



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN  
INGENIERÍA

APLICACIÓN DE LA INGENIERÍA  
CONCURRENTE EN LA ETAPA INTERMEDIA  
DE INGENIERÍA BÁSICA PARA UNA PLANTA  
PRODUCTORA DE QUEROSENO A PARTIR  
DE DESECHOS PLÁSTICOS Y ACEITES  
GASTADOS, EMPLEANDO MODELOS  
ELECTRÓNICOS TRIDIMENSIONALES

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

**MAESTRO EN INGENIERÍA**

SISTEMAS-INGENIERÍA Y ADMINISTRACIÓN DE  
PROYECTOS

**P R E S E N T A :**

**ALBERTO ALIAS MARÍN**

**TUTOR**

**M.I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMIREZ**



MÉXICO, D.F.

2013



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

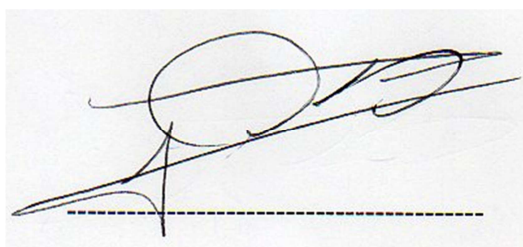
**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: **Dr. Fernando Barragán Aroche**  
Secretario: **Ing. Celestino Montiel Maldonado**  
Vocal: **M.I. Isaías Alejandro Anaya Durand**  
1<sup>er.</sup> Suplente: **M.C. Jorge Luis Aguilar González**  
2<sup>d o.</sup> Suplente: **M.I. José Antonio Ortiz Ramírez**

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: Facultad de Química, UNAM

**TUTOR DE TESIS:**

**M.I. José Antonio Ortiz Ramírez**

A handwritten signature in black ink on a white background. The signature is stylized and cursive, with a large circular flourish at the beginning. Below the signature, there is a horizontal dashed line.

## **Agradecimiento**

### **A mis padres**

Por el apoyo brindado y la ayuda de llegar hasta aquí.

### **A mis hermanos**

Por la confianza y alegría que me han brindado.

### **A mis amigos**

Por su amistad ilimitada y sincera.

Al M.I. José Antonio Ortiz por confiar en mí, por tenerme la paciencia necesaria y por permitirme conocer a una persona con calidez humana y profesional.

A todos los que contribuyeron para mi formación profesional.

Agradezco al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT), por el apoyo económico para el desarrollo completo del posgrado.

## Tabla de contenido

Lista de acrónimos.....	1
1. Introducción.....	2
2. Objetivos.....	6
3. Evaluación de la tecnología.....	7
3.1 Método y sistema continuo para sintetizar gasolina, queroseno y diesel a partir de residuos plásticos.....	7
3.2 Método y sistema para convertir residuos plásticos en combustibles .....	9
3.3 Dispositivo de reconversión de combustible mediante residuos plásticos .....	11
3.5 Método y aparato para producir combustible a partir de residuos plásticos .....	14
3.6 Diesel a partir de desechos plásticos. Tecnología Cynar .....	16
3.7 Proceso y aparato para la manufactura de combustible líquido a partir de residuos plásticos y de refinería.....	17
3.8 JBI Plastic2Oil technology.....	19
3.9 GenAgain Technologies, Inc.....	20
3.10 Polyflow Technology.....	22
3.1 Kurata systems .....	23
4. Ingeniería básica.....	33
4.1 Estudio de mercado.....	33
4.1.1 Producto.....	33
4.1.2 Consumo, áreas de aplicación .....	33
4.1.3 Demanda .....	36
4.1.4 Oferta .....	38
4.1.5 Precio.....	39
4.1.6 Competencia .....	40
4.2 Localización de la planta.....	41
4.3 Bases de diseño.....	49
4.3.1 Función del proceso .....	49
4.3.2 Materias primas.....	49
4.3.3 Capacidad.....	49
4.3.4 Productos.....	50
4.3.5 Localización de la planta.....	50

4.3.6 Operación de la planta .....	51
4.3.7 Almacenamiento .....	51
4.3.8 Servicios auxiliares .....	51
4.3.9 Combustibles.....	52
4.3.10 Energía eléctrica.....	52
4.3.11 Comunicaciones .....	52
4.3.12 Normatividad .....	53
4.4 Criterios de diseño.....	54
4.4.1 Enfriadores con aire.....	54
4.4.2 Tanque de fundición .....	55
4.4.3 Condensador.....	55
4.4.4 Tanques de almacenamiento.....	56
4.4.5 Bombas y tuberías.....	57
4.5 Descripción del proceso.....	58
4.6 Hojas de datos de equipos de proceso.....	60
5. Ingeniería concurrente.....	71
5.1 Entendiendo la ingeniería concurrente .....	71
5.2 Planeación del proyecto.....	73
5.3 Administración del riesgo .....	73
5.4 Alcance progresivo .....	74
5.5 Cambios mayores necesarios para incorporar la ingeniería concurrente .....	75
5.6 Comparación de los roles de proyecto en el esquema convencional con respecto a la ingeniería concurrente .....	76
6. Modelo electrónico.....	78
7. Análisis de resultados.....	101
8. Conclusiones y recomendaciones.....	107
Referencias bibliográficas .....	108
Apéndice .....	110
1.0 Diseño de los equipos de proceso .....	110
1.1 Tanque de fusión del plástico .....	110
1.2 Determinación de la temperatura media ponderada .....	123
1.3 Diseño del condensador.....	129

I.4 Air Cooler .....	137
I.5 Tanques de almacenamiento. ....	145
I.6 Matriz de espaciado de los equipos de proceso. ....	156
I.7 Dimensiones de plataformas, escaleras. ....	158

## Lista de acrónimos

ANSI	American National Standard Institute.
API	American Petroleum Institute.
ASME.	American Society of Mechanical Engineers.
ASTM	American Society for Testing Materials.
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso.
DTI	Diagrama de tubería e instrumentación.
EPA	Environmental Protection Agency.
FBP	Final Boiling Point.
IBP	Initial Boiling Point.
ISA	Instrument Society of America.
ISO	International Standard Organization.
LPG	Liquefied petroleum gas.
MBD	Miles de barriles por día.
MEBI	Modelos Electrónicos Bidimensionales Inteligentes.
METI	Modelos Electrónicos Tridimensionales Inteligentes.
MON	Motor Octane Number.
NEMA	National Electrical Manufacturers Association.
NFPA	National Fire Protection Association.
NOM	Normas Oficiales Mexicanas.
NPSH	Network Positive Suction Heat
PEAD	Polietileno de alta densidad
PEBD	Polietileno de baja densidad.
PEMEX	Normas De Petróleos Mexicanos.
PET	Poli etilén tereftalato.
PVC	Policloruro de vinilo.
RON	Research Octane Number.
RSU	Residuos sólidos urbanos.
SENER	Secretaría de Energía.
TEMA	Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc.



## **1. Introducción**

Una de las preocupaciones de la sociedad actual es el destino de los residuos que impactan los ciclos naturales del suelo y mantos acuíferos. El problema de la degradación del medio se está agravando en México pese a las normas de protección que para el efecto se establecieron.

### **Aceites gastados**

Los aceites son productos de uso cotidiano en la industria, en los servicios de transporte de bienes y personas y, en los hogares. La industria emplea los aceites en gran variedad de equipos, maquinarias y procesos para cumplir las funciones de lubricación, transferencia de calor y energía, aislamiento eléctrico y como materia prima; en el transporte y en los hogares se utiliza principalmente como lubricante y equipo hidráulico para la transferencia de energía. Los aceites para satisfacer estas funciones deben poseer propiedades específicas que se obtienen al mezclar aceites básicos y aditivos.

El problema principal de los aceites gastados reside en su destino final ya que tradicionalmente los han vertido o depositado en forma clandestina en terrenos baldíos, drenajes o directamente a cuerpos de agua.

El aceite gastado es uno de los residuos más contaminantes que existen en el planeta, principalmente por su elevado contenido en metales pesados y su baja biodegradabilidad. Su vertido es capaz de contaminar tanto el suelo como las aguas superficiales y subterráneas, afectando gravemente a la fertilidad del suelo imposibilitando el cultivo, es tan nocivo para el medio ambiente que tan solo dos litros de este residuo es capaz de contaminar un millón de litros de agua potable. Si los aceites usados se echan al mar, los compuestos hidrocarbonados pueden perdurar entre 10 y 15 años flotando sobre las aguas. Sin embargo, este poder contaminante se puede evitar si el aceite usado es extraído, almacenado y tratado adecuadamente.

### **Residuos plásticos**

Los residuos plásticos contaminan no sólo el suelo sino el agua presente. Los plásticos, cuando no son desechados adecuadamente, pueden causar la muerte de algunos animales que los confunden con comida, como ha ocurrido con las tortugas marinas, y

también puede suceder que se quedan atrapados en ellos, como es el caso de algunas aves que se enredan en los arillos de plástico usados para empacar latas de aluminio.

### **Ingeniería concurrente**

Hoy en día las compañías están sometidas bajo la presión de introducir rápidamente nuevos productos al mercado debido a que la vida de los productos es corta. Como resultado las organizaciones no pueden darse la libertad de desarrollar el trabajo de manera secuencial.

La ingeniería concurrente, reemplaza el enfoque tradicional secuencial de diseño y fabricación de producto por un enfoque simultáneo en paralelo, con menos procesos vinculados en serie. El concepto de ingeniería concurrente acelerará el desarrollo del producto, sin embargo, viene acompañado de serios y potenciales riesgos en los costos.

### **Ingeniería básica**

Una de las partes esenciales para la realización de un proyecto es la ingeniería básica, donde quedarán reflejados definitivamente todos los requerimientos de usuario, las especificaciones básicas, el cronograma de realización y la valoración económica.

La ingeniería básica abarca principalmente los siguientes aspectos:

- Bases de diseño.
- Balance de materia y energía.
- Diagrama de flujo de proceso.
- Plano de localización general.
- Diagrama de tubería e instrumentación.
- Dimensionamiento de los equipos.
- Especificación de los efluentes.
- Definición de control y los dispositivos de seguridad.
- Y, en general, todos los estudios básicos necesarios para apoyar un paquete de diseño de ingeniería básica que contiene todos los datos necesarios para que un contratista competente pueda realizar la ingeniería de detalle.

## **Modelos electrónicos**

Como es de esperarse, toda empresa que pretenda obtener una posición entre las mejores del mundo debe estar a la altura en todos los aspectos, ello incluye recursos humanos y materiales.

Para un control eficiente y confiable de los procesos productivos, es necesario contar con sistemas y equipos con tecnología de vanguardia, de ahí la importancia que tiene la elaboración de modelos electrónicos bidimensionales y tridimensionales, que satisfagan los requerimientos actuales, unificando criterios y aprovechando la experiencia en las diversas áreas en este tipo de desarrollo.

Con los modelos electrónicos se facilita el análisis, diseño, construcción, simulación y la representación física tridimensional de los cambios o posibles modificaciones que surjan con relación a sus instalaciones. Esto permite, de manera clara y sencilla, la representación y, por tanto, el entendimiento de cualquier propuesta de mejora, garantizando la calidad de los trabajos que se entreguen.

Adicionalmente los modelos electrónicos tridimensionales permiten:

- Realizar recorridos virtuales.
- Detectar y reportar inconsistencias, interferencias o choques entre elementos.
- Modelar los espacios reservados para áreas de acceso, operación y mantenimiento, entre otros.

En el siguiente trabajo de tesis realizaremos algunas de las etapas de la ingeniería básica de una planta de producción de queroseno a partir de residuos plásticos y aceites gastados, que incluyen los siguientes entregables:

- Estudio de mercado.
- Localización de la planta.
- Bases de diseño.
- Criterios de diseño.
- Diagrama de flujo de proceso.
- Hojas de datos de equipo de proceso.

Los entregables anteriores constituyen una etapa intermedia de la ingeniería básica y se consideran suficientes para iniciar la generación del modelo electrónico.

Lo anterior se abordará, en primera instancia con una selección y evaluación de la tecnología seguida de la localización de la planta y el estudio de mercado para el queroseno. Posteriormente se inicia el cálculo de balance de materia y energía, diagrama de flujo de proceso, el diseño de los equipos, hojas de datos, etc. Esta etapa es importante debido a que no todas las actividades que se desglosan se realizan de manera secuencial. Una vez finalizado el balance de materia y energía se inicia el diseño de los equipos, el cual se llevará a cabo de forma simultánea con la construcción del modelo tridimensional mediante el software de Autocad Plant 3D, de manera que al terminar el diseño de uno o varios equipos, mediante una matriz de espaciado de los mismos y junto con la ayuda del diagrama de flujo de proceso, se procede a dibujarlos en el software antes mencionado con la finalidad de que se detecten discrepancias individuales y de ser significativas volver al rediseño de los equipos con tal de eliminarlas.

La construcción del modelo electrónico y los cálculos de los equipos, tuberías y hojas de datos finalizarán de manera simultánea, ahorrándose así tiempo significativo en comparación con el caso en que estas actividades se hubiesen realizado de manera secuencial.

## 2. Objetivos

### Objetivo general

En este trabajo se buscará integrar las metodologías más recientes para la ejecución de proyectos de ingeniería en plantas químicas que permitan el término de los mismos en menor tiempo, con menor costo y satisfaciendo plenamente la calidad esperada por el cliente.

### Objetivos específicos

1. Ejemplificar con un caso de estudio de actualidad, las ventajas de la ingeniería concurrente.
2. Seleccionar un caso de estudio que contribuya a resolver problemas ambientales relacionados con los desechos plásticos y los aceites gastados.
3. Aplicar herramientas de última generación para la ejecución del proyecto, como es el caso de los modelos tridimensionales.
4. Evaluar los resultados desde el punto de vista de la ingeniería de proyectos.

### Hipótesis

El uso de la metodología de ingeniería concurrente en el desarrollo de la ingeniería de un proyecto para una planta química, permite disminuir los costos y el tiempo de ejecución sin afectar la calidad del proyecto, sino incluso mejorándola.

### Justificación

En la actualidad la gran mayoría de las empresas enfrentan el reto de tener que reducir el tiempo para la ejecución de los proyectos, además por la gran competitividad que existe también necesitan estrategias que les permitan abatir sus costos sin menoscabo de la calidad y de la utilidad, por lo que requieren de manera urgente la implementación de los métodos y herramientas más modernos para superar los retos.

### **3. Evaluación de la tecnología**

Hoy en día dado el colosal desarrollo de la tecnología para la producción de querosenos, muchos procesos, fines, metas, etc., que anteriormente eran considerados imposibles, se están concretando de manera exitosa. El problema de los residuos plásticos ya no se resume en la cuestión de qué hacer con ellos, sino qué alternativa de todas las que existen es la más viable para aprovecharlos y obtener un producto de mayor valor agregado.

En la selección de la tecnología no solo consideramos la que represente el menor valor económico en lo que a inversión y costo de equipo se refiere, sino que se considera una serie de requisitos necesarios y que integralmente hacen que sea una tecnología viable, que cumpla con el objetivo principal que en este caso es la producción de un combustible y que además la cuestiones de seguridad, riesgos ambientales, costos, disponibilidad de materia prima, valor de subproductos, etc. sean solventados cabalmente.

Para seleccionar la tecnología adecuada para la producción de queroseno, se realizó una recopilación de diferentes tecnologías que procesan los residuos plásticos para producir algún combustible como: gasolina, diesel, queroseno, etc.

A continuación se presenta una breve descripción de cada una de las tecnologías consideradas. En la Tabla 3.1 se muestra un resumen de las características esenciales de cada una de las tecnologías y al final los criterios de evaluación así como las ponderaciones y la selección de la tecnología.

#### **3.1 Método y sistema continuo para sintetizar gasolina, queroseno y diesel a partir de residuos plásticos**

**Ho-Jun Kwak, Chang-won shi (Ref. 1).**

Este método comprende los siguientes pasos:

Se lleva a cabo un pre tratamiento consistente en el aplastamiento, clasificación, disolución y eliminación de las impurezas de los residuos plásticos (termoplásticos).

Durante esta etapa se reduce el tamaño de los residuos plásticos, de tal manera que sea fácil de transferir y disolver.

Una vez disuelto el residuo plástico, se transfiere a una unidad para su deshidratación a una temperatura de 150 °C donde se elimina el 10% en peso de agua.

El residuo plástico disuelto y deshidratado se transfiere a un reactor catalítico donde se pone en contacto con un catalizador de níquel o aleaciones de níquel para ser hidrogenado y descompuesto a una temperatura comprendida entre 350°C a 370°C y con un tiempo de residencia de 20 a 30 minutos en el reactor. Mediante este paso, la materia reduce su peso molecular en un nivel de 1/8 a 1/2.

El efluente se introduce a un reactor de craqueo catalítico donde se pone en contacto con un catalizador sólido ácido a base de alúmina ( $\text{SiO}_2 - \text{Al}_2\text{O}_3$ ) proveniente de la unidad de regeneración con la finalidad de fraccionar la alimentación en gasolina, queroseno y diesel a una temperatura comprendida entre 500 °C a 550 °C y a una presión de 10  $\text{kg/cm}^2$ . La corriente fraccionada y el catalizador, son separados a través de un separador. El catalizador separado se envía a una unidad de regeneración, donde se regenera con aire a 670°C, el catalizador empleado en esta unidad está conformado por aleaciones de Ni-Mo.

La corriente gaseosa se envía a una unidad de fraccionamiento para separarlo en sus respectivos cortes: gasolina, queroseno (160-200°C) y diesel (240-320°C). La gasolina obtenida de la parte superior de la columna es enviada a una unidad de reformación catalítica a una temperatura de 90 a 120 °C en la que se pone en contacto con un catalizador ácido ( $\text{HCl}$ ,  $\text{AlCl}_3$  o  $\text{SbCl}_3$ ), el cual induce la formación del doble enlace en los compuestos constituyentes de la gasolina y contribuye a incrementar el índice de octano de la misma a 93-96. Las fracciones de queroseno y diesel son sometidas a una etapa de refinación donde se mezclan con una solución ácida ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) y una básica ( $\text{NaOH}$ ) y después almacenadas en tanques de almacenamiento para su utilización.

En la figura 3.1 se puede apreciar un diagrama de bloque de la tecnología descrita

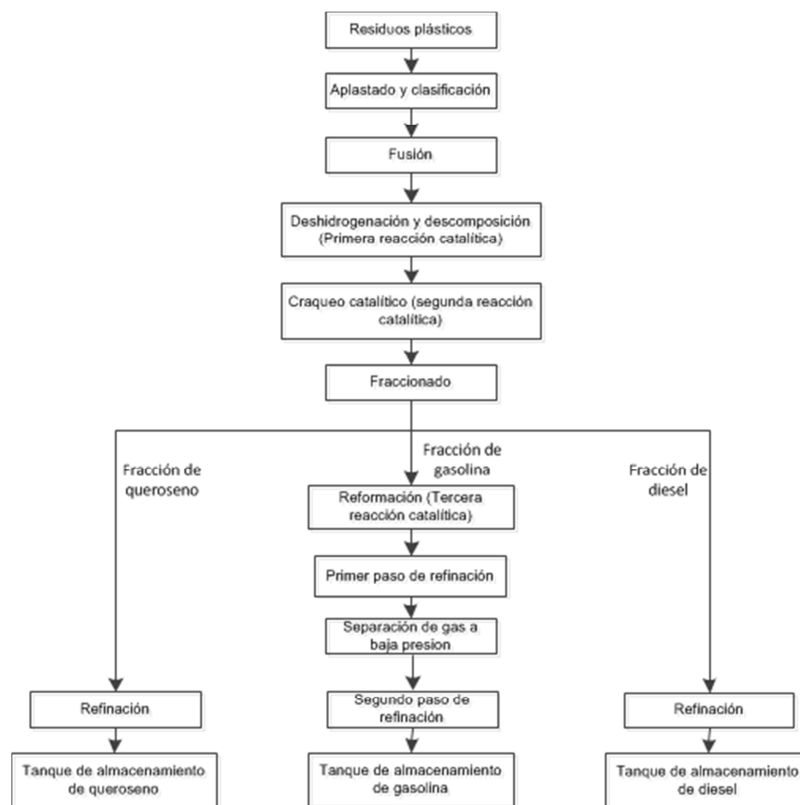


Figura 3.1 Método y sistema continuo para sintetizar gasolina, queroseno y diesel a partir de residuos.

### 3.2 Método y sistema para convertir residuos plásticos en combustibles

Tianfu Jiang, Zao Jun Xi Li (Ref. 2).

Los plásticos que son tratados en esta patente son: los residuos sólidos generados en las áreas urbanas e industriales constituidos principalmente por polietileno, polipropileno, PVC, PET y poliestireno.

Los residuos plásticos son sometidos a un proceso de pre tratamiento donde se eliminan los restos metálicos, polvos y aguas por medio de magnetismo y aire.

Los residuos plásticos pre tratados se introducen por medio de pistones hidráulicos a un reactor de cracking térmico a base de titanio que opera a presión atmosférica y a una temperatura que va de 270 a 800°C para obtener productos consistente principalmente por hidrocarburos gaseosos, hidrocarburos líquidos y residuos. El efluente se introduce a otro reactor de cracking térmico de tipo tubular donde los hidrocarburos líquidos se convierten a hidrocarburos gaseosos, mientras que los residuos generados en la unidad anterior y en la presente se transfieren a una unidad de tratamiento de residuos.



Los hidrocarburos gaseosos producidos en las dos unidades de cracking térmico son transferidos a una unidad para la remoción del contenido de ácido clorhídrico. Dicha unidad es diferente a los convencionales, ya que la remoción se lleva a altas temperaturas y con un catalizador elaborado a partir de diversas sustancias alcalinas y elementos metálicos pesados.

Los hidrocarburos gaseosos libres de HCl se transfieren a un reactor de cracking catalítico donde son puestos en contacto con un catalizador ácido para pasar posteriormente por un proceso de enfriamiento de tres etapas con el fin de ser condensados en hidrocarburos líquidos (85%-90% de los hidrocarburos gaseosos).

Los hidrocarburos líquidos pasan a través de un reactor de activación presurizado (0.8-1 atm) para eliminar trazas de S, N y P, y así obtener hidrocarburos limpios. De la misma manera se le agregan aditivos con el fin de incrementar el valor calórico del combustible e incrementar la fluidez. Finalmente el combustible se introduce a una centrifuga para extraer el hidrocarburo purificado. En la figura 3.2 se puede apreciar un diagrama de bloque de la tecnología descrita.

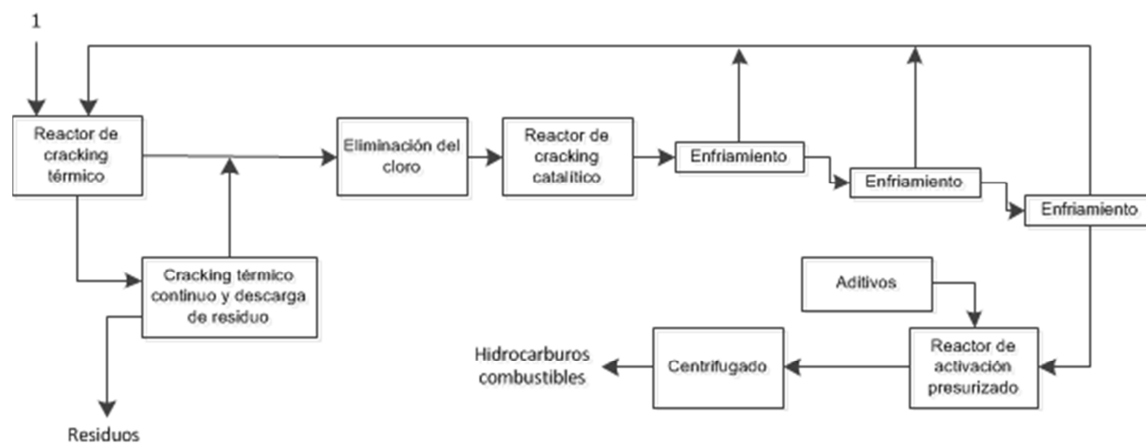


Figura 3.2 Método y sistema para convertir residuos plásticos en combustibles.

### **3.3 Dispositivo de reconversión de combustible mediante residuos plásticos**

**Takeki Yoshimura** (Ref. 2).

La alimentación constituida por polietileno, poliestireno y cloruro de vinilo, se introduce a una unidad de pre procesamiento, donde se separan los materiales de desecho, seguida de una operación de aplastamiento, donde se crean pedazos de tamaño adecuado para su posterior procesamiento, que son lavados y finalmente pasan por un proceso de secado para eliminar el agua contenida en ellos.

El plástico obtenido de la unidad anterior se introduce a un extrusor mediante una cinta transportadora y después se transfiere a una unidad donde se calienta a 300°C y se funde.

Para el caso del PVC, este se introduce a una unidad de procesamiento especial donde se elimina el HCl generado a partir de su fundición.

El efluente del extrusor y de la unidad de procesamiento de PVC se introduce a una unidad de cracking térmico donde los componentes líquidos se transforman en gases a una temperatura de 400°C-500°C. La unidad se somete a una agitación continua para impedir que los residuos plásticos se adhieran en el interior de la pared. Los gases generados a partir del cracking de materias primas distintas de PET; se transfieren a través del condensador para ser licuados y se envían a una unidad de reformación donde se suministra una pequeña cantidad de agua en forma de vapor. El gas generado a partir del cracking de PET contiene ácido tereftálico; se mezcla con el vapor de agua y posteriormente se pone en contacto con un catalizador a base de alúmina sílice u óxido de calcio-zinc en un horno y se calienta a una temperatura de 400-600°C. El efluente se introduce a los condensadores donde se obtiene un condensado que contiene principalmente benceno, ácido benzoico, dióxido de carbono resultados del craqueo del grupo carboxil del ácido tereftálico.

Los gases que son generados en el proceso son muy dañinos si se liberan a la atmósfera por lo que son tratados antes de ser liberados a la misma. En la figura 3.3 se puede apreciar un diagrama de bloque de la tecnología descrita

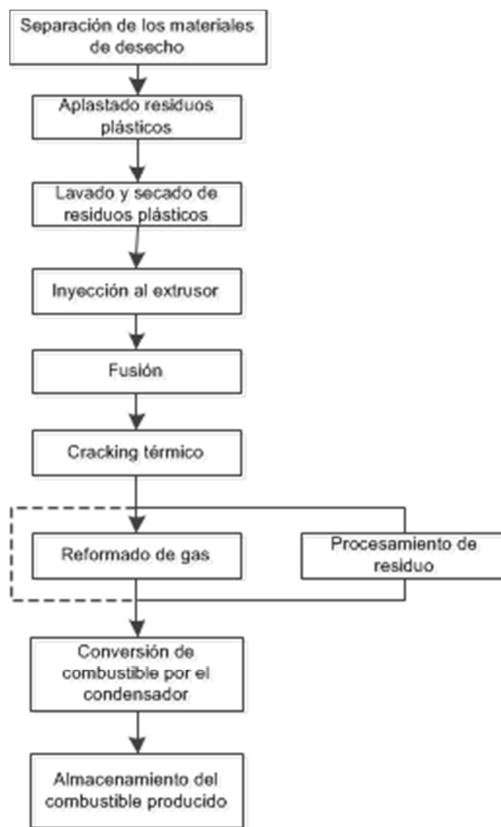


Figura 3.3 Dispositivo de reconversión de combustible mediante residuos plásticos.

### 3.4 Proceso y equipo para el tratamiento de residuos plásticos

Yali Yang (Ref. 2).

La alimentación está conformada por residuos plásticos tales como: polipropileno, polietileno y poliestireno, sin operaciones de limpieza y tratamiento previo. El PVC y otros plásticos que contienen cloro no son tratados por medio de este proceso. La alimentación al reactor se efectúa mediante pistones hidráulicos

El proceso comienza con la adición de los residuos plásticos y una cantidad proporcional de catalizador a un reactor catalítico, donde se calentarán a una temperatura que va de los 280 a 480°C para generar un producto líquido y un efluente gaseoso constituidos por hidrocarburos que van de C<sub>1</sub> a C<sub>20</sub>.

Al efluente gaseoso se le eliminan impurezas sólidas y posteriormente se le hace circular a través de una serie de condensadores, donde se obtiene un condensado compuesto principalmente de hidrocarburos  $C_5$  a  $C_{20}$ . Las partes no condensables ( $C_1$  a  $C_4$ ) se envían a un horno para su quemado.

Al condensado ((alcanos 30-38%, alquenos (45-48%), aromáticos (15-23%), cicloalcano (10,15%)) se le eliminan los restos de agua por medio de la vaporización. El producto se enviará posteriormente a una torre de rectificación donde se separarán los productos ligeros de los pesados. La producción de gasolina que se obtiene es de 52-58% con un índice de octano de 78 (MON) y 86-88(ROD), el diesel cuyo corte oscila entre los 200-360°C, se obtiene con un rendimiento de 42-48%.

Los productos obtenidos de la torre se enviarán por separado a tanques de mezclado donde se le adicionará un catalizador a temperatura ambiente, con el fin de mejorar la estabilidad del producto contra la oxidación.

El catalizador está constituido de un soporte a base de sílica y una mezcla de componentes activo, los cuales contienen la siguiente fórmula:  $A_aB_bAl_cM_dNa_eCa_fFe_gO_x$ .

