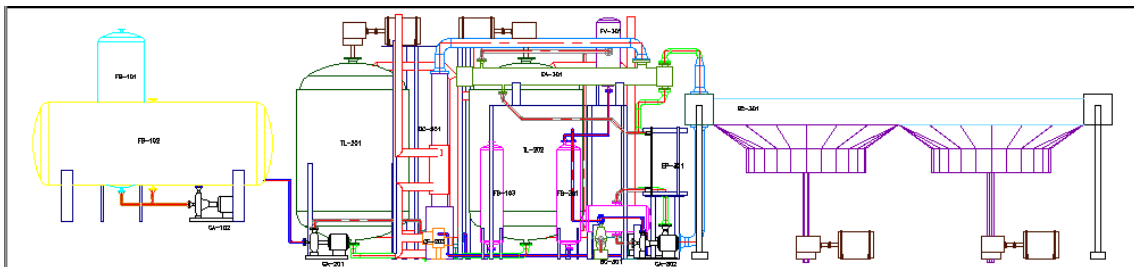


Figura 6. Corte frontal de la planta móvil.

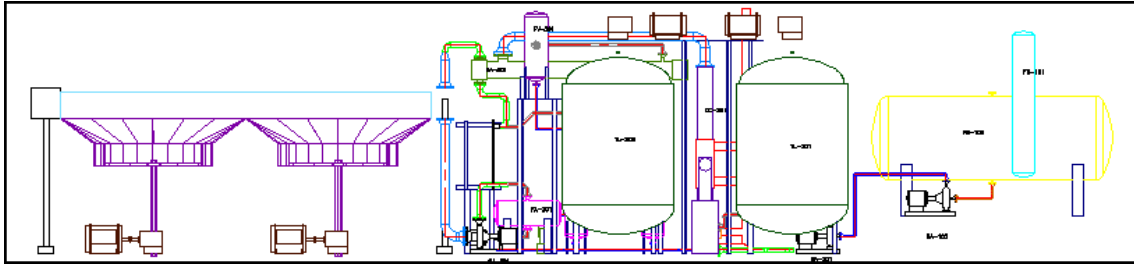


Figura 7. Corte posterior de la planta móvil.

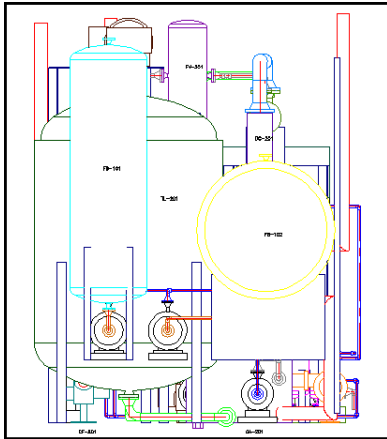


Figura 8. Corte lateral de la planta con tanques

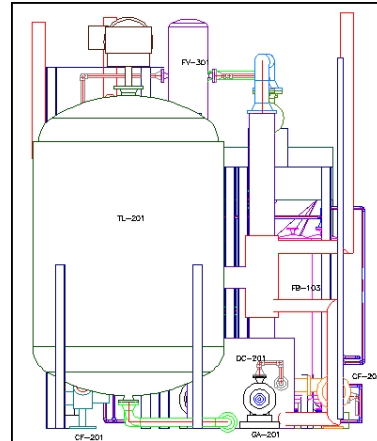


Figura 9. Corte lateral de la planta sin tanques

8.4 Peso de la planta

Debido a la restricción del peso de la carga transportada según la norma NOM-012-SCT-2-2008 a 23.5 toneladas, es importante saber el peso aproximado de todos los componentes de la planta.

La tabla 8 muestra el resultado del peso para los componentes de la planta móvil, mostrando un peso total dentro de la normatividad.

Tabla 8. Peso de las partes que componen la planta.		
Peso de los equipos	26,260	lb
Peso de la tubería	408	lb
Peso de soportes	1,281	lb
Peso total	27,949	lb
Peso total	12.7	toneladas

9. Índice de líneas y especificación de tuberías

El índice de líneas se hace con las abreviaturas de los fluidos involucrados tabla 5.

Tabla 5. Índice de líneas para la planta móvil	
Líquido	Abreviatura
Agua	AG
Aceite de emulsión	AE
Emulsión agua en aceite	EA
Gas de hidrocarburos	GH
Gases incondensables	GI
Queroseno	QE
Diesel	DI
Polietileno líquido	PL

El sistema de tuberías presentado, se realizó una vez concluido el arreglo de equipos propuesto.

El material de la tubería se selecciona de acuerdo a la norma NRF-032-PEMEX-2005 “Sistema de tuberías en plantas industriales diseño y especificaciones”.

Las características de la tubería se incluyen en la tabla 6, esta tabla indica el material de la tubería, fluidos manejados, tolerancia a la corrosión, códigos de diseño, etc.

Tabla 6. Líneas de tubería en la planta móvil.			
LÍNEA NO.	LÍNEA	DE	A
001	3/4"-AG-001-A33A	Tanque FB-101	Bomba GA-101
002	3/4"-AE-002-A54A	Tanque FB-102	Bomba GA-302
003	1/2"-AG-003-A33A	Bomba GA-101	1/2"-QE-004-A51A
004	1/2"-QE-004-A51A	Bomba GA-102	Emulsificador GA-201
005	1"-EA-005-A54A	Emulsificador GA-201	Reactor DC-201
006	4"-GH-006-A21A	Reactor DC-201	Condensador EA-301
007	1"-QE-007-A51A	Condensador EA-301	Intercambiador EP-301
008	1"-QE-008-A51A	Intercambiador EP-301	Tanque FA-301
009	1"-QE-009-A51A	Tanque FA-301	Bomba GA-302
010	1/2"-QE-010-A51A	Bomba GA-302	Separador SC-301
011	1/2"-AG-011-A33A	Separador SC-301	Tanque FB-301
012	1/2"-AG-012-A33A	Tanque FV-301	Tanque FB-301
013	1"-GI-013-A33A	Condensador EA-301	Tanque FV-301
014	1"-GI-014-A30A	Tanque FV-301	Quemador CF-202
015	2"-AG-015-A33A	Bomba GA-301	Intercambiador EP-301
016	2"-AG-016-A33A	Intercambiador EP-301	Condensador EA-301
017	2"-AG-017-A33A	Condensador EA-301	4"-AG-018-A33A
018	4"-AG-018-A33A	2"-AG-017-A33A	Enfriador EC-301
019	4"-AG-019-A33A	Enfriador EC-301	Bomba GA-301
020	2"-PL-020-A54A	Tanques 201 y 202	Reactor DC-201
021	1/2"-DI-021-A51A	Tanque FB-103	Quemadores CF-201 al 203
022	1"-QE-022-A51A	Separador SC-301	Tanque terrestre
023	1/2"-AG-023-A33A	Tanque FB-301	Planta de procesamiento

10. Modelo electrónico

El programa de AutoCAD Plant permite crear modelos de equipos de proceso en tercera dimensión con sus dimensiones reales, lo que permiten ver el espacio disponible para colocar la tubería necesaria entre los equipos.

El programa cuenta con plantillas precargadas para equipos comúnmente usados como los intercambiadores de calor, bombas, tanques, válvulas, tubería, soportes, escaleras, barandales, etc., en estas plantillas solo se requiere introducir el valor de las dimensiones físicas para tener un modelo apegado a la construcción real.

Para los equipos que no tienen una plantilla en el programa, se generan a partir de figuras primitivas como cilindros, cajas, conos, pirámides. La figura 10, muestra la ventana en donde se selecciona la plantilla de un tanque de almacenamiento.

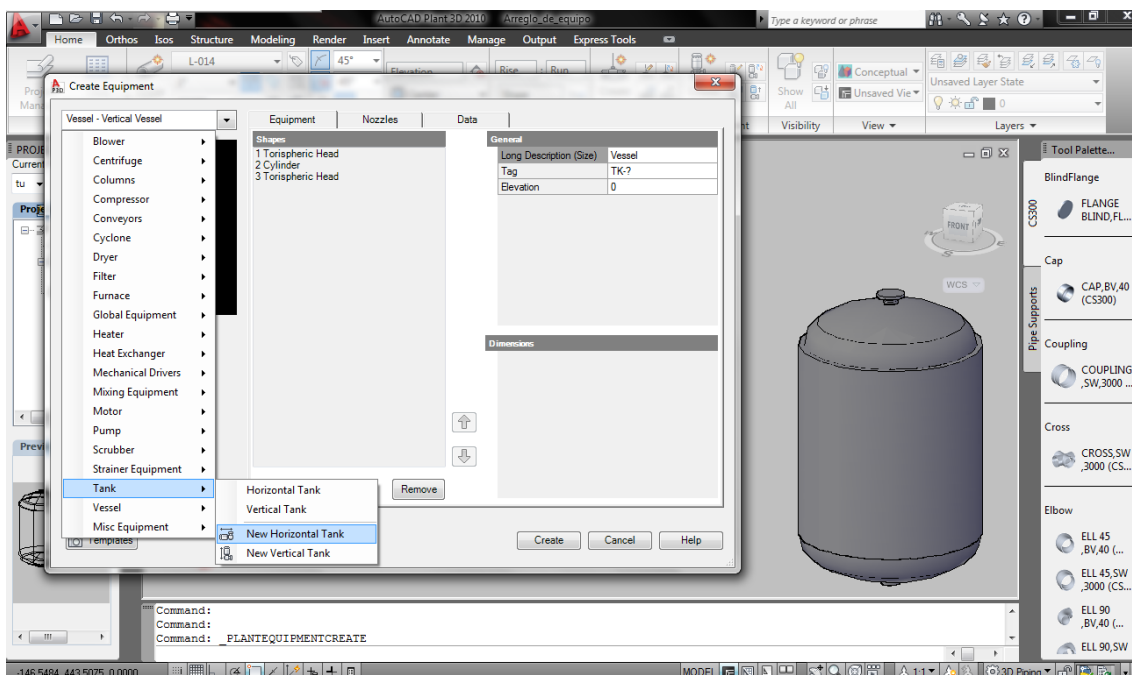


Figura 10. Utilización de las plantillas de AutoCAD Plant 2010 para la generación de equipos.

En la figura 11, se muestra la ventana en donde se introducen las dimensiones de diámetro, longitud y altura, también se puede introducir la clave del equipo, datos como el material de fabricación, peso, fabricante, etc., que componen la base de datos de cada equipo.

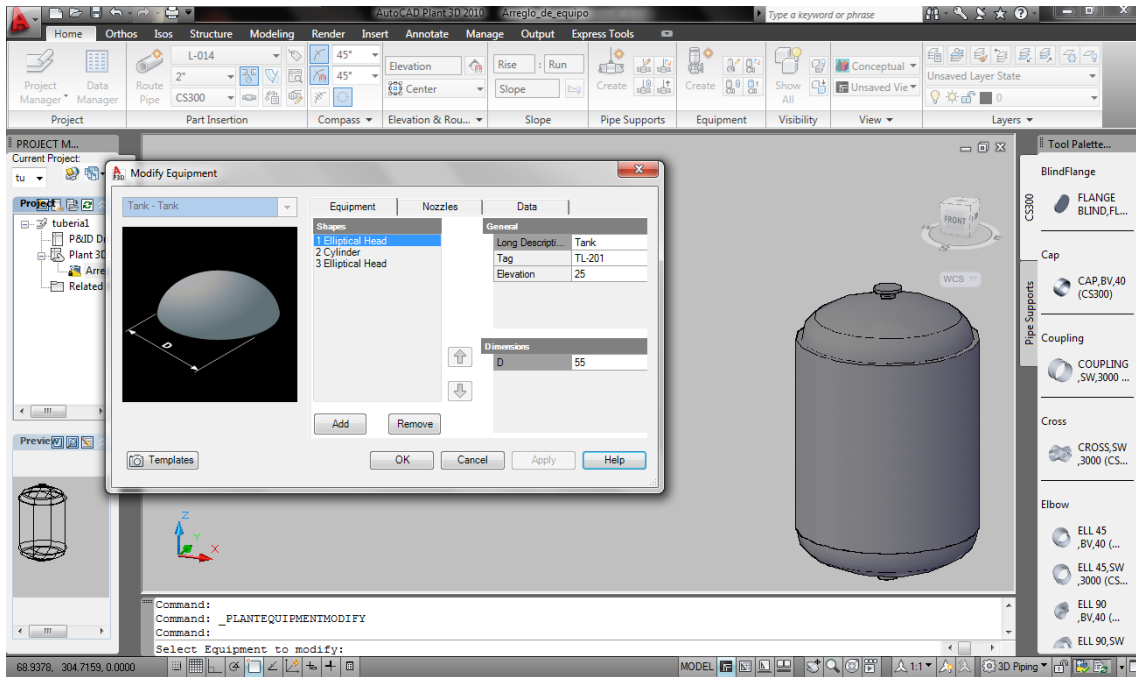


Figura 11. Dimensiones introducidas de los equipos en AutoCAD Plant 2010.

También se puede elegir el diámetro y posición de las boquillas como se muestra en la figura 12.

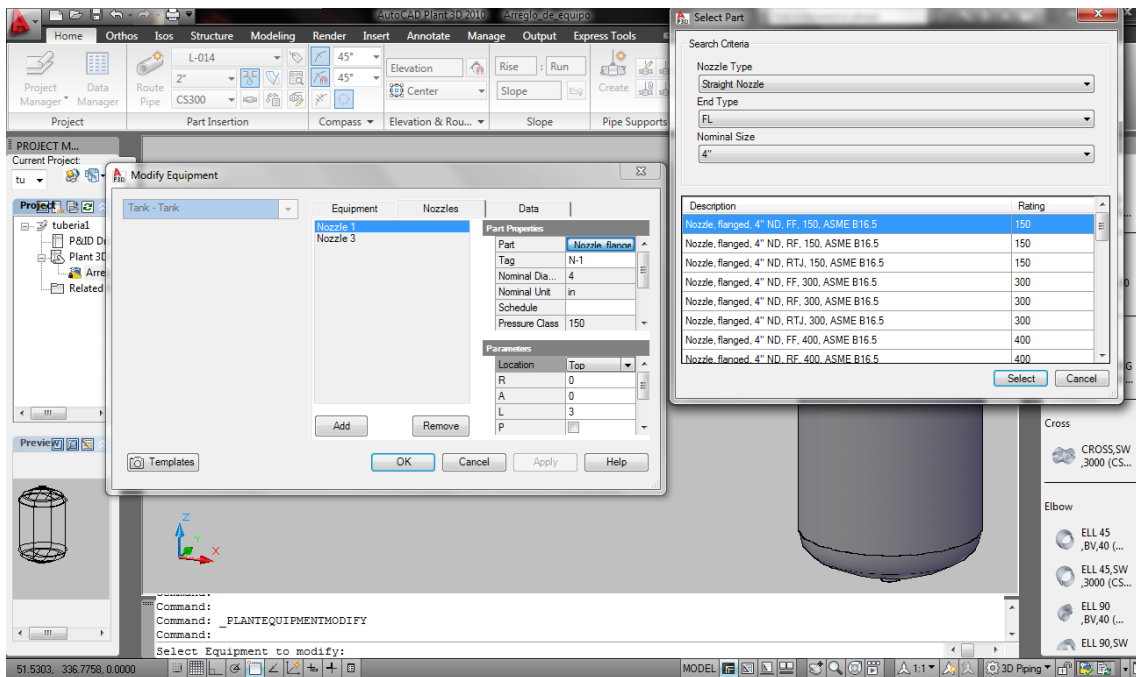


Figura 12. Establecimiento de las dimensiones y posición de boquillas.

En el caso de los equipos creados desde primitivos estos se generan agregando las figuras con las dimensiones correspondientes, después se

agregan las boquillas marcando su posición directamente sobre el equipo, como se muestra en la figura 13.

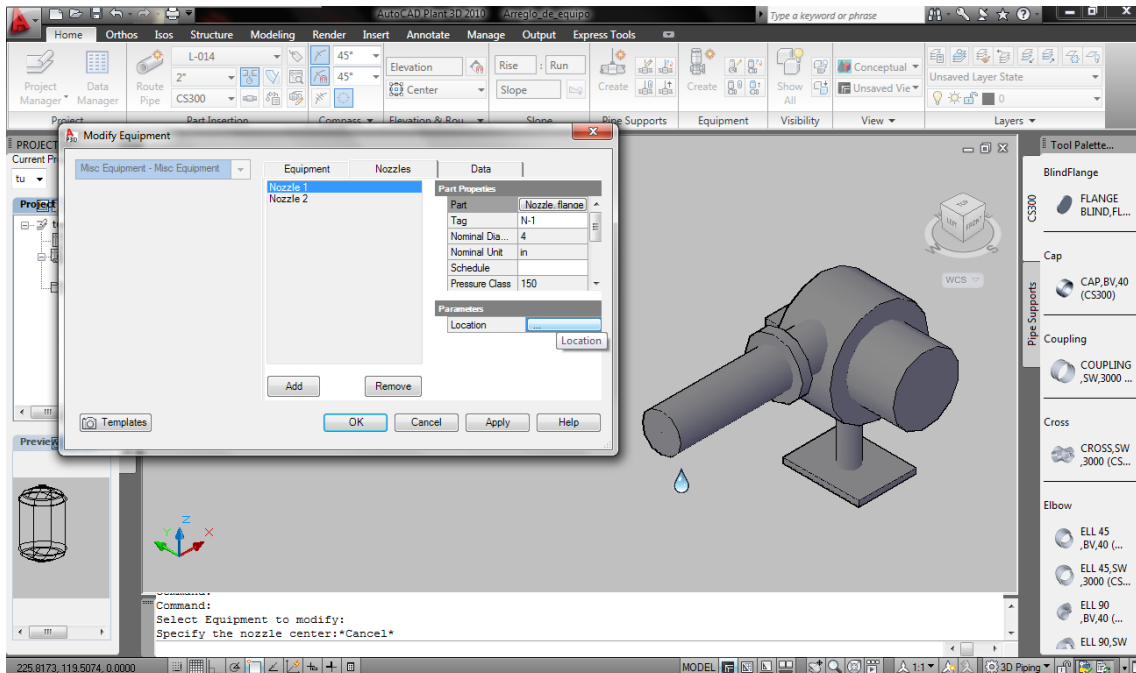


Figura 13. Establecimiento de las dimensiones y posición de boquillas para equipos que no tienen plantillas en AutoCAD Plant 2010.

Se agregan también los soportes necesarios para los equipos que así lo requieran, utilizando la ayuda de una rejilla sobre la cual se dibujan los soportes, como se ve en la figura 14.

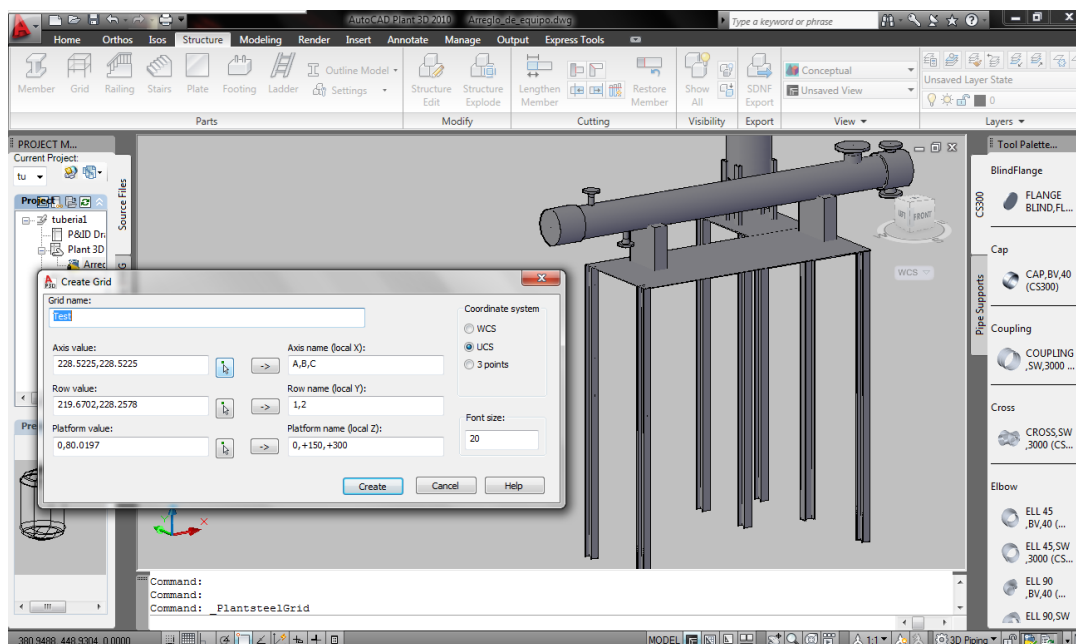


Figura 14. Creación de los soportes para los equipos de proceso en AutoCAD Plant 2010.

Una vez realizado la distribución de los equipos, se procede a agregar la tubería, figura 15, creando las trayectorias más convenientes para evitar colisión entre los equipos y soportes, figura 16. En la figura 16 y 17 se muestran imágenes del acabado de la planta modular.

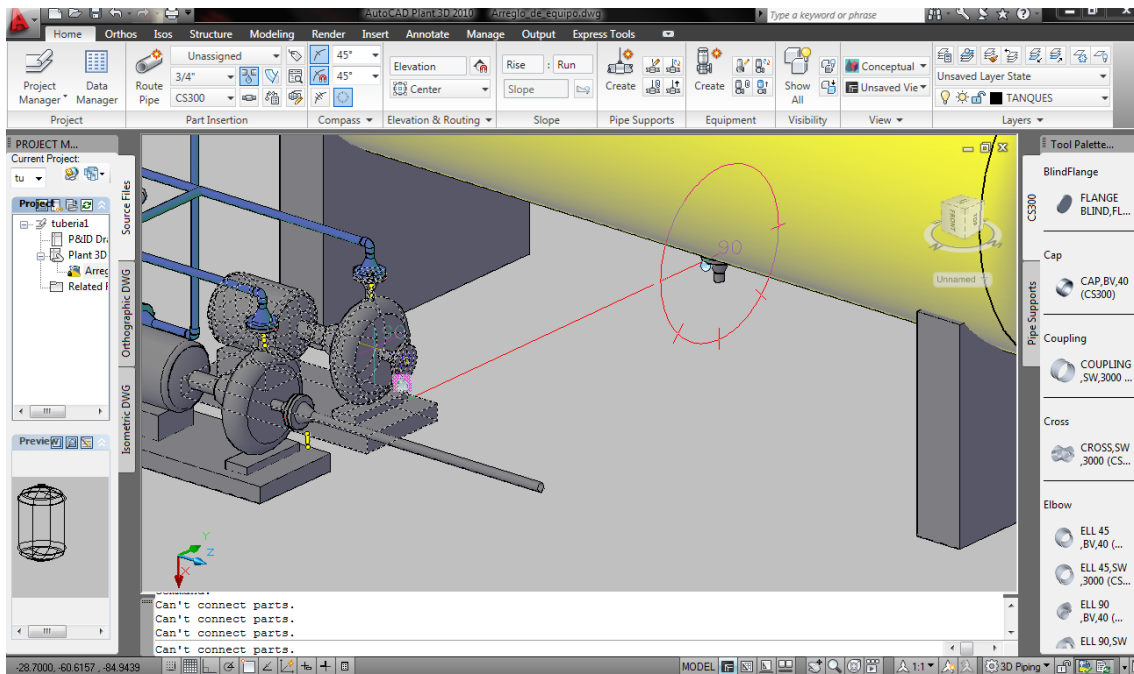


Figura 15. Creación de los soportes para los equipos de proceso en AutoCAD Plant 2010.