Donde A es seleccionado a partir del grupo formado por el potasio, bario, fósforo, vanadio, cromo y elementos de tierras raras y sus mezclas, B es seleccionado del grupo formado por el molibdeno, níquel, germanio, platino y sus mezclas, M es tungsteno, a varía de 25 a 26.5%, b varía de 36 a 37.5%, c varía de 7.2 a 9%, d varía de 1.14 a 1.55%, e de 1.75 a 2.15%, f de 2.4 a 2.8%, g de 2.42 a 3.20% y x es el peso sigma del átomo de oxígeno requerido para enlazar las valencias de todos los componentes en el catalizador y donde el contenido de sílica en el catalizador oscila de los 20 a 35% en peso. En la figura 3.4 se puede apreciar un diagrama de bloque de la tecnología descrita.

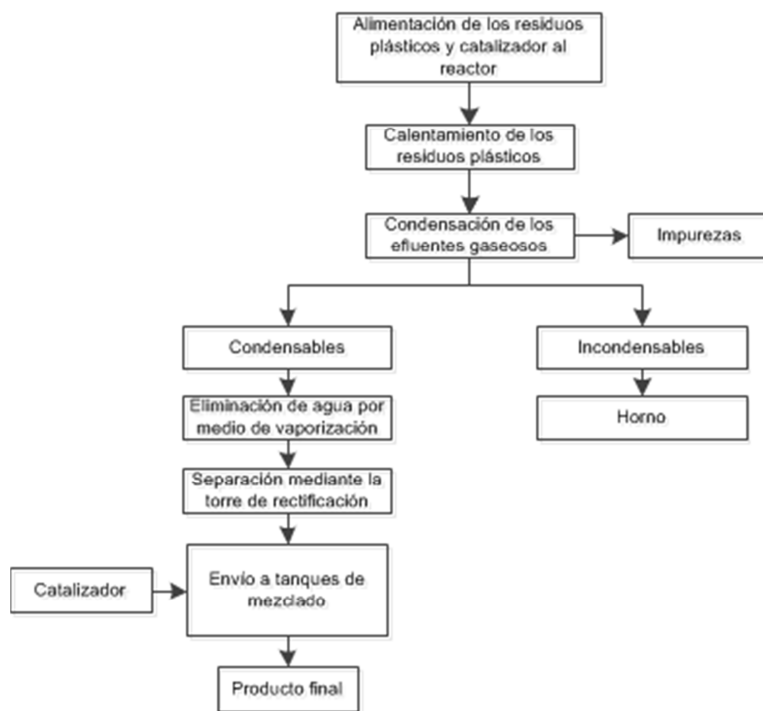


Figura 3.4 Proceso y equipo para el tratamiento de residuos plásticos.

### 3.5 Método y aparato para producir combustible a partir de residuos plásticos

Chung B. Choon (Ref.1).

La alimentación está constituida por residuos plásticos conformados principalmente por polietileno, poliestireno, polipropileno y PVC contaminados por pequeñas impurezas (papel, madera, ropa, piel, hojas, arenas, metal, tejidos de animales).

Los residuos plásticos son sometidos a un proceso de compactación a piezas de 30x30 mm. Las piezas compactas se introducen a un dispositivo solidificador para reducir su volumen a la mitad y producir pellets que poseen una gravedad específica de 0.6 a 0.7. El solidificador procesa 800 kg/h de residuos plásticos.

Los pellets son introducidos a una cámara de descomposición donde disuelven al ponerse en contacto con un solvente (aceite carbonoso) a una temperatura de 200°C.

El producto está compuesto de una mezcla de hidrocarburos líquidos y solvente. Durante la descomposición térmica se produce cloro gaseoso, el cual es alimentado a una cámara de absorción donde se lavará posteriormente con álcali.

El solvente y los hidrocarburos líquidos circulan alrededor de 30 min. para asegurar la descomposición completa de los pellets de plásticos. El efluente se transfiere a una centrífuga donde se eliminarán las impurezas sólidas. La fase líquida se calienta a una temperatura predeterminada pasando a través de dos etapas de calentamiento sucesivos y después a una cámara de vaporización, donde las impurezas sólidas remanentes caen dentro de una cámara de residuos líquidos. La fase gaseosa formada de la vaporización del la fase líquida, pasa a través de un condensador, donde se enfría con agua de enfriamiento y se genera un buen combustible al que se le elimina la humedad en una etapa posterior y después se envía al tanque de almacenamiento. En la figura 3.5 se puede apreciar un diagrama de bloque de la tecnología descrita

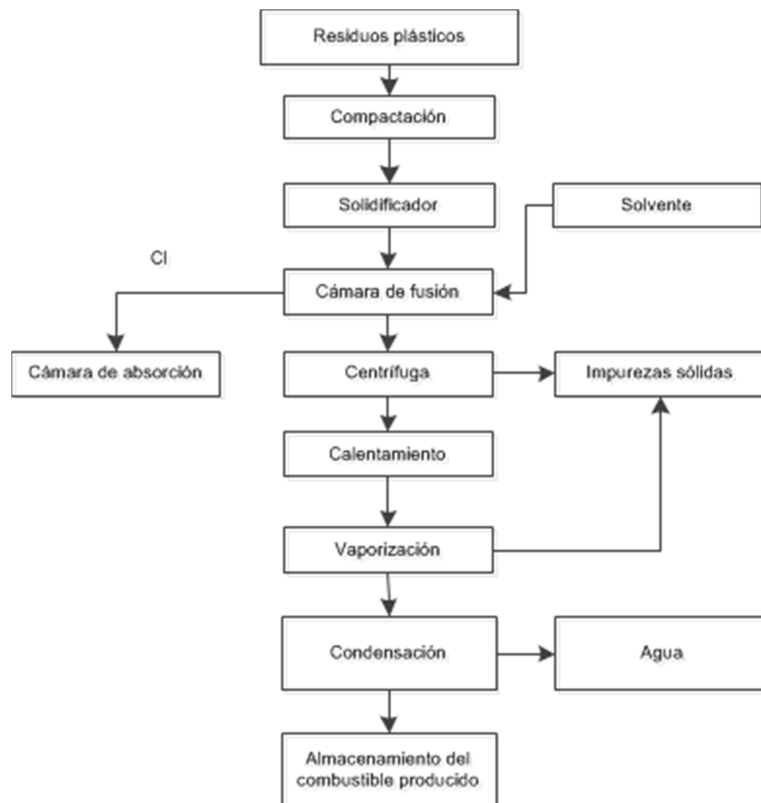


Figura 3.5 Método y aparato para producir combustible a partir de residuos plásticos.

### **3.6 Diesel a partir de desechos plásticos. Tecnología Cynar**

(Ref. 3).

El sistema usa licuefacción, pirólisis y la destilación de los plásticos. El sistema procesa todos los diferentes plásticos que actualmente están siendo enviados a los vertederos.

Una gran ventaja del proceso es su alta eficiencia. Cada planta puede producir hasta 19,000 L de combustible por cada 20 toneladas de residuos plásticos.

#### **Estructura del sistema**

Los residuos plásticos pasan por un proceso de lavado, secado y reducción de tamaño, posteriormente se cargan a la unidad de pirólisis.

En el horno de pirólisis, la agitación es necesaria para mantener uniforme la temperatura y homogeneizar la carga. En esta etapa los plásticos se convierten en vapores y los materiales que no son plásticos se retiran en la parte inferior del horno.

El corazón del sistema de pirólisis es la cámara principal, que realiza las funciones esenciales de la homogenización, la descomposición controlada y liberación de gases en un solo proceso. La clave para un eficiente proceso de pirólisis es garantizar que el plástico se caliente de manera uniforme y rápida. Otro aspecto importante de la pirólisis es el uso de una presión negativa (o un vacío parcial). Esto asegura que las reacciones de oxidación sean mínimas y que los vapores de la pirólisis de gases sean eliminados rápidamente de la cámara de proceso reduciendo así la incidencia de reacciones secundarias y la formación de subproductos indeseables.

Los vapores generados se envían a una columna de destilación de donde se separa en sus distintas fracciones como lo son: gas de síntesis, gasolina, queroseno y diesel.

El gas de síntesis se transfiere a un agotador y se recircula para aprovecharse en el horno de pirólisis. Los destilados son bombeados a los tanques de almacenamiento.

Cada tonelada de residuos plásticos se puede transformar en 665 litros de diesel. Además de la cantidad de diesel citada, se pueden producir 190 litros de gasolina o 95 litros de queroseno.

Se calcula que producir 3.8 litros de combustible mediante este método cuesta 75 centavos de dólar, lo que puede permitir su comercialización. . En la figura 3.6 se puede apreciar un diagrama de bloque de la tecnología descrita.

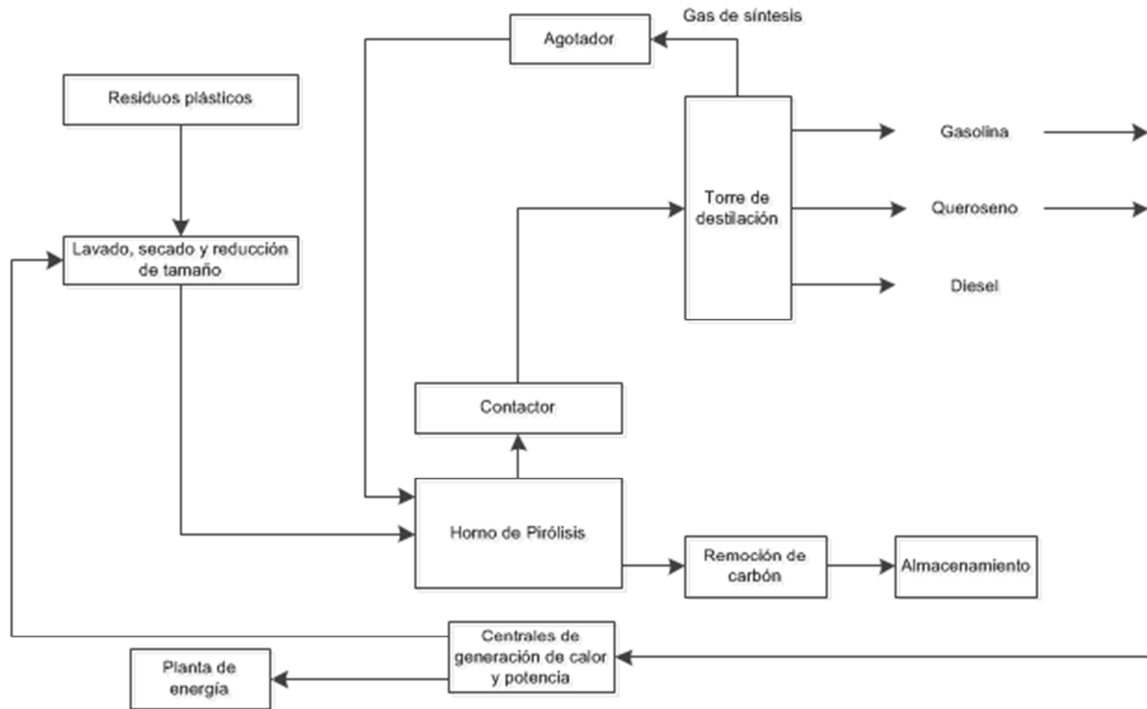


Figura 3.6 Tecnología Cynar.

### 3.7 Proceso y aparato para la manufactura de combustible líquido a partir de residuos plásticos y de refinería

Zadgaonkar, Umesh, Arun (Ref.4).

El principal objetivo de este proceso es convertir los residuos plásticos en productos utilizables tales como petróleo, queroseno, diesel, combustible para horno, lubricante, gases de petróleo y coque.

La alimentación está compuesta por cualquier tipo de residuos plásticos (polipropileno, polietileno, polietileno de baja densidad, polietileno de alta densidad o cualquier tipo de plástico o mezcla de ellos) y residuos de refinería (coque o cualquier tipo de residuo secundario o cualquier tipo de residuos combustibles, bitumen) que juntos con un aditivo,



son introducidos al proceso para obtener una alta producción de destilado alrededor del 95% con alta pureza y calidad y consiste en petróleo, queroseno, diesel, combustible de horno, lubricantes.

El aditivo consiste de alúmina u otra forma de aluminio o aditivos neutrales como benzoquinona en una concentración que va de 0.001% a 5% dependiendo del tipo de residuos de refinería o residuos plásticos.

El proceso consta de una cámara de coquización, sección de condensación, unidad de recepción que cuenta con un dispositivo eléctrico y electrónico para controlar y monitorear la temperatura dentro de la cámara de coquización y otras secciones para lograr altas producciones de destilado con alta pureza.

La cámara de coquización consta de un recipiente cilíndrico o rectangular calentado mediante una bobina eléctrica. El recipiente está hecho de acero inoxidable o acero con bajo contenido de carbono rodeado de reflector de calor o aislamiento para evitar la pérdida de calor y así lograr el máximo calentamiento. El recipiente está provisto de un venteo que se conecta a una sección de condensación y después el efluente se envía a una unidad de recepción. El condensador está cubierto de una chaqueta donde circula el agua de enfriamiento u otro fluido térmico. La unidad de recepción se mantiene a una temperatura de -40 °C a temperatura ambiente o más alta para coleccionar el destilado ya sea mediante operación batch o continuo.

El destilado fue analizado a partir de propiedades importantes como gravedad específica, viscosidad, índice de refracción, etc. La destilación ASTM de total del destilado fue llevado a cabo donde se obtuvieron fracciones como: fracción I-IBP-140°C (corte de nafta ligera), fracción II-140 °C- 200°C (nafta pesada y gasolina), fracción III-200°C-250°C (fracción de queroseno), fracción IV-arriba de 250°C (fracción de diesel/lubricante).

A partir de la mezcla de la fracción I (IBP-140 °C) y la fracción II (140 °C-200°C) se obtiene la mezcla de gasolina (IBP-200 °C). Mezclando la fracción II (140 °C-200°C) y la fracción III (200-250°C) se obtiene una fracción de queroseno (140 -250°C). La fracción IV arriba de 250 °C es probado para diesel de altas velocidades, combustible para horno y lubricantes. La propuesta anterior solo ha sido probado a escala laboratorio.

### **3.8 JBI Plastic2Oil technology**

(Ref. 5).

En el proceso JBI (John Bordynuik, Inc.) Plastic2Oil (P2O) se pueden procesar residuos plásticos sin necesidad de tratamiento previo como lo son: polietileno de alta y baja densidad y polipropileno. Entre los plásticos que no se pueden procesar mediante esta tecnología se encuentran los siguientes: PET, PVC, poliestireno.

La carga pasa a través de una trituradora y un granulador. La tolva se carga aproximadamente de 1800lb de residuos plásticos. El plástico se transfiere al reactor de pre fusión mediante cintas transportadoras donde se utiliza como medio de calentamiento el gas que se genera en el proceso. De esta manera P2O logra reciclaje interno, lo que aumenta la eficiencia y la reducción de costos.

En el reactor principal, los hidrocarburos contenidos en el plástico fundido son craqueados en varios hidrocarburos de cadena corta. JBI es propietario del catalizador y el único proceso que posibilita la captura de aproximadamente 90% del hidrocarburo contenido en el plástico. Cualquier residuo o sustancias inutilizables (cerca del 2%) permanecen en la cámara de procesamiento y son automáticamente removidos.

Del reactor principal, las fases constituidas por gasolina y diesel son condensadas y separadas y después almacenadas temporalmente en tanques de almacenamiento.

Los ligeros como metano, etano, butano y propano (10 -12% del producto total) son empleados como combustibles en hornos. El butano y el propano, mediante el proceso de compresión se licúan y pueden ser almacenados y vendidos por separado.

El ciclo completo para una carga de 1800lb se lleva menos de una hora para su procesamiento en combustible.

John Bordynuik diseñó nuevas mejoras en el reactor P2O a principios de 2011, incluyendo dos columnas que constan de cuatro camas de catalizador, instalación en línea del sistema de inyección de aditivo al sistema de condensación de combustible pesado y ligero, diseño de un proceso hot-tap de eliminación de residuos. Los aditivos en el

combustible son inyectados en línea mientras que el combustible está siendo producido para aumentar su efectividad. El nuevo sistema de eliminación de residuos trabaja mientras el reactor funciona, de esta manera el reactor no requiere ser enfriado o estar en paro para remover el residuo.

#### Ventajas

- Bajo costo: los costos actuales de los equipos oscilan alrededor de \$3,000,000 - \$5,000,000 por equipo de otros competidores.
- Consumo de energía extremadamente bajo. La unidad opera por medio del reciclado de gas producido del proceso de craqueo de plástico.
- El catalizador reduce en gran manera el tiempo de conversión e incrementa la producción.
- Toda la planta requiere una superficie total de 3000 ft<sup>2</sup>.
- La alimentación a la planta está compuesta por residuos plásticos sin lavar, sin clasificar y mezclas de los mismos.
- Tienen los permisos para operar en el estado de Nueva York.
- El proceso es continuo y actualmente permite procesar 20 ton/día.
- El residuo es removido automáticamente y sin el paro de P2O.
- El proceso completo opera a presión atmosférica.
- 67kWh de electricidad para los motores y bombas y aproximadamente \$7/h para el inicio en frío con gas natural.
- La tecnología está validado por varios laboratorios: IsleChem (ingeniería de proceso), Conestoga-Rovers y Asociados; Intertek, PetroLabs, Alberta Resource Council y el Southwest Research Institute (prueba de combustible).
- Las emisiones son menores que un horno de gas natural.

### **3.9 GenAgain Technologies, Inc.**

(Ref.6)

GenAgain emplea una tecnología ampliamente desarrollada, comercializada, patentada y desarrollada por el líder de la industria, Agilyx Corporation.

El sistema emplea un ciclo cerrado, un proceso de conversión térmica anaeróbica que elimina la posibilidad de combustión, por tanto crea un método ambientalmente favorable de conversión cuando se compara con los métodos tradicionales de extracción de

combustibles. Con el empleo de calor, vacío, tiempo de respuesta, extracción química, el sistema patentado de PVC es simple, seguro, flexible y rentable que convierte los residuos plásticos de bajo valor a subproductos de petróleo de alto valor.

#### Paso 1. Calentamiento indirecto de los residuos plásticos

Los cartuchos perfectamente diseñados son llenados con una carga de alimentación preparada y colocada en una gran unidad de procesamiento denominado Unidad de Recuperación de Plástico. El aire es calentado mediante un quemador industrial y se recircula alrededor del cartucho, este proceso transforma la carga de alimentación principalmente en sólido a líquido y de líquido a gas.

#### Paso 2. Gasificación y movimiento

Empleando una combinación de temperatura y vacío, los gases son transferidos del cartucho a un sistema central de condensación.

#### Paso 3 Condensación de los gases a combustible

En el sistema de condensación, los gases son enfriados y condensados a aceites crudos sintéticos. Las impurezas son removidas de la corriente y los gases ligeros que no condensan son enviados a una unidad donde son tratados por un dispositivo de control ambiental.

#### Paso 4 Transferencia final y almacenamiento de combustible

El combustible que sale del sistema de condensación entra a un proceso de coalescencia y de decantación y finalmente se transfiere a un tanque de almacenamiento para su transportación final y venta a la refinería.

#### Ventajas

- El sistema de tratamiento cuenta con 12 equipos.
- Opera 24 horas de forma continua, 7 días a la semana.
- Convierte +/-30 toneladas de residuos plásticos en +/- 180 barriles de combustible por día.
- No hay limitación en el tipo de plástico, el sistema maneja los siete tipos de plástico.
- Los tipos de plásticos pueden estar mezclados, no hay necesidad de clasificación.

- No se requiere pre tratamiento de los residuos plásticos.
- Produce combustible sintético que se emplea para crear productos de petróleo.
- Patentado y comercialmente probado y aprobado por la EPA.

### 3.10 Polyflow Technology

(Ref. 7).

Jay L. Schabel, Michael C. Dungan, Charles Grispin, Joseph D. Hensel, Dr. Richard Schwarz, Mehmet Gencer, Robert Boyce.

El proceso ofrece una tecnología innovadora que en primer término permite el reciclaje de la mezcla de residuos plásticos sucios y caucho. Los productos de este proceso son: gasolina, diesel, monómeros y solventes que son alimentación viable para la ingeniería de polímeros como una alternativa a aquellos obtenidos directamente del petróleo y gas natural.

El proceso emplea toda la gama de residuos poliméricos de todos los rellenos y otros materiales inertes que están mezclados en los plásticos o caucho. Posee un rendimiento de 70% a 83% produciendo así un líquido con alto poder calorífico. En la figura 3.7 se presenta el balance de materia y energía del proceso Polyflow.

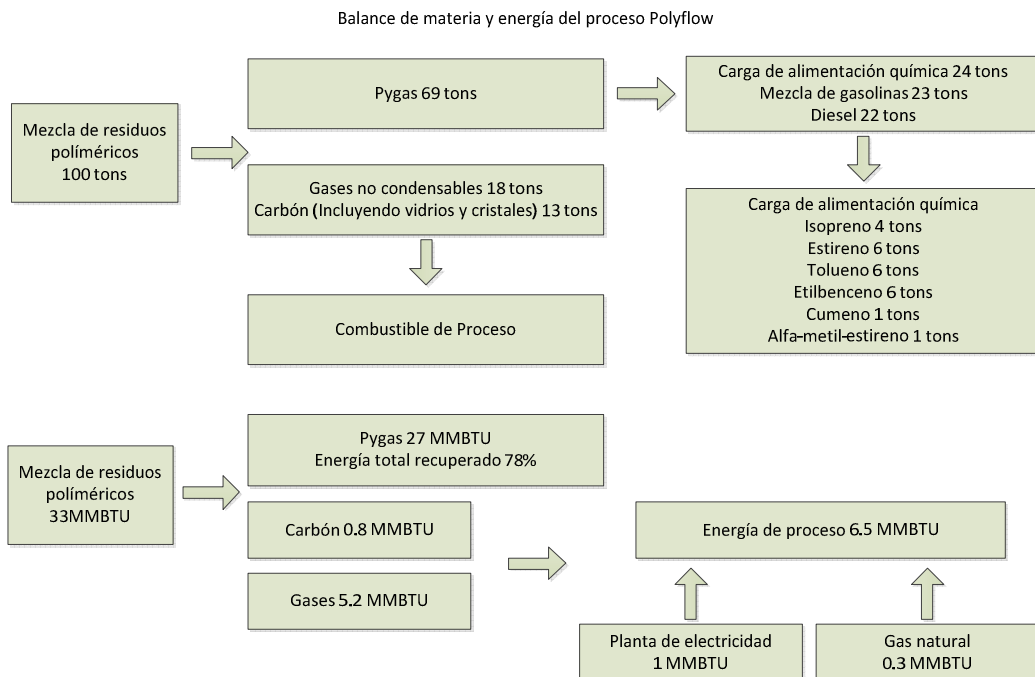


Figura 3.7 Balance de materia y energía del proceso Polyflow.

### **3.1 Kurata systems**

(Ref. 8).

Es un proceso innovador para la obtención de gasolina, queroseno y gasoil a partir de sustancias como residuos del petróleo y sus derivados (chapopote, bunker C, residuos de refinerías, aceites industriales usados, plásticos y neumáticos usados, residuos de petroquímica), biomasa residual (residuos vegetales, orujillo de la oliva, residuos de conserveras, licoreras y cerveceras, harinas cárnicas, grasas de origen animal, lodos de depuradora, residuos sólidos urbanos, etc.) y otras muchas sustancias con carbono e hidrógeno de forma limpia. Es un proceso eficiente, rentable y respetuoso con el medio ambiente.

#### **Proceso**

##### **Unidad de alimentación**

##### **Tratamiento de la materia prima**

- Se retira el agua y posibles elementos indeseables.
- Se homogeneiza para un perfecto comportamiento en la gasificación.

##### **Clasificación**

- Se puede producir por pirólisis (en ausencia de oxígeno) o por reacción, según la materia prima.
- Lo que se pretende es alimentar la zona de sintetización con gases ricos en carbono e hidrógeno, minimizando la proporción de monóxido y dióxido de carbono.

##### **Emulsión**

- En el caso de las materias primas que necesiten un aporte adicional de hidrógeno para la saturación de las cadenas de hidrocarburos, este hidrógeno es aportado en esta parte del proceso en un subproceso catalítico de forma muy económica.

##### **Unidad de sintetización**

Zona del proceso donde se produce la descomposición de los gases de bajo peso molecular y la recomposición molecular de destilados medios de alto valor añadido.

### Unidad de condensación y almacenamiento

Esta unidad de proceso es la encargada de condensar, separar, enfriar, lavar los gases, centrifugarlos y preparar el producto final, gasolina, queroseno y gasoil, para su almacenamiento y posterior venta. En la página 59 se puede apreciar el diagrama de flujo de proceso de esta tecnología.

A continuación se muestra la de manera resumida las características esenciales de cada una de las tecnologías descritas anteriormente, evaluación de los criterios para la selección de la tecnología, etc.

**Tabla 3.1 Lista de tecnologías a evaluar y su identificación.**

No.	Tecnología	Descripción
1	Ho-Jun-Kwak	Método y sistema continuo para sintetizar gasolina, queroseno y diesel a partir de residuos plásticos
2	Jiang	Método y sistema para convertir residuos plásticos en combustibles
3	Yoshimura	Dispositivo de reconversión de combustible mediante residuos plásticos
4	Yali Jang	Proceso y equipo para el tratamiento de residuos plásticos
5	Choon	Método y aparato para producir combustible a partir de residuos plásticos
6	Zadgaonkar, Umesh, Arun	Proceso y aparato para la manufactura de combustible líquido a partir de residuos plásticos y de refinería
7	Tecnología Cynar	Diesel a partir de desechos plásticos
8	John Bordinuik, Inc.)	JB1 Plastic2Oil technology
9	Agilyx Corporation	GenAgain Technologies, Inc.
10	Jay L. Schabel, Michael C. Dungz	Polyflow Technology
11	Kurata	Kurata system

**Tabla 3.2 Resumen de las principales características de las tecnologías a evaluar referidas en la tabla 3.1.**

Variables	1	2	3
<b>Materia prima</b>	Residuos plásticos, polietileno, polipropileno, poliestireno	Materiales que contienen PP, PE, PVC, PET, PS	Polietileno, poliestireno, cloruro de vinilo
<b>Pretratamiento</b>	Aplastamiento, clasificación, disolución y eliminación de las impurezas	Se eliminan los restos metálicos, polvos y aguas contenido en las mismas por medio de magnetismo y aire.	Separación de materiales de desecho, y aplastamiento, y secado, remoción de metales
<b>Catalizador</b>	Catalizador sólido ácido de Níquel o aleaciones de níquel (350-370°C), silicato de alúmina (FCC) (500-550°C)(10kg/cm <sup>2</sup> ), níquel-molibdeno(INCOLLOY 800 HT)(regeneración), HCl, AlCl <sub>3</sub> , SbCl <sub>3</sub> (Reformación)	Compuestos alcalinos y elementos metálicos pesados para formas sustancias metálicas, catalizador ácido	Zeolita 450°C, alúmina sílice u óxido de calcio - zinc
<b>Condición de operación</b>	Presión: 5-10kg/cm <sup>2</sup> , Temp: 280-800°C	Presión: atmosférica, Temp: 270-800 °C	Presión: atmosférica, Temp: 200-600°C
<b>Eficiencia</b>	Baja eficiencia en la producción de gasolina	No se especifica	No se especifica
<b>Aplicación</b>	Pequeña escala, limitado comercialmente ya que emplea el proceso de regeneración del catalizador, lo cual es muy costoso	No se especifica	No se especifica
<b>Características</b>	Gases de residuo C1 a C3, coque y materiales poliméricos, decaimiento del catalizador, Regeneración del catalizador (muy costoso)	No se menciona	No se menciona
<b>Producto</b>	Gasolina, queroseno 160-200°C, diesel 240-320°C, y combustible licuado a 350-380°C	Hidrocarburos con un poder calorífico de 11,000 cal/kg, C <sub>8</sub> -C <sub>20</sub> , LPG	No se menciona
<b>Subproductos</b>	Coque depositado en el catalizador	S, N, P, ácido clorhídrico, Cl <sub>2</sub> gaseoso, material carbonizado, suciedad	Gases tóxicos (dioxina)
<b>Aditivos</b>	Hidróxido de sodio, metil-terbutil-éter, hidrocarburos con altos índices de octano	Proporciona fluidez y aumenta la capacidad calorífica del combustible	Nitrógeno
<b>Material</b>	No se especifica	Contenedor del reactor hecho de titanio	Hierro, Aluminio, acero inoxidable, horno eléctrico
<b>Combustible para hornos</b>	No se especifica	No se especifica	No se especifica



Tabla 3.2 Continuación.

Variables	4	5	6
<b>Materia prima</b>	Polietileno, polipropileno, poliestireno	polietileno, poliestireno, polipropileno y PVC	Polipropileno, polietileno, polietileno de baja densidad, polietileno de alta densidad o cualquier tipo de plástico o mezcla de ellos) y residuos de refinería (carbón o cualquier tipo de residuo secundario o cualquier tipo de residuos combustibles, bitumen)
<b>Pretratamiento</b>	No se requiere	Eliminación de las impurezas, solidificación y compactamiento	No se especifica
<b>Catalizador</b>	Base de sílice y una mezcla de componentes activos que tiene la siguiente forma $A_aB_bAl_cM_dNa_eCa_fFe_gO_x$	No se especifica	No se especifica
<b>Condición de operación</b>	Presión: atmosférica, Temp: 280-480°C	Presión: atmosférica, Temp: 200-360°C	200-40°C
<b>Eficiencia</b>	Proceso simple, estable en operación, fácil mantenimiento, largo ciclo de vida, alta calidad del catalizador	No se especifica	No se especifica
<b>Aplicación</b>	No se especifica	No se especifica	Pequeña escala
<b>Características</b>	No se especifica	No se especifica	No se especifica
<b>Producto</b>	Un rendimiento de gasolina de 52-58% de la mezcla de hidrocarburos con un índice de octano de 78 (MON) y 86-88(RON). Diesel que oscila de los 200-360°C y constituye una fracción de 42-48% de los hidrocarburos.	No se menciona	Petróleo, queroseno, diesel, combustible para horno, lubricante, gases de petróleo y coque
<b>Subproductos</b>	Gases no condensables que se utilizan como combustible para hornos, impurezas sólidas	Cloro	No se especifica
<b>Aditivos</b>	No se especifica	No se especifica	Alúmina u otra forma de aluminio o aditivos neutrales como benzoquinona en una concentración que va de 0.001% a 5%
<b>Material</b>	40# Intalox stainless steel	No se especifica	Acero inoxidable o acero con bajo contenido de carbono rodeado de reflector de calor o aislamiento para evitar la pérdida de calor
<b>Combustible para hornos</b>	Carbón, electricidad, hidrocarburos	No se especifica	Diesel

Tabla 3.2 Continuación.

Variables	7	8	9
<b>Materia prima</b>	Diferentes tipos de residuos plásticos	Residuos plásticos	No hay limitación en el tipo de plástico, el sistema maneja los siete tipos de plástico
<b>Pretratamiento</b>	Clasificación del plástico no reciclable, embalarlo en cubos gigantes, desmenuzarlo en trozos minúsculos	La carga pasa a través de una trituradora y un granulador	Los tipos de plásticos pueden estar mezclados, no hay necesidad de clasificación, No se requiere pretratamiento de los residuos plásticos
<b>Catalizador</b>	No se menciona	Cuatro camas de catalizador sin mencionar el tipo de catalizador	No se menciona
<b>Condición de operación</b>	Pirólisis a vacío	Presión atmosférica	Vacío
<b>Eficiencia</b>	Cada planta puede producir hasta 19k de litros de combustible de 20 toneladas de residuos plásticos. Gran escala, la compañía Suez Environnement pondrá en marcha a finales de 2011 en Londres la primera planta en Europa que transformará los residuos plásticos en diésel y su filial SITA UK con Cynar Plc, se pondrán en funcionamiento 10 centrales en Reino Unido	Procesa 20 ton/día de residuos plásticos, 1800lb/h de procesamiento de residuos plásticos a combustibles	Convierte +/-30 toneladas de residuos plásticos en +/- 180 barriles de combustible por día
<b>Aplicación</b>		Cuenta con permiso para operar en Nueva York	No se especifica
<b>Características</b>	No se especifica	Sistema de reciclaje interno, sistema hot-tap para eliminación de residuos, no hay paro de planta para eliminación de residuos, bajo costo, consumo de energía bajo, área de la planta pequeña 3000 ft <sup>2</sup> ,	Simple, seguro, flexible y rentable
<b>Producto</b>	Gasolina, diésel, queroseno	No se menciona	Combustible sintético crudo que se emplea para crear productos de petróleo
<b>Subproductos</b>	Agua, Carbón	Gases ligeros, butano y propano para venta separada	Las impurezas son removidas de la corriente y los gases ligeros que no condensan son enviados a una unidad donde son tratados por un dispositivo de control ambiental
<b>Aditivos</b>	No se especifica	Aditivo	No se especifica
<b>Material Combustible para hornos</b>	No se especifica No se especifica	Reciclaje interno de gas	No se especifica No se especifica

Tabla 3.2 Continuación.

Variables	10	11
<b>Materia prima</b>	Residuos poliméricos de todos los rellenos y otros materiales inertes que están mezclados en los plásticos o caucho	Residuos del petróleo y sus derivados (Chapopote, bunker C, residuos de refinerías, aceites industriales usados, plásticos y neumáticos usados, residuos de petroquímica), biomasa residual (residuos vegetales, orujillo de la oliva, residuos de conservas, licoreras y cerveceras, harinas cárnicas, grasas de origen animal, lodos de depuradora y residuos sólidos urbanos) y otras muchas sustancias con carbono e hidrógeno de forma limpia. Es eficiente, rentable y respetuoso con el medio ambiente.
<b>Pretratamiento</b>	No se especifica	Se retira el agua y posibles elementos indeseables, homegeinización
<b>Catalizador</b>	No se especifica	Catalizador + microondas
<b>Condición de operación</b>		Presión atmosférica y temperaturas inferiores a 550 °C
<b>Eficiencia</b>	70% a 83%	30-90% dependiendo de la materia prima introducida
<b>Aplicación</b>	No se especifica	Gran escala Reducción de costes: de transporte de las materias prima, localizadas cerca las materias primas Alto rendimiento de las materias primas, baja repercusión del coste sobre el producto final
<b>Características</b>	No se especifica	Plantas fácilmente ampliables Flexibles a las necesidades locales No contaminantes Desvinculación del crudo. Aumento de materias primas para la obtención de hidrocarburos
<b>Producto</b>	Isopreno, estireno, tolueno, etilbenceno, cumeno, alfa-metil-estireno, gasolina, diesel	Gasolina, queroseno y gasoil. El producto obtenido tiene el mismo valor energético equivalente que los procedentes del petróleo
<b>Subproductos</b>	Carbón, gases no condensables	No se especifica
<b>Aditivos</b>	No se especifica	No se especifica
<b>Material</b>	No se especifica	No se especifica
<b>Combustible para hornos</b>	No se especifica	No se especifica

**Tabla 3.3 Criterios tomados en cuenta para la selección de la tecnología.**

Criterio	5	4	3	2	1	
c1	Flexibilidad	Muy Flexible	Flexible	Admite cambios	Inflexible	Muy Inflexible
c2	Disponibilidad de la materia prima	Alta	Buena	Normal	Baja	Escazo
c3	Requerimientos de pre-procesamiento	Ninguno	1-2 Etapas	2-3 Etapas	4-5 Etapas	>5 Etapas
c4	Precio de materia prima	5-10% PF	10-20%PF	20-30%PF	30-50%	>50%
c5	Catalizador	Barato, Eficiente	Barato, Buen Desempeño	Costoso, Eficiente	Costoso, Buen Desempeño	Costoso, Mal desempeño
c6	Consumo de energía	Muy Bajo	Bajo	Medio	Alto	Intensivo
c7	Condiciones de operación (Presión, T)	Poco severa	Severa	Medio	Alto	Severa
c8	Riesgos de Salud	Sin riesgo	Riesgo Bajo	Riesgo Medio	Riesgo alto	Riesgo Critico
c9	Riesgos Ambientales	Sin riesgo	Riesgo Bajo	Riesgo Medio	Riesgo alto	Riesgo Critico
c10	Riesgos Seguridad	Sin riesgo	Riesgo Bajo	Riesgo Medio	Riesgo alto	Riesgo Critico
c11	Especificacion del producto	100-97% Pureza	97-95% Pureza	95-90% Pureza	90-85% Pureza	<85% Pureza
c12	Rendimiento	100-90%	90-80%	80-70%	70-60%	<60%
c13	Cantidad de subproductos	1-5%	5-10%	10%-15%	15-25%	>25%
c14	Valor de subproductos	>100%-90% PF	90-80%PF	80-60% PF	<60% PF	Sin Valor
c15	Usos de subproductos	Co-producto valioso	Generacion de energia	Aprovechable	Casi nulo	Ninguno
c16	Tratamiento de subproductos	Ninguno	1-2 Etapas	2-3 Etapas	4-5 Etapas	>5 Etapas
c17	Costo de equipo	<25% Inv. Tot	35% Inv. Tot	50% Inv. Tot	60% Inv. Tot	>70% Inv. Tot
c18	Inversion Total	Muy Baja	Baja	Media	Grande	Muy Grande
c19	Disponibilidad de informacion tecnica	Difundido	Alta	Poca	Restringida	Ninguna
c20	Antigüedad del proceso	Nuevo	Reciente	Comercial	Establecido	Obsoleto
c21	Plantas con la misma tecnologia	>8	5 a 8	2 a 5	1 a 2	Ninguna

Ponderación de los criterios.

Nivel	Valor
Muy importante	5
Importante	4
Normalmente importante	3
Poco importante	2
Nada importante	1

Tabla 3.4 Calificación de las tecnologías.

E2	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Criterio	Kwak	Jiang	Yoshimura	Yang	Choon	Zadgaonkar	Cynar	JB Plastic2Oil technology	GenAgain Technologies, Inc.	Polyflow Technology	Kurata
c1	2	3	1	1	3	3	5	5	4	4	5
c2	5	5	5	5	5	4	5	5	5	5	3
c3	2	4	3	5	1	5	3	5	5	4	5
c4	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
c5	2	5	2	3	5	4	5	4	4	5	5
c6	1	1	1	3	4	4	4	5	4	3	4
c7	5	5	5	5	5	5	3	4	3	4	5
c8	4	4	3	4	4	4	4	4	4	4	5
c9	5	4	3	4	4	4	4	4	4	4	5
c10	4	3	2	4	4	5	4	4	4	4	5
c11	1	2	1	1	2	2	4	3	2	2	5
c12	1	1	1	2	2	2	5	4	4	3	5
c13	4	4	4	5	5	5	5	5	5	4	5
c14	1	2	1	2	1	1	2	1	1	2	1
c15	2	3	4	4	1	1	2	1	1	3	4
c16	4	4	4	4	5	5	5	4	4	4	4
c17	2	2	1	3	5	5	3	5	5	5	5
c18	2	2	1	3	4	4	3	4	4	4	3
c19	2	2	2	3	2	3	2	2	2	2	3
c20	4	4	5	4	4	4	5	5	5	5	4
c21	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	3
<b>Total</b>	<b>59</b>	<b>66</b>	<b>55</b>	<b>71</b>	<b>72</b>	<b>76</b>	<b>79</b>	<b>80</b>	<b>76</b>	<b>77</b>	<b>89</b>

Tabla 3.5 Ponderación de las tecnologías.

E2	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Criterio	Kwak	Jiang	Yoshimura	Yang	Choon	Zadgaonkar	Cynar	JB Plastic2Oil technology	GenAgain Technologies, Inc.	Polyflow Technology	Kurata
	Norm*Pond	Norm	Norm	Norm	Norm	Norm	Norm	Norm	Norm	Norm	Norm
c1	14.6255	19.6115	7.8446	6.0768	17.9772	17.0311	27.3072	26.9658	22.7081	22.4132	24.2390
c2	36.5639	32.6859	39.2230	30.3841	29.9620	22.7081	27.3072	26.9658	28.3851	28.0165	14.5434
c3	16.3926	29.3079	26.3771	34.0550	6.7164	31.8145	18.3638	30.2238	31.8145	25.1211	27.1675
c4	36.5639	32.6859	39.2230	30.3841	29.9620	28.3851	27.3072	26.9658	28.3851	28.0165	24.2390
c5	16.3926	36.6349	17.5848	20.4330	33.5820	25.4516	30.6064	24.1791	25.4516	31.4014	27.1675
c6	8.1963	7.3270	8.7924	20.4330	26.8656	25.4516	24.4851	30.2238	25.4516	18.8408	21.7340
c7	44.8816	40.1215	48.1458	37.2960	36.7780	34.8423	20.1115	26.4802	20.9054	27.5119	29.7530
c8	29.2511	26.1487	23.5338	24.3072	23.9696	22.7081	21.8457	21.5727	22.7081	22.4132	24.2390
c9	36.5639	26.1487	23.5338	24.3072	23.9696	22.7081	21.8457	21.5727	22.7081	22.4132	24.2390
c10	29.2511	19.6115	15.6892	24.3072	23.9696	28.3851	21.8457	21.5727	22.7081	22.4132	24.2390
c11	8.9763	16.0486	9.6292	7.4592	14.7112	13.9369	26.8154	19.8601	13.9369	13.7559	29.7530
c12	8.9763	8.0243	9.6292	14.9184	14.7112	13.9369	33.5192	26.4802	27.8739	20.6339	29.7530
c13	32.7852	29.3079	35.1695	34.0550	33.5820	31.8145	30.6064	30.2238	31.8145	25.1211	27.1675
c14	8.1963	14.6540	8.7924	13.6220	6.7164	6.3629	12.2426	6.0448	6.3629	12.5605	5.4335
c15	16.3926	21.9810	35.1695	27.2440	6.7164	6.3629	12.2426	6.0448	6.3629	18.8408	21.7340
c16	29.2511	26.1487	31.3784	24.3072	29.9620	28.3851	27.3072	21.5727	22.7081	22.4132	19.3912
c17	17.9527	16.0486	9.6292	22.3776	36.7780	34.8423	20.1115	33.1002	34.8423	34.3898	29.7530
c18	17.9527	16.0486	9.6292	22.3776	29.4224	27.8739	20.1115	26.4802	27.8739	27.5119	17.8518
c19	17.9527	16.0486	19.2583	22.3776	14.7112	20.9054	13.4077	13.2401	13.9369	13.7559	17.8518
c20	25.1604	22.4919	33.7378	20.9079	20.6175	19.5324	23.4883	23.1947	24.4155	24.0984	16.6794
c21	8.9763	8.0243	9.6292	7.4592	7.3556	6.9685	6.7038	6.6200	6.9685	6.8780	17.8518
	<b>461.2548</b>	<b>465.1099</b>	<b>461.5994</b>	<b>469.0894</b>	<b>469.0363</b>	<b>470.4074</b>	<b>467.5818</b>	<b>469.5840</b>	<b>468.3220</b>	<b>468.5202</b>	<b>474.7800</b>

De la evaluación anterior como se puede observar la tecnología que resulta ganadora con mayor puntaje y cumple en su mayoría los criterios anteriormente señalados es **Kurata System**, motivo por el cual será el objeto de estudio en esta tesis.

La elección de la tecnología de Kurata Systems se debe a que constituye un proceso en el que se pueden procesar los diferentes tipos de plásticos con excepción del cloruro de polivinilo (PVC), rendimientos altos que van del 90 al 95%, además de las condiciones poco severas de operación (Presiones bajas y temperaturas bajas) lo cual se refleja en los costos de los equipos, ya que requieren equipos con espesor bajo en comparación con un proceso severo. Otros aspectos relevantes del proceso tecnológico anterior es que además de que abarca un amplio espectro en lo que a residuos plásticos se refiere, puede adaptarse y procesar una gran cantidad de residuos orgánicos, residuos de petróleo e inclusive el mismo petróleo y producir un producto con propiedades similares al que se obtiene mediante el procesamiento del crudo por métodos convencionales, sin embargo la característica más singular y que es determinante para que haya sido elegida es que cuenta con plantas que aun están en construcción o ya construidas y que están operando.

## 4. Ingeniería básica

### 4.1 Estudio de mercado

#### 4.1.1 Producto

##### Queroseno

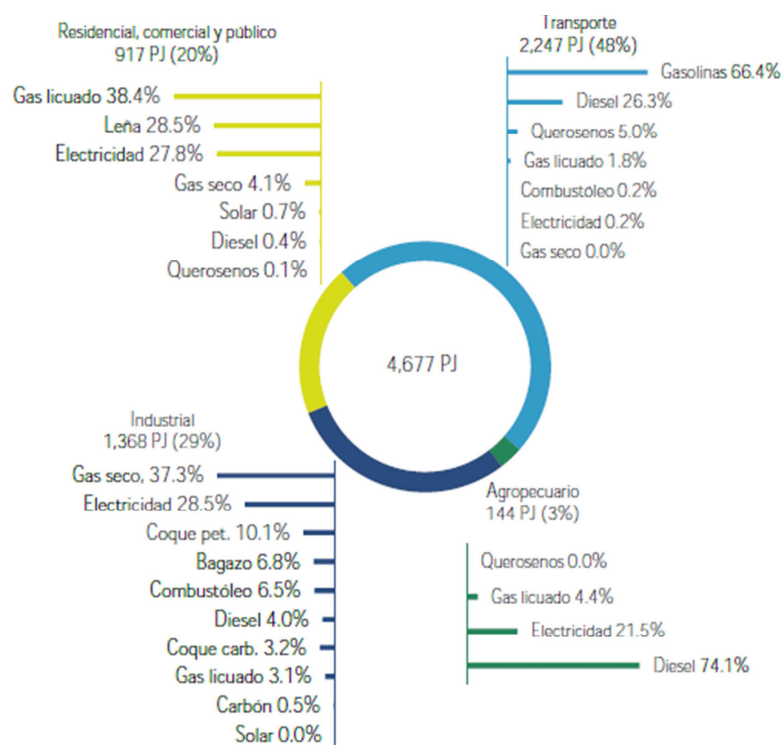
Combustible líquido compuesto por la fracción del petróleo que se destila entre 150 °C y 300°C. Los querosenos se clasifican en dos grupos:

- Turbosina: combustible con un grado especial de refinación que posee un punto de congelación más bajo que el querosén común y se utiliza en el transporte aéreo para motores de turbina.
- Otros querosenos: se utilizan para cocción de alimentos, alumbrado, motores, equipos de refrigeración y como solvente para asfaltos e insecticidas de uso doméstico.

#### 4.1.2 Consumo, áreas de aplicación

En la gráfica 4.1 se puede apreciar las aplicaciones en las que el queroseno juega un papel muy importante, siendo su participación mayúscula en el sector de los transportes, contribuyendo con 5% seguido de sector público y residencial con 0.1% de aplicación.

Gráfica 4.1. Consumo final energético y por sector 2010

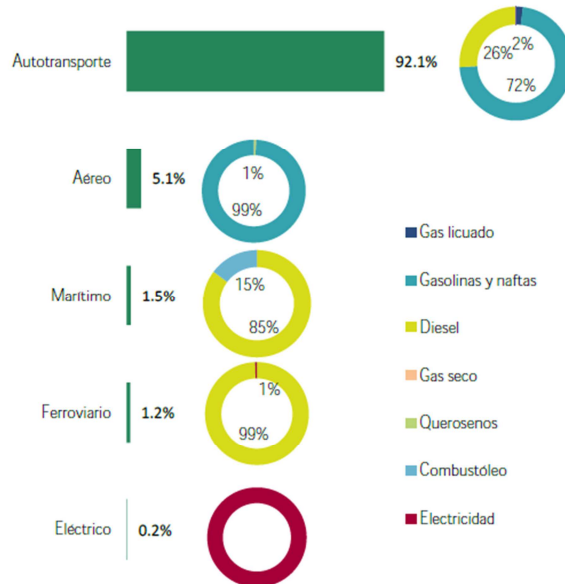


Fuente: SENER, Balance nacional de energía 2010.



Dentro del sector de transporte, el queroseno se emplea como combustible para aviones contribuyendo con el 1% de participación, debido a que se emplean mayormente gasolinas y naftas que acaparan el 99% como se puede observar en la gráfica 4.2.

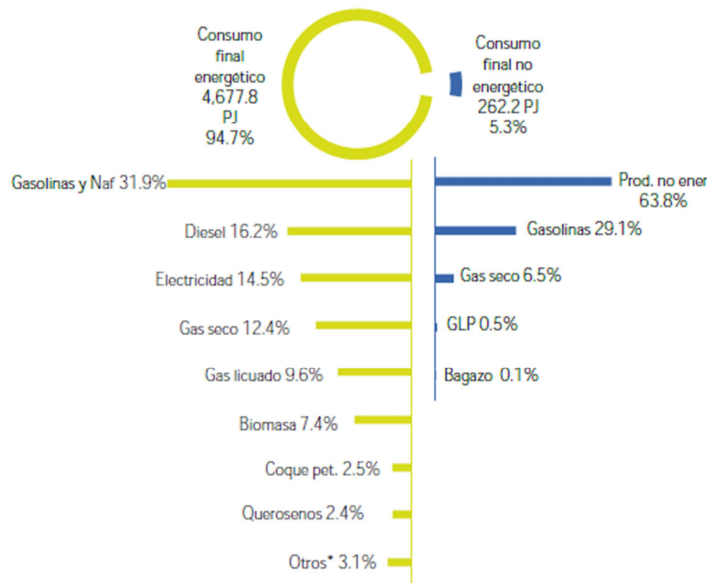
**Gráfica 4.2. Consumo de energía por sector transporte.**



**Fuente: SENER, Balance nacional de energía 2010.**

En el sector energético el queroseno participa con el 2.4% siendo principalmente las gasolinas y diesel, los que ocupan un lugar prominente en este sector. (Gráfica 4.3).

**Gráfica 4.3. Consumo final por el tipo energético.**



\*Incluye carbón, coque de carbón, combustóleo y energía solar.

**Fuente: SENER, Balance nacional de energía 2010.**

### Comportamiento del queroseno en cuanto a su producción y mercado de importación y exportación

En la tabla 4.1 se presenta el comportamiento del queroseno siendo principalmente los datos de turbosina los que se tabulan y grafican posteriormente.

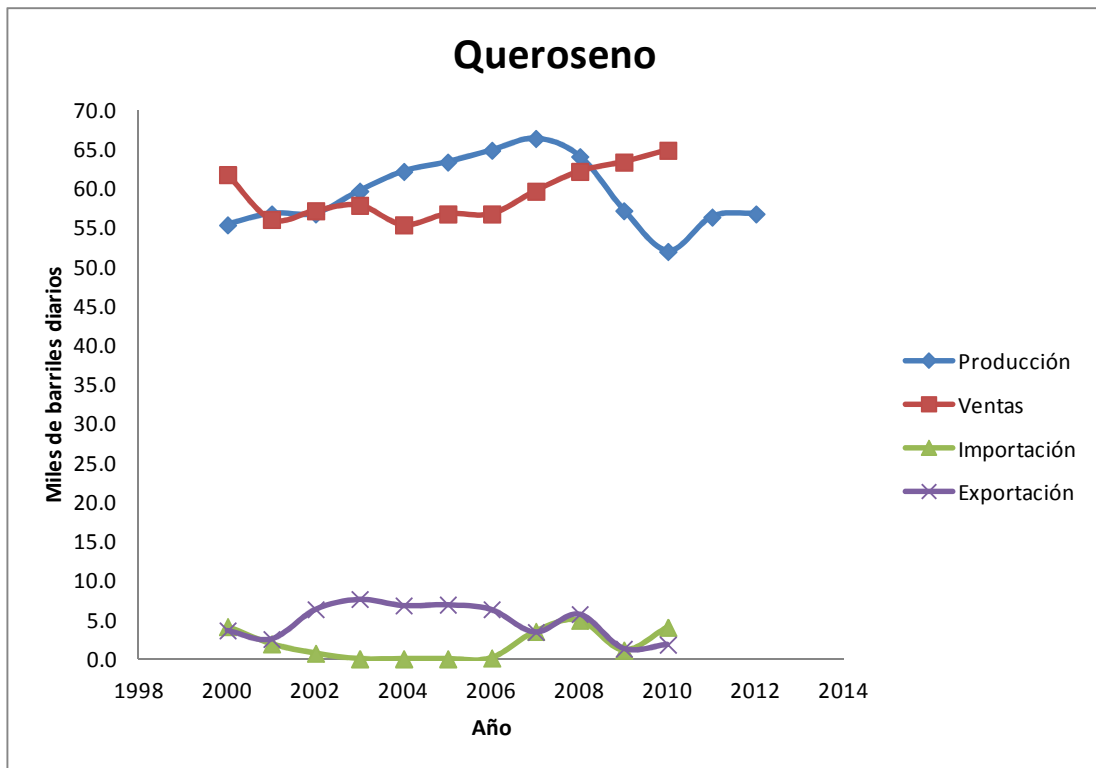
Tabla 4.1 Producción, importación y exportación de queroseno en México.

Año	Miles de barriles diarios			
	Producción	Ventas internas	Importación	Exportación
2000	55.3	61.7	4.0	3.6
2001	56.7	56.0	1.9	2.5
2002	56.7	57.1	0.7	6.3
2003	59.6	57.8	0.0	7.6
2004	62.1	55.3	0.0	6.8
2005	63.3	56.7	0.0	6.9
2006	64.8	56.7	0.1	6.3
2007	66.3	59.6	3.5	3.4
2008	64.0	62.1	4.0	5.7
2009	57.1	63.3	1.0	1.3
2010	51.9	64.8	4.0	1.8
2011	56.3			
2012	56.7			

Fuente: Anuario estadístico PEMEX 2011.

Se puede apreciar que a partir del año 2007, la producción de queroseno ha disminuido, teniendo una leve mejoría a partir del 2011. El volumen de ventas internas vuelve más pronunciado su ascenso, la exportación continua con su declive y volumen de importación continua incrementándose, tal como se puede apreciar en la figura 4.4 donde se reflejan los datos de la tabla 4.1.

Gráfica 4.4 Producción, importación y exportación de queroseno en México.

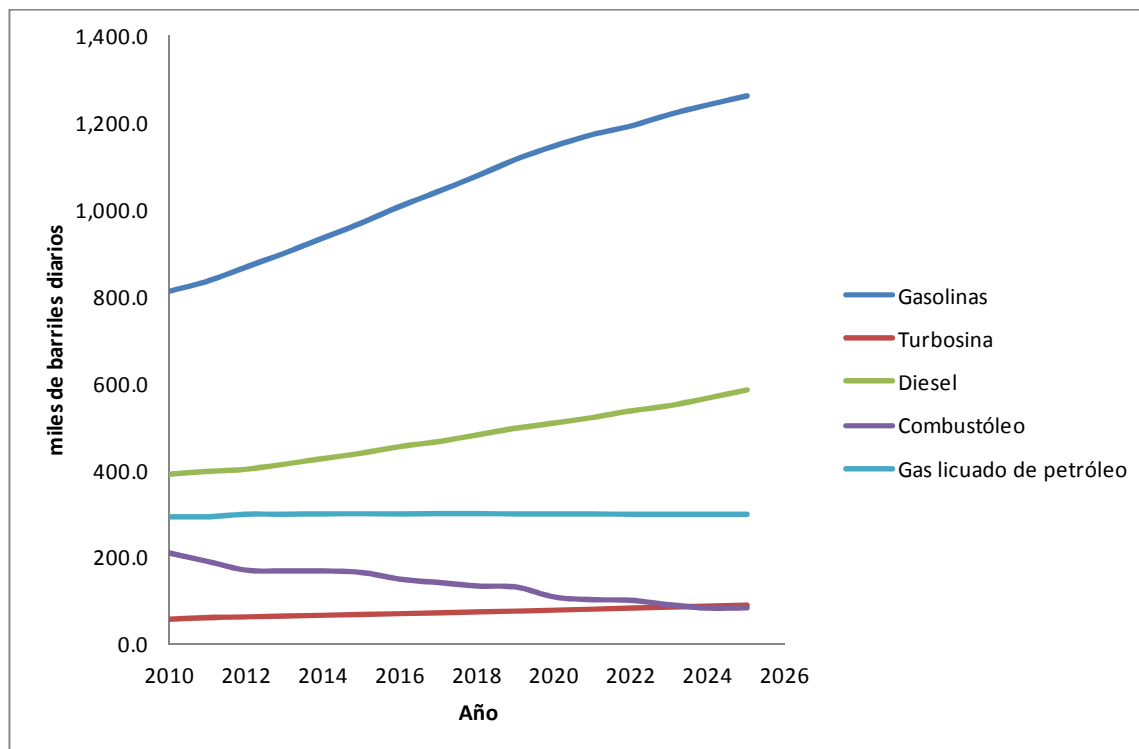


#### 4.1.3 Demanda

Los petrolíferos con mayor demanda son gasolina y diesel, la turbosina ocupa el quinto lugar en demanda, sin embargo tanto el LPG como el combustóleo comienzan a caer lentamente a fondo.

La demanda de turbosina durante la última década ha aumentado de manera continua durante cada año. En el 2011 la demanda representó 61.2 miles de barriles diarios, mientras que en 2012 fue de 62.8 los que significa que aproximadamente durante cada año la demanda crece 2 mil barriles diario, por lo que se espera que para 2022 esta sea de 81.9 miles de barriles diarios.

**Gráfica 4.5 Demanda nacional de petrolíferos.**



Fuente: Prospectiva del Mercado de Gas Licuado de Petróleo 2009-2024 y Prospectiva de Petrolíferos 2009-2024, Sener.

La demanda principal de este combustible se concentra principalmente en la región centro como se observa en la tabla 4.2.