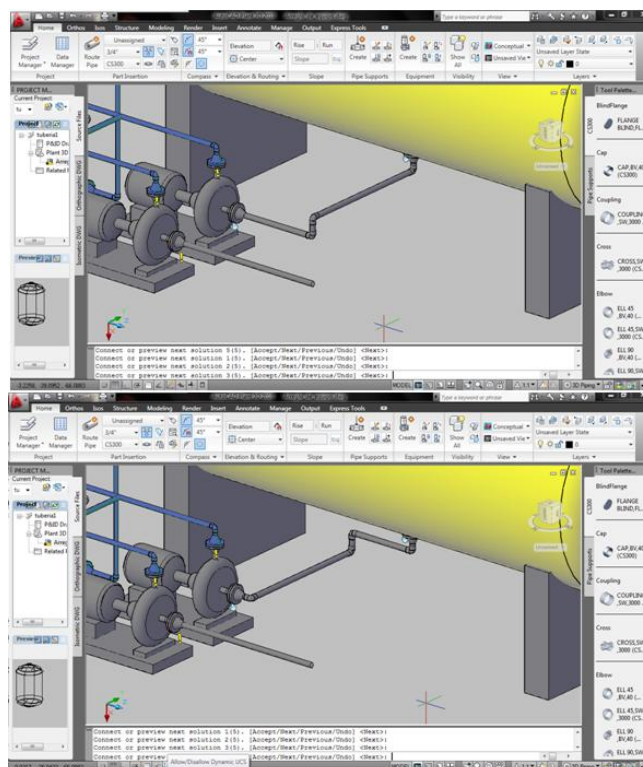


Figura 16. AutoCAD Plant permite elegir distintas trayectorias para conectar equipos.



Figura 17. Detalle de la planta móvil.

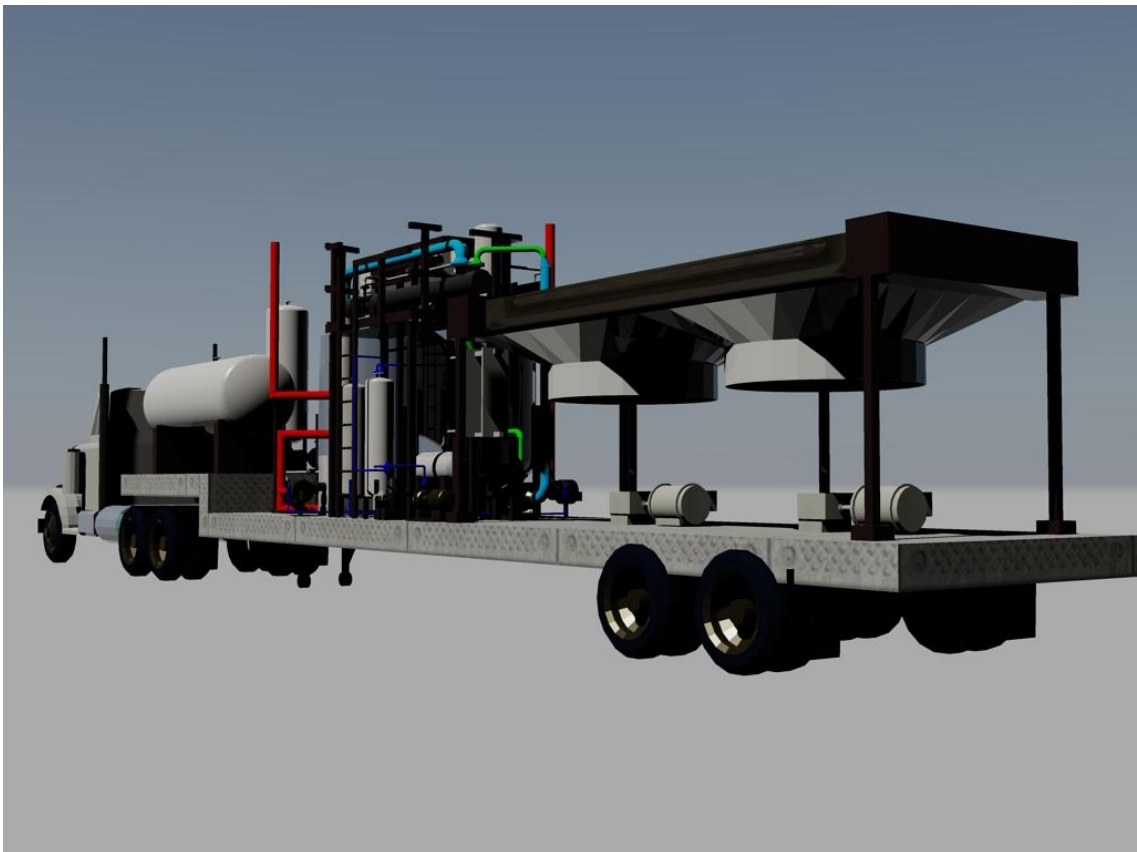


Figura 18. Detalle de la planta móvil.

11. Conclusiones

Se creó el modelo electrónico de una planta móvil en el software Autocad Plant 2010 ®. La utilización del modelo electrónico para la visualización de la planta fue muy útil para el diseño de la misma, además de proporcionar una imagen a escala de las dimensiones de los equipos de proceso, tuberías y las demás partes que componen la planta, también se considera como un modelo preliminar para la construcción de la planta móvil.

En el modelo electrónico se realizaron diferentes actividades como el arreglo de equipo, el arreglo de tuberías, elevaciones, generación de estructuras y soportes, así como la generación de isométricos y cortes, por lo cual se evitó pérdida de información y errores entre estos documentos.

Además permite contar con una base de datos y lograr un mejor manejo de la información de los equipos, tuberías, soportes y demás componentes; esta base de datos puede ser exportada a hojas de datos de Excel y viceversa.

Añadido a esto se generó el diseño de equipos y el balance de materia y energía así como el diagrama de flujo de proceso, lista de equipo, índice de líneas, especificación de tuberías y también la estimación del peso de la planta.

El modelo electrónico ayudó a la identificación y corrección de las interferencias entre la tubería y los equipos, que de no haber sido tomados en cuenta podrían causar que en la construcción de la planta se realicen cambios en la distribución de tuberías y posición de los equipos, esto provocaría que se incremente el peso de la planta y el tiempo de instalación, también afectaría a las caídas de presión en las tuberías.

Por último cabe señalar que los modelos electrónicos son fáciles de utilizar en un ambiente intuitivo como el de Autocad plant 2010, y se recomienda su uso como una herramienta didáctica para estudiantes de licenciatura, para que se familiaricen con este tipo de herramientas utilizadas en el ámbito profesional.

12. Bibliografía

- [1] Ana María Sosa Reyes, "Los plásticos: materiales a la medida", ¿Cómo ves? No. 43, pp. 22 a 25, 2003
- [2] Benjamín Ruiz Loyola, "¿Papel o plástico?", ¿Cómo ves?, No. 138, pp. 10 a 14, 2010
- [3] Roselia Medina Tinoco, "Plásticos biodegradables", ¿Cómo ves?, No. 79, pp. 22 a 25, 2005
- [4] Fogler, H. Scott, Elementos de ingeniería de las reacciones químicas, 4a ed. Prentice Hall, 2008, sección R7.1 Polimerización.
- [5] http://www.uaz.edu.mx/semarnat/cuanto_tarda.html
- [6] <http://www.eluniversal.com.mx/sociedad/2016.html>
- [7] Dra. Guadalupe Espín, "Plásticos y contaminación ambiental", Ciencia, pp. 30., septiembre 2007.
- [8] Jiménez Cisneros, Blanca E. La contaminación ambiental en México: causas, efectos y tecnología apropiada. Limusa. México, 2001.
- [9] Arquitecta Elvira Schwansee, "Reciclaje de la Botella de PET en la Zona Metropolitana", 2007/ 2008.
- [10] El universal, lunes 16 de febrero del 2009.
- [11] William D. McCain, Jr., "The properties of petroleum fluids", 2da. Edición, Tulsa Oklahoma, PennWell Publishing Company, 1990.
- [12] James G. Speight, "Chemical and Process design handbook, Mc Graw Hill Handbooks, 2002, pp. 2.220.
- [13] N. Kiran, E. Ekinici, C. E. Snape, "Recycling of plastics wastes via pyrolysis", Resources, Conservation and Recycling, 29, 273-283, (2000).
- [14] P.T Williams, E. A. Williams, "Fluidised bed pyrolysis of low density polyethylene to produce petrochemical feedstock", Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 51, 107-126 (1999).
- [15] E. Joo, S. Park, M. Lee, "Pyrolysis reaction mechanism for industrial naphtha cracking furnaces", Industrial & Engineering Chemistry Research, 40, 2409-2415, (2001).
- [16] Y. H. Seo, K-H Lee, D-H. Shin, "Investigation of catalytic degradation of high density polyethylene by hydrocarbon group type analysis", Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 70, 383-398, (2003).
- [17] D. W. Park, E. Y. Hawang, J. R. Kim, J. K. Choi, Y. A. Kim, H. C. Woo, "Catalytic degradation of polyethylene over solid acid catalysts", Polymer Degradation and Stability, 65, 193-198 (1999).
- [18] Q. Zhou, Y-Zhong Wang, C. Tang, Y-H Zhang, "Modifications of ZSM-5 zeolites and their applications in catalytic degradation of LDPE", Polymer Degradation and Stability, 80, 23- 30, (2003).
- [19] G. Manos, A. Garforth, J. Dwyer, "Catalytic degradation of high-density polyethylene over different zeolitic structures", Industrial & Engineering Chemistry Research, 39, 1198-1202, (2000).

- [20] Y. Sakata, Md. Azhar Uddin, A. Muto, "Degradation of polyethylene and polypropylene into fuel oil by using solid acid and non-acid catalysts", *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 51, 135-155, (1999).
- [21] Ejaz Ahmad, Shraddha Chadar, Satyendra Singh Tomar and M. Khursheed Akram, "Catalytic Degradation of Waste Plastic into Fuel Oil", *International Journal of Petroleum Science and Technology*, vol. 3, 25-34, (2009).
- [22] Kenji Kato, Seiji Nomura, Hiroshi Uematsu, "Development of Waste Plastics Recycling Process Using Coke Ovens", *NIPPON STEEL TECHNICAL REPORT*, N° 87, 67-69, (2003).
- [23] Datos de la tecnología presentada por: EZ PowerGen™ System from Royco, en su documento: The Production of Light & Medium Oil and Electricity From Waste Plastic en el 2004.
- [24] http://news.xinhuanet.com/english/2005-08/03/content_3303726.htm
- [25] Richard M. Felder, Ronald W. Rousseau, "Principios elementales de los procesos químicos", 3ª. Edición, México, Limusa Wiley, 2005
- [26] López García, Vicente, "Tesis, Desarrollo de un libro de proyecto como guía al estudiante de ingeniería química", 1995.
- [27] James E. Mark, "*Polymer Data Handbook*", New York, Oxford University Press, Inc., 1999.
- [28] Serth, Robert W., "Process Heat Transfer Principles and Applications", Elsevier Science & Technology Books, 2007.
- [29] Kern, Donald Q., "Process Heat Transfer", New York, McGraw Hill Book Company, 1950.
- [30] R.H. Perry and D. Green, "Perry's Chemical Engineerings' Handbook", 7th ed., McGraw-Hill, New York, 1997.
- [31] J.M. Smith, H.C. Van Ness, M.M. Abbott, "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química", 6ta. Edición, Mc-Graw Hill, New York.
- [32] Sinnott, R. K., Principles, "Chemical Engineering design", 4th edition, Elsevier, Amsterdam, 2005.
- [33] A. Kayode Coker, "Fortran Programs for Chemical Process Design", Elsevier Science & Technology Books, 1995.
- [34] CRANE engineering division, "Flow of fluids through valves, fittings and pipe", 7th printing, U.S.A, 1970.
- [35] Palma Granados, Jesús Alejandro, "Tesis, Guía para la selección de materiales metálicos para la construcción de equipo metal-mecánico de proceso", 1994.
- [36] Wilhelmsson Björn, "Compact condensers offer sizable payback", *Chemical Engineering*, pp. 60-65, July, 2003.
- [37] Lerner, J.E., "Simplified air cooler estimating", *Hyd. Proc.*, 51 (Feb.), 1972.
- [38] Brown, R., "Design of air-cooled heat exchangers: a procedure for preliminary estimates", *Chem. Eng.*, N.Y. 85 (March 27th) 414, 1978.

- [39] Rubin, F. L., "Design of air cooled heat exchangers", Chem. Eng., NY 67 (Oct. 31st) 91, 1960.
- [40] Mukherjee, R., "Effectively design air cooled heat exchangers", Chem. Eng. Prog., 93 (Feb) 26, 1997.
- [41] Ludwig, E. E., "Applied process design for chemical and petroleum plants, Vol. 3, 3rd. Edition (Gulf), 2001.
- [42] Walas, Stanley M., "Chemical Process Equipment, Selection and design", BUTTERWORTH-HEINEMANN SERIES IN CHEMICAL ENGINEERING, 1990.
- [43] Glass, Jhon., "Specifying and rating fans", Chem. Eng., N.Y. 85 (March 27th) 426, 1978.
- [44] James R. Welty, Charles E. Wicks, Robert E. Wilson, "Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa", primera edición, editorial Limusa, 1982
- [45] findlocalweather.com para el 13 de agosto del 2010 a 2:00 pm.
- [46] TitiTudorancea.com para agosto del 2009.
- [47] J. Brandrup, E. H. Immergut, and E. A. Grulke editors, "POLYMER HANDBOOK", fourth Edition, pp.V-9 "Physical Constants of Poly(ethylene)", Basado en los datos de la tercera edición, por R. P. Quirk and M. A. A. Alsamarraie, The Maurice Morton Institute of Polymer Science, University of Akron, Akron, Ohio.
- [48] <http://www.polymerprocessing.com/polymers/PE.html>
- [49] <http://desarrollosustentable.pemex.com>
- [50] Nolan, Dennis P., "Handbook of fire and explosion protection engineering principles for oil, gas, chemical, and related facilities", Noyes Publications, New Jersey, **1996**
- [51] Ludwig, E. E., "Applied process design for chemical and petroleum plants, Vol. 1, 3rd. Edition (Gulf), 2001.
- [52] R. Branan, Carl, "Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico Manual", 2da. Edición, Mc-Graw Hill, New York.
- [53] Ed Bausbacher, Roger Hunt "Process Plant Layout And Piping Design", 2da Edición, Prentice Hall, New Jersey, 1992

Apéndice A1

Algoritmo de cálculo de los equipos de proceso

Las siguientes páginas muestran las memorias de cálculo para el diseño de los equipos de proceso.

Condensador EA-301

Existen distintos tipos de condensadores, el más conocido es el condensador de coraza y tubos, sin embargo existen otros equipos que pueden ser utilizados para este mismo fin, entre ellos los conocidos como condensadores compactos. [Ref. 36].

La razón principal por la que se selecciona el condensador de coraza y tubos, es debido a que se pueden hacer cambios al diseño sin depender totalmente de la información proporcionada por los proveedores. El intercambiador de coraza y tubos, es y ha sido un equipo ampliamente utilizado en la industria y se ha generado información para poder diseñarlo, así como el hecho de que los estándares internacionales, TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Assn.) y API (American Petroleum Inst.), facilitan su especificación y uso. Mientras que para un condensador compacto existen pocos fabricantes, y cada uno con diseños propios y software especial para realizarlos.

El problema del diseño del condensador de coraza y tubos, se presenta principalmente debido a que se está tratando la condensación de una mezcla de multi-componentes, lo que da como resultado, una condensación no isotérmica que se presenta en un rango amplio de temperaturas. Esto hace que la complejidad de los cálculos sea mucho mayor que en el caso de una condensación de una sustancia pura, además se debe tener en cuenta la presencia de incondensables (CO_2 principalmente), así como de la presencia de agua, que pueden condensar pero que a su vez es inmisible con los hidrocarburos condensados.

Para el cálculo de la condensación de mezclas multi-componentes se han presentado algoritmos de cálculo tales como el modelo riguroso de Taylor, sin embargo debido a la complejidad de este modelo, no ha sido usado para el

diseño de equipos; también se encuentra el algoritmo aproximado desarrollado por Bell y Ghaly que ha sido incorporado a las bases de muchos paquetes de simulación comerciales. Debido a que se involucran un diseño integral de incrementos así como de cálculos termodinámicos, la implementación práctica de estos métodos se lleva a cabo mediante el uso de software comercial [pp. 591 Ref. 28].

El algoritmo de cálculo utilizado se basa en el cálculo de condensación de mezcla de hidrocarburos con gases inmiscibles e incondensables, según el método de Kern [pp. 352 Ref. 29].

Dado que en el cálculo del condensador se encontró que el área requerida para el subenfriamiento era mayor al 50% del área total del condensador, se toma la decisión de colocar otro intercambiador para llevar a cabo dicho subenfriamiento. El arreglo de los intercambiadores de calor se toma en contracorriente con el agua de enfriamiento, entrando primero por el intercambiador de subenfriamiento.

El diseño condensador es un método iterativo y tiene diversos pasos, mostrados a continuación:

1.- Balance de calor.

Las condiciones de flujos y temperaturas son:

Tabla A1.1 Flujo en el lado de la coraza					
Flujo de Keroseno (W_{HC})	1877	lb/hr	Fracción masa (x_i)=	0.918	del Keroseno
Flujo de agua (W_a)	26	lb/hr	Fracción masa (x_i)=	0.012	del agua
Flujo de CO_2 (W_{CO_2})	143	lb/hr	Fracción masa (x_i)=	0.070	del CO_2
Fracción mol (y_i)	0.71	de Queroseno	PM queroseno =	162	lb/lbmol
Fracción mol (y_i)	0.09	del agua	PM agua =	18	lb/lbmol
Fracción mol (y_i)	0.20	del CO_2	PM CO_2 =	44	lb/lbmol

Flujo de gases por la coraza (W_{HC})= 2,046 lb/hr

Tabla A1.2 Temperaturas	
LADO CORAZA	
(T1) Entrada zona de sobrecalentamiento	650 °F
(T2) Entrada zona de condensación	425 °F
(T3) Entrada zona de subenfriamiento	321 °F
TUBOS (AGUA)	
(t1) Entrada del agua	102 °F
(t2) Salida del agua	118 °F

La cantidad de agua para enfriamiento se calcula en el diseño del enfriador de aire.

Flujo de agua de enfriamiento por los tubos (W_{agua}) = 35,798 lb/hr

Dado que se trata de una mezcla de distintos componentes, el cálculo de las propiedades de los fluidos se lleva a cabo con reglas de mezclado.

A) Para los gases en la zona de sobrecalentamiento:

Para la conductividad se hace uso de la siguiente relación [pp.322 Ref.32]:

$$k = \sum_i X_i \times k_i$$

k_i = Conductividad térmica del componente i

X_i = Fracción masa del componente i

k = Conductividad térmica de la mezcla de gases

Para el C_p tenemos la relación:

$$C_p = \sum_i X_i \times C_{p_i}$$

C_{p_i} = Capacidad calorífica del componente i

X_i = Fracción masa del componente i

C_p = Capacidad calorífica de la mezcla de gases

Para el caso de la viscosidad se usa la relación [pp. 122 Ref. 33]:

$$\mu = \frac{\sum Y_i \times \mu_i \times PM_i^{0.5}}{\sum Y_i \times PM_i^{0.5}}$$

μ_i = Viscosidad del componente i (cp)

Y_i = Fracción mol del componente i

PM_i = Peso molecular del componente i

μ = viscosidad de la mezcla (cp)

En la temperatura media ($T_c=530$ °F) en la zona de sobrecalentamiento

Gas	CO ₂	Agua	Mezcla de Hidrocarburos (45 °API, Sgr=0.8)	Mezcla de gases
K [BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)]	0.022*	0.023*	0.010+	0.011
Cp [BTU/(lb)(°F)]	0.126**	0.128**	0.586++	0.550
μ [cp]	0.025***	0.020***	0.020+++	0.020

*Tabla 5 Ref.29

**Figura 3 Ref. 29

***Figura 15 Ref. 29

+obtenido del simulador Hysis 3.2 ® para mezcla de hidrocarburos con la ecuación de Peng Robinson a 1.8 psia

++Figura 5 a Ref. 29

+++A-5 de Ref. 34

B) Para el líquido condensado:

Se toma la capacidad calorífica (cp) del queroseno a temperatura media de 373 °F.

$$cp = 0.65$$

[Fig. 4 de Ref. 29 para fluido de 24 ° API]

C) En el lado de los tubos circula agua líquida donde las propiedades a la temperatura media ($t_c=110$ °F) son:

La densidad (ρ_{agua})=61.9 lb/ft³ [Figura 6 de Ref. 29]

Capacidad calorífica (Cp)=1 BTU/ (lb)(°F) [Figura 2 de Ref. 29]

Viscosidad (μ) = 0.67 cp = 1.62 lb/ (ft) (hr) [Figura 14 de Ref. 29]

Conductividad térmica (k)= 0.37 BTU/ (hr) (ft²) (°F/ft) [Tabla 4 de Ref. 29]

De esta manera los balances quedan de la siguiente manera:

$$Q_{\text{desobrecalentamiento}} = 0.55 \times 2,046 \times (650 - 425) = 253,378 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_{\text{de condensación}} = 334,516 \text{ BTU/hr} \quad (\text{del apéndice A3})$$

$$Q_{\text{sensible de condensación}} = 1,903 \times \frac{0.65 \times (425 - 321)}{2} = 64,336 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{Submergencia} = 64,336 \times \frac{100}{334,516} = 19 \%$$

2.- Arreglo geométrico.