**Tabla 4.2**

Ventas internas de turbosina al sector transporte por región, 2003-2013  
(miles de barriles diarios)

Región	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	tmca
<b>Total</b>	<b>54.7</b>	<b>55.8</b>	<b>57.0</b>	<b>58.5</b>	<b>59.9</b>	<b>61.4</b>	<b>63.0</b>	<b>64.9</b>	<b>66.6</b>	<b>68.3</b>	<b>70.0</b>	<b>2.5</b>
Noroeste	7.3	7.2	7.3	7.4	7.4	7.5	7.6	7.7	7.8	7.9	8.0	0.9
Noreste	5.1	4.8	4.8	4.9	5.0	5.1	5.2	5.3	5.5	5.6	5.7	1.1
Centro-Occidente	10.3	10.8	11.0	11.3	11.6	11.9	12.2	12.6	12.9	13.3	13.7	2.9
Centro	19.8	21.2	21.7	22.2	22.7	23.3	24.0	24.7	25.3	25.9	26.5	3.0
Sur-Sureste	12.2	11.9	12.2	12.7	13.1	13.6	14.0	14.6	15.1	15.6	16.1	2.8

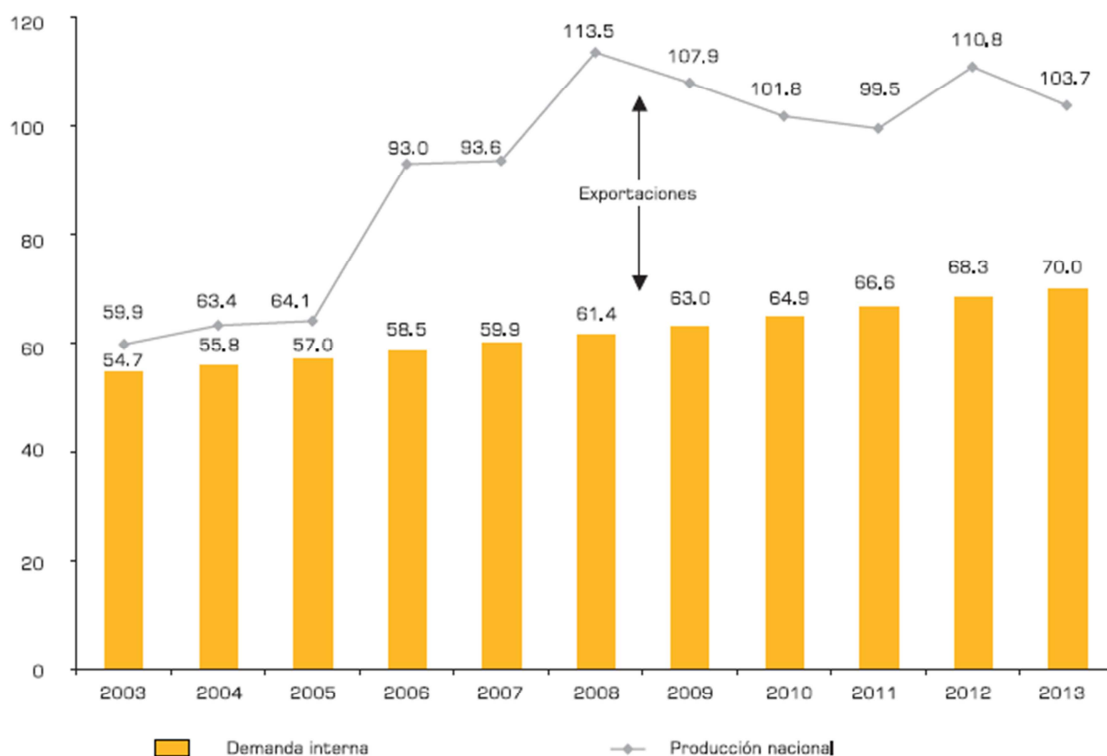
Fuente: IMP, con información de ASA, DGAC, Pemex y Sener.

En tal sentido, la región Centro será la de mayor demanda de turbosina en el periodo 2004-2013, promediando una participación de 38% (23.8 mbd). Le seguirá la Sur-Sureste con una contribución de 22.2% (13.9 mbd); de manera integral, ambas regiones

representarán el 60.1% del consumo nacional de este combustible. Asimismo, las regiones de menor contribución media al consumo de turbosina serán Centro-Occidente (19.4%), Noroeste (12.2%) y Noreste (8.3%).

#### 4.1.4 Oferta

**Gráfica 4.6 Oferta y demanda nacionales de turbosina, 2003-2013 (miles de barriles diarios).**



**Fuente: IMP, con información de ASA, DGAC, Pemex y Sener.**

La oferta nacional de turbosina tendrá un incremento importante al pasar de 59.9 mbd a 103.7 mbd, situación que se manifiesta en un crecimiento medio anual de 5.6% en el transcurso del lapso 2004-2013 (véase gráfica 4.6).

Tabla 4.3 Balance nacional de turbosina, 2003-2013 (miles de barriles diarios).

Concepto	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	tmca
<b>Origen</b>	<b>60.0</b>	<b>63.4</b>	<b>64.1</b>	<b>93.0</b>	<b>93.6</b>	<b>113.5</b>	<b>107.9</b>	<b>101.8</b>	<b>99.5</b>	<b>110.8</b>	<b>103.7</b>	<b>5.6</b>
Producción	59.9	63.4	64.1	93.0	93.6	113.5	107.9	101.8	99.5	110.8	103.7	5.6
Cadereyta	4.6	5.6	5.7	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	4.4
Madero	4.7	7.0	6.9	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	5.0	0.5
Tula	20.7	21.0	20.2	22.2	22.7	23.3	24.0	24.9	25.5	26.2	26.8	2.6
Salamanca	10.5	10.0	8.7	6.9	7.4	7.0	6.4	6.5	6.9	7.2	7.6	-3.2
Minatitlán	3.2	3.6	7.8	5.0	5.0	25.1	19.8	12.4	9.1	17.1	9.3	11.3
Salina Cruz	16.2	16.2	14.9	46.9	46.5	46.1	45.7	46.0	46.0	48.4	48.1	11.5
Importación <sup>2</sup>	0.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	n.a.
<b>Destino</b>	<b>62.3</b>	<b>63.4</b>	<b>64.1</b>	<b>93.0</b>	<b>93.6</b>	<b>113.5</b>	<b>107.9</b>	<b>101.8</b>	<b>99.5</b>	<b>110.8</b>	<b>103.7</b>	<b>5.2</b>
Demanda interna	54.7	55.8	57.0	58.5	59.9	61.4	63.0	64.9	66.6	68.3	70.0	2.5
Sector transporte	54.7	55.8	57.0	58.5	59.9	61.4	63.0	64.9	66.6	68.3	70.0	2.5
Sector petrolero	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Exportación	7.6	7.5	7.1	34.5	33.7	52.1	44.8	36.9	33.0	42.5	33.8	16.1
<b>Variación de inventarios</b>	<b>-2.3</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>-</b>

<sup>1</sup> Incluye gasavión.

<sup>2</sup> Incluye maquila para el periodo histórico.

n.a. = no aplica.

Fuente: IMP, con información de ASA, DGAC, Pemex y Sener.

**Fuente: IMP, con información de ASA, DGAC, Pemex y Sener.**

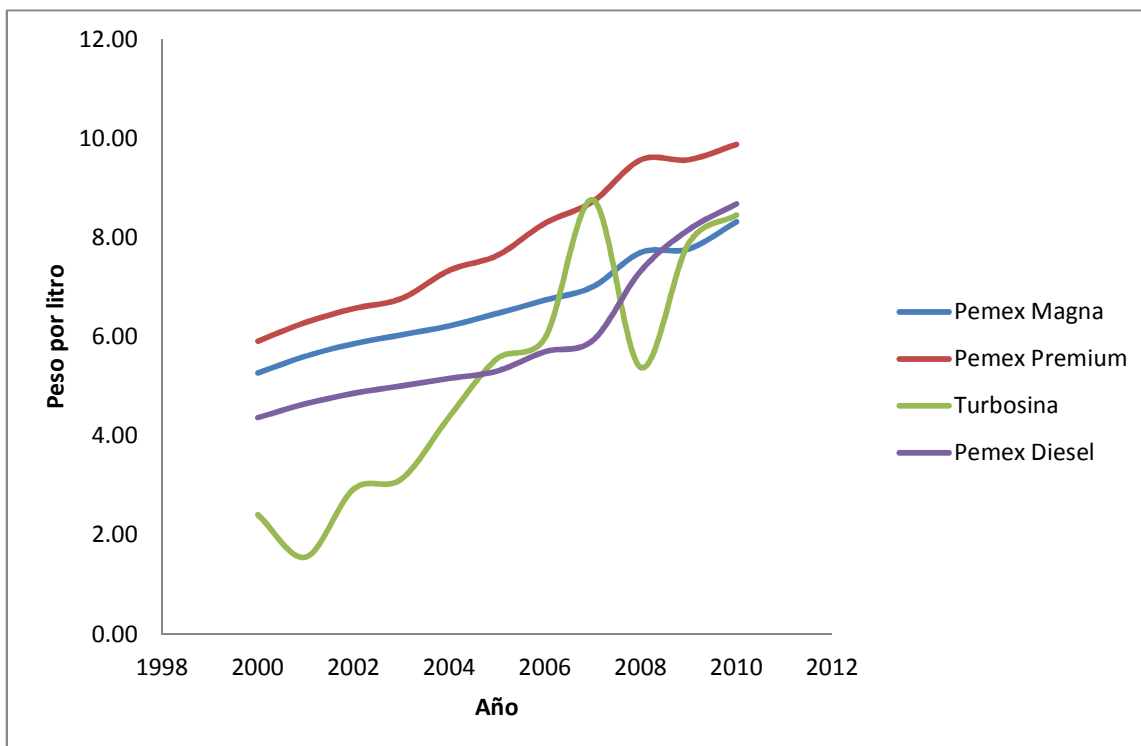
A partir del 2006, Salina Cruz aportó en promedio cerca de la mitad de turbosina; es decir, 45.6% (46.7 mbd); por tal motivo, Tula ocupó el segundo lugar con 23.8% (24.5 mbd) (véase tabla 4.3).

Durante el intervalo 2004-2013, el país será autosuficiente en turbosina. Por ello, dentro del saldo comercial con el exterior, las exportaciones predominarán con una contribución, al 2013, de 33.8 mbd (véase tabla 4.3).

#### 4.1.5 Precio

La gráfica 3.7 muestra una realidad de lo que actualmente sucede en el país con la eliminación gradual del subsidio a la gasolina y al diesel, aunque cabe mencionar que el precio de la turbosina se apega al comportamiento de los precios de referencia internacionales.

Gráfica 4.7 Precio al público de productos petrolíferos (peso por litro).



Fuente: Indicadores Petroleros, Pemex.

#### 4.1.6 Competencia

Realmente en este punto es donde se centra la mayor dificultad del lanzamiento al mercado de nuestro producto ya que de acuerdo al artículo 27 de la constitución corresponde exclusivamente a Pemex transporte, almacenamiento y distribución de petróleo y petrolíferos.

## **4.2 Localización de la planta**

En México, la generación de residuos sólidos urbanos (RSU) ha sufrido un aumento preocupante, acarreando consigo problemas de confinamiento y tratamiento de los mismos, siendo la parte del centro del país; la zona donde se genera la mayor cantidad de RSU con una cantidad de 19,268.35 miles de toneladas seguida por la parte norte con 4,008 miles de toneladas y finalmente la parte sur con 3,865.35 miles de toneladas.

Debido a que la zona centro de la República Mexicana es la que más RSU genera y considerando que se conforma por los estados de Estado de México, Aguascalientes, Puebla, Hidalgo, Morelos, Querétaro, San Luis Potosí y Tlaxcala y la entidad federativa del Distrito Federal, decidimos enfocar nuestra atención en ellos, principalmente en el Estado de México y el Distrito Federal, ya que son las entidades que en esta zona contribuyen con mayor significación al aporte de RSU generados.

Para la localización de la planta se consideró primeramente que ésta se encontrará en la zona limítrofe del Distrito Federal y el Estado de México ya que disponen con una enorme cantidad de rellenos sanitarios de gran volumen de RSU y además muchas empresas recolectoras de residuos plásticos se concentran en dicha zona, esto con la finalidad de que el transporte de la materia prima al centro de procesamiento se reduzca al mínimo.

De las ciudades del Estado de México que colindan con el Distrito Federal y que son vastos en generación de residuos sólidos urbanos se consideraron principalmente tres, que son: Naucalpan de Juárez, Tlalnepantla de Baz y Ecatepec de Morelos que junto con las delegaciones con los que colindan suman una portentosa cantidad de residuos para ser procesados.

A continuación se describen algunos aspectos principales de cada uno de los municipios anteriormente mencionados que serán considerados para realizar un exhaustivo análisis que finalmente determinará la que mejor cumpla con las condiciones o factores necesarios e indispensables para la localización de la planta.

- Suministro de energía y combustible.
- Disponibilidad de mano de obra.
- Suministro de agua.



- Costo de mano de obra.
- Costo y disponibilidad de terreno.
- Posibilidad de tratar desechos.
- Existencia de una infraestructura industrial adecuada.
- Comunicaciones.
- Consideraciones sociales y culturales.
- Consideraciones legales y políticas.
- Ubicación de empresas recolectoras de residuos plásticos y aceites gastados.

Mediante la identificación de los factores anteriores, se construyó una matriz que con una serie de ponderaciones y calificaciones se determinó el que cumplía con el mayor puntaje y consecuentemente con las mejores condiciones para la ubicación de la planta.

**Tabla 4.4 Empresas recolectoras de residuos plásticos y su ubicación.**

AVE Conservación y Protección del Medio Ambiente A.C.	UBICACIÓN: Cuernavaca Morelos DIRECCIÓN: 1003 Del Empleado TELÉFONOS: 8008376952 extension --- E-MAIL: <a href="mailto:avereleccion@gmail.com">avereleccion@gmail.com</a> SITIO WEB: <a href="http://avereleccion.org">avereleccion.org</a>
BIOFUELS DE MEXICO Recolección de aceite vegetal usado para biodiesel	UBICACIÓN: Distrito Federal DIRECCIÓN: Alejandro Dumas 103 Piso 4 Polanco TELÉFONOS: (55) 2000 2627 extension no tiene E-MAIL: <a href="mailto:biodiesel@recoleccionaceite.com">biodiesel@recoleccionaceite.com</a> SITIO WEB: <a href="http://www.recoleccionaceite.com">www.recoleccionaceite.com</a>
CONSANHI AMERICA SA DE CV Soluciones ecológicas mediante el servicio de recolección de residuos de manejo especial en toda la República Mexicana	UBICACIÓN: Distrito Federal DIRECCIÓN: MIGUEL LAURENT No. 1603 Portales Sur TELÉFONOS: (55) 5539 6914 extension no tiene E-MAIL: <a href="mailto:erika_leon@consanhi.com.mx">erika_leon@consanhi.com.mx</a> SITIO WEB: <a href="http://www.consanhi.com.mx">www.consanhi.com.mx</a>
ECO-RECI-MOVIL Recolección de desechos no peligrosos	UBICACIÓN: Distrito Federal DIRECCIÓN: AV. CIRCUNVALACION 1040 Santa Maria Aztahuacan TELÉFONOS: (55) 5693 5970 extension no tiene E-MAIL: <a href="mailto:eduardocastormx@yahoo.com.mx">eduardocastormx@yahoo.com.mx</a>
Go Green Logistics S.A. de C.V	UBICACIÓN: D.F. DIRECCIÓN: Morelos TELÉFONOS: 55423708

	E-MAIL: ventas@newplastic.com.mx SITIO WEB: www.newplastic.com.mx
Reciclum. Reciclaje inteligente	UBICACIÓN: Ciudad de México DIRECCIÓN: Av Aztecas 660-3 TELÉFONOS: 89956037 E-MAIL: reciclum@gmail.com SITIO WEB: reciclum.wordpress.com
Grupo Industrial Tecumi S.A. de C.V	Insurgentes Sur No. 800, Piso 8 Col. Del Valle 03100 México, D.F. México
JOS Recycling S.A. de C.V.	Toluca 50071 - Parque Industrial Toluca Estado de México – México. PET, HDPE, LDPE, PP, PVC
Plasticos Ralico	Teléfono: 58708232 Domicilio: Calle Olivos, Sin Num. Col la capilla, Cuautitlan Estado de México Ciudad: Cuautitlan, Estado De Mexico
Eko-Klin Ambiental	Av. Paseo de los Tamarindos No. 400-A, Piso 23 Poniente Col. Bosques de las Lomas 05120 Cuajimalpa, D.F. México
Class-Chamical	Gustavo Baz Prada 307, Hacienda de Echegarain, 53300 Naucalpan de Juárez, México 01 55 5373 0849
Petstar, S.A. de C.V	* Ave. Ejido 12-A San Pedro Xalostoc Ecatepec Estado de México, C.P. 55310
Plásticos reciclados de Aragón.	Estado de México., Ecatepec.
Comercializadora Gare (Jorge López Torres)	Calle Benito Juárez Mz. 62 Lt. 4 No. 846-B Col. Ejidos de Sta. Ma. Aztahuacan Iztapalapa, C.P.09570 México, D.F
ACASIA COMERCIALIZADORA Y SERVICIOS S.A DE C.V.	Plaza Buenavsta, Ortiz Tirado, Iztapalapa, D.F

Fuente: Directorio de centros de acopio de materiales provenientes de residuos en México 2010. Semarnat.

#### Aceites usados

Grupo TSI	Rtno. Cormoranes 25 B Conjunto Urbano El Nido C.P. 55600 Zumpango, Estado de México, México Tel. 55 49 85 01 56
ECO Amere, S.A. de C.V.	Calle 4 No. 10559 Parque Industrial El Salto El Salto, Jalisco, 45680 Teléfono: 01 (33) 3688-0244
Ecologic, Mexicana de Residuos de Ecatepec S.A. de C.V.	Granadas No. 17 Ejidos de San Cristóbal 55024 Ecatepec, Edo. de Méx.

	México
Soluciones Ecológicas Integrales, S.A. de C.V. SEISA	Río Lerma No. 22 Fracc. Ind. Tlaxcolpan 54030 Tlalnepantla, Edo. de Méx. México

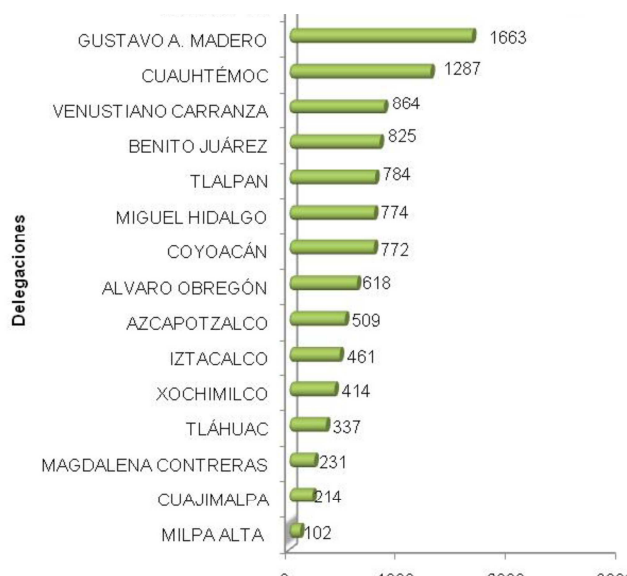
Materia prima en las tres localidades del Edo de México y las principales delegaciones colindantes.

**Tabla 4.5. Generación de residuos sólidos por Delegación.**

Municipio/Delegación	Tons de RSU
Ecatepec	636 560
Tlalnepantla de Baz	292 000
Naucalpan de Juárez	259 150
Gustavo A Madero	557,720
Azcapotzalco	302,220
Miguel Hidalgo	343,100

Fuente: INEGI (2010). Anuarios estadísticos por delegación del D.F.

**Figura 4.8. Generación de residuos sólidos por Delegación.**



Fuente: Dirección General de Servicios Urbanos, 2008.

**Tabla 4.6 Cantidad en cuanto a materia prima requerida por el proceso.**

Materia	Toneladas					
	Cant. Ecatepec	Cant. Tlalnepantla	Cant. Naucalpan	Gustavo A Madero	Azcapotzalco	Miguel Hidalgo
PET (Polietilen-tereftalato)	17823.68	8176.00	7256.20	15616.16	8462.16	9606.80
HDPE-PEAD(Polietileno de alta densidad)	18587.55	8526.40	7567.18	16285.42	8824.82	10018.52
PVC (Policloruro de vinilo)	954.84	438.00	388.73	836.58	453.33	514.65
LDPE-PEBD (Polietileno de baja densidad)	34628.86	15884.80	14097.76	30339.97	16440.77	18664.64
PP (Polipropileno)	5856.35	2686.40	2384.18	5131.02	2780.42	3156.52
PS (Poliestireno)	6238.29	2861.60	2539.67	5465.66	2961.76	3362.38
Total	66265.90	30397.20	26977.52	58058.65	31461.10	35716.71

**Fuente: Instituto de Ciencia y Tecnología del Distrito Federal, 2009.**

A continuación se muestra las tres localidades de posible elección en la que se presenta de manera resumida los aspectos o criterios que se consideraron para la selección de la planta.

**Tabla 4.7** Criterios tomados en cuenta para la localización de la planta.

<b>Criterios Geográficos y ambientales</b>	<b>Naucalpan</b>	<b>Ecatepec</b>	<b>Tlalnepantla</b>
<b>C1</b> Distancia de materias primas	<15km	<15km	<30km
<b>C2</b> Distancia a estación de tren	<10km	<10km	<10km
<b>C3</b> Distancia a punto de venta	>5km	>5km	>10km
<b>C4</b> Tipo de suelo		Feozem, Cambisol y Leptosol	Regosol y feozem
<b>C5</b> Precipitación pluvial	700mm-900mm	500 a 600 mm	Precipitación pluvial: 682.6 mm.
<b>C6</b> Temperatura media anual	10 °C y 16 °C	13,8 °C y 30,0 °C.	Temperatura media: 10.3 °C. Temperatura máxima: 27.30 °C.
<b>Infraestructura y Coomunicaciones</b>	<b>Naucalpan</b>	<b>Ecatepec</b>	<b>Tlalnepantla</b>
<b>C7</b> Acceso a Carreteras y autopistas	Boulevard Manuel Ávila Camacho, Vía Gustavo Baz Prada, Vía Adolfo López Mateos y la Vía Dr. Jorge Domínguez Cantú.	Vía Morelos, Avenida Central, Vía Adolfo López Mateos Anillo Periférico Oriente, Autopista México-Pachuca, Avenida Revolución, Autopista Circuito Exterior Mexiquense	Vía Gustavo Baz , Periférico Norte , Av. Presidente Juárez ,Autopista México-Querétaro Av. Mario Colín, Viaducto Bicentenario, Autopista Urbana Los Remedios - Ecatepec
<b>C8</b> Disponibilidad de energía eléctrica	100%	100%	La energía eléctrica llega al 100 por ciento de las comunidades
<b>C9</b> Disponibilidad de agua	San Lorenzo o San Juan Totolinga, Los Remedios y Río Hondo, Afuentes del Río Tepeji, Río Tula y Vaso de Texcoco	Represas en el canal de Sales, a la altura de la ex planta de Sosa Texcoco, río de los remedios	Los ríos de los Remedios, Tlalnepantla, y San Javier
<b>C10</b> Urbanización	13.3% del estado	9% del estado	15.30%
<b>C11</b> Viviendas en la región	199,831	450,056	165,169 viviendas
<b>C12</b> Servicios médicos	53 unidades de consulta externa y 4 de hospitalización	40 unidades de consulta externa y 6 de hospitalización	53 unidades de consulta externa y 4 de hospitalización
<b>C13</b> Escuelas	1545 aulas en todos los niveles	1884 aulas en todos los niveles	600 centros escolares
<b>C14</b> Unidades de comercio	142	341	114
<b>C15</b> Planta de tratamiento de agua	82	2	70
<b>Actividad económica</b>	<b>Naucalpan</b>	<b>Ecatepec</b>	<b>Tlalnepantla</b>
<b>C16</b> Disponibilidad de mano de obra	833,782	806,443	683,808
<b>C17</b> Costo de terreno	6000\$/m <sup>2</sup>	2700\$/m <sup>2</sup>	2300\$/m <sup>2</sup>
<b>C18</b> Parques industriales de la región	Fraccionamiento Industrial San Andrés Atoto, Industrial Alice Blanco, Industrial Atoto, Industrial La Perla, Industrial Modelo, Industrial Naucalpan, Parque industrial Naucalpan, Parque industrial Tlatilco	Industrial Cerro Gordo, Industrial Esfuerzo Nacional, Industrial Rústica Xalostoc, Industrial Santa Clara, Industrial Viveros Xalostoc, Industrial Xalostoc	Colonia Industrial San Nicolás Tlaxcolpan, Fraccionamiento Industrial Niños Héroes, Fraccionamiento Industrial San Buanaventura, Fraccionamiento Industrial Tabla Honda, Industrial Las Armas, Industrial San Lorenzo, Industrial Tlalnepantla, Parque Industrial La Loma, Zona Industrial Barrientos, Zona Industrial La Presa, Zona Industrial Los Reyes, Zona Industrial San Pablo Xalpa
<b>C19</b> Costo de vida para la población	Media-Alta		
<b>C20</b> Capacidad de los rellenos sanitarios	259 150	636 560	292 000
<b>C21</b> Empresas de recolección ubicadas	1	4	1

**Tabla 4.8** Calificación y ponderación de los criterios de evaluación.

Criterios	Peso	Calificación			Ponderación		
		Naucalpan	Ecatepec	Tlalnepantla	Naucalpan	Ecatepec	Tlalnepantla
<b>C1</b>	5	8	8	6	43.2143	43.2143	32.4107
<b>C2</b>	5	8	8	8	43.2143	43.2143	43.2143
<b>C3</b>	5	8	8	6	43.2143	43.2143	32.4107
<b>C4</b>	3	6	9	8	26.5999	39.8998	35.4665
<b>C5</b>	3	7	9	8	31.0332	39.8998	35.4665
<b>C6</b>	2	7	7	7	26.8459	26.8459	26.8459
<b>C7</b>	5	8	9	5	43.2143	48.6161	27.0089
<b>C8</b>	4	10	10	10	49.4843	49.4843	49.4843
<b>C9</b>					44.5359	39.5874	39.5874
	4	9	8	8			
<b>C10</b>	3	7	9	6	31.0332	39.8998	26.5999
<b>C11</b>	3	9	6	8	39.8998	26.5999	35.4665
<b>C12</b>	3	9	8	9	39.8998	35.4665	39.8998
<b>C13</b>	2	8	9	7	30.6811	34.5162	26.8459
<b>C14</b>	2	7	8	6	26.8459	30.6811	23.0108
<b>C15</b>	3	10	5	9	44.3331	22.1666	39.8998
<b>C16</b>	4	9	9	7	44.5359	44.5359	34.6390
<b>C17</b>	5	5	9	10	27.0089	48.6161	54.0179
<b>C18</b>					54.0179	54.0179	54.0179
	5	10	10	10			
<b>C19</b>	2	8	9	9	30.6811	34.5162	34.5162
<b>C20</b>	5	6	10	7	32.4107	54.0179	37.8125
<b>C21</b>	5	5	10	6	27.0089	54.0179	32.4107
<b>TOTAL</b>					<b>779.7127</b>	<b>853.0281</b>	<b>761.0323</b>

De la evaluación anterior se puede observar que el municipio que obtuvo el mayor puntaje es Ecatepec de Morelos con 853.0281 puntos.

Los factores principales que dieron lugar a la selección del municipio fueron:

- Distancia de materias primas.
- Distancia a estación de tren.
- Distancia a punto de venta.
- Acceso a Carreteras y autopistas.
- Disponibilidad de energía eléctrica.
- Disponibilidad de agua.
- Urbanización.
- Viviendas en la región.
- Servicios médicos.
- Escuelas.
- Unidades de comercio.
- Planta de tratamiento de agua.
- Actividad económica.
- Disponibilidad de mano de obra.
- Costo de terreno.
- Parques industriales de la región.
- Costo de vida para la población.
- Capacidad de los rellenos sanitarios.
- Empresas de recolección ubicadas.

El municipio en el cual se decidió ubicar la planta es **Ecatepec de Morelos**, se localiza entre las delegaciones de Gustavo A. Madero que colinda con Coacalco de Berriozábal, Tlalnepantla de Baz, Ecatepec de Morelos y que son delegaciones y municipios que generan una cantidad significativa de basura, y este municipio es el que más genera de los tres, además porque cumple con los criterios principales anteriores y las empresas recolectoras de aceites gastados se ubican en gran número en este municipio en comparación con los otros analizados.

## 4.3 Bases de diseño

### 4.3.1 Función del proceso

Función: Producción de biocombustible a partir de residuos plásticos.

Tipo de industria: Química.

Tipo de proceso: Cracking catalítico mediante catalizador y microondas.

### 4.3.2 Materias primas

Residuos plásticos.

Estado: Sólido.

Tabla 4.9 Composición de las materias primas.

Plástico	Punto de fusión (°C)	Densidad	Punto de ebullición (°C)
PEAD	120-140	0.94-0.96	180-380
PEBD	122-124	0.92-0.94	130-250
Polipropileno	167-170	0.90-0.91	180-380
Poliestireno	230	1.05	180-360
Policarbonato	46-300	1.2	130-390
Nylon 6	225	1.13	260-380
Nylon 66	260	1.14	270-390
Resina ABS		1.03-1.11	250-380
Poliuretano		1.1- 1.25	260-390
Cloruro de polivinilo		1.36-1.54	180-350

### Catalizador

Propiedad de la patente.

### 4.3.3 Capacidad

Capacidad máxima: 31,000 ton/año.

Capacidad normal: 28, 000 ton/año.

Capacidad mínima: 25, 000 ton/año.

### Subproductos

Heavy oil, carbón (C<sub>2</sub>,C<sub>3</sub>), gas de combustión.



#### 4.3.4 Productos

##### Queroseno

Tabla 4.10 Propiedades del queroseno.