Se supone un diámetro de envolvente, así como el diámetro y longitud de los tubos.

Diámetro de la coraza (Ds) = 8 in = 0.67 ft

Pitch triangular (Pt)= 1 in

Número de pasos por tubos (Np)=2

Número de tubos (Nt)= 30

[tabla 9 de Ref. 29]

Longitud de los tubos (L)= 8 ft
 Diámetro externo de los tubos (do) =3/4 in
 Diámetro interno de los tubos (di) = 0.62 in = 0.052 ft [tabla 10 Ref. 29]
 Superficie externa del tubo (a'')= 0.1623 ft²/ (lin ft) [tabla 10 Ref. 29]
 Superficie transversal del tubo (a't) = 0.302 in² [tabla 10 Ref. 29]
 Espacio entre baffles (B) = 7 in

3.- Cálculo del área disponible para la transferencia de calor

$$A_{\text{total disponible para transferencia}} = a'' \times L \times Nt = 0.1623 \times 8 \times 30 = 47 \text{ ft}^2$$

4.- Cálculo del área requerida para la transferencia de calor en la sección de desobrecalentamiento.

Cálculo de los coeficientes de transferencia de energía

Lado coraza

Área transversal de la coraza (a_s).

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{P_T \times 144} = \frac{8 \times (1 - 0.75) \times 7}{1 \times 144} = 0.1 \text{ ft}^2$$

Flux de masa (Gs) por el lado de la coraza.

$$G_s = \frac{W_{HC}}{a_s} = \frac{2,046}{0.1} = 20,457 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

Diámetro equivalente de la coraza (De) para un pitch triangular.

$$D_e = \frac{4 \times \left(\frac{1}{2} \times P_T \times 0.86 P_T - \frac{\left(\frac{1}{2} \pi \times d_o^2 \right)}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi \times d_o \times 12} =$$

$$= \frac{4 \times \left(\frac{1}{2} \times 1 \times 0.86 - \frac{\left(\frac{1}{2} \pi \times 0.75^2 \right)}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi \times 0.75 \times 12} = 0.059 \text{ ft}$$

Tabla A1.4 Propiedades de la mezcla agua-CO₂-queroseno a Tc =538 °F		
Conductividad térmica (k)	0.011	BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)
Capacidad calorífica (cp)	0.552	BTU/(lb)(°F)
Viscosidad (μ)	0.05	lb/ (ft) (hr)

Coefficiente de transferencia de calor lado coraza (h_0)

$$h_0 = 0.36 \times \left(\frac{k}{De} \right) \times \left(\frac{De \times Gs}{\mu} \right)^{0.55} \times \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \phi_s$$

Para la mezcla el término $\phi_s \approx 1$

$$h_0 = 0.36 \times \left(\frac{0.011}{0.0592} \right) \times \left(\frac{0.059 \times 20,457}{0.05} \right)^{0.55} \times \left(\frac{0.552 \times 0.05}{0.011} \right)^{1/3}$$

$$= 23.5 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Lado tubos

Área transversal de los tubos (a_t).

$$a_t = \frac{Nt \times a't}{Np \times 144} = \frac{30 \times 0.302}{2 \times 144} = 0.031 \text{ ft}^2$$

Flux de masa (G_t) por el lado de tubos.

$$G_t = \frac{W_{\text{agua}}}{a_t} = \frac{35,798}{0.031} = 1,138,304 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

Tabla A1.5 Propiedades del agua de enfriamiento a $t_c = 110^\circ\text{F}$		
Conductividad térmica (k)	0.37	BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)
Capacidad calorífica (cp)	1.0	BTU/(lb)(°F)
viscosidad (μ)	1.62	lb/ (ft) (hr)

Coefficiente de transferencia de calor lado de tubos (h_i)

$$h_i = 0.027 \times \left(\frac{k}{di} \right) \times \left(\frac{di \times Gt}{\mu} \right)^{0.8} \times \left(\frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_t$$

Para el agua

$$\phi_t \approx 1$$

$$h_i = 0.027 \times \left(\frac{0.37}{0.052} \right) \times \left(\frac{0.052 \times 1,138,304}{1.62} \right)^{0.8} \times \left(\frac{1 \times 1.62}{0.37} \right)^{1/3} = 1398 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{d_i}{d_o} = 1398 \times \frac{0.62 \text{ in}}{0.75 \text{ in}} = 1,156 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Coefficiente global de transferencia de calor limpio (U_c):

$$U_c = \frac{h_0 \times h_{io}}{h_0 + h_{io}} = \frac{23.5 + 1156}{23.5 + 1156} = 23 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Coefficiente global de transferencia de calor sucio (U_d):

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} = \frac{1}{\frac{1}{23} + 0.004} = 21.1 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Temperatura logarítmica media (LMTD) para zona de desobrecalentamiento:

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_c)}{\ln \left[\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_c)} \right]} = \frac{(650 - 118) - (425 - 110)}{\ln \left[\frac{(650 - 118)}{(425 - 110)} \right]} = 414 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Área utilizada para el desobrecalentamiento (A_d)

$$A_d = \frac{Q_{\text{desobrecalentamiento}}}{U_d \times LMTD} = \frac{253,378}{21.1 \times 414} = 29 \text{ ft}^2$$

5.- Cálculo del área requerida para la transferencia de calor en la sección de condensación.

Cálculo de los coeficientes de transferencia de energía

Lado coraza

Para obtener el coeficiente de transferencia es necesario tener el porcentaje de los incondensables. Según la sugerencia de Kern [pp. 367 Ref. 29], por medida de precaución el agua está dentro de los incondensables.

$$\begin{aligned} \% \text{ de } &= \frac{\text{mol de agua} + \text{mol de CO}_2}{\text{moles totales}} \times 100 \\ \text{incondensables} &= \frac{1.4 + 3.2 \text{ lbmol} / \text{hr}}{1.4 + 3.2 + 11.6 \text{ lbmol} / \text{hr}} \times 100 = 29\% \end{aligned}$$

El valor del coeficiente de transferencia del lado coraza es determinado mediante la gráfica de la referencia [Figura 13.17 Ref. 29], dando un valor de

$$h_o = 148 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Lado coraza

Se toma el mismo valor calculado en el desobrecalentamiento.

$$h_{i_o} = 1,156 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Coefficiente de transferencia de calor limpio para la condensación (U_c):

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{148 + 1156}{148 + 1156} = 131 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

La diferencia de temperatura ponderada para la condensación es:

$$\Delta t = 278^\circ\text{F} \quad [\text{obtenida según el apéndice A4}]$$

Área limpia para la condensación ($A_{c \text{ clean}}$)

$$A_{c \text{ clean}} = \frac{q_c}{U_c \times \Delta T} = \frac{334,516}{131 \times 278} = 9 \text{ ft}^2$$

Área requerida para el calor sensible en la zona de condensación ($A_{c \text{ sensible}}$)

$$A_{c \text{ sensible}} = A_{c \text{ clean}} \times \frac{\text{Submergencia}}{100} = 9 \times \frac{19}{100} = 2 \text{ ft}^2$$

Área limpia total (A_c)

$$A_c = A_{c \text{ sensible}} + A_{c \text{ clean}} = 2 + 9 = 11 \text{ ft}^2$$

Coefficiente global de transferencia de calor promedio ($U_{c \text{ weighted}}$)

$$U_{c \text{ weighted}} = \frac{q_c}{A_c \times \Delta T} = \frac{334,516}{11 \times 278} = 110 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Coefficiente global de transferencia sucio (U_d)

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} = \frac{1}{\frac{1}{110} + 0.004} = 76.3 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Área total de condensación (A_c):

$$A_c = \frac{q_c}{U_d \times \Delta T} = \frac{334,516}{76.3 \times 278} = 16 \text{ ft}^2$$

6.- Área requerida para la transferencia de calor.

$$\text{Área requerida} = A_d + A_c = 29 + 16 = 45 \text{ ft}^2$$

Como el área disponible, calculada en el paso 3, es ligeramente mayor al área requerida, las dimensiones estimadas en el paso 2 se toman como adecuadas.

7.- Cálculo de la caída de presión.

Lado coraza

Número de Reynolds en la coraza (Re_s).

$$Re_s = \frac{De \times Gs}{\mu} = \frac{0.059 \times 20,457}{0.05} = 24,139$$

Factor de fricción (f) según el Número de Reynolds (Re_s)

$$f = 0.0017 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad [\text{Figura 29, Ref.29}]$$

Número de cruses (N+1):

$$N + 1 = \frac{12 \times L}{B} = \frac{12 \times 8}{7} = 13.7 \approx 14$$

La presión dentro de la coraza (P) es de 15 psia

Peso molecular de la mezcla de gases (PM) = 126 lb/lbmol

Temperatura de la coraza (T) = 425°F

Densidad de la mezcla de gases (ρ)

$$\rho = \frac{PM \times 492 \times \left(\frac{P}{14.7} \right)}{359 \times (T + 460)}$$

$$\begin{aligned} \rho &= \frac{126 \times 492 \times \left(\frac{15}{14.7} \right)}{359 \times (425 + 460)} \\ &= 0.19 \text{ lb} / \text{ft}^3 \end{aligned}$$

Gravedad específica (sgr)

$$sgr = \frac{\rho}{62.4} = \frac{0.19}{62.4} = 0.003$$

Caída de presión en la coraza (DP_{shell})

$$DP_{shell} = \frac{1}{2} \times \frac{f \times Gs^2 \times Ds \times (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times De \times sgr \times \phi_t}$$

$$DP_{shell} = \frac{1}{2} \times \frac{0.0017 \times 20,457^2 \times 0.67 \times 14}{5.22 \times 10^{10} \times 0.059 \times 0.003} = 0.34 \text{ psi}$$

Lado tubos

Número de Reynolds lado tubos (Re_t)

$$Re_t = \frac{d_i \times G_t}{\mu} = \frac{0.052 \times 1,138,304}{1.62} = 36,305$$

Velocidad por los tubos (v)

$$v = \frac{G_t}{3600 \times \rho} = \frac{1,138,304}{3600 \times 61.9} = 5.1 \text{ ft/s}$$

Factor de fricción (f) según el Número de Reynolds (Re_t)

$$f = 0.0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad [\text{Figura 26, Ref.29}]$$

Gravedad específica sgr

$$sgr = \left(\frac{\rho}{62.4} \right) = \frac{61.9}{62.4} = 0.99$$

Caída de presión por los tubos (DP_t)

$$DP_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times Np}{5.22 \times 10^{10} \times d_i \times sgr \times \phi_t}$$
$$DP_t = \frac{0.0002 \times 1,138,304^2 \times 8 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.052 \times 0.99} = 1.55 \text{ psi}$$

Caída de presión por retorno de tubos (DP_r)

$$DP_r = \frac{4 \times Np \times v^2}{sgr \times 2 \times 32.2}$$
$$DP_r = \frac{4 \times 2 \times 5.1^2}{0.99 \times 2 \times 32.2} = 3.26 \text{ psi}$$

Caída de presión total por los tubos (DP_{tubos})

$$DP_{\text{tubos}} = DP_t + DP_r = 1.55 + 3.26 = 4.82 \text{ psi}$$

8.- Resultados

$$\text{Área disponible} = 47 \text{ ft}^2$$

$$\text{Área requerida} = 45 \text{ ft}^2$$

$$DP_{\text{shell}} \text{ permitida} = 2 \text{ psi}$$

$$DP_{\text{shell}} \text{ calculada} = 0.34 \text{ psi}$$

$$DP_{\text{tubos}} \text{ permitida} = 10 \text{ psi}$$

$$DP_{\text{tubos}} \text{ calculada} = 4.82 \text{ psi}$$

El diseño cumple con los parámetros señalados por lo que no es necesario realizar modificaciones a las dimensiones (paso 2).

Intercambiador de placas EP-301

Debido a que se encontró que el área requerida para el subenfriamiento correspondía al 50% del área total del condensador, se opta por colocar otro intercambiador en serie con el equipo de condensación.

El intercambiador de placas se elige debido a las siguientes características [pp. 29 de Ref. 35]:

- ✓ Este tipo de intercambiador ofrece un mayor coeficiente de transferencia de calor global para intercambio de calor entre líquido-líquido. Esto es muy adecuado puesto que en el nuevo intercambiador se manejan líquidos (los condensados y agua de enfriamiento).
- ✓ Las placas tienen corrugaciones que incrementan el área efectiva de transferencia.
- ✓ Debido al incremento efectivo en el área de transferencia de calor, intercambiador de placas ofrece un diseño compacto y menos costoso, esto lo hace adecuado para formar parte de la planta móvil.
- ✓ Requiere menor espacio a su alrededor, para mantenimiento y limpieza, en comparación del intercambiador de coraza y tubos.
- ✓ El área de transferencia de calor puede aumentar o disminuir, variando el número de placas utilizadas.
- ✓ Se obtienen muy buenos acercamientos de temperatura como 1 °C comparados con 5 a 10 °C en un intercambiador de coraza y tubos.

Se debe tener en cuenta que no es posible dar el diseño exacto de intercambiadores de placas, debido principalmente a que son diseños exclusivos de los propietarios, por lo que la información sobre los modelos del desarrollo de de varios de los platos usados, generalmente no está disponible. [pp. 758 Ref. 32]

El método de diseño utilizado aquí es el dado por Sinnott [Ref. 32]

El método es iterativo y sigue los siguientes pasos:

1.- Balance de calor.

Las condiciones de flujos y temperaturas son:

Tabla A1.6 Corriente de proceso		
Flujo de Queroseno (W_{HC})	1877	lb/hr
Flujo de agua (W_a)	26	lb/hr
Flujo de la mezcla (W_c)	1903	lb/hr
Temperaturas de la corriente		
Temperatura de entrada (T_1)	321	°F
Temperatura de salida (T_2)	100	°F
Temperatura promedio (T_{av})	210	°F
ΔT subenfriamiento	221	°F

Tabla A1.7 Corriente de enfriamiento		
Flujo de agua de enfriamiento (W_{agua})	35798	lb/hr
Temperaturas de la corriente		
Calor específico del agua ($C_{p_{agua}}$)	1	BTU/(lb)(°F)
Temperatura de entrada (t_1)	95	°F
Temperatura de salida (t_2)	102	°F
Temperatura promedio (t_{av})	98	°F
ΔT agua de enfriamiento	7	°F

Propiedades a las temperaturas medias.

En el caso de la mezcla de condensados, se utilizan las mismas reglas de mezclado que fueron utilizadas en el diseño del condensador

Tabla A1.8 Propiedades en el condensado a $T_{av}=210$ °F		
Calor específico del queroseno ($C_{p_{HC}}$)*	0.55	BTU/(lb)(°F)
Calor específico del agua (C_{p_a})**	1	BTU/(lb)(°F)
Conductividad térmica del queroseno (k_{HC} ***)	0.12	BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)
Conductividad térmica del agua (k_a) ⁺	0.41	BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)
Viscosidad del queroseno (μ_{HC}) ⁺⁺	0.63	cp
Viscosidad del agua (μ_a) ⁺⁺	0.26	cp
Densidad del queroseno (ρ_{HC}) ⁺⁺⁺	46.2	lb/ft ³
Densidad del agua (ρ_a) ⁺⁺⁺	60.1	lb/ft ³
Calor específico de la mezcla (C_p)	0.56	BTU/(lb)(°F)
Conductividad térmica de la mezcla (k_c)	0.12	BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)
Viscosidad de la mezcla (μ_c)	1.52	lb/(ft)(hr)
Densidad de la mezcla (ρ_c)	46	lb/ft ³

*Figura 4 para 45 °API, Ref. 29

+Tabla 4, Ref.29

**Figura 2 Ref. 29

++Figura 14, Ref. 29

***Basado en la figura 16 de Ref. 29

+++Figura 6, Ref. 29

Tabla A1.9 Propiedades del agua de enfriamiento a $t_{av}=98$ °F		
Calor específico del agua ($C_{p_{agua}}$)*	1	BTU/(lb)(°F)
Densidad del agua (ρ_{agua}) ^{**}	62	lb/ft ³
Viscosidad del agua (μ_{agua}) ⁺	1.8	lb/(ft)(hr)
Conductividad térmica del agua (k_{agua}) ⁺⁺	0.36	BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)

* Figura 2 Ref. 29

+ Figura 14, Ref. 29

** Figura 6, Ref. 29

++ Tabla 4, Ref.29

$$Q_{\text{subenfriamiento de la mezcla}} = 0.56 \times 1,903 \times (321 - 100) = 235,464 \text{ BTU/hr}$$

$$t_2 = \frac{Q_{\text{subenfriamiento de la mezcla}}}{W_{\text{agua}}} + t_1 = \frac{235,464}{35798} + 95 = 102 \text{ } ^\circ F$$

2.- Arreglo geométrico.

El intercambiador es de tipo en serie, con pasos de 1:1.

Se supone la longitud y ancho efectivo de los platos.

Longitud efectiva (L)

$$L = 3.0 \text{ ft}$$

Ancho efectivo (A)

$$A = 1.0 \text{ ft}$$

Diámetro de entrada (Dp)

$$Dp = 0.328 \text{ ft}$$

Área de la entrada (Ae)

$$Ae = \pi \times \frac{Dp^2}{4} = 3.14 \times \frac{0.328^2}{4} = 0.1 \text{ ft}^2$$

Grosor de la placa (h)

$$h = 0.03 \text{ in}$$

Espacio entre platos (g)

$$g = 0.01 \text{ ft}$$

Diámetro hidráulico (Dh)

$$D_h = 2 \times g = 2 \times 0.01 = 0.02 \text{ ft}$$

Área efectiva del plato (Ap)

$$Ap = L \times A = 3.0 \times 1.0 = 3.0 \text{ ft}^2$$

Área transversal del canal (At)

$$At = A \times g = 1.0 \times 0.01 = 0.010 \text{ ft}^2$$

3.- Cálculo de la diferencia de temperaturas corregidas.

Promedio logarítmico medio (LMTD)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left[\frac{(T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)}{(321 - 102) / (100 - 95)} \right]} = \frac{(321 - 102) - (100 - 95)}{\ln \left[\frac{(321 - 102) / (100 - 95)}{(321 - 102) / (100 - 95)} \right]} = 57 \text{ } ^\circ F$$

Número de unidades de transferencia (NTU)

$$NTU = \frac{T_1 - t_2}{LMTD} = \frac{321 - 102}{57} = 3.9$$

Factor de corrección (Ft) en función de los NTU

$$Ft = 0.93$$

Figura 16.62, Ref. 32

Diferencia de temperatura corregido (ΔT)

$$\Delta T = Ft \times LMTD = 0.93 \times 57 = 53^\circ F$$

4.- Suponer un coeficiente global de transferencia de energía (U_d).

$$U_d = 168 \text{ BTU } / (hr)(ft^2)(^\circ F)$$

5.- Cálculo del número de platos.

Área total de transferencia (A_{tot})

$$A_{tot} = \frac{Q_{\text{subenfriamiento}}}{U_d \times \Delta T} = \frac{235,464}{168 \times 53} = 27 \text{ } ft^2$$

Número de platos (N_p)

$$N_p = \frac{A_t}{A_p} = \frac{27}{3.0} = 9$$

Número de canales de cada corriente por paso (N_c)

$$N_c = \frac{N_p - 1}{2} = \frac{9 - 1}{2} = 4$$

6.- Cálculo del coeficiente global de transferencia de energía.

Coeficiente de transferencia de energía de hidrocarburos

Flujo volumétrico (Q_{HC})

$$Q_c = \frac{W_c}{\rho_c} = \frac{1903}{46} = 41 \text{ ft}^3 / \text{hr}$$

Velocidad del fluido condensado (v_c)

$$v_c = \frac{Q_c}{A_t \times N_c} = \frac{41}{0.01 \times 4} = 1,042 \text{ ft} / \text{hr}$$

$$= 1,042 \text{ ft} / \text{hr} \times \left(\frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} \right) = 0.3 \text{ ft} / \text{s}$$

Número de Reynolds del condensado (Re_c)

$$Re_c = \frac{\rho_c \times v_c \times D_h}{\mu_c} = \frac{46 \times 1,042 \times 0.02}{1.5} = 633$$

Cálculo del número de Prandtl para el condensado (Pr_c)

$$Pr_c = \frac{Cp_c \times \mu_c}{k_c} = \frac{0.56 \times 1.5}{0.12} = 6.9$$

Número de Nusselt para el condensado (Nu_c)

$$Nu_c = 0.26 \times Re_c^{0.65} \times Pr_c^{0.4} = 0.26 \times 633^{0.65} \times 6.9^{0.4} = 37.3$$

Coefficiente de transferencia de calor del condensado (h_c)

$$h_c = \frac{Nu_c \times k_c}{D_h} = \frac{37.3 \times 0.12}{0.02} = 231 \text{ BTU} / (\text{hr})(\text{ft}^2)(\text{°F})$$

Coefficiente de transferencia de energía del agua de enfriamiento

Flujo volumétrico (Q_{agua})

$$Q_{\text{agua}} = \frac{W_{\text{agua}}}{\rho_{\text{agua}}} = \frac{35178}{62} = 578 \text{ ft}^3 / \text{hr}$$

Velocidad del fluido condensado (v_c)

$$v_{\text{agua}} = \frac{Q_{\text{agua}}}{A_{\text{agua}} \times N_{\text{agua}}} = \frac{578}{0.01 \times 4} = 14,670 \text{ ft} / \text{hr}$$

$$v_{\text{agua}} = 14,670 \text{ ft} / \text{hr} \times \left(\frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} \right) = 04.1 \text{ ft} / \text{s}$$

Número de Reynolds del condensado (Re_c)

$$Re_{agua} = \frac{\rho_{agua} \times v_{agua} \times D_h}{\mu_{agua}} = \frac{62 \times 14,670 \times 0.02}{1.82} = 9,818$$

Cálculo del número de Prandtl para el condensado (Pr_c)

$$Pr_{agua} = \frac{Cp_{agua} \times \mu_{agua}}{k_{agua}} = \frac{1.0 \times 1.82}{0.36} = 5$$

Número de Nusselt para el condensado (Nu_c)

$$Nu_{agua} = 0.26 \times Re_{agua}^{0.65} \times Pr_{agua}^{0.4} = 0.26 \times 9,818^{0.65} \times 5^{0.4} = 195$$

Coefficiente de transferencia de calor del condensado (h_c)

$$h_{agua} = \frac{Nu_{agua} \times k_{agua}}{D_h} = \frac{195 \times 0.36}{0.02} = 3587 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Coefficiente global de transferencia de calor limpio (U_c)

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_{agua}}} = \frac{1}{\frac{1}{231} + \frac{1}{3587}} = 217 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Coefficientes de resistencias de calor (R_d)

$$R_d = R_c + R_{agua} = 0.00057 + 0.00068 = 0.00125 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{BTU} \text{ [Tabla 19.2, Ref. 32]}$$

Coefficiente global de transferencia de calor sucio (U_d) calculado.

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} = \frac{1}{\frac{1}{217} + 0.00125} = 168 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Como los coeficientes globales de transferencia de calor supuesto y calculado son iguales, en este punto no se requiere hacer modificaciones a las dimensiones de los platos.

7.- Cálculo de la caída de presión

Longitud de trayectoria (L_t)

$$L_t = L \times N^\circ \text{ pasos} = 3 \text{ ft} \times 1 = 3 \text{ ft}$$

Caída de presión de condensados

Factor de fricción de los condensados (j_{fc})

$$j_{fc} = 0.6 \times Re_c^{-0.3} = 0.6 \times 633^{-0.3} = 0.087$$

Caída de presión por platos del condensado (ΔP_{pc})

$$\Delta P_{pc} = 1.728 \times 10^{-3} \times j_{fc} \times \frac{L_t}{D_h} \times \rho_c \times \frac{v_c^2}{2}$$

$$\Delta P_p = 1.728 \times 10^{-3} \times 0.087 \times \frac{3}{0.02} \times 46 \times \frac{0.3^2}{2} = 0.044 \text{ psi}$$

Velocidad en la entrada del condensado (v_{ec})

$$v_{ec} = \frac{Q_c}{A_e \times 3600} = \frac{41}{0.1 \times 3600} = 0.1139 \text{ ft/s}$$

Caída de presión en la entrada del condensado (ΔP_{ec})

$$\Delta P_{ec} = 2.81 \times 10^{-4} \times \rho_c \times \frac{v_{ec}^2}{2} = 2.81 \times 10^{-4} \times 46 \times \frac{0.1139^2}{2} = 0.0001 \text{ psi}$$

Caída de presión total del condensado (ΔP_c)

$$\Delta P_c = \Delta P_{pc} + \Delta P_{ec} = 0.044 + 0.0001 = 0.0441 \text{ psi}$$

Caída de presión del agua de enfriamiento

Factor de fricción de los condensados ($j_{f\text{agua}}$)

$$j_{f\text{agua}} = 0.6 \times \text{Re}_{\text{agua}}^{-0.3} = 0.6 \times 9818^{-0.3} = 0.038$$

Caída de presión por platos del condensado (ΔP_{pc})

$$\begin{aligned} \Delta P_{p\text{agua}} &= 1.728 \times 10^{-3} \times j_{f\text{agua}} \times \frac{L_t}{D_h} \times \rho_{\text{agua}} \times \frac{v_{\text{agua}}^2}{2} \\ &= 1.728 \times 10^{-3} \times 0.038 \times \frac{3}{0.02} \times 62 \times \frac{4.1^2}{2} = 5.15 \text{ psi} \end{aligned}$$

Velocidad en la entrada del agua de enfriamiento ($v_{e\text{agua}}$)

$$v_{e\text{agua}} = \frac{Q_{\text{agua}}}{A_e \times 3600} = \frac{578}{0.1 \times 3600} = 1.599 \text{ ft/s}$$

Caída de presión en la entrada del agua de enfriamiento ($\Delta P_{e\text{agua}}$)

$$\Delta P_{e\text{agua}} = 2.81 \times 10^{-4} \times \rho_{\text{agua}} \times \frac{v_{e\text{agua}}^2}{2} = 2.81 \times 10^{-4} \times 62 \times \frac{1.599^2}{2} = 0.0314 \text{ psi}$$

Caída de presión total del agua (ΔP_{agua})

$$\Delta P_{\text{agua}} = \Delta P_{p\text{agua}} + \Delta P_{e\text{agua}} = 5.15 + 0.0314 = 5.18 \text{ psi}$$

8.- Resultados

$$U_d \text{ supuesta} = 168 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \quad U_d \text{ calculado} = 168 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

$$\Delta P_{\text{agua permitida}} = 10 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{agua calculada}} = 5.18 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{condensado permitida}} = 10 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{condensado calculada}} = 0.00045 \text{ psi}$$

El diseño cumple con los parámetros señalados por lo que no es necesario realizar modificaciones en las dimensiones (paso 2).

Enfriador de aire EC-301

Las aplicaciones de los enfriadores de aire así como su diseño son discutidos en diversas fuentes [véanse las referencias 29, 37, 38, 39, 39, 40, 41], detalles en la construcción se dan en Ludwig [Ref. 41], las características en la construcción están dadas en el estándar de API 661 (American Petroleum Institute).

En el presente trabajo, el diseño utilizado se basa principalmente en el método de Kern [Ref. 29], el artículo de Brown [Ref. 38] y las consideraciones realizadas por Mukherjee [Ref. 40].

El método de diseño también es iterativo y consiste de los siguientes pasos:

1.- Balance de calor.

El calor total removido corresponde al calor obtenido en el condensador (desobrecalentamiento y condensación) así como en el condensador de placas (subenfriamiento).

$$Q_{\text{removido}} = Q_{\text{desobrecalentamiento}} + Q_{\text{condensación}} + Q_{\text{subenfriamiento}}$$

$$Q_{\text{removido}} = 253,378 + 334,516 + 235,464 = 823,357 \text{ BTU}/(\text{lb})(^{\circ}\text{F})$$

Las temperaturas de entrada (T1) y salida (T2) del agua de enfriamiento según las bases de diseño son:

$$T_1 = 118^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 95^{\circ}\text{F}$$

Temperatura de entrada del aire (t1).

$$t_1 = 90^{\circ}\text{F}$$

(del apéndice A5)

Agua utilizada en el enfriamiento

$$W_{\text{agua}} = \frac{Q_{\text{removido}}}{C_p \times (T_1 - T_2)} = \frac{823,357}{1 \times (118 - 95)} = 3.58 \times 10^4 \text{ lb/hr}$$

2.- Suponer un coeficiente global de transferencia de energía para tubos sin aletas.

El valor supuesto del coeficiente global de transferencia (U_d)

$$U_d = 112 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

3.- Cálculo de la diferencia de temperaturas corregidas.

Incremento de la temperatura del aire [t_2-t_1]

$$\begin{aligned} [t_2 - t_1] &= 0.005 \times U_d \times \left[\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right] && [\text{Ref. 38}] \\ &= 0.005 \times 112 \times \left[\frac{118 + 95}{2} - 90 \right] = 9.2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Temperatura de salida del aire (t_2)

$$t_2 = t_1 + [t_2 - t_1] = 90 + 8.4 = 99.2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Promedio logarítmico medio (LMTD)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left[\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)} \right]} = \frac{(118 - 98.4) - (99.2 - 90)}{\ln \left[\frac{(118 - 98.4)}{(99.2 - 90)} \right]} = 10.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Factor de corrección (Ft) basado en los factores R y S.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{118 - 95}{99.2 - 90} = 2.5$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{99.2 - 90}{118 - 90} = 0.33$$

El factor de corrección (Ft) es:

$$Ft = 0.8 \quad [\text{Figura 2, Ref. 38}]$$

La diferencia de temperaturas corregido (ΔT) es:

$$\Delta T = Ft \times LMTD = 0.8 \times 10.4 = 8.32 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4.- Área total interna de los tubos para transferencia de calor (A_{tot}).

$$A_{\text{tot}} = \frac{Q \text{ removido}}{U_d \times \Delta T} = \frac{823,357}{112 \times 8.32} = 883 \text{ ft}^2$$

5.- Arreglo geométrico.

Existen dos pitch, el pitch transversal (P_t) que corresponde a los tubos en una misma línea y el pitch longitudinal (P_L) que corresponde a la distancia centro a centro al tubo más cercano en la siguiente línea. En el presente diseño, los dos pitch tendrán la misma longitud ($P_t=P_L$).

Pitch de los tubos (P_t)=2.25 in

Se supone la longitud de los tubos (L)= 16 ft

Diámetro del tubo (d_0)= 1 in

Diámetro interno del tubo (d_i)=0.838 in =0.070 ft

Área transversal por tubo (a'_t)

$$a'_t = \pi \times \frac{d_i^2}{4} = 3.14 \times \frac{0.07^2}{4} = 0.0038 \text{ ft}^2$$

Área interna del tubo por pie de longitud (A_i)

$$A_i = \pi \times d_i \times 1\text{ft} = 3.14 \times 0.070 \times 1 = 0.22 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Número de tubos (N_t)

$$N_t = \frac{A_{tot}}{L \times A_i} = \frac{883}{16 \times 0.22} = 252$$

6.-Ancho de equipo.

El cálculo es iterativo, la restricción es que el ancho máximo corresponde a la caja del tráiler, de 7.7 ft.

5.1 Suponer el número de líneas (NL)

5.2 Cálculo del número de tubos por línea (NTL)

$$NTL = \frac{N_t}{NL}$$

5.3 Cálculo del ancho de las líneas (AL)

$$AL = (NTL - 1) \times \frac{P_t}{12} + \frac{d_0 + 2 \times h}{12}$$

Donde la altura de la aleta (h)=4/8 in

Los cálculos se resumen en la tabla a A1.10

Debido al ancho restringido no se puede usar menos de 6 líneas, por lo tanto se optaría por un arreglo de 7 líneas, sin embargo, esto provocaría que la entrada y salida del agua por los tubos, quedarán en lados opuestos del equipo, como consecuencia se usaría mayor cantidad de tubería, por lo que la opción es de 8 líneas.

NL=8

NTL=32

AL=6.0 ft

Tabla A1.10 Cálculos del ancho de líneas		
Número de líneas (NL)	Número de tubos por línea (NTL)	Ancho de las líneas (AL) en ft
4	63	11.8
6	42	7.9
7	36	6.7
8	32	6.0

7.- Cálculo de la superficie total externa aletada (A_0).

Grosor de la aleta (b)=0.035 in

Altura de la aleta (h)=4/8 in

Distancia entre aleta (s) = 1/7 in

Superficie aletada por pie de tubo (A_f)

$$A_f = \frac{\pi}{4} \times \frac{[(d_0 + 2 \times h)^2 - d_0^2] \times 2 \times 12}{s}$$

$$= \frac{3.14}{4} \times \frac{[(1 + 2 \times (4/8))^2 - 1^2] \times 2 \times 12}{(1/7)} = 396 \text{ in}^2 / \text{ft}_{lin}$$

Superficie libre por pie de tubo (A_b)

$$A_b = [\pi \times d_0 \times 12] - \left[\frac{\pi \times d_0 \times b \times 12}{s} \right]$$

$$= [\pi \times 1 \times 12] - \left[\frac{3.14 \times 1 \times 0.035 \times 12}{(1/7)} \right] = 28 \text{ in}^2 / \text{ft}_{lin}$$

Perímetro proyectado (P_p)

$$P_p = \left(\frac{2 \times h \times 2 \times 12}{s} \right) + 2 \times \left(12 - \frac{12 \times b}{s} \right)$$

$$= \left(\frac{2 \times (4/8) \times 2 \times 12}{(1/7)} \right) + 2 \times \left(12 - \frac{12 \times 0.035}{(1/7)} \right) = 186 \text{ in} / \text{ft}$$

Superficie total externa aletada (A_0)

$$A_0 = A_f + A_b$$

$$= 396 + 28 = 424 \text{ in}^2 / \text{ft}_{lin}$$

$$= 424 \text{ in}^2 / \text{ft} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 2.95 \text{ ft}^2 / \text{ft}_{lin}$$

Diámetro equivalente para el lado del aire (D_e)

$$D_e = \frac{2 \times A_0}{\pi \times P_p} t$$

$$= \frac{2 \times 424}{3.14 \times 186} = 1.45 \text{ in}$$

$$= 1.45 \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} = 0.12 \text{ f}$$

Área libre para flujo de aire (a_s)

$$a_s = (L \times AL \times 144) - (NTL \times d_0 \times L \times 12) - \left(\frac{NTL \times 2 \times b \times h \times L \times 12}{s} \right)$$

$$= (16 \times 6 \times 144) - (32 \times 1 \times 16 \times 12) - \left(\frac{32 \times 2 \times 0.035 \times (4/8) \times 16 \times 12}{(1/7)} \right)$$

$$= 6,127 \text{ in}^2$$

$$= 6,127 \text{ in}^2 \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 43 \text{ ft}^2$$

8.- Cálculo de los coeficientes individuales de transferencia de energía

Lado de la corriente de agua

Área transversal de flujo (a_t)

$$a_t = NTL \times a'_i = 32 \times 0.0038 = 0.123 \text{ ft}^2$$

Flux de masa del agua (G_a)

$$G_a = \frac{W_a}{a_t} = \frac{3.58 \times 10^4}{0.123} = 292,075 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

A la temperatura media ($T_c=106 \text{ }^\circ\text{C}$), las propiedades del agua son:

Viscosidad del agua (μ_a)*	0.7	cp
	1.7	lb/(ft)(hr)
Conductividad del agua (k_a)**	0.4	BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)
Capacidad térmica (cp_a ***)	1.0	BTU/(lb)(°F)
Densidad del agua (ρ_a †)	61.9	lb/ft ³

* Figura 14, Ref. 29

*** Figura 2 Ref. 29

** Tabla 4, Ref.29

†Figura 6 Ref. 29

Coefficiente por el lado del agua limpio (h_i)

$$h_i = 0.027 \times \left(\frac{k_a}{d_i} \right) \times \left(\frac{d_i \times G_a}{\mu_a} \right)^{0.8} \times \left(\frac{Cp_a \times \mu_a}{k_a} \right)^{1/3}$$

$$= 0.027 \times \left(\frac{0.4}{0.07} \right) \times \left(\frac{0.07 \times 292,075}{1.7} \right)^{0.8} \times \left(\frac{1 \times 1.7}{0.4} \right)^{1/3} = 435 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(\text{°F})$$

Factor de incrustación (Rd_a) según las bases de diseño

$$Rd_a = 0.001 \text{ hrft}^2\text{°F}/\text{BTU}$$

Coefficiente por el lado del agua sucio (h'_i)

$$h'_i = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + Rd_a}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{435} + 0.001} = 303 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(\text{°F})$$

Lado de la corriente de aire

Viscosidad del aire (μ_{air})	0.046	lb/(ft)(hr)
Conductividad del aire (k_{air})	0.015	BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)

Capacidad térmica del aire ($C_{p_{air}}$)	0.240	BTU/(lb)(°F)
Densidad del aire (ρ_{air})	0.073	lb/ft ³

**Los datos se obtuvieron del apéndice I de la Ref. 44

Flujo del aire (W_{air})

$$W_{air} = \frac{Q_{removido}}{C_{p_{air}} \times [t_2 - t_1]} = \frac{823,357}{0.24 \times 9.2} = 371,283 \text{ lb/hr}$$

Flux de masa del aire (G_{air})

$$G_{air} = \frac{W_{air}}{a_s} = \frac{371,283}{43} = 8,726 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

Número de Reynolds para el aire (Re_{air})

$$Re_{air} = \frac{D_e \times G_{air}}{\mu_{air}} = \frac{0.12 \times 8,726}{0.046} = 20,856$$

Con el número de Reynolds se lee el factor j_f de la gráfica 16.18 del libro de Kern [Ref. 29]

$$j_f = 133$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor limpio del lado del aire (h_f)

$$h_f = j_f \times \frac{k_{air}}{D_e} \times \left(\frac{C_{p_{air}} \times \mu_{air}}{k_{air}} \right)^{1/3} = 133 \times \frac{0.015}{0.12} \times \left(\frac{0.24 \times 0.046}{0.015} \right)^{1/3} = 15 \text{ BTU/(hr)(ft}^2\text{)(°F)}$$

Factor de incrustación (Rd_{air}) según las bases de diseño

$$Rd_{air} = 0.003 \text{ hrft}^2\text{°F/BTU}$$

Coficiente de transferencia de calor sucio del lado del aire (h'_f)

$$h'_f = \frac{1}{\frac{1}{h_f} + Rd_{air}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{15} + 0.003} = 14.5 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

9.- Cálculo de la eficiencia de las aletas.

Cálculo de la relación de radios entre diámetro externo con aletas (r_e) y el radio externo del tubo (r_b).

$$\frac{r_e}{r_b} = \frac{0.083}{0.042} = 2$$

La mitad del ancho de la aleta (y_b) corresponde a:

$$y_b = \frac{b}{2 \times 12} = \frac{0.035}{2 \times 12} = 0.00146 \text{ ft}$$

Conductividad térmica del material de la aleta (k)

$$k = 120 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft}) \text{ para el aluminio} \quad [\text{figura 16.2, Ref.29}]$$

Segundo factor:

$$(r_e - r_b) \times \sqrt{\frac{h'_f}{k \times y_b}} = (0.083 - 0.042) \times \sqrt{\frac{14.5}{120 \times 0.00146}} = 0.4$$

La eficiencia de la aleta (E_f) se lee de la gráfica 16.13 a del libro de Kern [Ref.29]

$$E_f = 0.92$$

Coefficiente interno de transferencia de calor del aire (h'_{fi}).

$$h'_{fi} = \left(\frac{E_f \times A_f}{144} + \frac{A_b}{144} \right) \times \left(\frac{h'_f}{A_i} \right)$$

$$= \left(\frac{0.92 \times 396}{144} + \frac{28}{144} \right) \times \left(\frac{14}{0.22} \right) = 180 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

10.- Cálculo del coeficiente global de transferencia de energía sucio (U_d).

$$U_d = \frac{h'_i \times h'_{fi}}{h'_i + h'_{fi}} = \frac{303 \times 180}{303 + 180} = 113 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

El valor supuesto del coeficiente global de transferencia de calor, en el paso 2, es equivalente con el valor calculado, por lo que no se requiere modificar el valor supuesto del coeficiente en el paso 2, ni realizar modificaciones en las dimensiones del equipo.

11.- Cálculo de la caída de presión

Lado de la corriente de agua

Número de Reynolds del agua (Re_a)

$$Re_a = \frac{d_i \times G_a}{\mu_a} = \frac{0.07 \times 292,075}{1.7} = 12,176$$

Velocidad del agua por los tubos (v_a)

$$v_a = \frac{G_a}{3600 \times \rho} = \frac{292,075}{3600 \times 61.9} = 1.31 \text{ ft/s}$$

Factor de fricción (f), depende del número de Reynolds

$$f = 0.00026 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{Figura 26 de Kern [Ref. 29]}$$

Gravedad específica (sgr)

$$sgr = \left(\frac{\rho}{62.4} \right) = \frac{61.9}{62.4} = 0.99$$

Caída de presión por los tubos (DP_t)

$$DP_t = \frac{f \times Ga^2 \times L \times Np}{5.22 \times 10^{10} \times di \times sgr \times \phi_t}$$

$$DP_t = \frac{0.00026 \times 292,075^2 \times 16 \times 8}{5.22 \times 10^{10} \times 0.07 \times 0.99 \times 1} = 0.8 \text{ psi}$$

Caída de presión por retorno de tubos (DP_r)

$$DP_r = \frac{4 \times Np \times v^2}{sgr \times 2 \times 32.2}$$

$$DP_r = \frac{4 \times 8 \times 1.31^2}{0.99 \times 2 \times 32.2} = 0.86 \text{ psi}$$

Caída de presión total por los tubos (DP_{tubos})

$$DP_{\text{tubos}} = DP_t + DP_r = 0.8 + 0.86 = 1.66 \text{ psi}$$

Lado de la corriente de aire

Elevación entre tubos (P_{tL})

$$P_{tL} = \sqrt{P_t^2 - \left(\frac{P_t}{2}\right)^2} = \sqrt{2.25^2 - \left(\frac{2.25}{2}\right)^2} = 1.95 \text{ in}$$

Volumen libre (V_{free})

$$V_{\text{free}} = \left(L \times AL \times \frac{P_{tL}}{12} \right) - \left[\frac{1}{2} \times (2 \times NTL - 1) \times \frac{\pi \times d_0^2}{4 \times 144} \times L \right]$$

$$- \left[\frac{1}{2} \times (2 \times NTL - 1) \times \frac{\pi \times [(d_0 + 2 \times h)^2 - d_0^2]}{4 \times 144} \times b \times \frac{L}{s} \right]$$

$$V_{\text{free}} = \left(16 \times 6 \times \frac{1.95}{12} \right) - \left[\frac{1}{2} \times (2 \times 32 - 1) \times \frac{\pi \times 1^2}{4 \times 144} \times 16 \right]$$

$$- \left[\frac{1}{2} \times (2 \times 32 - 1) \times \frac{\pi \times [(1 + 2 \times (4/8))^2 - 1^2]}{4 \times 144} \times 0.035 \times \frac{16}{(1/7)} \right] = 10.77 \text{ ft}^3$$

Superficie de fricción (S_f)

$$S_f = \frac{1}{2} \times (2 \times NTL - 1) \times \frac{A_0}{144} \times L$$

$$S_f = \frac{1}{2} \times (2 \times 32 - 1) \times \frac{424}{144} \times 16 = 1,485 \text{ ft}^2$$

Diámetro equivalente para caída de presión (D'_{ev})

$$D'_{ev} = \frac{4 \times V_{\text{free}}}{S_f} = \frac{4 \times 10.77}{1,487} = 0.029 \text{ ft}$$

Número de Reynolds para caída de presión (Re_v)

$$Re_v = \frac{G_{\text{air}} \times D'_{ev}}{\mu_{\text{air}}} = \frac{8,726 \times 0.029}{0.046} = 5,554$$

El factor de fricción (f) es función del número de Reynolds (Re_v)

$$f = 0.003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

Figura 16.18b de Kern [Ref. 29]

Gravedad específica (sgr)

$$sgr = \left(\frac{\rho}{62.4} \right) = \frac{0.073}{62.4} = 0.001$$

Longitud de la trayectoria (LP)

$$LP = \frac{NL \times P_{tL}}{12} = \frac{8 \times 1.95}{12} = 1.3 \text{ ft}$$

Caída de presión total a través del banco de tubos (ASP) o presión estática:

$$ASP = \frac{f \times G_{air} \times LP}{5.22 \times 10^{10} \times D'_{ev} \times sgr \times \phi_s} \times \left(\frac{D'_{ev}}{P_t} \right)^{0.4} \times \left(\frac{P_L}{P_t} \right)^{0.6} =$$

$$ASP = \frac{0.003 \times 8,726 \times 1.3}{5.22 \times 10^{10} \times 0.029 \times 0.001 \times 1} \times \left(\frac{0.029}{2.25} \right)^{0.4} \times 1^{0.6} = 0.07 \text{ psi}$$

$$= 0.07 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ in de agua}}{0.0361 \text{ psi}} = 2.0 \text{ in de columna de agua}$$

12.- Especificación y dimensionamiento de los ventiladores según el método de Glass [Ref. 43]

Según las bases de diseño el mínimo número de ventiladores es 2.