<b>Estado Físico:</b>	Líquido a Temperatura Ambiente.
<b>Color:</b>	Rojo
<b>Olor:</b>	Característico.
<b>Punto inicial de ebullición:</b>	150°C
<b>Punto final de ebullición:</b>	300°C
<b>Presión de Vapor:</b>	Menor 0.1 kPa a 40°C
<b>Densidad:</b>	770 - 840 kg/m <sup>3</sup> a 15°C
<b>Viscosidad Cinemática:</b>	1 – 2 5mm <sup>2</sup> /s a 40°C
<b>Densidad de Vapor (air=1):</b>	> 5
<b>Punto de Inflamación:</b>	> 38 C ( PMCC )
<b>Límite – menor:</b>	aprox. 1 %(V/V)
<b>Límite - mayor:</b>	aprox. 6 %(V/V)
<b>Temperatura Auto-Ignición:</b>	> 220 °C
<b>Propiedades Explosivas:</b>	Al usarse, puede formar mezclas vapor-aire explosivas / inflamables.
<b>Propiedades Oxidantes:</b>	Ninguna.
<b>Solubilidad en Agua:</b>	Datos no disponibles.
<b>Coefficiente de Partición n-</b>	Datos no disponibles
<b>Grado de Evaporación:</b>	Datos no disponibles.

#### 4.3.5 Localización de la planta

Municipio: Ecatepec de Morelos.

Estado: Estado de México.

Elevación sobre el nivel del mar: 2250 m.

Presión barométrica:

Temperatura:

Temperatura de bulbo seco promedio anual: 14.9 °C.

Temperatura máxima: 30 °C.

Temperatura mínima: 13 °C.

Temperatura mínima en invierno: 7 °C.

Temperatura de bulbo húmedo:

Precipitación pluvial anual: 584-600 mm.

*Dirección del viento*

Vientos dominantes: De norte a sur.

Velocidad del viento: 20km/h.

Zona sísmica: Tipo B.

Coefficiente sísmico: 0.1.

Estudio de Mecánica de Suelos: No es necesario.

Vías de Acceso: Carreteras: México – Guadalajara.

Ferrocarriles: México - Ciudad Juárez.

Aeropuerto más Cercano: Bajío.

Puerto más Cercano: Manzanillo, Colima.

#### **4.3.6 Operación de la planta**

*Factor de servicio:* 0.95

*Servicio continuo:* 3 turnos de 8 horas.

*Falla de Agua de Enfriamiento*

La planta no podrá seguir operando ante la falta de agua de enfriamiento.

Flexibilidad en cuanto a operaciones con diferentes cargas y/o diferentes modalidades:

Previsión para ampliaciones futuras: No se provee posibles expansiones de la planta.

#### **4.3.7 Almacenamiento**

Alimentaciones: Dentro de los alcances del proyecto si se encuentra el diseño de los sistemas de almacenamiento.

Producto: Dentro de los alcances del proyecto si se encuentra el diseño de los sistemas de almacenamiento.

#### **4.3.8 Servicios auxiliares**

##### **Agua**

Agua de enfriamiento.

**Tabla 4.11** Propiedades físicas del agua de enfriamiento.

Descripción	Agua de Enfriamiento
Presión (PSIG)	30
Temperatura (°F)	60
Fuente de Suministro	Torre de enfriamiento
Disponibilidad	La requerida

### 4.3.9 Combustibles

Combustible líquido

Diesel

Tabla 4.12 Propiedades del diesel.

Componente	%(vol, peso)
Diesel sin	100 p
Aromáticos	30 v. máx.
Azufre	0.05 p. máx

Tabla 4.12. Continuación propiedades del diesel.

<b>Peso Molecular</b>	Variable	<b>% de volatilidad</b>	No disponible
<b>Temperatura de ebullición (°C)</b>	175 - 375 (aprox.)	<b>Color</b>	Amarillo claro
<b>Temperatura de fusión (°C)</b>	No disponible	<b>Olor</b>	Característico a petróleo
<b>Densidad de vapor (aire = 1)</b>	4	<b>Solubilidad en agua</b>	Insoluble
<b>Densidad relativa (H2O = 1) 20/4 °C</b>	0.815 - 0.840 (aprox.)	<b>pH</b>	No aplica
<b>Presión de vapor (mmHg 20°C)</b>	0.1 a 0.6 lb/pulg2	<b>Índice de Cetano</b>	48 mínimo
<b>Vel.evaporación (Butil-Acetato = 1)</b>	Menor que 1.0		

### 4.3.10 Energía eléctrica

Además de la potencia suministrada por la CFE, se contará con generación de energía eléctrica en caso de emergencia, mediante generadores que usen gas como combustible.

Energía eléctrica suministrada por CFE.

Tabla 4.13 Propiedades de la corriente eléctrica.

Tensión	240 V
Fases	3 y un hilo de tierra física
Frecuencia	60 Hz
F. P.	0.85 a 0.90 más.
Núm. de alimentadores	1

### 4.3.11 Comunicaciones

Teléfono: El servicio es suministrado por TELMEX en forma local. Red: Se cuenta con un servidor propio que se conecta a la red de Telmex. Otros: Deberá instalarse una antena para servicio de radio comunicación.

#### **4.3.12 Normatividad**

Se utilizaran los siguientes códigos y normas:

- Normas Oficiales Mexicanas NOM.
- Normas De Petróleos Mexicanos PEMEX.
- *Bombas. American Society for Testing Materials ASTM.*
- *Tanques atmosféricos: American Petroleum Institute API.*
- *Recipientes a presión. American Society of Mechanical Engineers ASME.*
- *Bombas. American National Standard Institute ANSI.*
- Instrument Society of America ISA.
- National Electrical Manufactures Association NEMA.
- National Fire Protection Association NFPA.
- International Standard Organization ISO.

## 4.4 Criterios de diseño

### 4.4.1 Enfriadores con aire

(Ref. 7).

- El tamaño del ventilador varía de 3 ft a 28 ft de diámetro. Sin embargo, los diámetros máximos que normalmente son utilizados son 14 ft y 16 ft.
- La velocidad del ventilador (tip speed) es normalmente 12,000 ft/min. Generalmente es común emplear impulsores superiores a 30 bhp. Cada impulsor están limitado a 50 hp.
- Los ventiladores más populares son aquellos que constan de dos bahías, dado que provee un grado de seguridad contra un ventilador o falla del impulsor.
- El tipo de aleta empleada es el de tensión wrapped por ser el más económico. El tubing tensión wrapped es el más común para servicios continuos con temperaturas por debajo de 400 °F.
- Los enfriadores son manufacturados con tubos de longitud de 6ft - 50ft y bahías con anchos de 4ft a 30 ft.
- El diámetro nominal de los tubos son de 5/8 in a 1 ½, diámetro externo con aletas de ½ in a 1 in de altura, separados de 7 a 11 por pulgada, proveyendo de una superficie extendida de 12 a 25 veces la superficie exterior del tubing. Los tubos son generalmente dispuestos en arreglos de pitch triangular con las puntas de las aletas de los tubos adyacentes en contacto o separados a partir de los requerimientos de transferencia, lo cual usualmente resulta en una sección de 3 a 8 filas de tubos aleteados, siendo 4 filas el más típico.
- Los tubos con diámetro externo de 1 in son los más empleados. Las aletas más comúnmente utilizadas son 1/2 in o 5/8 in.
- Los materiales comunes para la construcción de los cabezales son acero al carbón, ASTM SA-515-70, SA-516-70. Para los tubos generalmente son ASTM SA-214 (ERW), SA-719 (SMLS), acero al carbón.
- Las persianas son generalmente de acero al carbón, siendo el aluminio con acero al carbón los más populares y los más económicos.
- Las aletas son normalmente de aluminio. El acero inoxidable y aleaciones de latón tienen sus aplicaciones, sin embargo son más caros que el acero al carbón.

- El banco debe de estar orientado de tal manera que el flujo del viento sea paralelo a lo largo del eje del banco de tubos y los objetos cercanos a la temperatura del ambiente deben estar localizados viento arriba al final del banco.

#### **4.4.2 Tanque de fundición**

(Ref. 13).

- El tanque de fusión emplea gases de combustión como medio de calentamiento del plástico, mediante un enchaquetado externo, que consiste principalmente de deflectores tipo espiral, para permitir mayor espacio para la agitación del mismo.
- En la combustión se emplea un exceso de aire del 15% para garantizar el quemado completo del combustible.
- El espacio entre el enchaquetado y el tanque de fusión mayor o igual a 2 in.
- El pitch entre los espirales es de 8 pulgadas.
- Los factores de incrustación para los gases de combustión es de 0.002 hft<sup>2</sup>/F/BTU y 0.002 hft<sup>2</sup>/F/BTU para el plástico.
- El motor que se empleará es de una capacidad de 40 HP.
- La temperatura de salida de los gases de combustión se considera de 94°F, con el fin de desecharlo a la atmósfera.
- El espesor mínimo de las paredes para rigidez son :
  - 0.25 in para un tanque con 42 in de diámetro.
  - 0.25 in para un tanque de 42 in a 60 in de diámetro.
  - 0.38 in para un tanque con diámetros superiores a 60 in.
- La relación de L/D que se emplean se encuentra en el rango de 2.5 a 5.
- El volumen del líquido se considera como 90% el volumen del tanque.
- La relación plástico agua para el tanque de liquidación es de 1:7.

#### **4.4.3 Condensador**

(Ref. 13)

Por practicidad, el número de pasos está limitado a 8 o 10 en lado de los tubos. En el condensador se consideró 1 paso en la coraza y 2 en los tubos.

Los diámetros de los tubos varían en el rango de 5/8 in a 2 in (Ref. 3), los diámetros más pequeños que van de 5/8 a 1 in son preferidos para la mayoría de las cargas y por lo tanto proporcionan crear un intercambiador más barato y más compacto.

Las longitudes de los tubos para intercambiadores de calor son: 6ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft, 24 ft. La razón óptima entre la longitud de los tubos y el diámetro de la coraza es de 5 a 10.

El British standard BS 3274 abarca a intercambiadores con diámetro de coraza que van de 6 in a 42 in y el TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) intercambiadores con diámetros por arriba de 60 in.

La velocidad del fluido lado tubos es de 1 a 2 m/s (3.28 a 6.56 ft/s) para fluidos de proceso, 1.25 a 2.5 m/s (4.1 a 8.2 ft/s) cuando el fluido es agua. En el lado de la coraza es de 0.3 a 1 m/s (0.984 a 3.28 ft/s).

En el lado de la coraza circulará la mezcla de gases y en el lado de los tubos, agua de enfriamiento.

En nuestro caso el diámetro de tubo empleado es de 1 in con una longitud de 12 ft y la relación longitud de tubos entre diámetro de la coraza es de 6.78.

El pitch que se seleccionó fue el triangular, dado que es uno de los arreglos que proporcionan una mejor rapidez de transferencia de calor.

La caída de presión permitida en el lado de la coraza es de 2 psi y para el lado de los tubos es de 10 psi.

#### **4.4.4 Tanques de almacenamiento**

(Ref. 16).

Los tanques de almacenamiento de líquido se contempla un espacio de 15% por debajo de 500 gal y 10% por arriba de 500 gal de capacidad.

- Para capacidades menores que 1000 gal emplear tanques verticales montado sobre patines.
- Entre 1000 y 10000 gal, emplear tanques horizontales montados sobre concreto.
- Más allá de 10000 gal, emplear tanques verticales montados sobre concreto.

#### **4.4.5 Bombas y tuberías**

(Ref. 16).

- El NPSH (Network Positive Suction Heat) deberá ser de 5 - 10 ft mayor que el requerido.
- La eficiencia de la bomba deberá ser de 45% si se maneja 100 gpm, 70% a 500 gpm y 80% a 1000 gpm.
- La elevación del recipiente se fija 4 ft mayor que la NPSH requerida. En esta forma se dispone de 2 ft para la tubería y 2 ft para fijar la elevación de la conexión de succión de la bomba respecto del nivel del piso terminado. La elevación de referencia para recipientes verticales debe medirse a la línea tangente del fondo y para recipientes horizontales al fondo de los mismos.
- Debe tenerse cuidado de que la caída de presión por 100 ft no exceda a la recomendada.
- El material de tubería, dimensión, etc. se elige de acuerdo a la norma CT-200 Pemex.



#### 4.5 Descripción del proceso

Los residuos plásticos pre tratados son introducidos en el tanque de fusión TL-201 donde serán fundidos mediante los gases que son generados a partir de la reacción de combustión del diesel que proviene del tanque FA-103 y se introduce al quemador CF-201 donde reacciona con el aire. Los plásticos fundidos son enviados al reactor R-201 donde ocurren las reacciones que producirán el queroseno.

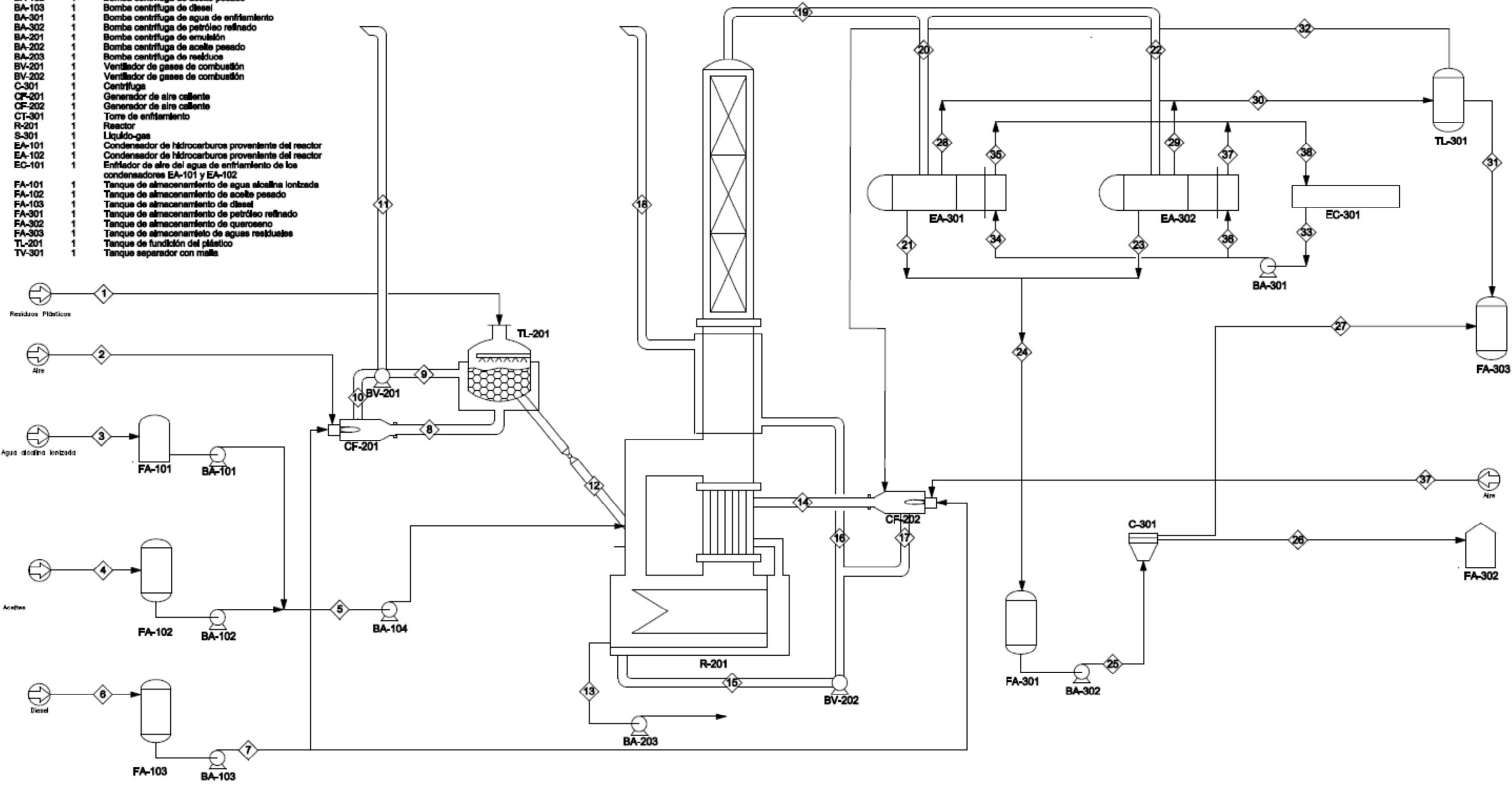
Los aceites gastados del tanque FA-102 forma una emulsión con el agua alcalina ionizada del tanque FA-101 mediante la bomba BA-104 y posteriormente son enviados al reactor R-201 donde ocurren las reacciones térmicas y cuánticas que producirán queroseno.

El producto del reactor R-201 constituido principalmente de queroseno, agua y  $\text{CO}_2$  son condensados mediante las unidades EA-301 y EA-302, en los que se emplea agua como medio de enfriamiento, proveniente de la unidad EC-301. Los incondensables son enviados al separador TL-301 donde el  $\text{CO}_2$  se envía al quemador CF-202, mientras que el agua al tanque de almacenamiento de agua residual FA-303. Los condensables, constituidos en su mayoría por queroseno son transferidos al tanque de almacenamiento temporal FA-301, la corriente que sale de este tanque es bombeada mediante la bomba BA-302 al separador centrífugo C-301 donde se elimina el agua remanente en el queroseno. El agua eliminada se envía al tanque FA-303, mientras que el queroseno al tanque de almacenamiento FA-302.

El diseño de los equipos de procesos así como los cálculos del balance de materia y energía se muestran en la sección del apéndice.

En la siguiente página se muestra el diagrama de flujo de proceso de la planta procesadora de residuos plásticos y aceites gastados para producir queroseno, que contiene a los equipos involucrados, el balance de materia y energía, etc.

Clave de equipo	No de equipo	Descripción de equipo
BA-101	1	Bomba alcalina de agua ionizada
BA-102	1	Bomba centrífuga de aceite pesado
BA-103	1	Bomba centrífuga de diesel
BA-301	1	Bomba centrífuga de agua de enfriamiento
BA-302	1	Bomba centrífuga de petróleo refinado
BA-201	1	Bomba centrífuga de emulsión
BA-202	1	Bomba centrífuga de aceite pesado
BA-203	1	Bomba centrífuga de residuos
BV-201	1	Ventilador de gases de combustión
BV-202	1	Ventilador de gases de combustión
C-301	1	Centrífuga
CF-201	1	Generador de aire caliente
CF-202	1	Generador de aire caliente
CT-301	1	Torre de enfriamiento
R-201	1	Reactor
S-301	1	Líquido-gas
EA-101	1	Condensador de hidrocarburos proveniente del reactor
EA-102	1	Condensador de hidrocarburos proveniente del reactor
EA-103	1	Enfriador de aire del agua de enfriamiento de los condensadores EA-101 y EA-102
FA-101	1	Tanque de almacenamiento de agua alcalina ionizada
FA-102	1	Tanque de almacenamiento de aceite pesado
FA-103	1	Tanque de almacenamiento de diesel
FA-301	1	Tanque de almacenamiento de petróleo refinado
FA-302	1	Tanque de almacenamiento de queroseno
FA-303	1	Tanque de almacenamiento de aguas residuales
TL-201	1	Tanque de fundición del plástico
TV-301	1	Tanque separador con malla



Resumen de las corrientes de proceso

Componente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	15	16	17	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	
Flujo por componente	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Petrolero	7801.82	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Queroseno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Diesel	-	-	-	-	-	161.62	161.62	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Aire de A1	-	-	-	8559.29	8559.29	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Hidrocarburos ligeros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2O	-	-	1086.62	-	1086.62	-	-	222.47	222.47	222.47	222.47	-	-	-	-	-	322.89	161.27	60.80	161.27	60.80	161	161	-	161	70.76	70.76	141.26	141.26	-	363.266	191.643	191.643	191.643	191.643	
CO2	-	-	-	-	-	-	-	601.96	601.96	601.96	601.96	-	-	-	-	-	671.10	436.66	-	436.66	-	-	-	-	-	436.66	436.66	671.10	-	671.1	-	-	-	-	-	-
N2	-	-	2322.12	-	-	-	-	2190.62	2190.62	2190.62	2190.62	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
O2	-	-	617.27	-	-	-	-	64.42	64.42	64.42	64.42	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Flujo total (b/h)	7801.82	2906.26	1096.62	8559.29	6756.11	161.62	161.62	2906.26	2906.26	2906.26	2906.26	7801.82	-	-	-	-	14491.77	7345.66	6739.66	7246.66	6736.66	13476.12	13476.12	13396.13	161	606.32	606.32	1012.66	141.26	671.1	363.266	191.643	191.643	191.643	191.643	
Pres mscandar (atm)	300000	26	16	162	136.69	162	162	26.66	26.66	26.66	26.66	300000	-	-	-	-	163.76	163.76	163.76	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Flujo de vapor (OPM)	-	-	-	-	-	-	-	21262.77	21262.77	21262.77	21262.77	16.36	-	-	-	-	6076.60	6076.60	-	6076.60	-	-	-	-	-	673.66	673.66	1147.67	-	-	-	-	-	-	-	-
Flujo de líquido (OPM)	-	-	2.16	11.67	13.74	0.36	0.36	-	-	-	-	16.36	-	-	-	-	-	-	16.67	-	33.34	33.34	33.32	0.36	-	-	-	-	0.36	-	766.76	366.66	362.66	362.66	362.66	
Densidad (g/cc)	66.36	-	62.6	61	61.6	60	60	0.017023	0.017023	0.017023	0.017023	66.36	-	-	-	-	0.166	0.166	0.166	0.166	0.166	62.4	62.4	62.4	0.11	0.11	0.11	0.11	0.06	62.4	61.6	62.4	62.4	62.4	62.4	62.4
Temperatura (°C)	672	77	77	77	77	77	77	3594.30	64	64	64	672	-	-	-	-	660	660	102	650	102	102	102	102	-	-	-	-	-	-	66	66	117	117	117	
Presión (psia)	14.7	16	14.7	14.7	16	14.7	14	16	16	16	16	-	-	-	-	-	16	16	16	16	16	16	16	16	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	

Universidad Nacional Autónoma de México  
 Facultad de Química

Nombre	Fecha	Revisión	Aprobó	Fecha
Diseño	XXX	Producción de		
Diseño	XXX	queroseno		
Revisó	XXX			

Dibujo de:   
 Hoja:   
 Total:

#### 4.6 Hojas de datos de equipos de proceso.

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		PROYECTO:	0 0 1				
PLANTA:	PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS		HOJA:	1	DE: 1			
LOCALIZACION:	EDO. MEXICO		REQ./O.C. No:					
CLAVE DEL EQUIPO:	EA-301	No. DE UNIDADES:	2					
SERVICIO:	Condensar la mezcla que sale del reactor DC-201		POSICION:					
<b>Condiciones de operación</b>								
Tipo:	Tubos y coraza		Posición:	Horizontal				
Calor transferido:	4,216,146	BTU/h	Área de transferencia:	636	ft <sup>2</sup>			
LMTD:	162.72 °F							
Coefficiente de transferencia de calor:	Uc:	15.14	BTU/hft <sup>2</sup> °F	Ud:	14.28			
<b>Condiciones de operación</b>								
Datos de diseño por unidad	Coraza		Tubos					
Fluido	Mezcla de hidrocarburos		Agua					
Flujo lb/h	7246		191643					
Temperatura de entrada °F	650		95					
Temperatura de salida °F	106		117					
Presión de operación PSIG	15		15					
Densidad lb/ft <sup>3</sup>	0.2		61.9					
Capacidad calorífica BTU/Lb°F	0.55		1					
Calor latente BTU/Lb	126							
Cond. Térmica	0.01101		0.37					
Viscosidad Cp	0.02050		0.67					
Peso molecular	126		18					
ΔPPermitido PSI	2.00		4.00					
ΔPCalculada PSI	0.11		2.1					
Resistencia de incrustación	0.004		0.004					
Pasos	1		2					
<b>CONSTRUCCIÓN</b>								
Material:	Tubo: Acero al carbón No. De tubos: 270 O.D: 3/4" BWG: 16 Longitud 12 ft							
Pitch:	Triangular							
Coraza:	Acero al carbón Diámetro: 23.25 in							
Corrosión permisible:	Coraza: 1/16"	Tubos: 1/16"	Material del Baffle: Acero					
Conexiones:	Coraza: Entrada: 6"	Salida: 2"	Flange: 300 psi Raised Face					
	Canal Entrada: 5"	Salida: 5"	Flange: 300 psi Raised Face					
Código:	TEMA Clase C	Aislamiento: No	Rayos X: No	Protección catódica: No				
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO			PROYECTO:	0 0 1			
PLANTA:	PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS			HOJA:	1	DE:	1	
LOCALIZACION:	EDO. MEXICO			REQ./O.C. No:				
CLAVE DEL EQUIPO:	TL-201			No. DE UNIDADES:	1			
SERVICIO:	TANQUE DE FUSIÓN DEL PLÁSTICO			POSICION:				
<b>Condiciones de operación</b>								
Tipo de fluido:	PLÁSTICO POLIETILENO			Flujo:	131.62	ft <sup>3</sup> /h	Densidad:	59 lb/ft <sup>3</sup>
Presión: Operación:	15 PSI			Máxima:	NA	PSI	Diseño:	NA PSI
Dimensiones: Longitud:	12.2 ft			Diámetro:	8.1	ft	Cap. Total:	571 ft <sup>3</sup>
Temperatura de operación:	300 °F			Temperatura de diseño:	325	°F	Viscosidad:	100,000 Cp
Medio de calentamiento:	Gases que provienen de quemadores a 3530 °F y a 15 PSI							
Posición:	<input checked="" type="checkbox"/>	Vertical	<input type="checkbox"/>	Horizontal	Corrosión permisible: 1/16 "			
Nivel:	Normal: 10 ft			Máximo:	11	ft	Mínimo:	ft
Materiales: Fundidor:	Acero SA-240, 316			Aislamiento:	Si		Código:	ASME
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 PSI			
Agitación:	si		Tipo de agitador:	Ancla				
Motor:	40 HP		RPM:	1800				
Volts:	440		Fase:	3		Ciclos:	60	
Calor intercambiado:	3,023,446 BTU/h							
Coefficiente total de transferencia:	8.92 BTU/hft <sup>2</sup> °F							
Área total de transferencia:	364.82 ft <sup>2</sup>							
<b>Boquillas</b>								
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						
<b>Notas</b>								
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

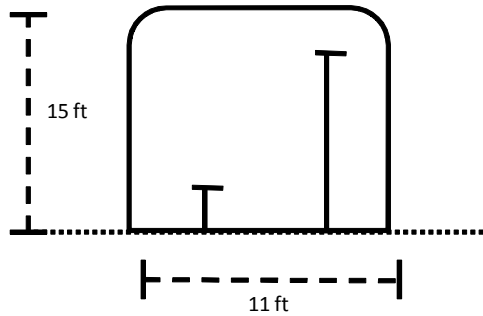
CLIENTE: <b>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO</b>	PROYECTO: 0 0 1
PLANTA: <b>PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS</b>	HOJA: 1 DE: 1
LOCALIZACION: <b>EDO. MEXICO</b>	REQ./O.C. No:
CLAVE DEL EQUIPO: <b>FA-101</b>	No. DE UNIDADES: 1
SERVICIO: <b>TANQUE DE ALMACENAMIENTO AGUA ALCALINA IONIZADA</b>	POSICION:

**Condiciones de operación**

Tipo de fluido: <u>Agua alcalina ionizada</u>	Flujo: <u>17.47</u> ft <sup>3</sup> /h	Densidad: <u>62.3</u> lb/ft <sup>3</sup>
Presión: Operación: <u>15</u> PSI	Máxima: <u>NA</u> PSI	Diseño: <u>NA</u> PSI
Dimensiones: Longitud T-T: <u>15</u> ft	Ancho: <u>11</u> ft	Cap. Total: <u>1257.78</u> ft <sup>3</sup> (T-T)
Temperatura de operación: <u>100</u> °F	Temperatura de diseño: <u>150</u> °F	
Punto flash: _____ °F	Peso molecular: _____ lb/lbmol	
Posición: <input checked="" type="checkbox"/> Vertical <input type="checkbox"/> Horizontal	Tiempo de retención: <u>5</u> min	
Longitud: <u>180</u> in	Diámetro: <u>132</u> in	Capacidad: <u>50297.8</u> Gal
Nivel: Normal: _____ ft	Máximo: <u>13.5</u> ft	Mínimo: <u>0.6</u> ft
Alarma alto nivel: _____ ft	Alarma bajo nivel: _____ ft	Nivel de paro: _____ ft
Materiales: Coraza: <u>Acero</u> Cabeza: <u>Acero</u>	Soportes: <u>Acero</u>	Espesor: <u>0.15</u> ft
Código: <u>ASME</u> Tipo de tapas: <u>Esféricas</u>	Corrosión permisible: <u>1/16"</u>	Aislamiento: <u>Sí</u>

No.	Cant.	Diámetro	SERVICIO
		4 in	Alimentación
		1 1/2 in	Descarga

**NOTAS**



Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

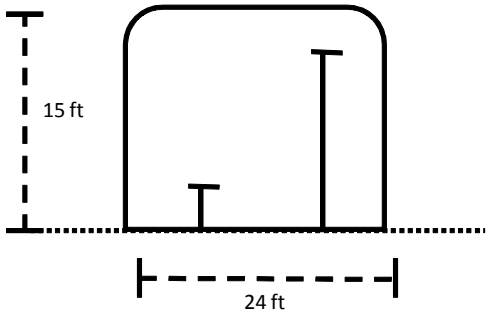
CLIENTE: UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	PROYECTO: 0 0 1
PLANTA: PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS	HOJA: 1 DE: 1
LOCALIZACION: EDO. MEXICO	REQ./O.C. No:
CLAVE DEL EQUIPO: FA-102	No. DE UNIDADES: 1
SERVICIO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO ACEITE GASTADO	POSICION:

**Condiciones de operación**

Tipo de fluido: Aceite gastado Flujo: 93.4 ft<sup>3</sup>/h Densidad: 53 lb/ft<sup>3</sup>  
 Presión: Operación: 15 PSI Máxima: NA PSI Diseño: NA PSI  
 Dimensiones: Longitud T-T: 15 ft Ancho: 24 ft Cap. Total: 6724.3 ft<sup>3</sup> (T-T)  
 Temperatura de operación: 100 °F Temperatura de diseño: 150 °F  
 Punto flash: °F Peso molecular: lb/lbmol  
 Posición:  Vertical  Horizontal Tiempo de retención: 5 min  
 Longitud: 180 in Diámetro: 288 in Capacidad: 50297.8 Gal  
 Nivel: Normal: ft Máximo: 13.5 ft Mínimo: 0.6 ft  
 Alarma alto nivel: ft Alarma bajo nivel: ft Nivel de paro: ft  
 Materiales: Coraza: Acero Cabeza: Acero Soportes: Acero Espesor: 0.15 ft  
 Código: ASME Tipo de tapas: Esféricas Corrosión permisible: 1/16" Aislamiento: Sí

No.	Cant.	Diámetro	SERVICIO
		4 in	Alimentación
		1 1/2 in	Descarga

NOTAS



Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

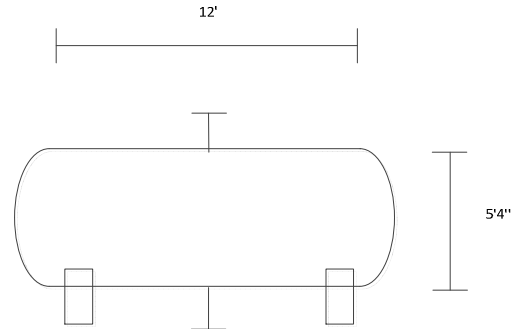
CLIENTE: UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	PROYECTO: 0 0 1
PLANTA: PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS	HOJA: 1 DE: 1
LOCALIZACION: EDO. MEXICO	REQ./O.C. No:
CLAVE DEL EQUIPO: FA-103	No. DE UNIDADES: 1
SERVICIO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE DIESEL	POSICION:

**Condiciones de operación**

Tipo de fluido: Diesel	Flujo: 3.07 ft <sup>3</sup> /h	Densidad: 50.2 lb/ft <sup>3</sup>
Presión: Operación: 15 PSI	Máxima: NA PSI	Diseño: NA PSI
Dimensiones: Longitud T-T: 12 ft	Ancho: 5'4"	Cap. Total: 219.76 ft <sup>3</sup> (T-T)
Temperatura de operación: 100 °F	Temperatura de diseño: 150 °F	
Punto flash: °F	Peso molecular: 162 lb/lbmol	
Posición: <input type="checkbox"/> Vertical <input checked="" type="checkbox"/> Horizontal	Tiempo de retención: 5 min	
Longitud: 144 in	Diámetro: 164 in	Capacidad: 1643.81 Gal
Nivel: Normal: ft	Máximo: 10.8 ft	Mínimo: 0.6 ft
Alarma alto nivel: ft	Alarma bajo nivel: ft	Nivel de paro: ft
Materiales: Coraza: Acero Cabeza: Acero	Soportes: Acero	Espesor: 0.15 ft
Código: ASME	Tipo de tapas: Esféricas	Corrosión permisible: 1/16"
		Aislamiento: Sí

No.	Cant.	Diámetro	SERVICIO
		4 in	Alimentación
		1 in	Descarga

NOTAS



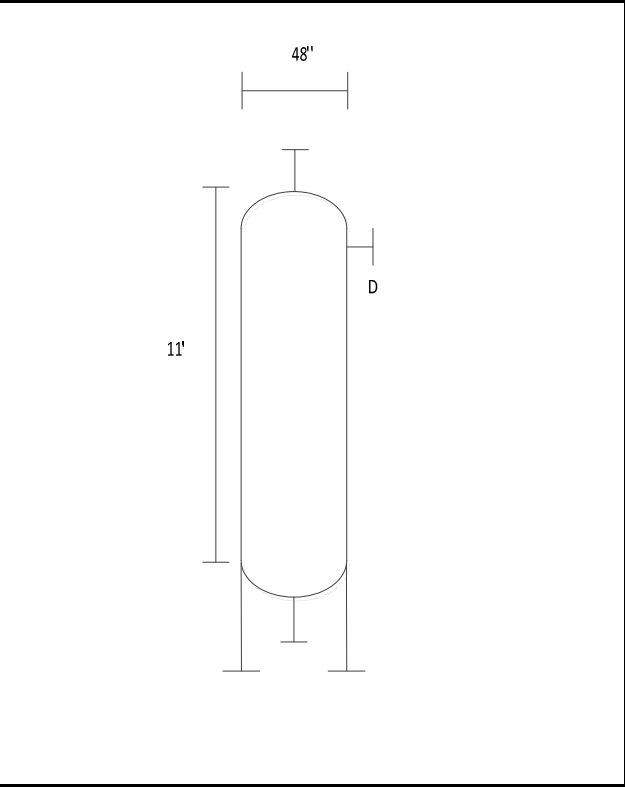
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

CLIENTE: UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	PROYECTO: 0 0 1
PLANTA: PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS	HOJA: 1 DE: 1
LOCALIZACION: EDO. MEXICO	REQ./O.C. No:
CLAVE DEL EQUIPO: FA-303	No. DE UNIDADES: 1
SERVICIO: TANQUE CONFINAMIENTO DE AGUA RESIDUAL	POSICION:

**Condiciones de operación**

Tipo de fluido: Agua residual	Flujo: 5.128 ft <sup>3</sup> /h	Densidad: 62.3 lb/ft <sup>3</sup>
Presión: Operación: 15 PSI	Máxima: NA PSI	Diseño: NA PSI
Dimensiones: Longitud T-T: 11 ft	Ancho: 4 ft	Cap. Total: 138 ft <sup>3</sup> (T-T)
Temperatura de operación: 100 °F	Temperatura de diseño: 150 °F	
Punto flash: °F	Peso molecular: lb/lbmol	
Posición: <input checked="" type="checkbox"/> Vertical <input type="checkbox"/> Horizontal	Tiempo de retención: 5 min	
Longitud: 132 in	Diámetro: 48 in	Capacidad: 1034 Gal
Nivel: Normal: ft	Máximo: 13.5 ft	Mínimo: 0.6 ft
Alarma alto nivel: ft	Alarma bajo nivel: ft	Nivel de paro: ft
Materiales: Coraza: Acero Cabeza: Acero	Soportes: Acero	Espesor: 0.15 ft
Código: ASME	Tipo de tapas: Esféricas	Corrosión permisible: 1/16"
		Aislamiento: Sí

No.	Cant.	Diámetro	SERVICIO
		1 in	Alimentación
		1 in	Descarga



NOTAS

Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								



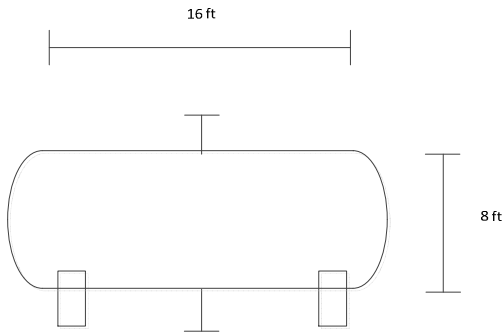
CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	PROYECTO:	0	0	1
PLANTA:	PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS	HOJA:	1	DE:	1
LOCALIZACION:	EDO. MEXICO	REQ./O.C. No:			
CLAVE DEL EQUIPO:	FA-301	No. DE UNIDADES:	1		
SERVICIO:	TANQUE DE ALMACENAMIENTO INTERMEDIO DE QUEROSENO	POSICION:			

**Condiciones de operación**

Tipo de fluido: Queroseno Flujo: 267.44 ft<sup>3</sup>/h Densidad: 50.2 lb/ft<sup>3</sup>  
 Presión: Operación: 15 PSI Máxima: NA PSI Diseño: NA PSI  
 Dimensiones: Longitud T-T: 16 ft Ancho: 8 ft Cap. Total: 6786 ft<sup>3</sup> (T-T)  
 Temperatura de operación: 100 °F Temperatura de diseño: 150 °F  
 Punto flash:      °F Peso molecular: 162 lb/lbmol  
 Posición:  Vertical  Horizontal Tiempo de retención: 5 min  
 Longitud: 192 in Diámetro: 96 in Capacidad: 6001.4 Gal  
 Nivel: Normal:      ft Máximo: 14.4 ft Mínimo: 0.6 ft  
 Alarma alto nivel:      ft Alarma bajo nivel:      ft Nivel de paro:      ft  
 Materiales: Coraza: Acero Cabeza: Acero Soportes: Acero Espesor: 0.15 ft  
 Código: ASME Tipo de tapas: Esféricas Corrosión permisible: 1/16" Aislamiento: Sí

No.	Cant.	Diámetro	SERVICIO
		2 in	Alimentación
		2 in	Descarga

NOTAS



Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

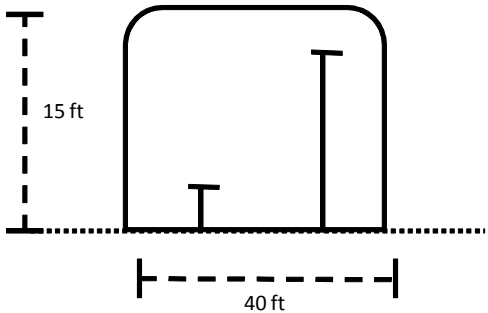
CLIENTE: UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	PROYECTO: 0 0 1
PLANTA: PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS	HOJA: 1 DE: 1
LOCALIZACION: EDO. MEXICO	REQ./O.C. No:
CLAVE DEL EQUIPO: TA-302	No. DE UNIDADES: 1
SERVICIO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE QUEROSENO	POSICION:

**Condiciones de operación**

Tipo de fluido: Queroseno Flujo: 265.96 ft<sup>3</sup>/h Densidad: 50.1 lb/ft<sup>3</sup>  
 Presión: Operación: 15 PSI Máxima: NA PSI Diseño: NA PSI  
 Dimensiones: Longitud T-T: 15 ft Ancho: 40 ft Cap. Total: 6786 ft<sup>3</sup> (T-T)  
 Temperatura de operación: 100 °F Temperatura de diseño: 150 °F  
 Punto flash: \_\_\_\_\_ °F Peso molecular: 162 lb/lbmol  
 Posición:  Vertical  Horizontal Tiempo de retención: 5 min  
 Longitud: 36 in Diámetro: 12 in Capacidad: 22 Gal  
 Nivel: Normal: \_\_\_\_\_ ft Máximo: 13.5 ft Mínimo: 0.6 ft  
 Alarma alto nivel: \_\_\_\_\_ ft Alarma bajo nivel: \_\_\_\_\_ ft Nivel de paro: \_\_\_\_\_ ft  
 Materiales: Coraza: Acero Cabeza: Acero Soportes: Acero Espesor: 0.15 ft  
 Código: ASME Tipo de tapas: Esféricas Corrosión permisible: 1/16" Aislamiento: Sí

No.	Cant.	Diámetro	SERVICIO
		2 in	Alimentación
		4 in	Descarga

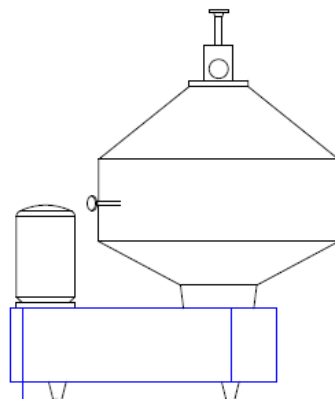
NOTAS



Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

CLIENTE: UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		PROYECTO: 0 0 1	
PLANTA: PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS		HOJA: 1 DE: 1	
LOCALIZACION: EDO. MEXICO		REQ./O.C. No:	
CLAVE DEL EQUIPO: EC-201		No. DE UNIDADES: 1	
SERVICIO: SOLOAIRE		POSICION:	
<b>Condiciones de operación</b>			
Tipo: <u>Tubos y coraza</u> Tiro: <input checked="" type="checkbox"/> forzado <input type="checkbox"/> Inducido Tamaño: <u>44 x 34 ft</u>			
Calor transferido: <u>8,432,291</u> BTU/h Área de transferencia: <u>157,238</u> ft <sup>2</sup> LMTD: <u>9.63</u> °F			
Razón de transferencia: Externa: <u>157,238</u> ft <sup>2</sup>			
Coeficiente de transferencia de calor: U <sub>D</sub> : <u>5.57</u> BTU/ht <sup>2</sup> °F			
<b>Condiciones de operación</b>			
Datos de diseño por unidad		Coraza	Tubos
Fluido		Aire	Agua
Flujo lb/h		3342328.00	383386.00
Temperatura de entrada °F		90	117
Temperatura de salida °F		100.51	95
Presión de entrada PSIG		14.7	
Cp (BTU/lb°F)		0.24	1
ΔP permitida PSI		2	4
ΔPdiseño PSI		0.0113 (0.31 in agua)	2.77 psi
Conductividad Térmica		0.015	0.4
Resistencia de incrustación		0.003	0.001
<b>CONSTRUCCIÓN</b>			
<input checked="" type="checkbox"/>	Presión de diseño: <u>30</u> PSI		Presión de prueba: <u>30</u> PSI
<input checked="" type="checkbox"/>	Temperatura de diseño: <u>30</u> °F		
<input checked="" type="checkbox"/>	Sección: Tamaño <u>44 x 34 ft</u>	Filas: <u>4</u>	No. Por unidad: <u>        </u>
<input checked="" type="checkbox"/>	Estructura: <u>Acero al carbón</u>		
<input checked="" type="checkbox"/>	Cabezal: Tipo: <u>Caja</u>	Material: <u>ASTM SA-515-70</u>	No. Pasos: <u>3</u>
<input checked="" type="checkbox"/>	Boquilla de entrada: <u>4"</u>	Boquilla de salida: <u>4"</u>	Código: <u>ASME</u>
<input checked="" type="checkbox"/>	Tubo: Material: <u>ASTM SA-214 (ERW)</u>	Diámetro externo: <u>1"</u>	No.tubos: <u>642</u>
<input checked="" type="checkbox"/>	Longitud: <u>44</u> ft	Espacio entre tubos: <u>2.5"</u>	Pitch: <u>Triangular</u>
<input checked="" type="checkbox"/>	Material aleta: <u>Aluminio</u>	Altura: <u>5/8 in</u>	Tipo: <u>Extruido</u>
<b>EQUIPO</b>			
Ventilador:	No./Unidad: <u>4</u>	HP/ventilador: <u>26.5</u>	Diámetro: <u>13.67</u> ft
	Aspas: <u>8</u>	Material de las aspas: <u>Plástico</u>	Material del cubo: <u>Acero al carbón</u>
Impulsor:	Tipo: <u>Motor eléctrico</u>	No/unidad: <u>4</u>	HP/Impulsor: <u>24.4</u>
			RPM: <u>3600</u>
Revisión	0	1	2
Fecha			
Elaboró			
Aprobó			

CLIENTE: UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO		PROYECTO: 0 0 1						
PLANTA: PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS		HOJA: 1 DE: 1						
LOCALIZACION: EDO. MEXICO		REQ./O.C. No:						
CLAVE DEL EQUIPO: C-301	No. DE UNIDADES: 1							
SERVICIO: SEPARADOR CENTRÍFUGO	POSICION:							
<b>Condiciones de operación</b>								
Operación: Continuo <input checked="" type="checkbox"/> Intermitente <input type="checkbox"/> Corrosión: <u>Sí</u> <u>No</u>								
Flujo: Normal: <u>13,479.12</u> lb/h Diseño: <u>13,479.12</u> lb/h								
Temperatura de operación: <u>106</u> °F Temperatura de mínima: <u>32</u> °F Temperatura de máxima: <u>212</u> °F								
Fluidos en la separación		Fase pesada	Fase ligera					
Fluidos		Agua	Queroseno					
Flujo ft <sup>3</sup> /h		0.4	38					
Densidad lb/ft <sup>3</sup>		62.5	50					
Viscosidad (Cp)		0.8	1.4					
Presión máxima de salida PSI		40	101					
Presión de salida PSI		19	20					
Consumo de energía: Ralentí: <u>    </u> HP En marcha: <u>2.2</u> HP Puesta en marcha: <u>    </u> HP								
Motor: <u>15</u> HP RPM: <u>1800</u> Volts: <u>220</u> Fase: <u>3</u> Ciclos: <u>60</u> Hz								
Relación de transmisión en poleas: <u>    </u> Tiempo de arranque: <u>    </u>								
Tiempo de parada: <u>    </u> Máximo tiempo de funcionamiento sin flujo: <u>    </u>								
Peso sin motor: <u>    </u> lb Motor: <u>    </u> lb Tazón de funte: <u>    </u> lb Total: <u>    </u> lb								
Nivel de presión sonora: <u>75</u> dB								
Volumen de equipo: <u>    </u> ft <sup>3</sup>								
Volumen de aceite lubricante: <u>    </u> ft <sup>3</sup>								
Volumen de lodos y agua: <u>    </u> ft <sup>3</sup>								
<b>Boquillas</b>								
No.	Diámetro	SERVICIO						
A	2"	Entrada de líquido						
B	2"	Salida de fase ligera						
C	1"	Salida de fase pesada						
<b>Materiales</b>								
Cuenco:	<u>Acero inoxidable</u>							
Marco:	<u>Acero inoxidable</u>							
Huisillo del cuenco:	<u>Acero</u>							
Otras partes:	<u>Latón</u>							
<b>Notas</b>								
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								



CLIENTE:	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO			PROYECTO:	0	0	1	
PLANTA:	PLANTA DE PROCESAMIENTO DE RESIDUOS PLÁSTICOS			HOJA:	1	DE:	1	
LOCALIZACION:	EDO. MEXICO			REQ./O.C. No:				
CLAVE DEL EQUIPO:	CF-201/CF-202			No. DE UNIDADES:	2			
SERVICIO:	QUEMADOR			POSICION:				
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>								
Operación:	<input checked="" type="checkbox"/> Continuo	<input type="checkbox"/> Intermitente	Electrodo:	Monoblock				
Potencia térmica:	3,023,446 BTU/h		Potencia térmica máxima:	3,023,446 BTU/h				
Combustible utilizado:	Diesel		Densidad del combustible:	50 lb/ft3 a 60 °F				
Flujo de combustible:	162 lb/h		Flujo máximo:	162 lb/h				
Exceso de aire:	15%		Peso molecular:	170 lb/lbmol				
Presión del gas:	8 in de columna de agua		Temperatura de la flama:	3534 °F				
Varilla detectora de flama:	Sí <input type="checkbox"/>	No <input type="checkbox"/>	Potencia hidráulica:	1/4 HP				
Motor:	RPM: 3450	Volts: 220	Fase: 3	Ciclos: 60 Hz				
Diámetro del cañón:	2 1/2 in		Diámetro externo del cabezal:	3 1/2				
Alimentación de combustibles:	Diámetro de 1"							
Material de construcción:	Cabezal	Hierro fundido	Cuerpo	Aleación de aluminio				
	Envolvente: Aleación de aluminio							
<b>NOTAS</b>								
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha								
Elaboró								
Aprobó								

## 5. Ingeniería concurrente

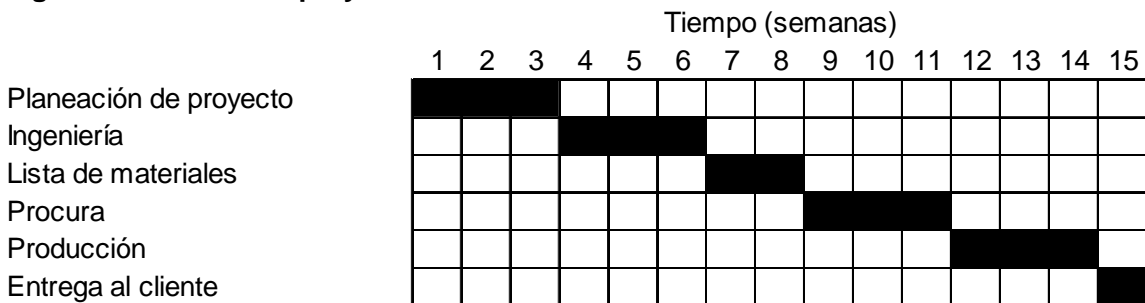
### 5.1 Entendiendo la ingeniería concurrente

Hoy en día las compañías están sometidas bajo la presión de introducir rápidamente nuevos productos al mercado debido a que la vida de los productos es corta. Como resultado las organizaciones no pueden darse más la libertad de desarrollar el trabajo de manera secuencial.

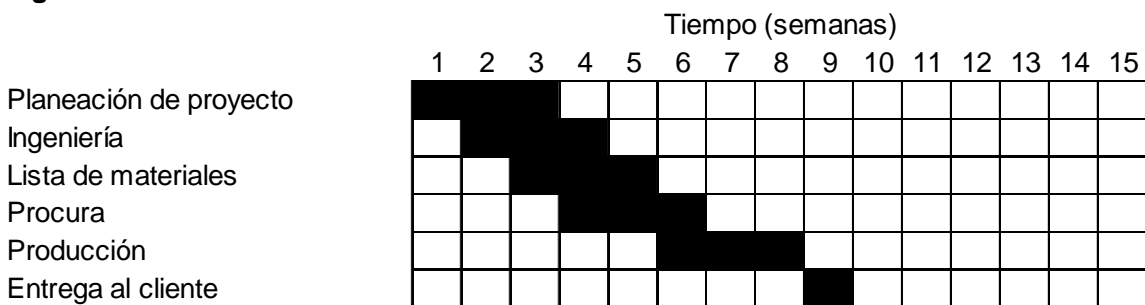
La ingeniería concurrente, reemplaza el enfoque tradicional secuencial de diseño y fabricación de producto por un enfoque simultáneo en paralelo, con menos procesos vinculados en serie. El concepto de ingeniería concurrente acelerará el desarrollo del producto, sin embargo, viene acompañado de serios y potenciales riesgos en los costos.

En la figura 5.1 y tabla 5.1 se observa la comparación entre el enfoque convencional e ingeniería concurrente.

**Figura 5.1 Gestión de proyecto convencional.**



### Ingeniería concurrente



Fuente: Project Management A Systems Approach to Planning, Scheduling, and Controlling.

**Tabla 5.1 comparación entre la ingeniería concurrente y la ingeniería conceptual.**

<b>Ingeniería concurrente</b>	<b>Ingeniería secuencial</b>
Diseño paralelo de productos y procesos	Diseño secuencial
Equipo multifuncional	Diseñador independiente
Consideraciones concurrentes de la vida de producto	Consideraciones secuenciales del producto
Herramientas completas de gestión de la calidad	Herramientas convencionales ingenieriles
Todos los interesados se involucran	El cliente y el proveedor no se involucran

Fuente: *Approaches to engineering design (2002)*. National Academic of Engineering.

La ingeniería concurrente consiste en el proceso de desarrollar trabajos de manera paralela en lugar que de manera secuencial con la finalidad de acortar los tiempos sin incurrir serios riesgos.

Los beneficios de la ingeniería concurrente se pueden observar en la siguiente tabla 5.2:

**Tabla 5.2 Beneficios de la ingeniería concurrente.**

<b>Medida del desempeño</b>	<b>Beneficios</b>
Tiempo de desarrollo	30-50% menos
Cambios de ingeniería	60-95% menos
Reproceso	Reducción del 75%
Defectos	30-85% menos
Tiempo de comercialización	20-90% menos
Tasa de fracaso	60% menos
Vida útil	Incremento del 100%
Calidad general	100-600% más elevado
Productividad	20-110% más alto
Rendimiento de los activos	20-120% más alto

Fuente: *Lawson y Karandikar, 1994*.

Las áreas principales de la ingeniería concurrente:

- Personas
  - Formación de equipos.
  - Entrenamiento.
- Proceso
  - Cambio en el proceso.
  - Ser abierto al cambio.
- Tecnología
  - CAD.
  - Software, hardware, red.

## **5.2 Planeación del proyecto**

Existen cuatro objetivos principales que se deben tomar en cuenta para desarrollar un plan:

- En el menor tiempo.
- Con el menor costo.
- Con el menor riesgo.
- Con la máxima calidad.

La mayoría de los proyectos tienen en cuenta solo uno de los objetivos principales de planeación y muchos administradores de proyecto optan por la de menor riesgo, permitiendo que el tiempo y costo incrementen.

Con la ingeniería concurrente el objetivo principal en la planeación es el lograr un menor tiempo en la ejecución del proyecto, lo cual requiere tomar ciertos riesgos, de tal manera que el administrador de proyecto deviene en un administrador de riesgos, donde será importante decidir qué riesgos son prioritarios y cuáles no.

Es muy importante entender claramente que la generación del modelo en la etapa intermedia de ingeniería básica, implica que se pueden presentar cambios importantes en las etapas subsecuentes de la ingeniería de proyecto.

Estos cambios podrían ser entre otros, el tipo de equipo a utilizar, las dimensiones de los equipos, los espacios entre equipos, la cantidad de tuberías, cambio en los diámetros, etc. Por tales razones se recomienda llevar a cabo un análisis de riesgos de proyecto desde el punto de vista de ejecución.

## **5.3 Administración del riesgo**

En la ingeniería concurrente, los riesgos pueden llegar a ser tan grandes, de tal manera que los administradores de proyecto devienen en administradores de riesgo, que deberán identificar, cuantificar y decidir cuales riesgos son importantes de ser tomados en cuenta y cuáles no, considerando el que sea de mejor interés para la compañía.

Durante la valoración de riesgos surgen las siguientes cuestiones:

- ¿Qué puede salir mal?



- ¿Qué es lo más probable de salir mal?
- ¿Cuáles son las consecuencias?

En la tabla 5.3 se muestra los riesgos que pueden surgir.

#### 5.4 Alcance progresivo

Los alcances progresivos (cambios durante el proyecto), en la ingeniería concurrente, son una forma de vida. No es posible identificar y procesar toda la información crítica en las etapas tempranas del proyecto. La forma ideal de manejar los alcances progresivos es congelar los alcances y especificaciones y tratar los cambios posteriores como un proyecto separado con sus propios presupuestos, programación y requerimientos.

El alcance progresivo no es del todo malo, si toma en cuenta todo aquello que satisface las necesidades del cliente.

Con la ingeniería concurrente el administrador de proyecto tiene la tarea de identificar los riesgos asociados con cada cambio que se realice. Esto se convierte en una actividad crítica dado que los continuos cambios de alcance pueden destruir los beneficios de emplear la metodología de ingeniería concurrente.

**Tabla 5.3 Riesgos que pueden surgir empleando la ingeniería concurrente.**

<b>Factor de riesgo</b>	<b>Consecuencias</b>	<b>Medición de la consecuencia</b>
Riesgo técnico	Mala calidad	Número de rechazos Costo por retrabajo
Riesgo en el programa	Requerimiento de recurso adicional Debido al incumplimiento del plazo	Días que sobrepasan el plazo Costo de personal Gastos elevados
Riesgo en el costo	Elevados costos del producto	Precio de venta del producto Pérdida de venta en el mercado
Riesgo en la red de trabajo	Debido al incumplimiento del plazo	Costo de capital
Riesgo de rediseño	Pérdida de información	Días que sobrepasan el plazo
	Diseño de iteraciones adicionales Debido al incumplimiento del plazo	Costo de personal Costos elevados
	Requerimiento de recurso adicional Debido al incumplimiento del plazo	Días que sobrepasan el plazo Costo de personal
Recurso	Requerimiento de recurso adicional	Costos elevados Días que sobrepasan el plazo
	Riesgos ambientales	Contaminación Percepción pública negativa

Fuente: Lawson y Karandikar, 1994.

## 5.5 Cambios mayores necesarios para incorporar la ingeniería concurrente

En la tabla 5.4 se presentan los cambios necesarios para incorporar la ingeniería concurrente dentro de una compañía. Un proyecto impulsado es aquel donde se requiere una administración de proyecto muy rigurosa y un proyecto no impulsado se puede administrar o manejar de manera informal, principalmente si no se contemplan beneficios inmediatos.

**Tabla 5.4 Cambios necesarios para incorporar la ingeniería concurrente.**

	Organización presente		Nueva organización
	Proyecto impulsado	Proyecto no impulsado	Ingeniería concurrente
Atributos para el administrador de proyecto	1	2	1
Disponibilidad	Tiempo completo	Tiempo parcial	Tiempo completo
Principales habilidades requeridas	Comprensión de la tecnología, de las personas	Experto técnico, comprender a las personas	Conocimiento de negocios, administración de riesgos, integración de habilidades
Trayectoria profesional	Administrador en línea a administrador de proyecto a ejecutivo	Administrador de proyecto a administrador en línea a ejecutivo	Múltiples rutas
Promoción	Administrador, técnico, administrador de proyecto	Administrador, técnico	Administrador, técnico, administrador de proyectos
Departamento de administración de proyectos	Sí	No	Sí
Certificación requerida en el futuro cercano	Probablemente	No	Altamente probable

Fuente: Project Management A Systems Approach to Planning, Scheduling, and Controlling.

El administrador en línea es el verdadero experto técnico y quizás el mejor calificado para identificar los riesgos técnicos. Esto significa que los administradores en línea proveen dirección técnica a su gente.