Dimensiones del ventilador.

Número de ventiladores (N_{fan})=2

Diámetro de los ventiladores (D_{fan})= 5 ft = 1.5 m

Diámetro del cubo (D_{HUB})= 12 in = 1 ft

Eficiencia del ventilador (η_{fan})= 0.75

% de área ocupada por el ventilador (%A)

$$\%A = \frac{\pi \times \frac{D^2}{4}}{AL \times L} = \frac{\pi \times \frac{5^2}{4}}{6 \times 16} = 41\% \quad \text{Cumple con el criterio de diseño}$$

Calculo de la potencia del ventilador.

Densidad del aire a la entrada [a temperatura de diseño de 90 °F]

$$(\rho_{air}) = 0.069 \text{ lb/ft}^3 \quad [\text{Ref. 44}]$$

Densidad del aire a condiciones estándar [presión de 1 atmósfera y temperatura de 70 °F]

$$(\rho_{std}) = 0.075 \text{ lb/ft}^3 \quad [\text{Ref. 44}]$$

Razón de densidades (r_ρ)

$$r_\rho = \frac{\rho_{air}}{\rho_{std}} = \frac{0.069}{0.075} = 0.92$$

Flujo volumétrico actual en pies cúbicos por minuto (ACFM) por ventilador

$$ACFM = \frac{W_{air}}{N_{fan} \times \rho_{air} \times 60} = \frac{371,283 \text{ lb/hr}}{2 \times 0.07 \text{ lb/ft}^3 \times 60 \text{ s/min}} = 29,794 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Área de flujo transversal del ventilador (A_{fan})

$$A_{fan} = \pi \times \frac{D_{fan}^2 - D_{HUB}^2}{4} = \pi \times \frac{5^2 - 1^2}{4} = 19 \text{ ft}^2$$

Velocidad axial del aire a través del ventilador (V_{air})

$$V_{air} = \frac{ACFM}{A_{fan}} = \frac{29,794 \text{ ft}^3/\text{min}}{19 \text{ ft}^2} = 1,581 \text{ ft/min}$$

Cabeza requerida para acelerar el aire ambiental hasta obtener la velocidad en la salida del ventilador (VP)

$$VP = 6.2 \times 10^{-8} \times r_\rho \times V_{air}^2 = 6.2 \times 10^{-8} \times 0.92 \times 1,581^2 = 0.14 \text{ in de agua}$$

Presión de descarga del ventilador (TP)

$$TP = ASP + VP = 2.0 + 0.14 = 2.1 \text{ in de agua}$$

Potencia del motor (BHP)

$$BHP = \frac{ACFM \times TP}{6,356 \times \eta_{air}} = \frac{29,794 \times 2.1}{6,356 \times 0.75} = 13 \text{ hp}$$

Nivel de sonido

1.-Se establece el número de aspas (N_{blades}) en cada ventilador

$$N_{\text{blades}}=8$$

2.- Se obtiene el valor de la presión por aspa (P_{blade}) de la figura 8 [ref. 43].

$$P_{\text{blade}}=0.25 \text{ in de agua}$$

3.- Las revoluciones por minuto (rpm) se obtienen de la figura 7 [Ref. 43].

$$\text{rpm} = 380$$

Velocidad de vertimiento (TS)

$$\begin{aligned} TS &= \pi \times D_{\text{fan}} \times \text{rpm} = \pi \times 5 \text{ ft} \times 380 \frac{1}{\text{min}} = 5,969 \frac{\text{ft}}{\text{min}} \\ &= 5,969 \frac{\text{ft}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times \frac{0.3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} = 30.3 \text{ m/s} \end{aligned}$$

4.-Cálculo del nivel de sonido (SPL)

$$SPL = 46 + 30 \times \log(TS) + 10 \times \log(HP) - 20 \times \log(D) \quad \text{Ecuación 4 de la Ref. 40}$$

Donde:

SPL = Nivel de presión de sonido en (dB) a un metro del ventilador

TS = Velocidad de vertimiento (m/s)

HP = Potencia del motor (hp)

D = diámetro del ventilador (m)

$$SPL = 46 + 30 \times \log(30.3) + 10 \times \log(13) - 20 \times \log(1.5) = 98.1 \text{ dB}$$

Con esto se cumple con los criterios de diseño establecidos.

Tanque de fusión de plástico TL-201

El tanque de fusión de plástico tiene la función de llevar a cabo la fusión del plástico antes de ser introducido al reactor. Para suministrar el calor necesario para fundir el plástico, se utiliza un quemador de combustible diesel.

El calentamiento se lleva a cabo por la transferencia de calor entre los gases obtenidos en la combustión a temperaturas elevadas al plástico, la forma más simple de llevar a cabo esto, es colocando un enchaquetado externo al tanque o bien utilizando un serpentín de calentamiento interno [Ref. 32], en este caso se opta por un enchaquetado para evitar complicaciones del flujo del plástico dentro del tanque de liquidación.

El diseño del tanque de liquidación se basa según lo presentado por Sinnot [Ref. 32].

El diseño del tanque de liquidación es un proceso iterativo, depende del balance de materia y energía del tanque de liquidación; a su vez el coeficiente global de transferencia de calor que depende del diseño del tanque, que influye en el balance de energía.

La estequiometría de la reacción de combustión, el balance de energía y el cálculo de las propiedades de los gases de combustión se presentan en el apéndice A6.

1.- Condiciones de flujo.

Para el diseño se elige un flujo de plástico de 1100 Kg/hr.

Por lo que el flujo en cada tanque (W_p) será 550 lb/hr.

Tabla A1.13 Condiciones de temperatura y flujo para cada tanque de liquidación y los gases de combustión.	
Flujo de plástico (W_p)	551 lb/hr
Temperatura de entrada del plástico ($T_{plástico}$)	77 °F
Temperatura de salida del plástico (T_{11})	572 °F
Temperatura media del plástico (T_c)	163 °F
Temperatura de entrada del Combustible (T_{amb})	77 °F
Temperatura final de salida del los gases de combustión (T_8)	176 °F

Tabla A1.14 Propiedades del Plástico (Polietileno)			
Propiedad	Valor	Unidades	Referencia
Peso molecular promedio (PM)	300,000	lb/mol	Ref. 27
Capacidad calorífica de plástico sólido (C_{p_s})	0.46	BTU/(lb)(°F)	Ref. 47
Capacidad calorífica de plástico fundido (C_{p_f})	0.57	BTU/(lb)(°F)	Ref. 47
Densidad del plástico (ρ_p)	59.3	lb/ft ³	Ref. 47
Viscosidad (μ_p)	100,000	Cp	Ref. 47
	242,000	lb/(ft)(hr)	
Conductividad térmica (k_p)	0.19	BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)	Ref.48
Temperatura de fusión (T_f)	280	°F	Ref. 47
	411	K	
Calor de fusión (ΔH_f)	120.8	BTU/lb	Ref. 47

2.- Balance de calor por quemador.

El calor necesario se divide en calor sensible (calentamiento del plástico) y calor latente (fusión del plástico).

Calor sensible de plástico sólido (Q_1)

$$Q_1 = W_p \times cp_s \times (T_f - T_{p1})$$

$$= 550 \text{ lb/hr} \times 0.46 \text{ BTU / lb}^\circ\text{F} \times (280^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F}) = 51,359 \text{ BTU/hr}$$

Calor latente de fusión (Q_f)

$$Q_f = W_p \times \Delta H_f$$

$$= 550 \text{ lb/hr} \times 120.8 \text{ BTU/lb} = 66,440 \text{ BTU/hr}$$

Calor sensible de plástico fundido (Q_2)

$$Q_2 = W_p \times cp_f \times (T_{11} - T_{plastico})$$

$$= 550 \text{ lb/hr} \times 0.57 \text{ BTU / lb}^\circ\text{F} \times (572^\circ\text{F} - 280^\circ\text{F}) = 91,542 \text{ BTU/hr}$$

Calor perdido hacia los alrededores (Q_p) correspondiente al 2%

$$Q_p = [Q_1 + Q_f + Q_2] \times 0.02$$

$$Q_p = [51,359 + 66,440 + 91,542] \times 0.02 = 4,187 \text{ BTU/hr}$$

Calor total requerido (Q_{TOT})

$$Q_{TOT} = Q_1 + Q_f + Q_2 + Q_p = 51,359 + 66,440 + 91,542 + 4,187 = 213,528 \text{ BTU/hr}$$

Cálculo de la cantidad de combustible (W_{comb})

$$W_{comb} = \frac{Q_{TOT}}{PC} = \frac{213,528 \text{ BTU/hr}}{19,817 \text{ BTU/lb}} = 10.8 \text{ lb/hr}$$

Flujo de gases (W_g)

$$\begin{aligned} W_g &= W_{comb} \times (1+r) \\ &= 10.8 \times (1+17.19) = 196 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

3.- Geometría y condiciones del tanque.

Se establecen las dimensiones de diámetro (D) y altura (h)

$$D = 1.4 \text{ m} = 4.59 \text{ ft} \qquad h = 2.3 \text{ m} = 7.5 \text{ ft}$$

Volumen del equipo (V):

$$V = \frac{\pi \times D^2}{4} \times h$$

$$V = \frac{\pi \times 4.59^2}{4} \times 7.5 = 3.54 \text{ m}^3 = 124 \text{ ft}^3$$

Área para la transferencia (A)

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4} + \pi \times D \times h$$

$$A = \frac{\pi \times 4.59^2}{4} + \pi \times 4.59 \times 7.5 = 11.7 \text{ m}^2 = 124.7 \text{ ft}^2$$

Espacio libre entre el enchaquetado y la pared del tanque (c) = 0.24 ft

Pitch entre deflectores (P_t) = 0.66 ft

Área transversal de flujo (A_t)

$$A_t = c \times P_t = 0.24 \times 0.66 = 0.16 \text{ ft}^2$$

Diámetro hidráulico para el enchaquetado (D_e)

$$D_e = \frac{4 \times A_t}{2 \times (P_t + c)} = \frac{4 \times 0.16}{2 \times (0.66 + 0.24)} = 0.036 \text{ ft}$$

Número de espirales (N_e)

$$N_e = \frac{h}{P_t} = \frac{7.5}{0.66} = 11.4$$

Longitud total del canal (L_c)

$$L_c = \pi \times D \times N_e = \pi \times 4.59 \times 11.4 = 164 \text{ ft}$$

Grosor del recipiente (gr)= 0.033 ft

Conductividad térmica del recipiente (k_r)

$$k_r = 21 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft}) \quad [\text{Para acero a } T = 1,112^\circ\text{F}, \text{ Tabla 3 de Ref. 29}]$$

Resistencia del material (R_m)

$$R_m = \frac{gr}{k} = \frac{0.033 \text{ ft}}{21 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})} = 0.002 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

4.- Tipo de agitador

El tipo de agitador se obtiene de la carta de Penney [gráfica 10.57 de la referencia 32] para un volumen de 124 ft^3 (3.54 m^3) y una viscosidad de 100,000 cp corresponde a un agitador de tipo cinta helicoidal o de tipo ancla.

Diámetro del agitador (L)

$$L = 3.7 \text{ ft}$$

Revoluciones por minuto (N)

$$\begin{aligned} N &= 60 \text{ rev}/\text{min} \\ &= 60 \text{ rev}/\text{min} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} = 3600 \text{ rev}/\text{hr} \end{aligned}$$

5.- Se estima la cantidad de gas recirculado.

Los cálculos realizados desde el paso 6 al 10 involucran la cantidad de gas recirculado (W_r). Lo normal es iniciar con un valor de $(W_r)=0$, si los cálculos del paso 6 a 10 se llevan a cabo con este valor.

6.- Cálculo de la temperatura de los gases de combustión.

El cálculo es iterativo por los pasos siguientes

a) Se debe de suponer una temperatura de salida de la mezcla de gases ($T_{7\text{supuesta}}$)

$$T_{7\text{supuesta}} = 3500^\circ\text{F}$$

b) Temperatura promedio de los gases de combustión (T_g)

$$T_g = \frac{T_7 + T_8}{2} = \frac{3500 + 176}{2} = 1,838 \text{ } ^\circ F$$

c) Capacidad calorífica (cp) de la mezcla a T_g .

$$cp_g = 0.31 \text{ BTU/lb } ^\circ F \quad [\text{con los datos de la Ref. 30}].$$

d) Se calcula la temperatura T_7 con la ecuación A5.1 del apéndice A5.

$$T_7 = \frac{W_{comb} \times \{0.98PC + Cp \times T_{amb} \times (1+r)\} + W_r \times Cp \times T_8}{\langle W_{comb} \times (1+r) \times Cp \rangle + \langle W_r \times Cp \rangle}$$

$$T_7 = \frac{10.8 \times \{0.98 \times 19817 + 0.31 \times 77 \times (1+17.19)\} + 0 \times 0.31 \times 176}{\langle 10.8 \times (1+17.19) \times 0.31 \rangle + \langle 0 \times 0.31 \rangle} = 3,535^\circ F$$

e) Se repite el paso a hasta que la temperatura apenas varíe el valor encontrado en las iteraciones es $T_7=3534 \text{ } ^\circ F$.

f) se calcula la nueva temperatura promedio de los gases (T_g)

$$T_g = \frac{T_7 + T_8}{2} = \frac{3534 + 176}{2} = 1,855^\circ F$$

g) Se calcula el resto de las propiedades a la temperatura (T_g) calculada.

Tabla A1.15 Propiedades de los gases de combustión a temperatura de combustión según los cálculos a $T_g=1,855 \text{ } ^\circ F$		
Viscosidad (μ_g)	0.052	cp
	0.125	lb/(ft)(hr)
Capacidad calorífica (cp_g)	0.313	BTU/(lb)($^\circ F$)
Conductividad térmica (k_g)	0.067	BTU/(hr)(ft ²)($^\circ F$ /ft)
Peso molecular (PM) de la mezcla	28.7	lb/lbmol

7.- Coeficiente de transferencia de calor en el interior del tanque

Para el cálculo de transferencia de calor en el interior del tanque se utiliza la ecuación de la ecuación 12.86c de la Ref. 32. Para enchaquetado con deflectores.

Número de Reynolds del fluido dentro del tanque (Re_T)

$$Re_T = \frac{L^2 \times N \times \rho_p}{\mu_p}$$

$$= \frac{3.7^2 \times 3600 \times 59.3}{242,000} = 12$$

Número de Prandtl (Pr)

$$\begin{aligned} \text{Pr}_T &= \frac{c p_f \times \mu_p}{k_p} \\ &= \frac{0.57 \times 242,000}{0.199} = 6.93 \times 10^5 \end{aligned}$$

Coefficiente de transferencia de calor del tanque (h_i).

$$h_i = 0.74 \times \frac{k_p}{D} \times \text{Re}_T^{2/3} \times \text{Pr}_T^{1/3} \times \phi_i$$

Para los gases $\phi_i \approx 1$

$$h_i = 0.74 \times \frac{0.199}{4.27} \times 12^{2/3} \times (6.93 \times 10^5)^{1/3} \times 1 = 14.8 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2/^\circ\text{F})$$

8.- Coeficiente de transferencia de calor en el enchaquetado.

Flux de masa de la mezcla de gases (G_g)

$$G_g = \frac{W_g}{A_t} = \frac{196}{0.167} = 1214 \text{ lb}/(\text{ft}^2)(\text{hr})$$

Número de Reynolds (Re_g)

$$\text{Re}_g = \frac{G_g \times D_e}{\mu_g} = \frac{1214 \times 0.36}{0.125} = 3470$$

Número de Prandtl (Pr_g)

$$\begin{aligned} \text{Pr}_g &= \frac{c p_g \times \mu_g}{k_g} \\ &= \frac{0.313 \times 0.125}{0.067} = 0.582 \end{aligned}$$

Número de Nusselt (Nu_g)

$$\text{Nu}_g = 0.021 \times \text{Re}_g^{0.8} \times \text{Pr}_g^{1/3}$$

$$\text{Nu}_g = 0.021 \times 3470^{0.8} \times 0.582^{1/3} = 11.91$$

Coefficiente de transferencia de calor en el enchaquetado (h_o)

$$h_0 = \frac{k_g}{D_e} \times Nu_g = \frac{0.067}{0.36} \times 11.91 = 2.2 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

Temperatura de la pared del recipiente (T_w)

$$\begin{aligned} T_w &= T_c + \frac{h_0}{h_0 + h_i} \times (T_7 - T_c) \\ &= 163 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{2.2}{2.2 + 14.8} \times (3534 \text{ } ^\circ\text{F} - 163 \text{ } ^\circ\text{F}) = 606 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Debido a que el plástico en el interior del tanque se puede quemar a temperaturas más altas de la temperatura de la pared (T_w), el coeficiente de transferencia en el enchaquetado no debe ser muy grande.

9.- Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor.

Los factores de incrustación son para los gases de combustión ($Rd_g = 0.002 \text{ hrft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$) y para el lado del plástico ($Rd_p = 0.002 \text{ hrft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$).

Coeficiente global de transferencia de calor (U_d)

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_0} + Rd_g + Rd_p + R_m} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{14.8} + \frac{1}{2.2} + 0.002 + 0.002 + 0.0016} = 1.9 \text{ BTU}/(\text{hr})(\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

10.- Se modifica el valor del flujo de recirculación (W_r) hasta que la temperatura de salida de gases calculada ($T_{8\text{calc}}$) concuerde con la temperatura de salida de gases indicada en las bases de diseño (T_8).

Para esto se utiliza la ecuación 2 del apéndice A6 (Ec. A6.2)

$$T_{8\text{calc}} = \frac{W_{\text{comb}} \times \{0.98 \times PC + Cp \times T_{\text{amb}} \times (1+r)\} - U \times A \times \left\{ \frac{(T_7 - T_{11}) - (T_8 - T_{\text{plástico}})}{\text{Ln} \left[\frac{(T_7 - T_{11})}{(T_8 - T_{\text{plástico}})} \right]} \right\}}{W_{\text{comb}} \times Cp \times (1+r)}$$

$$T_{8\text{calc}} = \frac{10.8 \times \{0.98 \times 19817 + 0.31 \times 77 \times (1 + 17.19)\} - 1.9 \times 124.7 \times \left\{ \frac{(3535 - 572) - (176 - 77)}{\text{Ln} \left[\frac{(3535 - 572)}{(176 - 77)} \right]} \right\}}{10.8 \times 0.31 \times (1 + 17.19)}$$

$$= 172 \text{ } ^\circ\text{F}$$

En esta parte se varía el flujo de gases recirculado (W_r) para que no exista diferencia entre el valor de $T_{8\text{calc}}$ y el valor de T_8 indicada en las bases de diseño, sin embargo dado que el valor es inferior, el diseño producido puede dejarse tal y como está, con una recirculación de cero.

De todos modos existirá una recirculación entre los gases de combustible que salen del enchaquetado y la cámara de combustión para que puedan controlarse las temperaturas de los gases de entrada y salida del enchaquetado.

11.- Caída de presión en el enchaquetado.

El factor de fricción j_f depende del número de Reynolds (Re_g)

$$j_f = 0.00636 \quad \text{para } Re_g = 3470 \quad [\text{de la figura 12.24 de la Ref. 32}]$$

Temperatura de gases (T_g)

$$T_g = 1855 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Peso molecular de los gases (PM)

$$PM = 28.7 \quad \frac{\text{lb}}{\text{lb}_{\text{mol}}}$$

Presión absoluta del quemador (P)

$$P = 15.012 \text{ } \textit{psia} \quad \text{descarga de 220 mm columna de agua}$$

Densidad de la mezcla de gases (ρ_g)

$$\rho = \frac{PM \times 492 \times \left(\frac{P}{14.7}\right)}{359 \times (T + 460)} =$$
$$= \frac{28.7 \times 492 \times \left(\frac{15.012}{14.7}\right)}{359 \times (1855 + 460)} = 0.0173 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

Flux de masa de la mezcla de gases (G_g)

$$G_g = 1214 \text{ lb} / (\text{ft}^2)(\text{hr}) \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} = 0.337 \text{ lb} / (\text{ft}^2)(\text{s})$$

Velocidad de los gases por los deflectores del enchaquetado (V_g)

$$V_g = \frac{G_g}{\rho_g} = \frac{0.337}{0.0173} = 19.5 \text{ ft/s}$$

Caída de presión (ΔP)

$$\Delta P = 1.728 \times 10^{-3} j_f \left(\frac{L_c}{D_e}\right) \rho_g \frac{V_g^2}{2}$$

$$\Delta P = 1.728 \times 10^{-3} \times 0.00636 \times \left(\frac{50.6}{0.11}\right) \times 0.0173 \times \frac{19.5^2}{2} = 0.017 \text{ psi}$$

12.- Potencia del motor de agitación.

Puesto que la potencia de requerida para un sistema dado no puede predecirse teóricamente, se tiene correlaciones empíricas para estimar los requerimientos de potencia [Ref. 51]

Diámetro del impulsor (L)

$$L = 3.7 \text{ ft}$$

Constante de la gravitación (g)

$$g = 32.2 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}$$

Revoluciones por segundo (N_s)

$$N_s = N \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} = 60 \text{ rev} / \text{min} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} = 1 \text{ rev} / \text{s}$$

Viscosidad (μ) en lb/(ft)(s)

$$\mu = 242,000 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}} \times \frac{1 \text{hr}}{3600 \text{s}} = 67.2 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}$$

Factor K_2 basado en la tabla 5.1

$$K_2 = 71$$

Potencia (P) para $10 < Re < 300$

$$P = \frac{K_2}{g} \times \mu \times (N_s^2) \times (L)^3 =$$

$$= \frac{72}{32.2} \times 67.2 \times (1^2) \times (3.7)^3 = 7,504 \text{ ft} / \text{lb} \cdot \text{s}$$

Potencia en HP

$$HP = \frac{P}{550} = \frac{7,504}{550} = 13.6 \text{ hp}$$

13.- Ventilador para la recirculación.

Aunque los cálculos del diseño se realizaron con flujo de recirculación (W_r) de cero, el sistema debe contar con un ventilador para una posible recirculación.

El ventilador debe de estar diseñado para establecer una temperatura de combustión de los gases mayor a la temperatura de ignición de 959 °C [correspondiente al etano según Tabla 23-53 del perry Ref. 30].

Los cálculos demuestran que para una temperatura en la cámara de combustión de $T_7=968$ °F, se tendrá una temperatura a la salida de $T_8=397$ °F y el flujo de recirculación será de $W_r=880$ lb/hr.

$$T_g = \frac{T_7 + T_8}{2} = \frac{968 + 397}{2} = 682 \text{ } ^\circ F$$

Temperatura de gases (T_g)

$$T_g = 683 \text{ } ^\circ F$$

Flujo de recirculación (W_r)

$$W_r = 881 \text{ lb} / \text{hr}$$

Peso molecular de los gases (PM)

$$PM = 28.7 \text{ lb} / \text{lb}_{mol}$$

Presión absoluta del quemador (P)

$$P = 15.012 \text{ psia} \quad \text{descarga de 220 mm columna de agua}$$

Densidad de la mezcla de gases (ρ_g)

$$\rho = \frac{PM \times 492 \times \left(\frac{P}{14.7} \right)}{359 \times (T + 460)} =$$

$$= \frac{28.7 \times 492 \times \left(\frac{15.012}{14.7} \right)}{359 \times (683 + 460)} = 0.035 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

Flujo volumétrico (Q_v)

$$Q_v = \frac{W_r}{\rho} = \frac{881 \text{ lb} / \text{hr}}{0.035 \text{ lb} / \text{ft}^3} = 25,330 \text{ ft}^3 / \text{hr}$$

$$= 25,330 \text{ ft}^3 / \text{hr} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 422 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

Si la eficiencia del ventilador (η) es:

$$\eta = 50$$

Presión estática (P_s)

$$P_s = \Delta P \times \frac{1 \text{ in de agua}}{0.0361 \text{ psi}} = 0.017 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ in de agua}}{0.0361 \text{ psi}} = 0.471 \text{ in de agua}$$

La potencia del ventilador será (BHP)

$$BHP = \frac{Q_v \times P_s}{6,356 \times \eta} \quad [\text{Ref. 41}]$$

$$= \frac{422 \text{ ft}^3 / \text{min} \times 0.471 \text{ in de agua}}{6,356 \times 0.5} = 0.062 \text{ hp}$$

Tanques de almacenamiento

El tiempo de operación de la planta está determinado principalmente por la cantidad de reactivos que se pueden transportar en los tanques de almacenamiento.

Los tanques de almacenamiento tienen restricción en sus dimensiones, el ancho de la caja del tráiler que se puede ocupar es de ancho 2.7 m (108 in), el alto 3.2 m (127 in) largo de 14.63 m (576 in).

Aquí se presenta el diseño del tanque de ionización de agua FB-101, siguiendo las bases de diseño y el cálculo según el libro de Walas [Ref. 42].

1.- Se establece el diámetro del tanque (D).

$$D=24 \text{ in}$$

2.- Se establece la relación longitud/diámetro (L/D).

$$L/D=3$$

3.- Se calcula la longitud del tanque (L) y debe de ser menor de 2.9 metros.

$$L = D \times \left(\frac{L}{D} \right) = 24 \text{ in} \times 3 = 72 \text{ in}$$

La longitud del tanque proporcionada por el fabricante es de 65 in.

4.- Se calcula el volumen del tanque (V)

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} = \frac{\pi \times (24 \text{ in})^2 \times 65 \text{ in}}{4} = 29,405 \text{ in}^3 = 127 \text{ gal}$$

Debido a la curvatura de las tapas el volumen disminuye, el valor dado por el fabricante es de 120 galones.

5.- Se establece si es vertical u horizontal de acuerdo con las bases de diseño.

Como el volumen es menor de 1000 galones el tanque es vertical.

6.- Se calcula el volumen de líquido dentro del tanque (VL). El volumen del líquido en el tanque debe de ser el 90% del tanque.

$$VL = 0.9 \times V = 0.9 \times 127 \text{ gal} = 114 \text{ gal}$$

7.- Se calcula el flujo volumétrico.

Flujo másico (W)=154 lb/hr

Densidad del agua (ρ)=64.2 lb/ft³

Flujo volumétrico (Q)

$$Q = \frac{W}{\rho} = \frac{154 \text{ lb/hr}}{64.2 \text{ lb/ft}^3} = 2.4 \text{ ft}^3/\text{hr} = 18 \text{ gal/hr}$$

8.- Se calcula el tiempo de descarga (T).

$$T = \frac{VL}{Q} = \frac{114 \text{ gal}}{18 \text{ gal/hr}} = 6.3 \text{ hr}$$

De esta manera se calculan los demás tanques teniendo en cuenta que los tiempos de descarga de los tanques de reactivos deben de ser iguales y el tiempo de llenado del tanque de almacenamiento de agua debe de ser igual o mayor.

La tabla A1.16 muestra las dimensiones calculadas de los tanques de almacenamiento

Tabla A1.16 Dimensiones de los tanques de almacenamiento			
Tanque	Tanque FB-101	Tanque FB-102	Tanque FB-301
Líquido manejado	Agua	Mezcla de aceites	Agua
Densidad del liquido (lb/ft ³)	64.2	62.3	64.2
Flujo (ft ³ /hr)	2.4	13.0	0.7
Diámetro (in)	24	42	20
L/D	2.7	2.8	2.2
Longitud (in)	65	120	44
Volumen (ft ³)	16.0	90.6	7.7
Volumen (gal)	120	678	53
Tiempo de vaciado (hr)	6 hr 40 min	6 hr 58 min	11 hr

Tanque de retención o tanque surge FA-301

Para el diseño de este tanque es importante el establecimiento del tiempo de retención. Los pasos usados son los siguientes:

1.- Se establece el tiempo de retención (T)

$$T=5 \text{ minutos.}$$

2.- Cálculo del flujo volumétrico (Q) de líquido.

$$\text{Flujo másico (W)}=1903 \text{ lb/hr}$$

Densidad de la mezcla de hidrocarburos (ρ)=50 lb/ft³

Flujo volumétrico (Q)

$$Q = \frac{W}{\rho} = \frac{1903 \text{ lb/hr}}{50 \text{ lb/ft}^3} = 38 \text{ ft}^3 / \text{hr}$$
$$= 4.8 \text{ gal/min}$$

3.- Cálculo del volumen del tanque de retención (VS).

$$VS = Q \times T = \frac{4.8 \text{ gal/min} \times 5 \text{ min}}{7.48 \text{ gal/ft}^3} = 3.2 \text{ ft}^3$$
$$= 24 \text{ galones}$$

4.- Se establece la relación L/D.

$$L/D=3$$

5. - Factor (F) de acuerdo a la referencia [Ref. 42].

$$\text{Si } L/D=2.0, F=1.57$$

$$\text{Si } L/D=2.5, F=1.96$$

$$\text{Si } L/D=3.0, F=2.35$$

6.- Diámetro del tanque (D).

$$D = \left(\frac{VS}{F} \right)^{1/3} = \left(\frac{3.2 \text{ ft}^3}{2.35} \right)^{1/3} = 1.1 \text{ ft}$$

7.-Cálculo de la longitud del tanque (L).

$$L = D \times \left(\frac{L}{D} \right) = 1.1 \text{ ft} \times 3 = 3.3 \text{ ft}$$

8.-En los tanques dados por el fabricante se encuentra las siguientes dimensiones

Volumen de 22 galones

Longitud de 33 pulgadas

Diámetro de 14 pulgadas

Relación L/D=2.3

Tanque con malla separadora FV-301

El tanque utiliza una malla de alambre metálico o plástico de diámetro entre 0.003 a 0.016 in, en camas de 4, 6 ó 12 pulgadas de espesor que sirven como la superficie de contacto para la separación de las partículas de líquido del vapor [Fig. A1.1], estas partículas crean un spray de líquido que caerá por gravedad al fondo del tanque, las partículas más pequeña que no puedan caer por efecto de la gravedad serán arrastradas por la corriente de vapor y golpearán la malla de alambre y se juntarán para formar una película y posteriormente gotas que caerán. El vapor saliendo de la malla está libre de líquido a menos que la unidad alcance la condición de inundación [Ref. 51].

Las mallas de acero inoxidable son adecuadas cuando la temperatura es menor a 104 °F y su vida útil es de 1 a 3 años en operación normal, la aleación denominada aleación 20 es adecuada cuando la temperatura de operación es más grande de 104 °F y tiene mayor resistencia a la corrosión que el acero inoxidable.

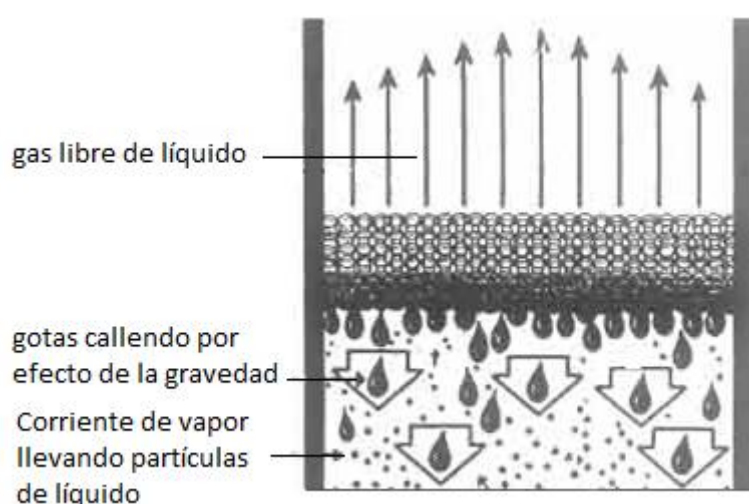


Fig. A1.1 Funcionamientos del separador de malla.

El algoritmo de cálculo es el mostrado en el libro de Ludwig [Ref. 51]

Para seleccionar una malla se determina la velocidad máxima permitida y de esta se selecciona el diámetro del tanque vessel.

Velocidad máxima de vapor permitida (V_a)

$$V_a = k \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Donde:

V_a = Máxima velocidad permitida a través de la malla, ft/s.

K = Constante que para un sistema de libre flujo es de 0.35 para mallas de 9 a 12 lb/ft³.

ρ_L = densidad del líquido, lb/ft³.

ρ_V = densidad del vapor, lb/ft³.

La caída de presión a la velocidad máxima permitida es cercana a 1.5 in de H₂O, por lo tanto la caída de presión a través de la malla (P_T) es:

$$P_T = 1.5 \times (V_{act}/V_{max})^2$$

Donde:

Act=actual

Max=máxima

La velocidad de diseño (V_D) permite variaciones en la carga de líquido y tamaño de las partículas así como de las propiedades físicas.

$$V_D = 0.75 \times V_a$$

Para velocidades muy bajas las partículas de líquido atravesarán la malla, a velocidades muy grandes el líquido alcanza la parte superior de la malla provocando inundación.

Se logra un buen desempeño para todas las velocidades entre el 30 y 100% de la velocidad máxima permitida (V_a). La velocidad mínimo de diseño es el 10% de la velocidad máxima permitida (V_a) y la máxima es cerca del 120 a 140% de la velocidad máxima permitida (V_a).

Para tanques vessel de diámetro pequeño, por ejemplo 6, 8 y 12 pulgadas, usualmente se utilizan mallas de 6 a 8 pulgadas de espesor para su máximo desempeño.

Se debe proporcionar un mínimo de 6 a 12 pulgadas entre la parte inferior de la malla y la boquilla de entrada de la mezcla vapor y líquido. Se debe proporcionar un mínimo de 12 pulgadas entre la parte superior de la malla y la boquilla de salida de vapor. Para pequeños tamaños de tanque vessel se utiliza en línea como el de la Figura A1.2.

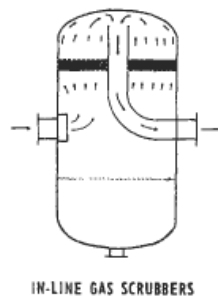


Fig. A1.2 Separador con malla en línea.

Los datos que se tiene son:

$$\rho_L = 56 \text{ lb/ft}^3.$$

$$\rho_V = 0.082 \text{ lb/ft}^3.$$

El flujo volumétrico del vapor (Q)

$$Q = 223 \text{ GPM} = 29.8 \text{ CFM}$$

1.- Velocidad de vapor permitida (V_a)

$$V_a = 0.35 \times \sqrt{\frac{56 - 0.082}{0.082}} = 9 \text{ ft/s}$$

2.- Velocidad de diseño (V_D)

$$V_D = 0.75 \times 9 = 6.7 \text{ ft/s}$$

3.- Área de sección transversal (A_1):

$$A_1 = \frac{Q}{V_D} = \frac{29.8 \text{ ft}^3 / \text{min}}{60 \text{ s/min} \times 6.7 \text{ ft/s}} = 0.074 \text{ ft}^2$$

4.- Diámetro del tanque vessel (D).

$$D = \sqrt{\frac{A \times 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{0.074 \times 4}{\pi}} = 0.3 \text{ ft} = 3.7 \text{ in} \approx 4 \text{ in}$$

Como este diámetro es muy pequeño para las dimensiones de diámetro estándar se tomará el diámetro de 12 pulgadas. $D=12 \text{ in}$

5.- Se reduce 4 in del diámetro para el anillo de soporte interno así como el espesor del tanque de 3/8 de pulgada por lado y el diámetro de la conexión interna de 2 pulgadas.

$$D=12 \text{ in} - 4 \text{ in} - 2 \times (3/8 \text{ in}) - 2 \text{ in} = 5.25 \text{ in}$$

6.- El área transversal (A_2) es:

$$A_2 = \frac{\pi \times D^2}{4 \times 144} = \frac{\pi \times 5.25^2}{4 \times 144} = 0.15 \text{ ft}^2$$

7.- Cálculo de la velocidad actual en el anillo (V_{act}):

$$V_{act} = V_D \times \frac{A_1}{A_2} = 6.7 \times \frac{0.074}{0.15} = 3.3 \text{ ft/s}$$

8.- Relación V_{act}/V_{max} .

$$\% \frac{V_{act}}{V_{max}} = \frac{3.3}{9} \times 100 = 37 \% \quad \text{Este valor se encuentra por arriba del 10\%}$$

9.- Caída de presión (P_T) es:

$$P_T = 1.5 \times (3.3/9)^2 = 0.2 \text{ in de } H_2O$$

Debido a que el tanque opera como un tanque flash con el nivel de líquido aproximadamente a $\frac{1}{4}$ de su altura desde el fondo, la boquilla de entrada se coloca en el centro.

Dado que la temperatura es superior a 140°F , el material a utilizar en la malla será la aleación 20.

Bombas

Las bombas se usan para mover líquidos impulsándolos a través de la tubería.

En las bombas centrífugas la energía cabeza se le aplica al líquido por medio de fuerza centrífuga.

Los líquidos ejercen una presión debido a la formación de vapor en su superficie libre, la presión de vapor es función de la temperatura del líquido, la cual se debe tomar en cuenta cuando se calcula un sistema de bombeo.

La columna positiva neta de succión (CPNS o NPSH en inglés) es la cantidad por la cual la presión absoluta en la succión debe exceder la presión de vapor del líquido.

Existen dos NPSH el requerido y el disponible.

El NPSH requerido es proporcionado por el fabricante de las bombas.

El NPSH disponible depende del arreglo del sistema se calcula con la siguiente ecuación [Ref. 52].

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{NPSH} \\ \text{DISPONIBLE, ft} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{PRESIÓN} \\ \text{ABSOLUTA, ft} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{PRESIÓN} \\ \text{VAPOR, ft} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{PÉRDIDA EN} \\ \text{LÍNEA, ft} \end{array} \right\} \pm \left\{ \begin{array}{c} \text{DIFERENCIA} \\ \text{EN ELEVACIÓN, ft} \end{array} \right\}$$

$$\text{PRESIÓN EN PIES} = \frac{(\text{PRESIÓN, psia}) \times (2.31)}{(\text{GRAVEDAD ESPECÍFICA})}$$

El término es positivo si la bomba se encuentra debajo del nivel del líquido y negativo en caso contrario.

La cabeza de la bomba se calcula con la siguiente ecuación [Ref. 52]

$$W = [P_2 - P_1] \times V + \frac{\Delta u^2}{2g} + \Delta Z + E$$

Donde :

u = Velocidad, ft/s

g = 32.2 ft/s²

[P₂ - P₁] = Diferencia de presión final menos inicial, lb/ft²

V = Volumen específico, ft³ / lb

Z = Elevación, ft

E = Pérdida de carga debido a la fricción del fluido en movimiento, ft

W = Cabeza de la bomba, ft.

Las pérdidas de presión por fricción se calculan con la siguiente ecuación [Ref. 52]:

Para un rango de número de Reynolds de 2100 a 10^6 para tubos de acero:

$$E = \frac{L}{100} \times \Delta P_F \times V \times 144$$

$$\Delta P_F = \frac{W^{1.8} \times \mu^{0.2}}{20,000 \times d^{4.8} \times \rho}$$

Donde :

ΔP_F = Pérdida de presión por fricción, psi/100 ft equivalentes de tubo, psi = lb/in²

W = Gasto, lb/hr

μ = Viscosidad, cp

ρ = Densidad, lb/ft³

d = Diámetro interno del tubo, in

V = Volumen específico, ft³ / lb

L = Longitud total de tubería, longitud recta + accesorios = $L_{rec} + \sum (L/D)_{acc} \times D$, ft

La potencia de la bomba se calcula con la siguiente ecuación [Ref. 52]

$$HP = \frac{GPM \times (\Delta P)}{1715 \times (Ef)}$$

Donde :

HP = Caballaje de la bomba

GPM = Galones por minuto

ΔP = Presión entregada (la de descarga menos la de succión), psi (lb/in²)

Ef = Eficiencia de la bomba, fracción.

La presión entregada se calcula con

$$\Delta P = \frac{W \times \rho}{144}$$

Donde :

W = Cabeza de la bomba, ft

ρ = densidad, lb/ft³

La caída de presión para flujo compresible - flujo isotérmico :

$$\Delta P = P_1 - P_2 \approx \frac{2 \times P_1}{P_1 + P_2} \times \left[0.323 \times \left(\frac{f \times L}{d} + \frac{\ln\left(\frac{P_1}{P_2}\right)}{24} \right) \times S_1 \times U_1^2 \right]$$

Donde :

ΔP = Caída de presión en la línea, psi (lb/in²)

P_1, P_2 = Presiones corriente arriba y corriente abajo, en psi absolutas.

S_1 = Gravedad específica de vapor en relación con el agua = $0.0015 \times M \times P_1 / T$

d = Diámetro del tubo, in

U_1 = Velocidad corriente arriba, ft/s

f = Factor de fricción (supóngase 0.005)

L = longitud del tubo, ft

T = Temperatura, °R

M = Peso molecular

Cálculo de la bomba GA-301 del sistema de enfriamiento

Las demás bombas tienen el mismo algoritmo de cálculo.

El flujo de agua (W) en el sistema de enfriamiento es

$$W = 35,797 \text{ lb/hr}$$

Corriente 31

Temperatura en la línea (T)

$$T = 118 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Densidad del agua (ρ) es

$$\rho = 61.8 \text{ lb/ft}^3$$

Viscosidad del agua μ

$$\mu = 0.6 \text{ cp}$$

Flujo volumétrico (Q)

$$Q = \frac{W}{\rho} = \frac{35,797 \text{ lb/hr}}{62.4 \text{ lb/ft}^3} = 573 \text{ ft}^3 / \text{hr} = 71.5 \text{ GPM}$$

Diámetro nominal de la tubería es de 2 pulgadas, el diámetro interno (d) es

$$d = 2.067 \text{ in}$$

Longitud de tubería recta (L_r)

$$L_r = 2.6 \text{ ft}$$

Longitud de accesorios (L_{acc})

$$(L/D) \text{ de Codo } 90^\circ = 30$$

Son 3 codos, por lo que la longitud es

$$L/D = 3 \times 30 = 90$$

La longitud de accesorios es

$$L_{acc} = L/D \times D = 90 \times 2.067 \text{ in} = 186 \text{ in} = 15.5 \text{ ft}$$

La longitud total de la línea es

$$L = L_r + L_{acc} = 2.6 \text{ ft} + 15.5 \text{ ft} = 18.1 \text{ ft}$$

Caída de presión (ΔP_F)

$$\Delta P_F = \frac{35,797^{1.8} \times 0.6^{0.2}}{20,000 \times 2.067^{4.8} \times 61.8} = 3.523 \text{ psi} / 100 \text{ ft}$$

Caída de presión en la línea (ΔP)

$$\Delta P = \Delta P_F \times \frac{L}{100} = 3.523 \text{ psi} \times \frac{18.1}{100} = 0.63 \text{ psi}$$

Corriente 31

Temperatura en la línea (T)

$$T = 102^\circ \text{ F}$$

Densidad del agua (ρ) es

$$\rho = 62.2 \text{ lb/ft}^3$$

Viscosidad del agua μ

$$\mu = 0.7 \text{ cp}$$

Flujo volumétrico (Q)

$$Q = \frac{W}{\rho} = \frac{35,797 \text{ lb/hr}}{62.2 \text{ lb/ft}^3} = 575 \text{ ft}^3/\text{hr} = 71.7 \text{ GPM}$$

Diámetro nominal de la tubería es de 2 pulgadas, el diámetro interno (d) es

$$d = 2.067 \text{ in}$$

Longitud de tubería recta (L_r)

$$L_r = 1 \text{ ft}$$

Longitud de accesorios (L_{acc})

$$(L/D) \text{ de Codo } 90^\circ = 30$$

Son 3 codos, por lo que la longitud es

$$L/D = 3 \times 30 = 90$$

La longitud de accesorios es

$$L_{acc} = L/D \times D = 90 \times 2.067 \text{ in} = 186 \text{ in} = 15.5 \text{ ft}$$

La longitud total de la línea 26 es

$$L = L_r + L_{acc} = 1 \text{ ft} + 15.5 \text{ ft} = 16.5 \text{ ft}$$

Caída de presión (ΔP_F)

$$\Delta P_F = \frac{35,797^{1.8} \times 0.7^{0.2}}{20,000 \times 2.067^{4.8} \times 62.2} = 3.6 \text{ psi}/100 \text{ ft}$$

Caída de presión en la línea (ΔP)

$$\Delta P = \Delta P_F \times \frac{L}{100} = 3.6 \text{ psi} \times \frac{16.5}{100} = 0.59 \text{ psi}$$

Corriente 33

Temperatura en la línea (T)

$$T=95\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Densidad del agua (ρ) es

$$\rho=62.4\text{ lb/ft}^3$$

Viscosidad del agua μ

$$\mu=0.8\text{ cp}$$

Flujo volumétrico (Q)

$$Q = \frac{W}{\rho} = \frac{35,797\text{ lb/hr}}{62.4\text{ lb/ft}^3} = 574\text{ ft}^3/\text{hr} = 71.5\text{ GPM}$$

Diámetro nominal de la tubería es de 2 pulgadas, el diámetro interno (d) es

$$d = 2.067\text{ in}$$

Longitud de tubería recta (L_r)

$$L_r=3\text{ ft}$$

Longitud de accesorios (L_{acc})

$$(L/D)\text{ de Codo }90^{\circ}=30$$

Son 2 codos, por lo que la longitud es

$$L/D = 2 \times 30 = 60$$

La longitud de accesorios es

$$L_{acc} = L/D \times D = 60 \times 2.067\text{ in} = 124\text{ in} = 10\text{ ft}$$

La longitud total de la línea 27 es

$$L = L_r + L_{acc} = 3\text{ ft} + 10\text{ ft} = 13\text{ ft}$$

Caída de presión (ΔP_F)

$$\Delta P_F = \frac{35,797^{1.8} \times 0.8^{0.2}}{20,000 \times 2.067^{4.8} \times 62.4} = 3.7\text{ psi}/100\text{ ft}$$

Caída de presión en la línea (ΔP)

$$\Delta P = \Delta P_F \times \frac{L}{100} = 3.7 \text{ psi} \times \frac{13}{100} = 0.48 \text{ psi}$$

Corriente 34

Temperatura en la línea (T)

$$T = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Densidad del agua (ρ) es

$$\rho = 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

Viscosidad del agua μ

$$\mu = 0.8 \text{ cp}$$

Flujo volumétrico (Q)

$$Q = \frac{W}{\rho} = \frac{35,797 \text{ lb/hr}}{62.4 \text{ lb/ft}^3} = 574 \text{ ft}^3/\text{hr} = 71.5 \text{ GPM}$$

Diámetro nominal de la tubería es de 4 pulgadas, el diámetro interno (d) es

$$d = 4.026 \text{ in}$$

Longitud de tubería recta (L_r)

$$L_r = 4.3 \text{ ft}$$

Longitud de accesorios (L_{acc})

$$(L/D) \text{ de Codo } 90^\circ = 30$$

Con un 1 codo, por lo que la longitud es

$$L/D = 1 \times 30 = 30$$

La longitud de accesorios es

$$L_{acc} = L/D \times D = 30 \times 4.026 \text{ in} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

La longitud total de la línea 27 es

$$L = L_r + L_{acc} = 4.3 \text{ ft} + 10 \text{ ft} = 14.3 \text{ ft}$$

Caída de presión (ΔP_F)

$$\Delta P_F = \frac{35,797^{1.8} \times 0.8^{0.2}}{20,000 \times 4.026^{4.8} \times 62.4} = 0.15 \text{ psi}/100 \text{ ft}$$

Caída de presión en la línea (ΔP)

$$\Delta P = \Delta P_F \times \frac{L}{100} = 0.15 \text{ psi} \times \frac{14.3}{100} = 0.02 \text{ psi}$$

La caída de presión en toda la línea se resume en la tabla A1.17.