Anteriormente los administradores de proyecto eran seleccionados más por sus habilidades técnicas que sus capacidades de congeniar con las personas. Conforme los proyectos fueron madurando, estos se convirtieron en grandes y complejos de tal manera que los administradores de proyecto llegaron a ser administradores de personal, así las

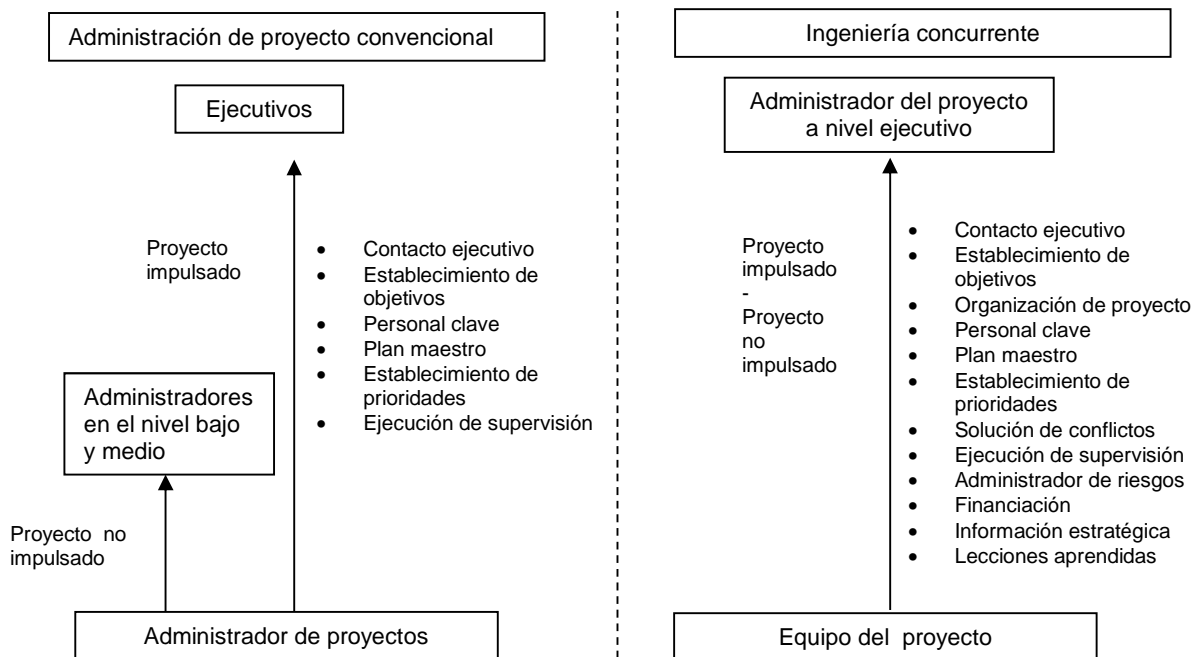
habilidades conductuales, llegaron a ser igualmente importantes que las habilidades técnicas.

Con la ingeniería concurrente la principal habilidad del administrador de proyecto debe ser la de tener un conocimiento multidisciplinario del negocio. La segunda habilidad sería la de analizar y valorar riesgos, especialmente los riesgos asociados con la integración de trabajo.

Los requerimientos de personal para el proyecto cambian, dado que ellos, al igual que el administrador de proyectos, deberán poseer antecedentes multidisciplinarios y por lo tanto ser generalistas más que expertos y entender los problemas integrales y obtener soluciones efectivos.

### 5.6 Comparación de los roles de proyecto en el esquema convencional con respecto a la ingeniería concurrente

Figura 5.1 Roles de proyecto en el esquema convencional y en la ingeniería concurrente.



Con la gestión de proyectos convencional, el rol del administrador del proyecto a nivel ejecutivo es principalmente el de estar en contacto con el cliente aun cuando existan otras

funciones. En la ingeniería concurrente la función primaria para el administrador del proyecto a nivel ejecutivo debe ser el manejo oportuno de los problemas internos que implica la integración.

## **6. Modelo electrónico**

El modelo electrónico de la planta, fue desarrollado mediante el software de Autocad Plant 3D, el cual proporciona características avanzadas en herramientas de modelado 3D, como son la especificación basada en estándares, catálogos de tuberías, equipos y estructuras de apoyo, que permite crear y editar las tuberías y diagramas de instrumentación y conciliar los datos subyacentes al modelo 3D: Isométricos, dibujos ortográficos, y otros documentos que son rápidos para generar y fáciles de compartir.

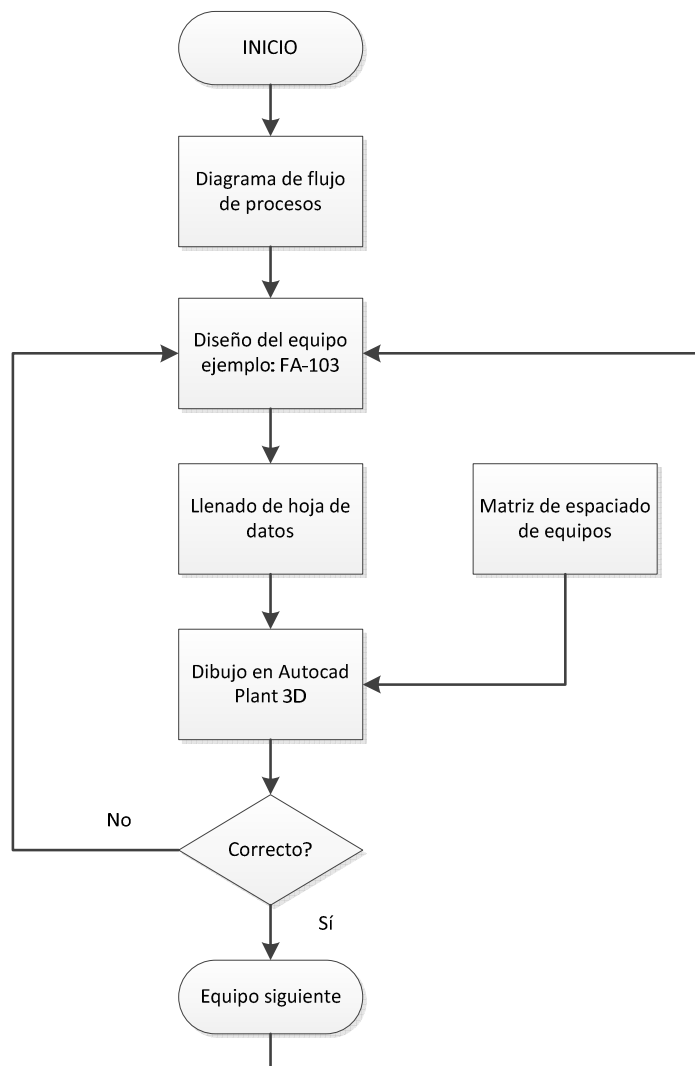
El software posee un gran catálogo de formas de equipos básicos de proceso que están prediseñadas, en el que solamente se deben introducir las dimensiones correspondientes al diámetro, altura, posición, etc. Entre los equipos que se encuentran cargados en el programa son: ciclones, intercambiadores de calor, bombas, motores, agotadores, etc. Sin embargo no todos los equipos de la industria de proceso se encuentran dentro de la selecta lista, por lo que hay que dibujarlos de la manera tradicional mediante las herramientas de dibujo que AutoCAD posee, ejemplos de estos equipos y que se encuentran dentro de la planta son las centrífugas, bandas transportadoras, enfriadores con aire, etc.

Existen en el mercado diversos softwares para la realización de los modelos electrónicos tridimensionales que son mucho más sofisticados y muy completos que el empleado en este proyecto de tesis, como por ejemplo: CATIA, PDMS, PDS, AutoPLANT y CADWorx, sin embargo dado a la suntuosa licencia de cada una de ellas, aunado a la escasez de recursos económicos para adquirirla, se optó por descargar el software de AutoCAD Plant 3D 2011 versión Student desde la web del creador en este caso de Autodesk.

## Aplicación de la ingeniería concurrente al caso de estudio con el modelo electrónico

La aplicación de la ingeniería concurrente reside principalmente en la etapa de diseño del proyecto, en el que se compaginaron el diagrama de flujo de procesos, el diseño de los equipos, hojas de datos de los mismos y el modelo electrónico tridimensional. A continuación se describirá el procedimiento empleado para la concreción de nuestro objetivo. La figura siguiente ilustra el algoritmo utilizado para el diseño y dibujo de cada equipo en el software.

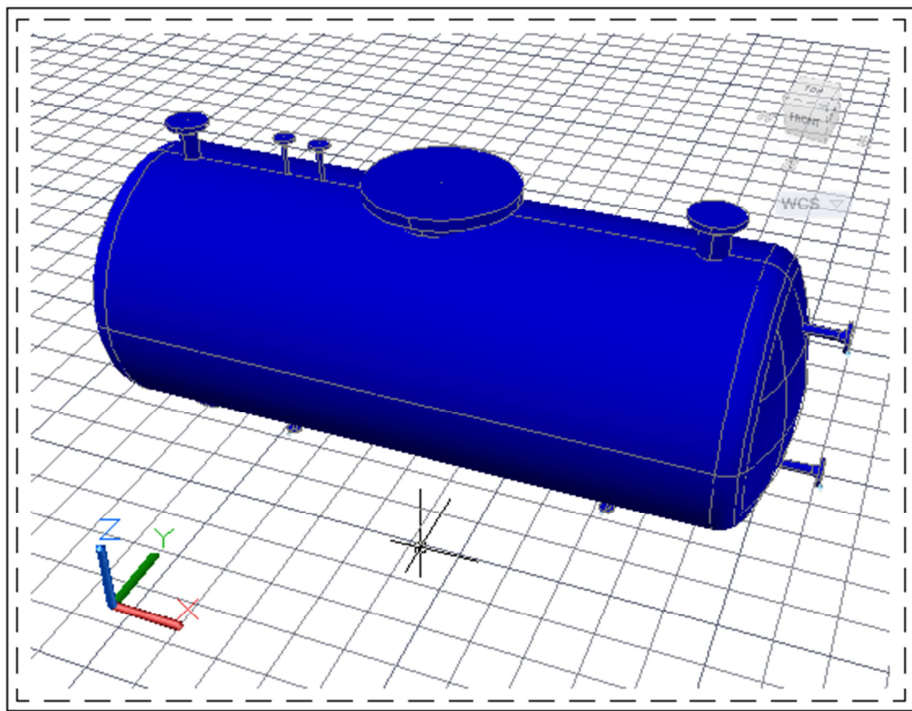
Figura 6.1 Algoritmo para la etapa de diseño de los equipos.



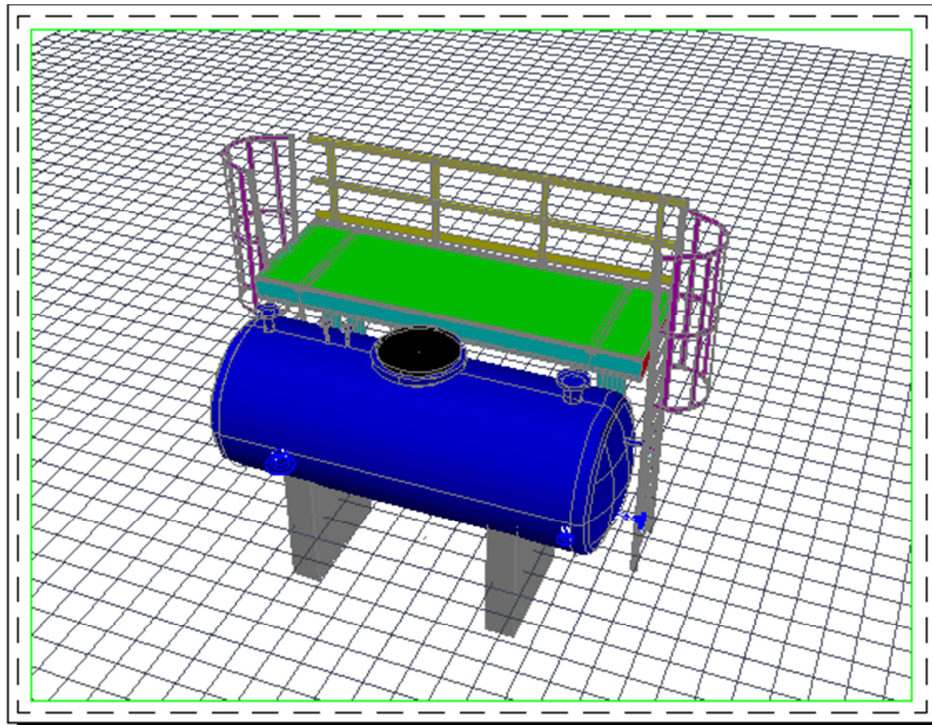
Una vez realizados los balances de materia y elaborado el diagrama de flujo de proceso (véase sección 4.5), comenzamos con el diseño del tanque de almacenamiento de diesel FA-103, cuya memoria de cálculo figura en el apéndice I. Posteriormente se procedió con el llenado de la hoja de datos correspondiente (sección 4.7) y mediante la matriz de espaciado de los equipos (véase pág. 156) se procedió a dibujarlo y ubicarlo en un punto en el espacio del programa de Autocad Plant 3D. Una vez concluido con el dibujo de este equipo, se dibujaron las estructuras y plataformas metálicas para los requerimientos de acceso y mantenimiento. En la figura 6.2 se puede observar el tanque FA-103 sin estructuras y plataformas metálicas y en la figura 6.3, al tanque completo con todas las estructuras.

El trazado del tanque FA-103 nos permitió visualizar mejor los resultados numéricos (apéndice I.1), ya que su modelado permitió observarlo a escala y así tener una noción más clara de las relaciones L/D de los mismos.

**Figura 6. 2 Tanque de almacenamiento de diesel FA-103 sin estructuras metálicas.**



**Figura 6.3** Tanque de almacenamiento de diesel FA-103.

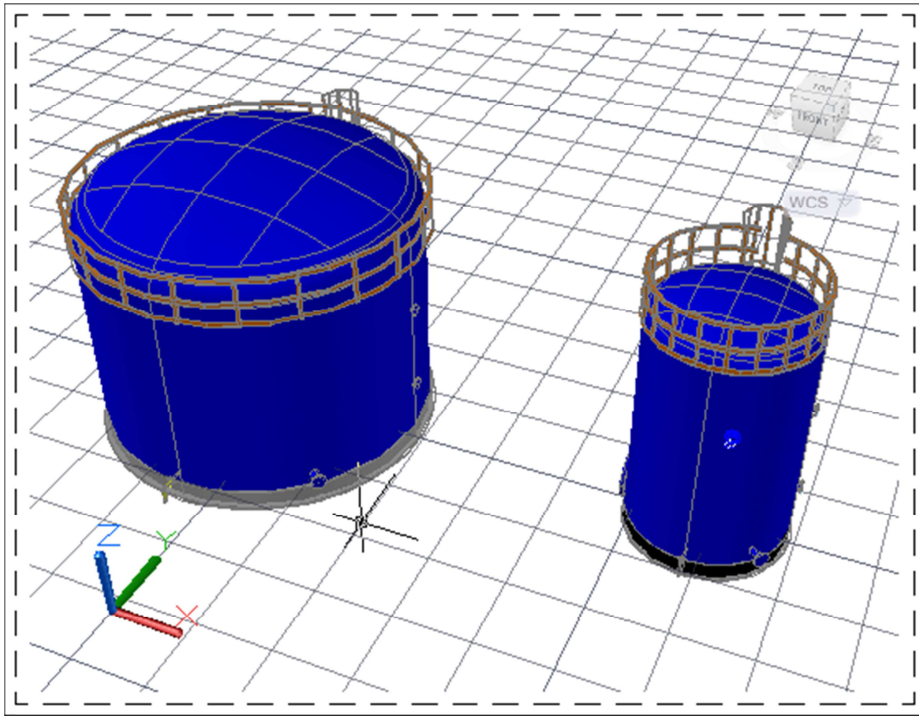


Finalizado el diseño y dibujo del tanque FA-103 y aplicando el procedimiento señalado en la figura 6.1 procedimos con el diseño de los tanques de almacenamiento de aceites gastados (FA-102) y agua alcalina ionizada (FA-101) y los colocamos a la distancia de separación adecuada de acuerdo a la matriz de localización (pág. 156). En un principio, al realizar los cálculos de estos tanques consideramos la relación L/D de 2.5, sin embargo, al anexarlo al modelo con esas dimensiones se veían desproporcionados, así que reconsideramos el criterio de diseño y lo ajustamos a una L/D de 1 en la etapa de diseño, llenamos las hojas de datos correspondientes y volvimos a dibujarlo. Al verificar que las proporciones fueran las adecuadas, continuamos con el diseño de las estructuras metálicas. La figura 6.1 ilustra el procedimiento descrito anteriormente y será el algoritmo empleado en toda la etapa de diseño de cada uno de los equipos de proceso.

En la figura 6.3 se pueden apreciar terminados los tanques de almacenamiento de aceites gastados y agua alcalina ionizada distribuidos y espaciados adecuadamente.

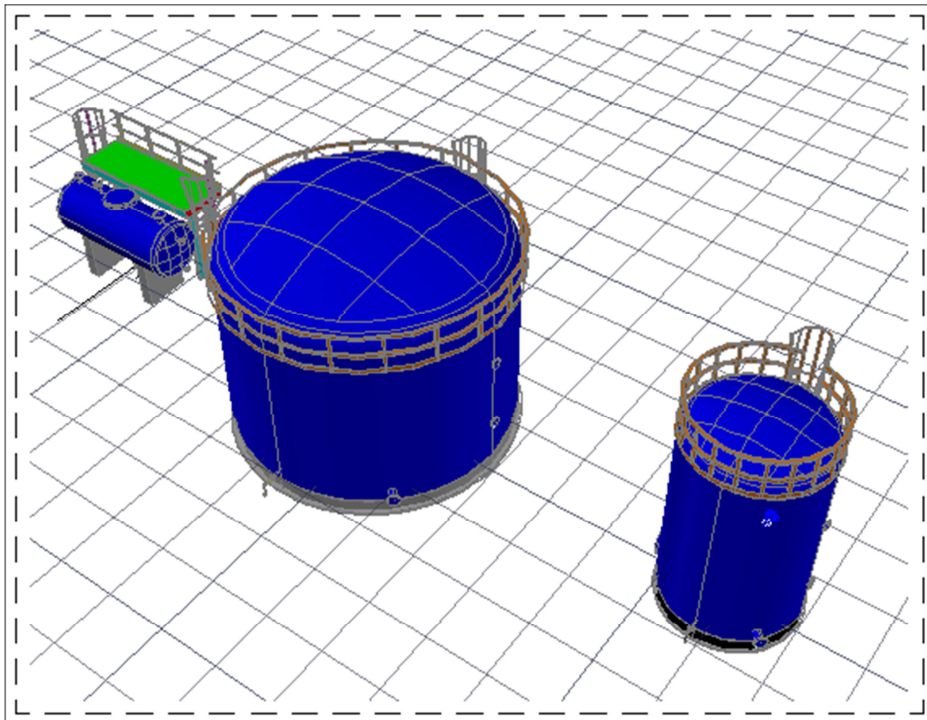


Figura 6.4 Tanque de almacenamiento de aceites gastados (derecha) y agua alcalina ionizada (izquierda).



En la figura 6.5 se muestra los tanques FA-101, FA-102 y FA-103 ya construidos y espaciados adecuadamente.

Figura 6.5 Tanque de almacenamiento de diesel, aceites gastados y agua alcalina ionizada.



Posteriormente diseñamos el tanque de almacenamiento de queroseno. Con la experiencia del trazado de los tres tanques anteriores, su construcción se vuelve más sencilla. Entre el tanque de almacenamiento de queroseno (FA-302) y los tres anteriores dejamos un espacio para el rack de tuberías, que nos permitirá el transporte de las materias primas y de los productos hacia la unidad de proceso principal o de éste hacia los tanques de almacenamiento. En la figura 6.6 y la figura 6.7 se puede visualizar el tanque de almacenamiento de queroseno desde la perspectiva de distribución con los otros tanques y el rack de tuberías, y de manera individual.

**Figura 6.6 Tanque de almacenamiento de diesel, aceites gastados y agua alcalina ionizada.**

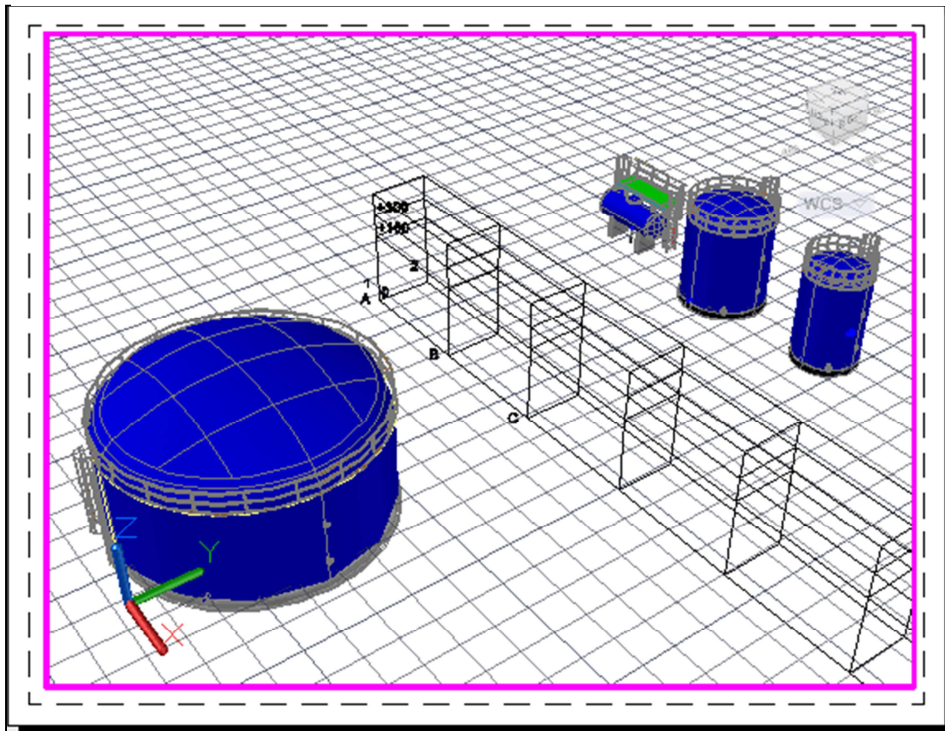
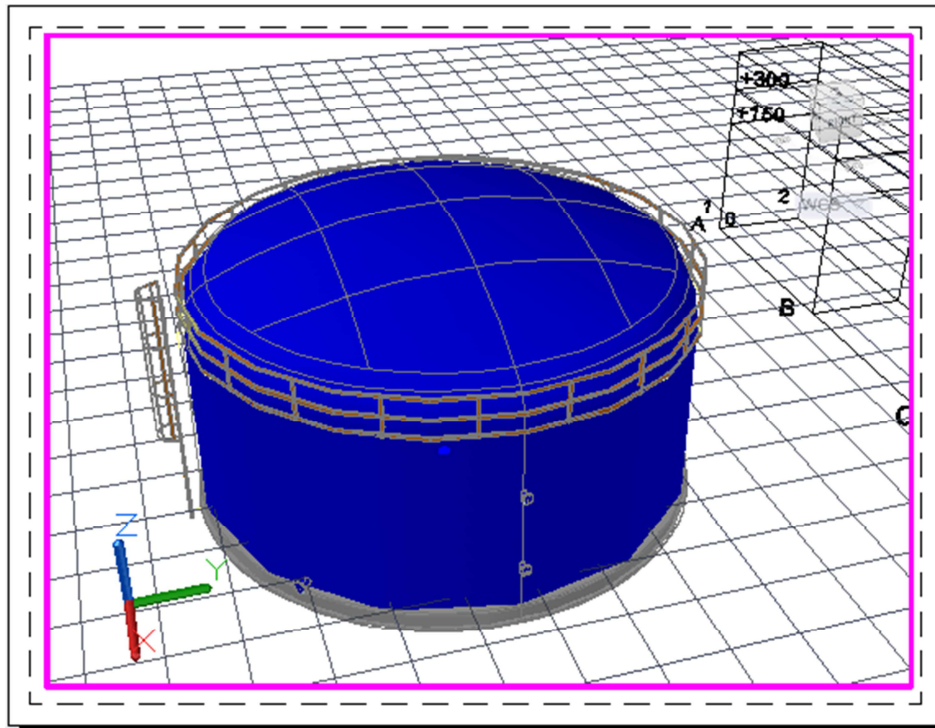


Figura 6.7 Tanque de almacenamiento queroseno.



A una distancia razonable, basándonos en la matriz de la página 156, ubicamos a la centrifuga de discos (C-301), del cual sale la corriente de queroseno limpio que se enviará al tanque de almacenamiento (FA-302). Este equipo no se encuentra dentro de los catálogos del software, por lo que tuvo que emplearse herramientas de trazado tradicional de AutoCAD. Inmediatamente después dibujamos las estructuras y plataformas metálicas. En la figura 6.8 y 6.9 se puede observar la centrifuga de discos, en etapa de diseño y una vez ya finalizado. En la figura 6.10 se muestra la ubicación de la centrifuga con respecto a los tanques anteriores.

Figura 6.8 Centrífuga de discos sin estructuras ni plataformas metálicas.

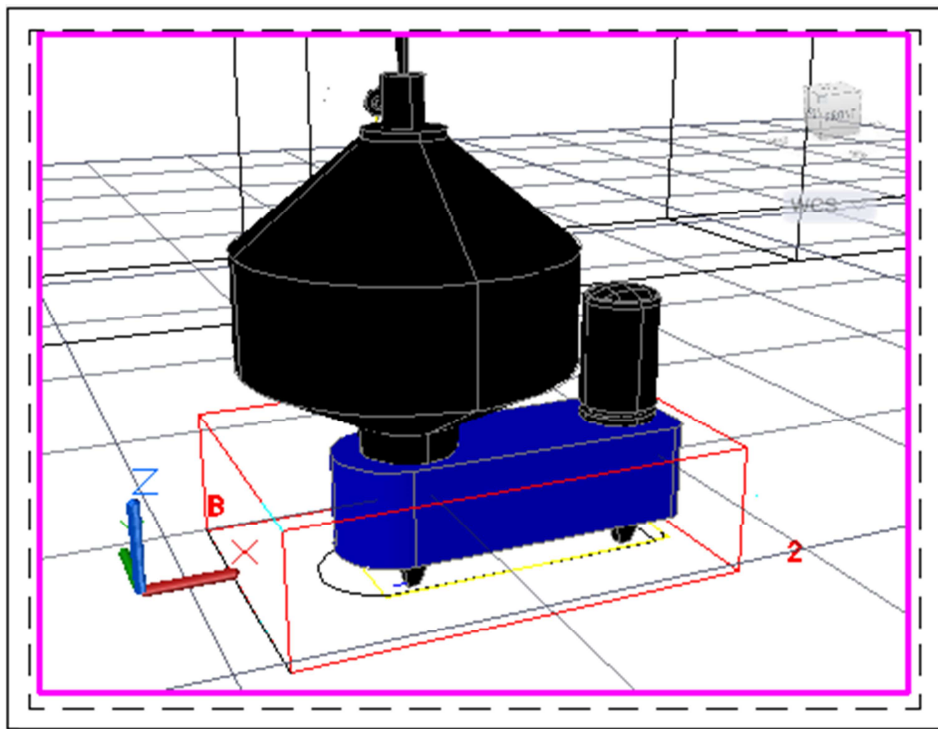


Figura 6.9 Centrífuga de discos con estructuras y plataformas metálicas.