Tabla A1.17 Caída de presión sobre el sistema de enfriamiento			
Línea o equipo	Caída de presión	Presión en la entrada	Presión a la salida
Línea 31	0.63 psi	40.00	39.37
Intercambiador de placas EP-301	5.19 psi	39.37	34.18
Línea 32	0.59 psi	34.18	33.59
Condensador EA-301	4.82 psi	23.59	18.77
Línea 33	0.48 psi	18.77	18.29
Enfriador de aire EC-301	1.66 psi	18.29	16.63
Línea 34	0.02 psi	16.63	16.61

La caída de presión del sistema es (DP)

$$DP=23.4 \text{ psi}$$

La eficiencia (EF) de la bomba es de 75 %

La potencia de la bomba es (HP)

$$HP = \frac{GPM \times (\Delta P)}{1715 \times (Ef)} = \frac{71.5 \times 23.4}{1715 \times 0.75} = 1.3 \text{ hp}$$

Por lo que la bomba será de 1.5 hp

NPSH disponible

Para el cálculo se toma la salida del enfriador de aire como punto de partida.

Presión absoluta=16.63 psia

$$\text{PRESIÓN EN PIES} = \frac{(\text{PRESIÓN, psia}) \times (2.31)}{(\text{GRAVEDAD ESPECÍFICA})} = \frac{16.63 \text{ psia} \times (2.31)}{0.99} = 38.8 \text{ ft}$$

Presión de vapor del agua a 95 °F

Presión de vapor=0.824 psia

Gravedad específica=0.99

$$\text{PRESIÓN EN PIES} = \frac{(\text{PRESIÓN, psia}) \times (2.31)}{(\text{GRAVEDAD ESPECÍFICA})} = \frac{0.824 \text{ psia} \times (2.31)}{0.99} = 1.9 \text{ ft}$$

Pérdida en línea

Pérdida=0.02 psi

$$\text{PRESIÓN EN PIES} = \frac{(\text{PRESIÓN, psi}) \times (2.31)}{(\text{GRAVEDAD ESPECÍFICA})} = \frac{0.02 \text{ psi} \times (2.31)}{0.99} = 0.05 \text{ ft}$$

Diferencia de elevación

Elevación=5 ft

NPSH disponible

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{NPSH} \\ \text{DISPONIBLE, ft} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{PRESIÓN} \\ \text{ABSOLUTA, ft} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{PRESIÓN} \\ \text{VAPOR, ft} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{PÉRDIDA EN} \\ \text{LÍNEA, ft} \end{array} \right\} \pm \left\{ \begin{array}{c} \text{DIFERENCIA} \\ \text{EN ELEVACIÓN, ft} \end{array} \right\}$$

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{NPSH} \\ \text{DISPONIBLE, ft} \end{array} \right\} = 38.8 - 1.9 - 0.05 + 5 = 41.85 \text{ ft}$$

Apéndice A2

Composición de la mezcla de hidrocarburos

Estos cálculos se basan en obtener el punto de burbuja y de rocío cercanos a los datos del queroseno (tabla 1) de a 350 y 450 °F respectivamente.

Los valores de las constantes de equilibrio K_i dependen de la temperatura y la presión,

La constante de equilibrio se relaciona con la fracción mol de en el líquido (X_i) y el vapor (Y_i), con las siguientes ecuaciones [pp. 321 Ref.27]:

$$Y_i = K_i \times X_i$$

$$X_i = \frac{Y_i}{K_i}$$

Como el cálculo de las K_i se facilita si se hace una función independiente para la presión y una para la temperatura.

$$K_i = \psi(p) \times \theta(T)$$

Las ecuaciones se encuentran en la tabla A2.1, se basan en regresiones de los datos obtenidos en la referencia [Figura 7 de la Ref. 29], entre los intervalos de presión de 15 a 60 psia y en el intervalo de temperatura de 200 a 450 °F.

Tabla A2.1 Funciones independientes para el cálculo de las K_i		
Componente	$\theta(T)$	$\psi(p)$
Heptano	5.58E-8*T ^{3.12}	11.73*P ^{-0.91}
Octano	2.67E-9*T ^{3.55}	11.54*P ^{-0.91}
Nonano	1.63E-11*T ^{4.33}	10.45*P ^{-0.87}
Decano	2.34E-5*T ² -4.86E-3*T+9.77E-2	13.05*P ^{-0.97}
Undecano	3.08E-14*T ^{5.22}	8.000*P ^{-0.77}
Dodecano	1.16E-15*T ^{5.69}	7.498*P ^{-0.74}
Tridecano	4.29E-18*T ^{6.56}	6.547*P ^{-0.69}
Tetradecane	1.49E-19*T ^{7.04}	4.783*P ^{-0.57}

El algoritmo de cálculo sigue los siguientes pasos:

1.- Se supone la composición de la mezcla de hidrocarburos.

2.- Se calcula el punto de burbuja, modificando la temperatura hasta que se cumpla la condición: $\sum_i K_i \times X_i = 1$

3.- Se compara el punto de burbuja calculado con el esperado (350 °F). Si el valor es cercano se continúa con el paso 4, si no se vuelve al paso 1.

4.- Se calcula el punto de rocío, modificando la temperatura hasta que se obtenga la condición: $\sum_i Y_i / K_i = 1$

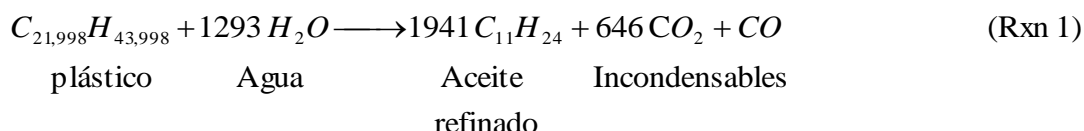
5.- Se compara el punto de rocío calculado con el esperado (450 °F)

Si el valor es cercano se obtuvo una composición adecuada, si no se vuelve al paso 1.

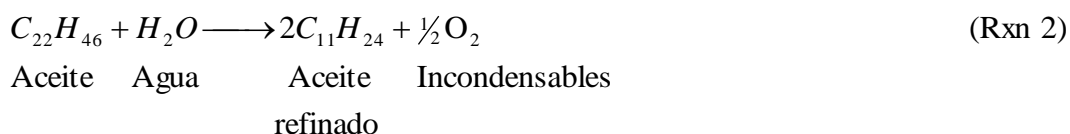
Apéndice A3

Balance global del proceso

Según el peso molecular establecido de 30×10^4 g/mol para el polietileno ramificado, se representa la reacción química global como:



Los aceites que se introducen con el agua también disminuirán la longitud de cadena, según una reacción semejante. Con los datos de la densidad del aceite (15 °API) se puede calcular el punto de ebullición aproximado [usando la tabla de pp.4 Ref. 29 se establece una temperatura mayor a 600 °F], estos datos permiten calcular el peso molecular aproximado [usando la Fig. 13.14 de la Ref. 29], los hidrógenos de saturación son proporcionados por el agua. La ecuación química global queda escrita como:



El balance de masa según estas ecuaciones químicas se muestra en la tabla A3.1

Tabla A3.1. Balance de masa en las reacciones globales				
Material	Masa (gr)	Agua total requerida según la ecuación química (gr)	Aceite refinado (gr)	Masa de Incondensables (gr)
Polietileno alto peso molecular (Rxn 1)	307,974	23,274	302,796	28,452
Mezcla de aceites (Rxn 2)	310	18	312	16

Para la proporción agua- aceite y plástico se considera que:

La relación de plástico/agua es de 7 a 1, de esta manera la relación plástico/aceite es 1.38.

De esta manera el balance correspondiente a una base de plástico de 100 gr se muestra en la siguiente tabla A3.2.

Tabla A3.2 Balance de masa (gr) en base a 100 gramos de plástico				
Material	Masa alimentada	agua requerida por la reacción	aceite refinado obtenido	Masa de incondensables
Plástico	100	7.56	98.32	9.24
Aceite	72.54	4.21	73.01	3.74
Masa total	172.54	11.77	171.32	12.98

El balance global de materia de entrada y salida, con 0% de residuos generados se muestra en la tabla A3.3.

Tabla A3.3 Balance global de la alimentación y productos en base a 100 gramos de polietileno alimentado y con 0 % de residuos			
Masa en la entrada (gr)		Masa a la salida (gr)	
Plástico	100	Aceite refinado	171.32
Aceites	72.54	Incondensables	12.98
Agua	14.08	Agua restante	2.32
Total entrada	186.62	Total salida	186.62

Considerando que se producen el 0.5% de residuos sólidos, tenemos el balance global de materia para ser utilizado en el diseño de la planta modular en la tabla A3.4.

Tabla A3.4 Balance global de materia con 0.5 % de residuos			
Entrada		Salida	
Plástico	100.000	Aceite refinado	170.45
Aceites	72.54	Incondensables	12.98
Agua	14.08	Agua restante	2.32
Residuo	0	Residuo	0.871
Total entrada	186.62	Total salida	186.62

Apéndice A4

Δt ponderada en el condensador

Para el cálculo de la Δt ponderada, se requiere del cálculo de la curva de condensación la cual consiste de la composición en distintos intervalos en el rango de condensación.

Se debe tener en cuenta que la composición de la mezcla de hidrocarburos se calculó a presión atmosférica normal, para obtener el rango de ebullición señalada en la bibliografía (véase la tabla 1); sin embargo los puntos de rocío y de burbuja en el condensador serán diferentes que en la presión normal atmosférica, debido a que la presión para los cálculos corresponde a la presión parcial de la mezcla de hidrocarburos en la mezcla total de gases; el algoritmo de cálculo se realiza según lo señalado en el apéndice A2, los resultados se muestran en la tabla A4.1.

A4.1 Composición de la mezcla de los hidrocarburos con presión parcial de 10.9 psia							
		Punto de burbuja			Punto de rocío		
Componente	Peso molecular PM	Constante de equilibrio K_i	Fracción molar en líquido X_i	Fracción molar en el vapor Y_i	Constante de equilibrio K_i	Fracción molar en el vapor Y_i	Fracción molar en líquido X_i
Heptano	100.204	4.99	0.1	0.4991	12.063	0.1	0.0083
Octano	114.231	2.81	0.08	0.2247	7.668	0.08	0.0104
Nonano	128.258	1.54	0.08	0.1231	5.235	0.08	0.0153
Decano	142.285	1.24	0.04	0.0495	2.969	0.04	0.0135
Undecano	156.312	0.479	0.05	0.0240	2.098	0.05	0.0238
Dodecano	170.338	0.274	0.1	0.0274	1.368	0.1	0.0731
Tridecano	184.365	0.1506	0.11	0.0166	0.963	0.11	0.1142
Tetradecano	198.392	0.0810	0.44	0.0357	0.593	0.44	0.7414
Temperatura calculada =		321 °F			426 °F		

Mientras que en el cálculo de composición en las temperaturas intermedias se lleva acabo iterativamente desde el punto de rocío hasta el punto de burbuja.

- 1.- Para el incremento, se estima el valor de V/L.
- 2.- Se realiza el balance molar de cada componente

En el balance molar total se cumple que:

$$Y = V + L$$

Y = Número total de moles en el vapor y el condensado (lbmol/hr)

V = Número total de moles del vapor (lbmol/hr)

L = Número total de moles en el líquido (lbmol/hr)

En el balance molar para cada componente se cumple que:

$$Y_i = V_i + L_i$$

Y_i = Número total de moles del componente i en el vapor y el condensado

V_i = Número de moles del componente i en el vapor

L_i = Número de moles del componente i en el condensado

La siguiente ecuación se utiliza para los cálculos en cada intervalo de temperatura:

$$L_1' = \frac{Y_1 - K_1 \times L_{c1} \times \left(\frac{V}{L}\right)}{1 + K_1 \times \left(\frac{V}{L}\right)}$$

$$L = \sum_i L_{c1} + L_1'$$

$$V = V1 - L$$

L_1' = Moles del líquido del componente 1 formado en el intervalo

L_{c1} = Moles del líquido formado del componente 1 en el intervalo anterior

K_1 = Constante de equilibrio del componente 1 a la temperatura del intervalo

Y_1 = Moles del componente 1 en el vapor

V = Moles totales de vapor en el intervalo

$V1$ = Moles totales de vapor condensable a la entrada de la zona de condensación

L = Moles totales del líquido en el intervalo

3.- Se calcula el valor de V/L .

Se compara el V/L calculado con el estimado, si la diferencia es menor a 1×10^{-4} , el cálculo es adecuado, pero si la diferencia es grande se vuelve al paso 1.

4.- Se continúa con el nuevo incremento.

El resultado de estos cálculos se muestra en la siguiente tabla

Tabla A4.2	Temperatura (°F) = 417.4			Temperatura (°F) = 399.2				Temperatura (°F) = 386.1			
	1			2				3			
	V/L supuesta =		3.338	V/L supuesta =		0.914		V/L supuesta =		0.548	
Componente	K	Y1	L1	K	Y1	Lc1	L1'	K	Y1	Lc1	L1'
Heptano	11.364	1.16	0.03	9.893	1.13	0.03	0.09	8.915	1.04	0.12	0.08
Octano	7.164	0.93	0.04	6.119	0.89	0.04	0.10	5.435	0.79	0.14	0.09
Nonano	4.819	0.93	0.05	3.975	0.87	0.05	0.15	3.441	0.73	0.20	0.12
Decano	2.812	0.46	0.04	2.473	0.42	0.04	0.10	2.241	0.32	0.14	0.07
Undecano	1.899	0.58	0.08	1.506	0.50	0.08	0.16	1.265	0.34	0.24	0.10
Dodecano	1.227	1.16	0.23	0.953	0.93	0.23	0.39	0.788	0.54	0.62	0.19
Tridecano	0.850	1.27	0.33	0.635	0.94	0.33	0.47	0.510	0.47	0.81	0.19
Tetradecano	0.519	5.10	1.87	0.379	3.23	1.87	1.92	0.300	1.31	3.79	0.59
		L = 2.7 V = 8.9 V/L calc = 3.34 0.000	0.000		L = 6.1 V = 5.5 V/L calc = 0.91 Error 0.000				L = 7.5 V = 4.1 V/L calc = 0.55 Error 0.000		

Temperatura (°F) = 376.0				Temperatura (°F) = 361.1				Temperatura (°F) = 320.6				Temperatura (°F) = 320.6		
1		4		5				6				7		
V/L supuesta =		0.392		V/L supuesta =		0.242		V/L supuesta =		0.000		V/L supuesta =		0.00E+0
K	Y1	Lc1	L1'	K	Y1	Lc1	L1'	K	Y1	Lc1	L1'	K	Y1	Lc1
8.207	0.96	0.20	0.08	7.230	0.88	0.27	0.15	4.991	0.74	0.42	0.74	4.991	0	1.16
4.947	0.69	0.23	0.08	4.282	0.61	0.32	0.14	2.809	0.47	0.46	0.47	2.809	0	0.93
3.067	0.61	0.32	0.10	2.572	0.51	0.42	0.15	1.538	0.36	0.57	0.36	1.538	0	0.93
2.069	0.26	0.21	0.05	1.826	0.21	0.26	0.07	1.238	0.14	0.32	0.14	1.238	0	0.46
1.101	0.24	0.34	0.06	0.891	0.17	0.40	0.07	0.479	0.10	0.48	0.10	0.479	0	0.58
0.678	0.35	0.81	0.11	0.538	0.24	0.92	0.11	0.274	0.13	1.03	0.13	0.274	0	1.16
0.429	0.28	1.00	0.09	0.328	0.18	1.09	0.09	0.151	0.09	1.18	0.09	0.151	0	1.27
0.249	0.72	4.38	0.27	0.187	0.45	4.65	0.23	0.081	0.22	4.88	0.22	0.081	0	5.10
	L = 8.3 V = 3.3 V/L calc = 0.39 = 0.00 Error 0			L = 9.3 V = 2.3 V/L calc = 0.24 = 0.00 Error 0				L = 11.6 V = 0.0 V/L calc = 0.00 = 0.00 Error 0				L = 11.6 V = 0.0 V/L calc = 0.00 = 0.00 Error 0.000		

Para la curva de condensación requiere el cálculo de la carga térmica por intervalos, los cambios en la carga térmica se determinan por los cambios en las entalpías.

Los cálculos de las entalpías se realizan con las ecuaciones siguientes:

El banco de los datos utilizados se obtienen del Manual Perry [Ref. 30 sección 2]:

Los datos de entalpía de formación H° son a 298 K reportados en Perry Tabla 2-220

En la integración $\int C_p dT$ la ecuación correspondiente a la capacidad calorífica (C_p de gas ideal) se calcula con los datos de Perry de la tabla 2-198.

La entalpía reducida se obtiene de la siguiente ecuación según la referencia [pp. 247 Ref.31].

$$\frac{H^R}{RT_c} = P_r \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right]$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}}$$

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}}$$

$$\frac{dB^1}{dT_r} = \frac{0.772}{T_r^{5.2}}$$

$$\frac{dB^0}{dT_r} = \frac{0.675}{T_r^{2.6}}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

H^R = Entalpía reducida BTU/lbmol

T = Temperatura en K

P = Presión en Pa

T_c = Temperatura crítica

P_c = Presión crítica en Pa

ω = Factor acéntrico

R = constante de gases ideales 3.5748 BTU/lbmol · K

Las constantes físicas de PM, T_c , P_c , y factor acéntrico se obtienen de Perry tabla 2-164.

La entalpía del vapor y el líquido se obtienen de las ecuaciones [pp. 225 de Ref. 31]:

$$H_{vap} = H^0 + \int_{T_0}^T C_p dT + H^R$$

$$H_{liq} = H_{vap} - \Delta H_{vap}$$

La entalpía de vaporización ΔH_{vap} se obtiene de Perry tabla 2-193.

La entalpía del líquido para cada componente se calcula con la ecuación:

$$H_{\text{del líquido por componente}} = PM \times L_{Cl} \times H_{liq}$$

La entalpía del vapor para cada componente se calcula con la ecuación:

$$H_{\text{del vapor por componente}} = PM \times Y_1 \times H_{vap}$$

La entalpía total del líquido se calcula con la ecuación:

$$H_{\text{total del líquido}} = \sum H_{\text{del líquido por componente}}$$

La entalpía total del vapor se calcula con la ecuación:

$$H_{\text{total del vapor}} = \sum H_{\text{del vapor por componente}}$$

Debido a la extensión de los cálculos realizados aquí solo se muestran las tablas que corresponde a los cálculos para la carga térmica del intervalo de 417.4 °F y 399.2°F.

Tabla A4.3

T= 417.4 °F	PM Peso Molecular (lb/lbmol)	Y1 (lbmol/hr)	H° (298 K) [BTU/lb]	SCpdT [BTU/lb]	H reducida (BTU/lb)	H vap (BTU/lb)	H del vapor Por Componente (BTU/hr)	ΔH vap (BTU/lb)	H liquido (BTU/lb)	Lc1 (lbmol/hr)	H del liquido por componente (BTU/hr)
CO2	44.01	3.25	-3847	42.3	-0.013	-3804	-543972	----	----	----	----
Agua	18.015	1.31	-5775	85.8	-0.138	-5689	-134176	810	-6499.1	0.11	-12774
Heptano	100.204	1.13	-806	93.6	-0.857	-713	-80650	87	-800.2	0.03	-2386
Octano	114.231	0.89	-786	93.4	-1.034	-694	-70523	98	-792.3	0.04	-3368
Nonano	128.258	0.87	-767	93.3	-1.158	-675	-75574	105	-779.9	0.05	-5427
Decano	142.285	0.42	-754	93.2	-1.391	-662	-39485	108	-770.2	0.04	-4891
Undecano	156.312	0.50	-744	92.9	-1.668	-653	-51089	111	-764.1	0.08	-9431
Dodecano	170.338	0.93	-734	92.8	-1.922	-643	-102072	113	-756.3	0.23	-29299
Tridecano	184.365	0.94	-728	93.1	-2.213	-637	-110609	114	-750.8	0.33	-46000
Tetradecano	198.392	3.23	-720	93.1	-2.512	-630	-403724	114	-744.1	1.87	-275552
							H total de vapor =	-1,611,873	BTU/hr	H total de líquido = -389,128	

H total = -2,001,001 BTU/hr

T=399.2 °F	PM Peso Molecular (lb/lbmol)	Y1 (lbmol/hr)	H° (298 K) [BTU/lb]	SCpdT [BTU/lb]	H reducida (BTU/lb)	H vap (BTU/lb)	H del vapor Por Componente (BTU/hr)	ΔH vap (BTU/lb)	H liquido (BTU/lb)	Lc1 (lbmol/hr)	H del liquido por componente (BTU/hr)
CO2	44.01	3.25	-3847	39.8	-0.014	-3807	-544318	----	----	----	----
Agua	18.015	1.06	-5775	81.1	-0.146	-5694	-109108	828	-6522.0	0.35	-41661
Heptano	100.204	1.04	-806	87.7	-0.903	-719	-75158	93	-812.2	0.12	-9390
Octano	114.231	0.79	-786	87.5	-1.092	-700	-62864	103	-802.8	0.14	-12893
Nonano	128.258	0.73	-767	87.4	-1.225	-681	-63506	108	-789.5	0.20	-20258
Decano	142.285	0.32	-754	87.3	-1.475	-668	-30565	111	-779.4	0.14	-15764
Undecano	156.312	0.34	-744	87.0	-1.775	-659	-34572	114	-773.0	0.20	-29459
Dodecano	170.338	0.54	-734	86.9	-2.050	-649	-59666	116	-764.9	0.62	-80699
Tridecano	184.365	0.47	-728	87.2	-2.363	-643	-55455	117	-759.4	0.81	-112935
Tetradecano	198.392	1.31	-720	87.3	-2.687	-636	-165576	117	-752.6	3.79	-565235
							H total de vapor =	-1,200,789	BTU/hr	H total de líquido = -888,293	

H total = -2,089,082 BTU/hr

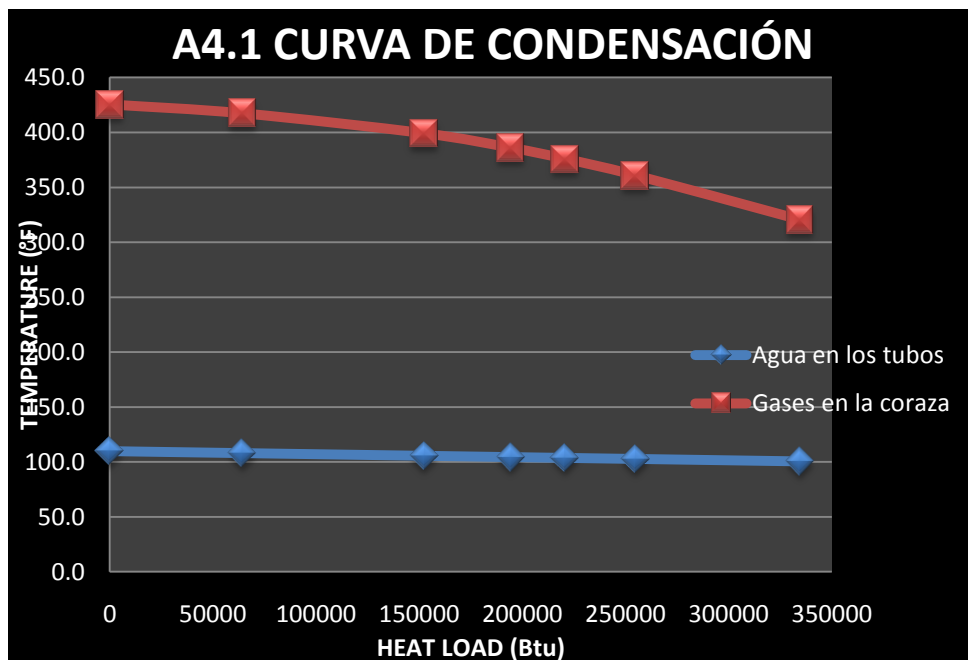
La carga térmica en el intervalo es:

$$q_{417.4\text{ °F} - 399.2\text{ °F}} = -2,001,001 - (-2,089,082) = 88,082 \text{ BTU/hr}$$

Se realizan los cálculos equivalentes para los demás intervalos y obtenemos la tabla de la carga calorífica en todo el rango de condensación. Los resultados se muestran en la siguiente tabla.

Tabla A4.4 Carga calorífica para el rango entero de condensación								
T vapor (°F)	H total (BTU/hr)	q=ΔH (BTU/hr)	Δt (°F) del agua de enfriamiento	T (°F) del agua de enfriamiento	Δt promedio	q/Δt	q (BTU/hr) acumulativo	
425.5	-1936754	64247	1.79	109.8			0	
417.4	-2001001	88082	2.46	108.0	312.5	206	64247	
399.2	-2089082	41894	1.17	105.6	301.4	292	152329	
386.1	-2130976	26487	0.74	104.4	287.7	146	194223	
376.0	-2157463	34072	0.95	103.7	277.0	96	220710	
361.1	-2191535	79734	2.23	102.7	265.3	128	254781	
320.6	-2271269			100.5	238.7	334	334516	
Q condensación = Σq =		334,516	BTU/hr		ΣUA = Σ q/Δt		1,201	BTU/hr°F

La curva de condensación (Temperatura Vs Carga de calor acumulado) se muestra en la siguiente figura A4.1.



El valor de la diferencia de temperatura media de condensación se calcula:

$$\Delta t = \frac{\sum q}{\sum UA} = \frac{334,516 \text{ BTU/hr}}{1,201 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F}} = 278^\circ\text{F}$$

Se observa claramente que los gases condensan siguiendo una curva de condensación que difiere de una línea recta, cuando la curva se acerca a una línea recta el ΔT se acerca al valor de LMTD (promedio logarítmico de temperaturas).

Apéndice A5

Temperatura de diseño del enfriador de aire

Establecer la temperatura de diseño en el enfriador de aire es muy importante, debido a que si se establece una temperatura demasiado alta, el equipo estará sobrediseñado para operar a temperaturas más bajas, además de que las dimensiones, peso así como la inversión en el equipo serán mayores; por otra parte una temperatura demasiado pequeña provocará que el equipo no sea capaz de proporcionar el enfriamiento adecuado.

La forma de establecer la temperatura de diseño para un enfriador de aire se puede encontrar en la referencia libre (Véase Ref. 41), estos métodos establecen la temperatura de diseño en una localidad determinada en base a datos del clima obtenidos en esa localidad.

El problema en la planta móvil se debe esta debe estar diseñada para operar en distintos lugares del territorio nacional por lo que la distribución de temperaturas puede ser muy amplia como se muestra en la figura A5.1.

Podemos ver en la figura A5.2, que la temperatura de una zona varía a lo largo del día, es importante considerar esto debido a que la planta modular operará durante varias horas al día. Dado que las temperaturas más bajas se tienen en la tarde y en la mañana, la cantidad de aire requerido para enfriamiento en este horario será menor, aunque finalmente esto depende del clima de la localidad.

El registro de la temperatura máxima y mínima por mes del territorio mexicano y del distrito federal para el año de 2009 se presenta en la tabla A5.1.

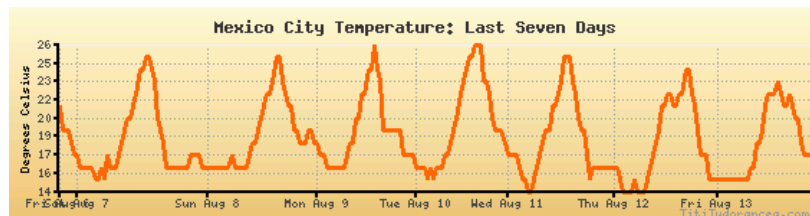


Figura A5.1 Distribución de temperaturas en México, Referencia 45.

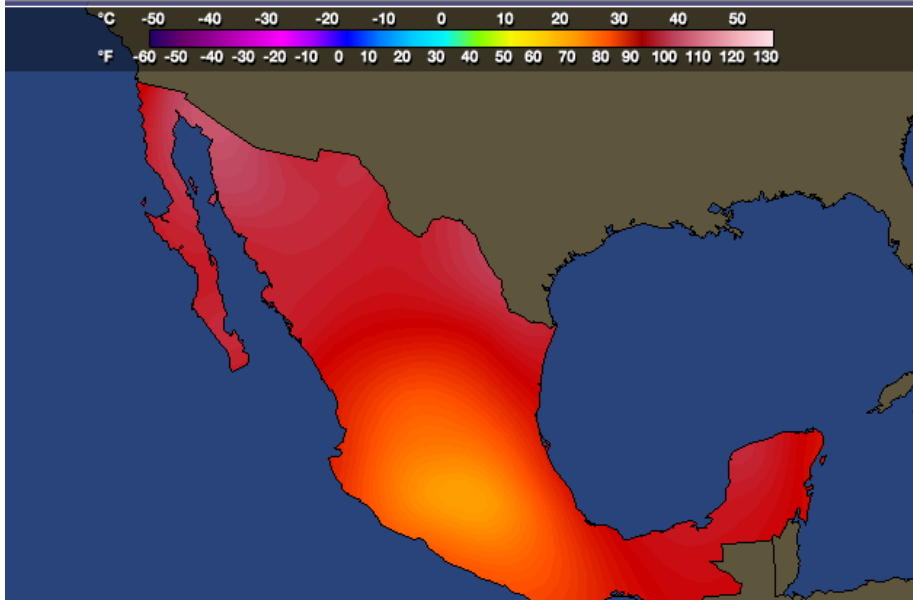


Figura A5.2 Registro de temperaturas en los días de una semana, referencia 46.

Tabla A5.1 Referencia 45																							
Registro comparativo del clima																							
Ciudad de México vs. Promedios de México																							
Jan	Feb	Mar	Apr	May	Jun	Jul	Aug	Sep	Oct	Nov	Dec												
53	63	48	61	38	54	39	54	45	55	59	61	68	68	65	67	72	72	64	68	59	64	51	65
21	25	23	26	25	28	27	30	27	32	26	32	24	31	24	32	23	30	23	29	22	27	22	25
7	13	8	13	10	15	13	17	13	20	14	22	14	22	14	22	14	21	12	19	8	15	7	13
<p>[Temperaturas promedio máxima y mínima en °C] [Humedad del aire (porciento)]</p>																							

Con los datos de la tabla A5.1 se puede ver que el valor máximo de temperatura se obtiene en el mes de Mayo y Junio siendo de 32 °C ~ 90 °F, este valor será el considerado para el diseño del enfriador de aire.

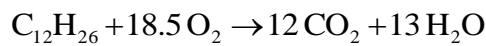
Apéndice A6

Combustión para tanque de fusión de plástico

Composición en de los gases de combustión

El combustible utilizado es el diesel El combustible utilizado será diesel (conocido también como fuel oil # 2 [Ref. 50]) de 45 ° API con poder calorífico (PC) de 11,000 kcal/kg [Ref. 49]. La fórmula química correspondiente del diesel se toma como $C_{12}H_{26}$.

Para la reacción a combustión completa se tiene la siguiente ecuación química balanceada.



El balance de masa por mol de combustible se resume en la siguiente tabla.

Mol de $C_{12}H_{26}$ =	1	moles
Masa de $C_{12}H_{26}$ =	170	gramos
mol de O_2 =	18.5	moles
Masa de O_2 =	592	gramos

El oxígeno es proporcionado por el aire. El aire es una mezcla de varios componentes y su composición se simplifica a la presencia de oxígeno (O_2) y nitrógeno (N_2), y se muestra en la tabla siguiente.

O_2	21	mol
N_2	79	mol
O_2	672	gramos
N_2	2212	gramos
masa de aire	2884	gramos

Con estos datos se pueden obtener las razones en masa de oxígeno/aire y aire/combustible para la combustión completa. Los resultados son:

$$\frac{\text{masa de } O_2}{\text{masa de aire}} = \frac{672g}{2884g} = 0.23$$

$$\frac{\text{masa de aire}}{\text{masa de } C_{12}H_{26}} = \frac{\text{masa de } O_2}{\text{masa de } C_{12}H_{26} \times \left[\frac{\text{masa de } O_2}{\text{masa de aire}} \right]} = \frac{592g}{170g \times 0.23} = 14.95$$

Para el cálculo de la razón de aire/combustible para un 15% de exceso de aire tenemos que:

$$\left[\frac{\text{masa de aire}}{\text{masa de } C_{12}H_{26}} \right]_{15\% \text{ de exceso}} = \left[\frac{\text{masa de aire}}{\text{masa de } C_{12}H_{26}} \right] + 0.15 \times \left[\frac{\text{masa de aire}}{\text{masa de } C_{12}H_{26}} \right]$$

$$\left[\frac{\text{masa de aire}}{\text{masa de } C_{12}H_{26}} \right]_{15\% \text{ de exceso}} = 14.95 + 0.15 \times 14.95 = 17.19$$

Con el balance estequiométrico y las relaciones de masa calculadas se obtiene la siguiente tabla que muestra el balance y la composición de los gases generados en la combustión

Compuesto	Peso Molecular	Masa inicial	Masa consumida en la reacción	masa generada en la reacción	Masa al final de la reacción	Moles al final de la reacción	X (fracción mol final)
CO_2	44	0	0	528	528	12	0.11
H_2O	18	0	0	234	234	13	0.12
N_2	28	2241	0	0	2241	80	0.74
O_2	32	681	592	0	89	2.8	0.03
Aire (N_2+O_2)	29	2922	592	0	2330	83	0.77
$C_{12}H_{26}$	170	170	170	0	0	0	0

Debido a que son temperaturas elevadas de combustión se considera que todo el oxígeno reacciona con el nitrógeno para producir NO_2 , el resultado de las composiciones se resume en la siguiente tabla:

Compuesto	PM	moles	fracción mol	fracción masa	Masa (gr)
CO_2	44	12	0.11	0.17	4.96
H_2O	18	13	0.12	0.08	2.20
N_2	28	79	0.74	0.71	20.69
NO_2	46	2.8	0.03	0.04	1.20
Mezcla total	29	106	1.00	1.00	29.05

Balance de energía en el tanque de fusión

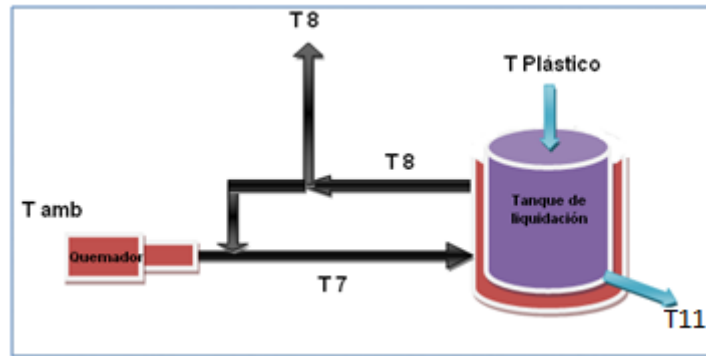


Figura A6.1. Esquema del tanque de fusión que muestra las temperaturas en las distintas corrientes.

Para obtener las ecuaciones para el cálculo de las temperaturas se genera un balance de energía en torno al quemador y un balance de energía global en el tanque de fusión de plásticos.

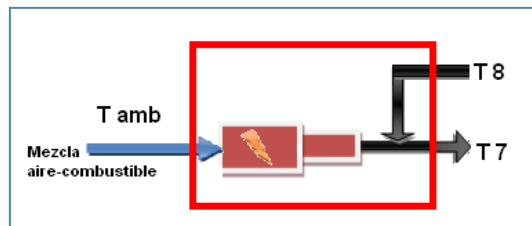


Figura A6.2. Esquema del quemador utilizado en el tanque de liquidación

La ecuación general de balance de energía en el quemador es:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor liberado} \\ \text{por el quemador} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor absorbido por la} \\ \text{mezcla aire - combustible} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor absorbido por el} \\ \text{aire de recirculación} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor perdido} \\ \text{en los alrededores} \end{array} \right\}$$

La ecuación que resulta de llevar a cabo este balance se obtiene en la siguiente ecuación:

$$W_{comb} \times PC = W_{comb} \times (1+r) \times Cp \times (T_7 - T_{amb}) + Wr \times Cp \times (T_7 - T_8) + 0.02 \times W_{comb}$$

Donde :

W_{comb} = Flujo de combustible en [lb/hr]

W_r = Flujo de gases recirculados al quemador [lb/hr]

PC = Poder calorífico del combustible [BTU/lb]

r = Razón aire/combu stile con 15 % de exceso de aire

C_p = Capacidad calorífica de los productos de combustión y aire [BTU/lb°F]

T_7 = Temperatura de los gases a la salida del quemador [°F]

T_{amb} = Temperatura de entrada del aire y combustible del quemador [$\approx 80^\circ\text{F}$]

T_8 = Temperatura de los gases a la salida de los tanques de liquidación [°F]

El balance global de transferencia de calor viene dado por:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor absorbido} \\ \text{por el tanque de} \\ \text{fusión} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor liberado en} \\ \text{el quemador} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor perdido hacia} \\ \text{los alrededores} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor Sensible de la mezcla} \\ \text{de gases desde la entrada} \\ \text{a la salida del sistema del} \\ \text{tanque de fusión} \end{array} \right\}$$

El calor absorbido del tanque de fusión depende del coeficiente de transferencia de calor (U) y el área de transferencia (A), que son propios del diseño del tanque.

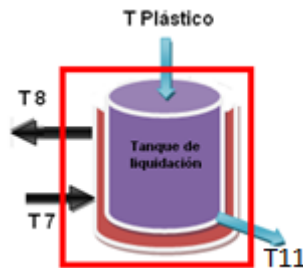


Figura A6.3. Esquema de tanque de fusión de plástico.

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor absorbido en} \\ \text{el tanque de liquidación} \end{array} \right\} = U \times A \times \frac{(T_7 - T_{11}) - (T_8 - T_{\text{plástico}})}{\text{Ln} \left[\frac{(T_7 - T_{11})}{(T_8 - T_{\text{plástico}})} \right]}$$

Donde :

U = Coeficiente global de transferencia de calor [BTU/hrf²°F]

A = Área de transferencia en el tanque de liquidación [ft²]

T_7 = Temperatura a de los gases a la salida del quemador [°F]

T_{11} = Temperatura del plástico a la salida del tanque de liquidación

(Correspondiente a la temperatura de fusión del plástico)[°F]

T_8 = Temperatura de los gases saliendo del tanque de liquidación [°F]

$T_{\text{plástico}}$ = Temperatura del plástico a la entrada del tanque de liquidación [$\approx 80^\circ\text{F}$]

La ecuación se que se obtiene de este balance global es:

$$U \times A \times \frac{(T_7 - T_{11}) - (T_8 - T_{plástico})}{\ln \left[\frac{(T_7 - T_{11})}{(T_8 - T_{plástico})} \right]} = W_{comb} \times PC - 0.02 \times W_{comb} - W_{comb} \times (1+r) \times Cp \times (T_8 - T_{amb})$$

Donde :

W_{comb} = Flujo de combustible en [lb/hr]

PC = Poder calorífico del combustible [BTU/lb]

r = Razón Aire/combustible con 15 % de exceso de aire

Cp = Capacidad calorífica de los productos de combustión y aire [BTU/lb°F]

T_{amb} = Temperatura de entrada del aire y combustible del quemador [≈ 80 °F]

T_8 = Temperatura de los gases a la salida de los tanques de liquidación [°F]

De los balances de energía realizados se obtienen dos ecuaciones que nos permiten el cálculo de las temperaturas en las corrientes del gas de combustión.

Del balance del quemador se puede despejar el valor de T_7 obteniendo:

$$T_7 = \frac{W_{comb} \times \{0.98PC + Cp \times T_{amb} \times (1+r)\} + W_r \times Cp \times T_8}{\langle W_{comb} \times (1+r) \times Cp \rangle + \langle W_r \times Cp \rangle} \quad [\text{Ecuación A5.1}]$$

Del balance global, se despeja el valor de T_8 , obteniendo la segunda ecuación:

$$T_8 = \frac{W_{comb} \times \{0.98 \times PC + Cp \times T_{amb} \times (1+r)\} - U \times A \times \left\{ \frac{(T_7 - T_{11}) - (T_8 - T_{plástico})}{\ln \left[\frac{(T_7 - T_{11})}{(T_8 - T_{plástico})} \right]} \right\}}{W_{comb} \times Cp \times (1+r)} \quad [\text{Ec. A5.2}]$$

Cálculo de las propiedades de los gases de combustión

El cálculo de las propiedades de la mezcla de gases de combustión se obtiene de las reglas de mezclado:

Para la conductividad se hace uso de la siguiente relación [pp.322 Ref.32]:

$$k = \sum_i X_i \times k_i$$

k_i = Conductividad térmica del componente i

X_i = Fracción masa del componente i

k = Conductividad térmica de la mezcla de gases

Para la capacidad calorífica tenemos la relación:

$$C_p = \sum_i X_i \times C_{pi}$$

C_{pi} = Capacidad calorífica del componente i

X_i = Fracción masa del componente i

C_p = Capacidad calorífica de la mezcla de gases

Para el caso de la viscosidad se usa la relación [pp. 122 Ref. 33]:

$$\mu = \frac{\sum Y_i \times \mu_i \times PM_i^{0.5}}{\sum Y_i \times PM_i^{0.5}}$$

μ_i = Viscosidad del componente i (cp)

Y_i = Fracción mol del componente i

PM_i = Peso molecular del componente i

μ = viscosidad de la mezcla (cp)

Las propiedades se obtienen para la temperatura de combustión de los gases (1887 °C) los datos obtenidos se resumen en la tabla A6.5

Tabla A6.6

Componente	*Capacidad calorífica (Cp) [J/(kmol)(K)]	**Conductividad térmica (k) [BTU/(hr)(ft ²)(°F/ft)]	***Viscosidad (μ) [cp]
CO ₂	61,108	0.099	0.082
H ₂ O	50,186	2.239	0.081
N ₂	36,155	0.089	0.082
NO ₂	57,943	0.086	0.101
Mezcla	41,185	0.297	0.083

* Tabla 2-198 de la Ref. 30

** Tabla 5 de la Ref. 29

*** Figura 15 de la Ref. 29

Apéndice A7

Espacios entre equipos

La siguiente gráfica es obtenida de la Ref. 53, muestra las dimensiones entre los equipos en una planta química, las dimensiones se encuentran expresadas en pies (ft).