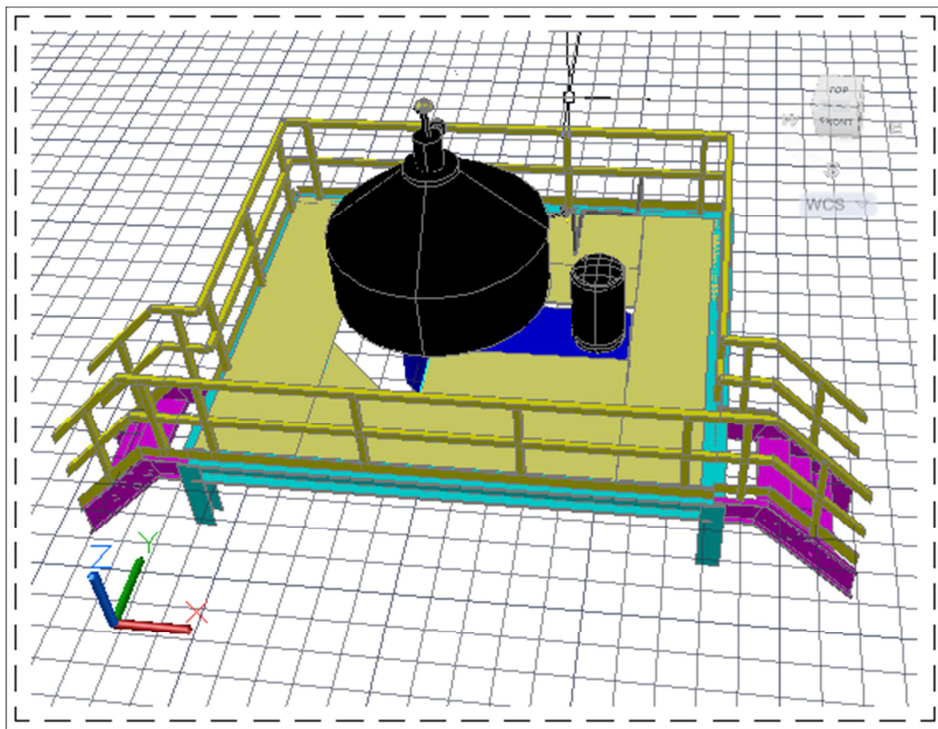
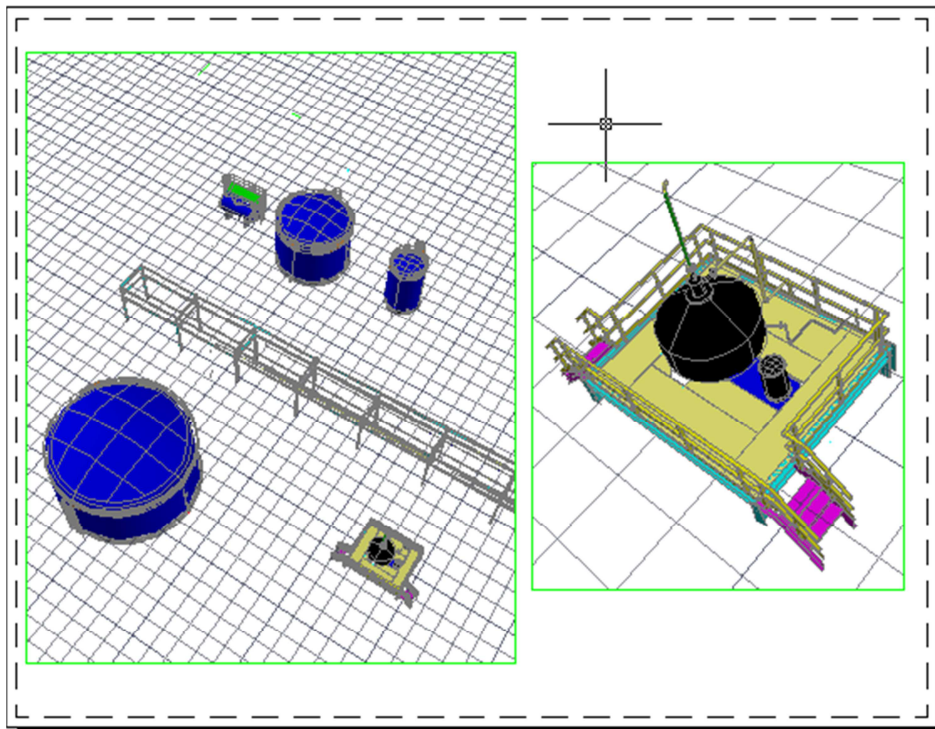


Figura 6.10 Ubicación de la centrífuga en el modelo.



Los tanques de almacenamiento intermedio (FA-301) y el agua residual (FA-303) se colocan después de la centrífuga de discos, estos tanques dibujados siguen el mismo algoritmo de la figura 6.1, y dada a las experiencias previas, su trazado es más sencillo y menos laborioso. El tanque de almacenamiento de agua residual la colocamos en esa posición debido a que también almacenará agua proveniente del separador (TL-301) y de la centrífuga (véase figura 6.11 y 6.12).

Al igual que la centrífuga de discos, el enfriador de aire (EC-301) no se encuentra como equipo predefinido en el software empleado, por lo que mediante las herramientas de autoCAD se procede con su construcción, basado en los resultados de los cálculos plasmados en las hojas de datos del equipo. En la figura 6.13 se puede observar el enfriador de aire en una etapa temprana de construcción, y en la figura 6.14 se visualiza el mismo equipo ya concluido.

Figura 6.11 Tanque de almacenamiento intermedio y de agua residual.

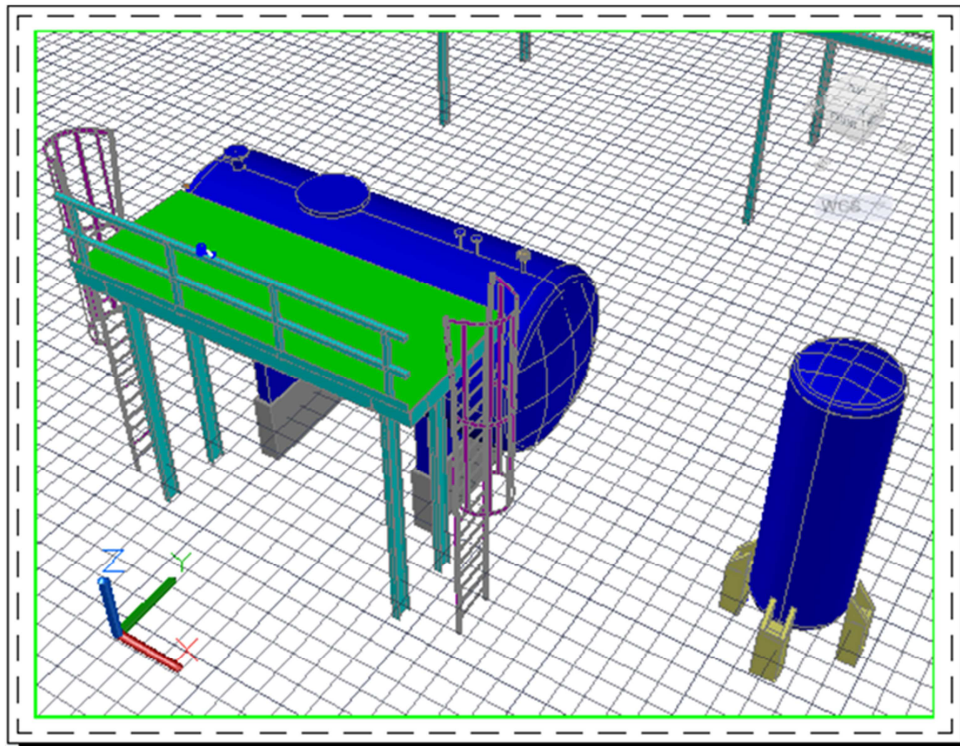


Figura 6.12 Tanque de almacenamiento intermedio y de agua residual distribuidos con los equipos ya realizados.

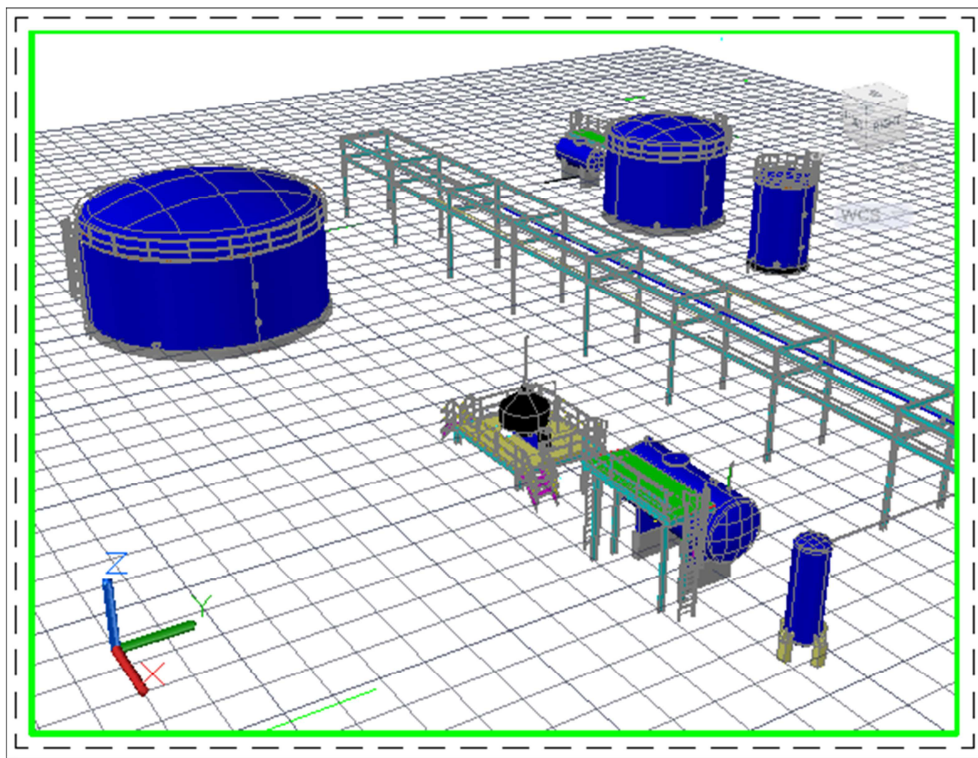


Figura 6.13 Enfriador de aire en etapa de construcción.

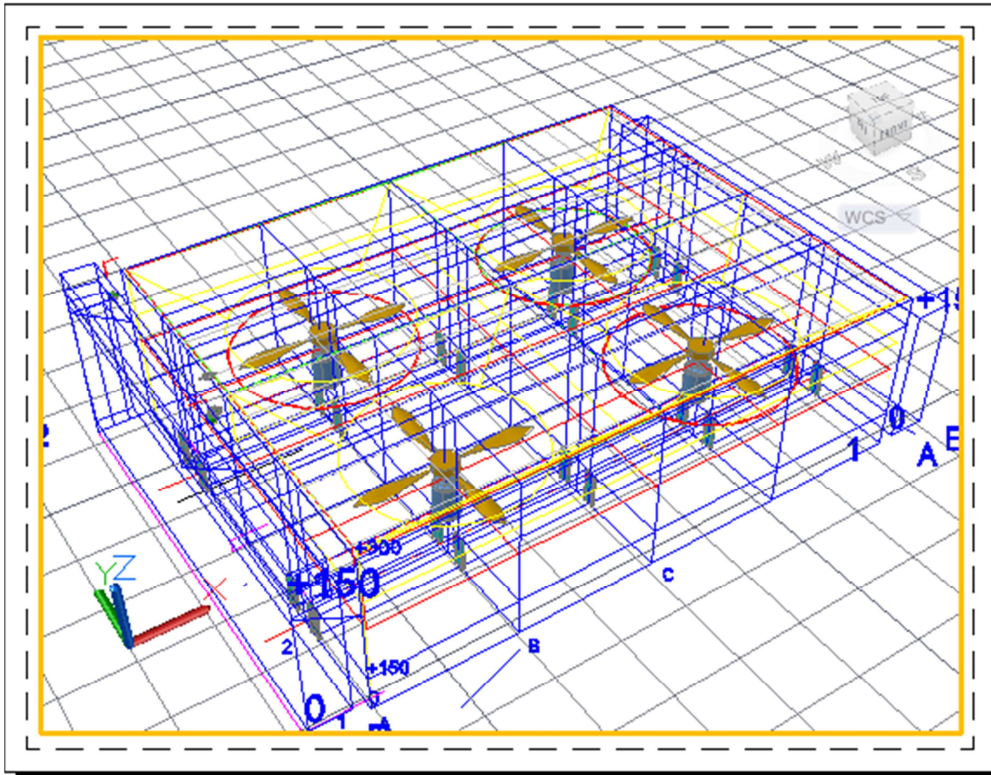
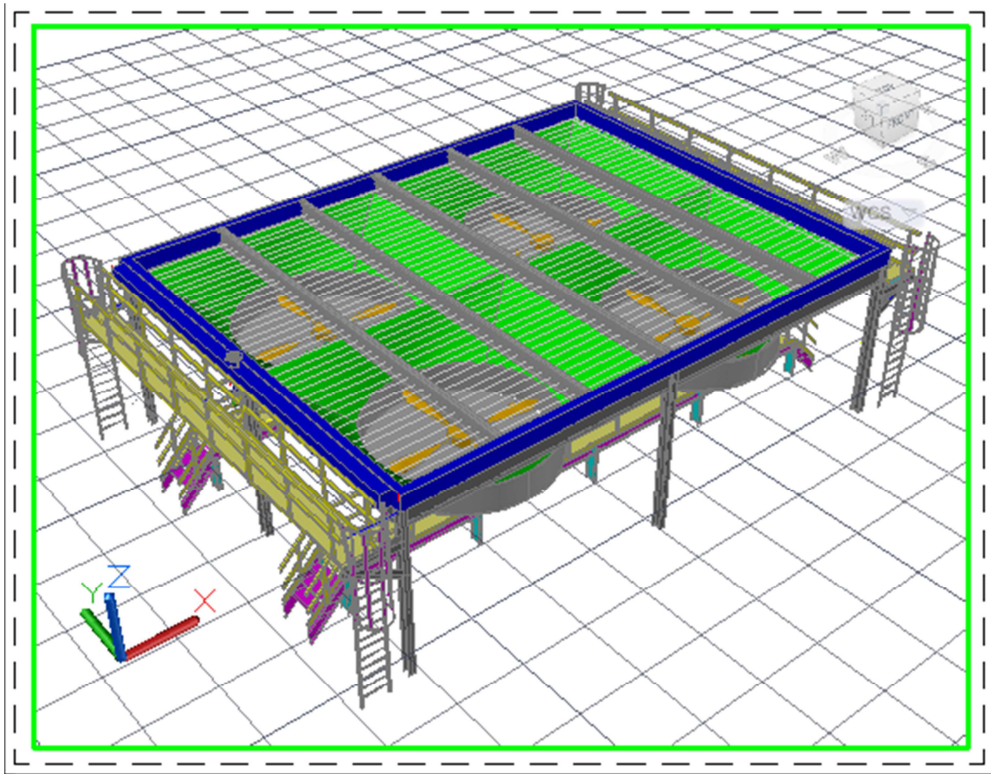


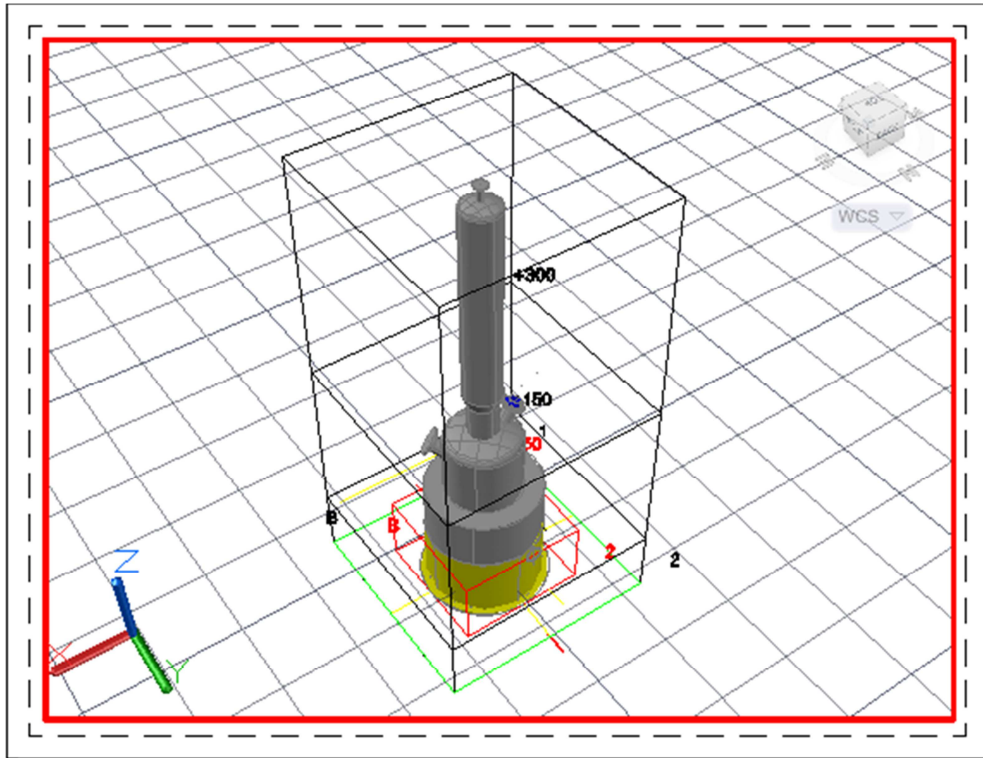
Figura 6.14 Enfriador de aire finalizado con estructuras y plataformas metálicas.



El siguiente equipo representado fue el reactor, cuyo diseño fue elaborado a partir de la escalación de un reactor de la misma tecnología a nivel planta piloto, debido a que la información referente al mismo está salvaguardado por los derechos de patente.

En la figura 6.15 se observa el reactor en etapa de construcción.

Figura 6.15 Reactor (R-201).



Posteriormente diseñamos el tanque de fusión de plástico (TL-201), con el procedimiento seguido con los demás equipos, la dificultad en este caso reside en la altura de colocación del mismo para aprovechar la fuerza de gravedad y evitar el problema de transporte del fluido no newtoniano mediante un equipo motriz (véase figura 6.16). Asimismo diseñamos y representamos los condensadores (EA-301 y EA-302). En un primer intento los colocamos en línea con el tanque de fusión y reactor, posteriormente buscamos la ubicación adecuada, ya que estarán interconectados con el enfriador de aire (véase figura 17). En la figura 6.18 comienzan a colocarse los equipos en la posición adecuada: el tanque de fusión, el reactor, los condensadores, los ventiladores y el tanque separador con malla (TL-301). Y en la figura 6.19 se enfoca el tanque separador con malla (TL-301) y su ubicación respecto a los condensadores, reactor y tanque de fusión.



Figura 6.16 Reactor (R-201) y tanque de fusión (TL-201).

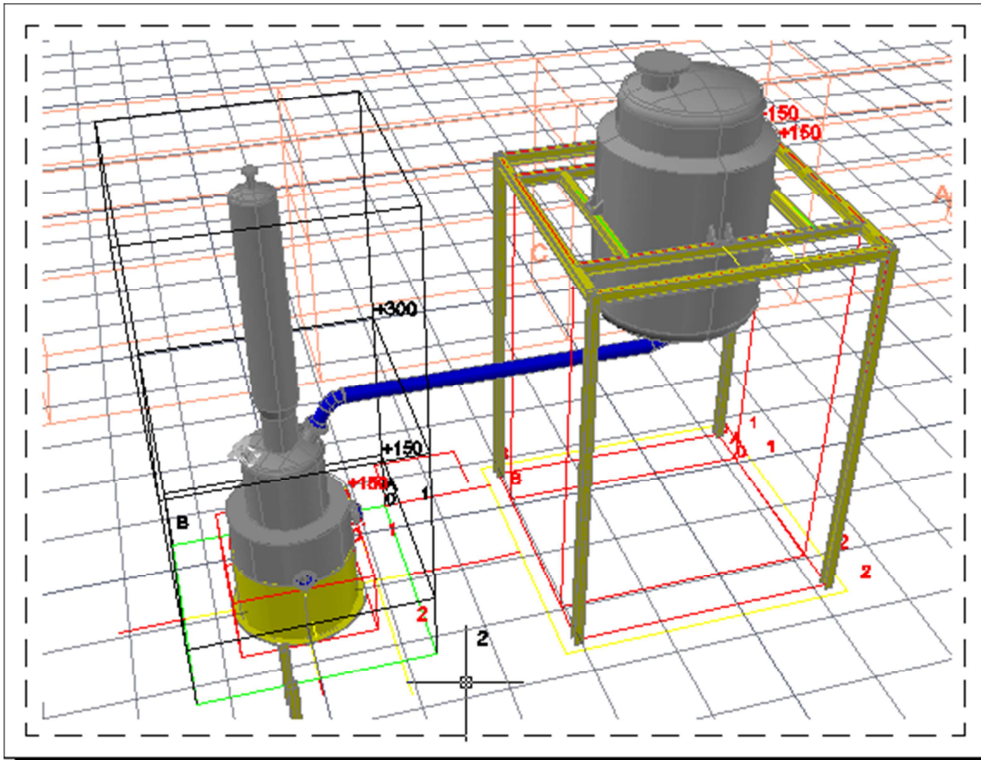


Figura 6.17 Equipos principales del área de proceso.

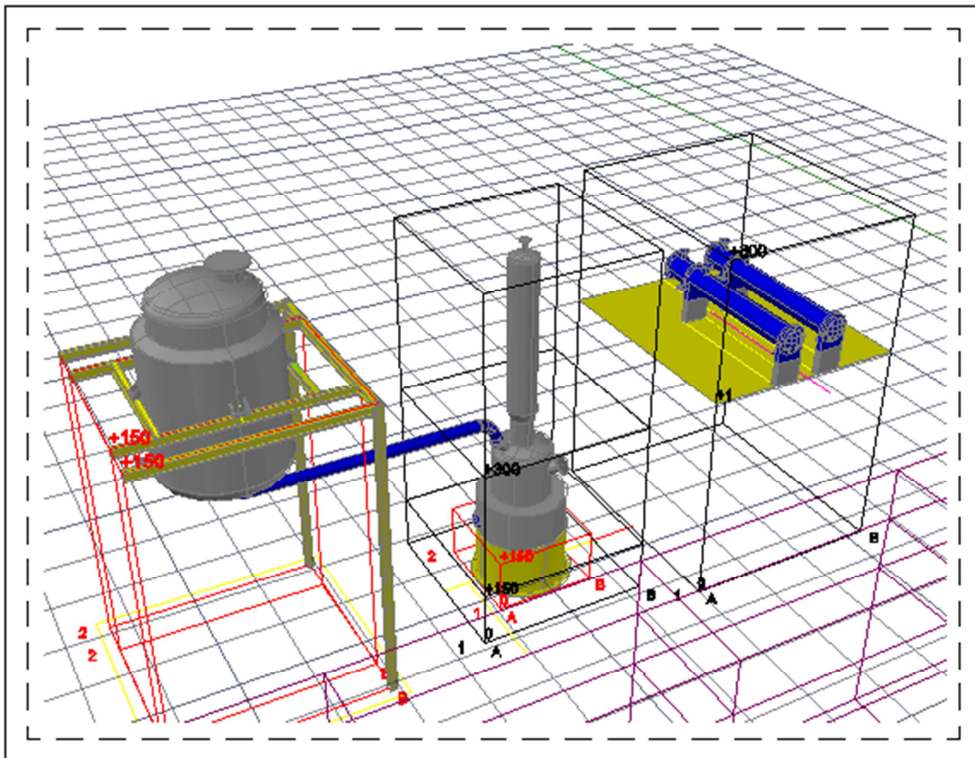


Figura 6.18 Área de proceso principal de la planta.

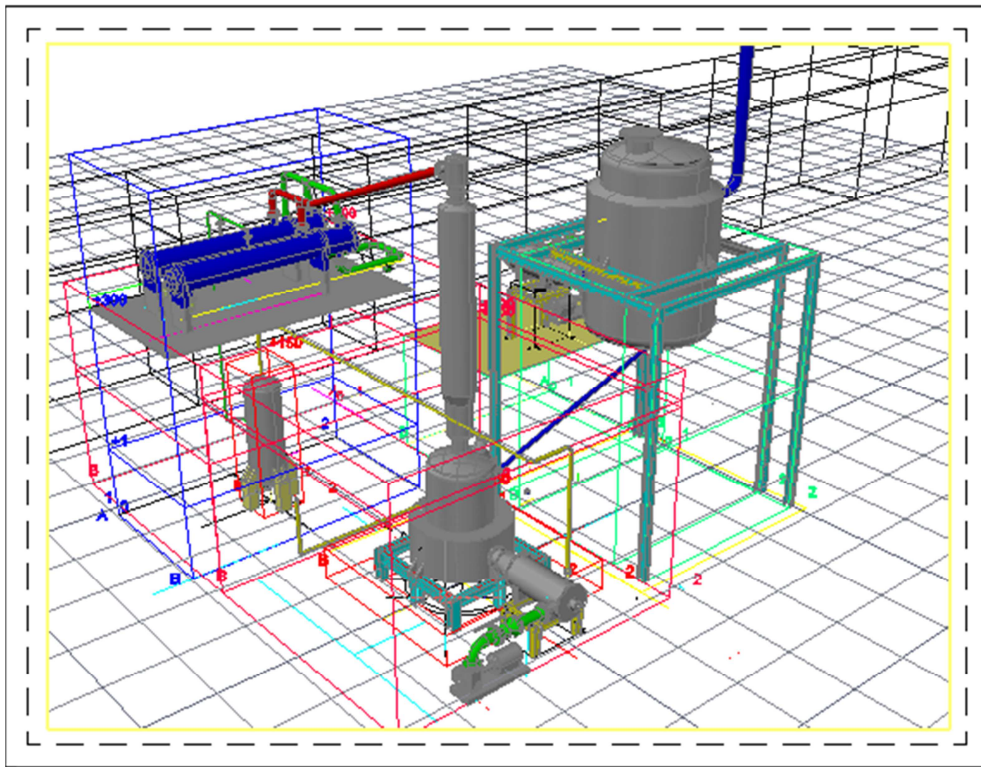


Figura 6.19 Tanque separador con malla (TL-301).

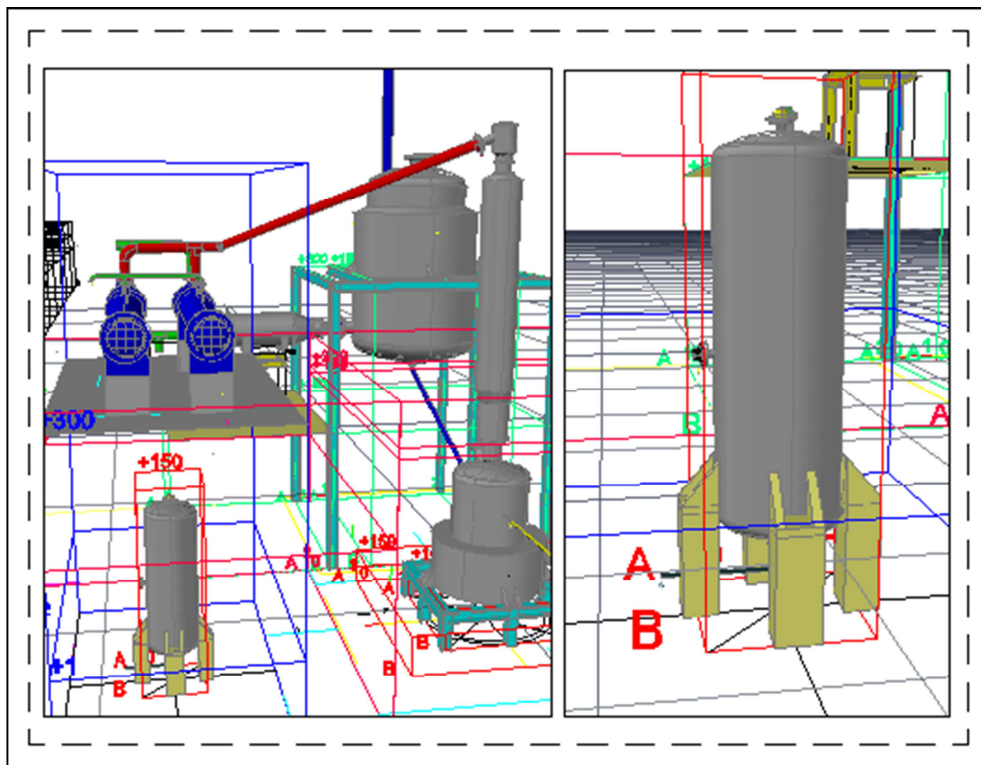


Figura 6.20 Armado de estructura y plataforma metálica para los equipos EA-301, EA-302, TL-201, R-201, FA-303.

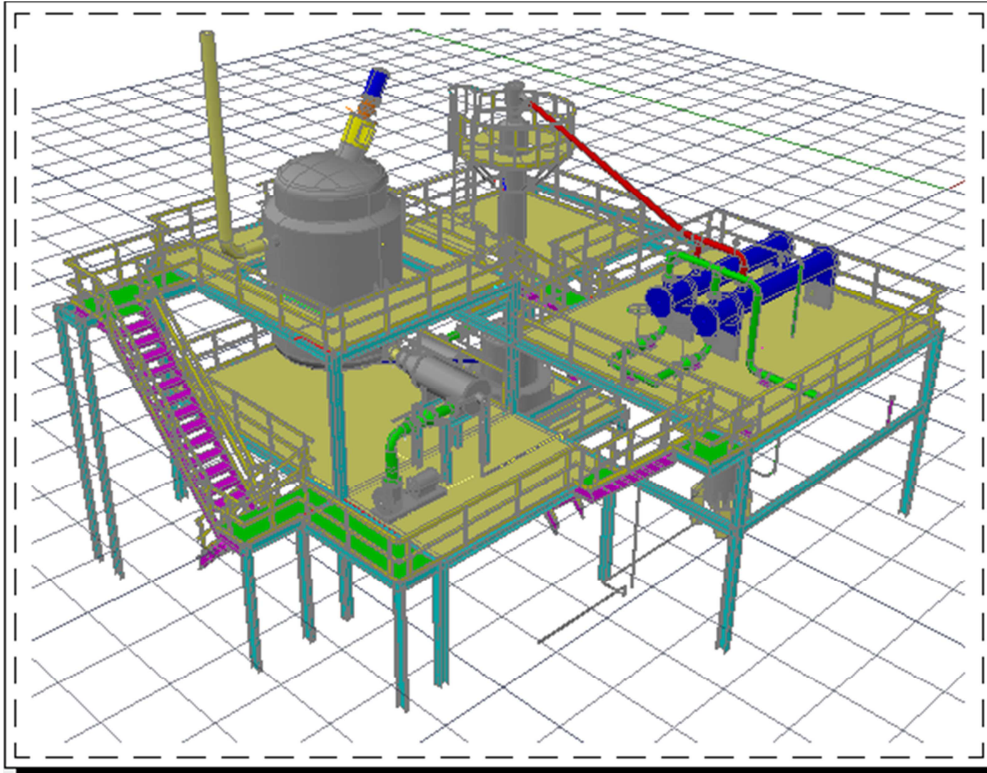
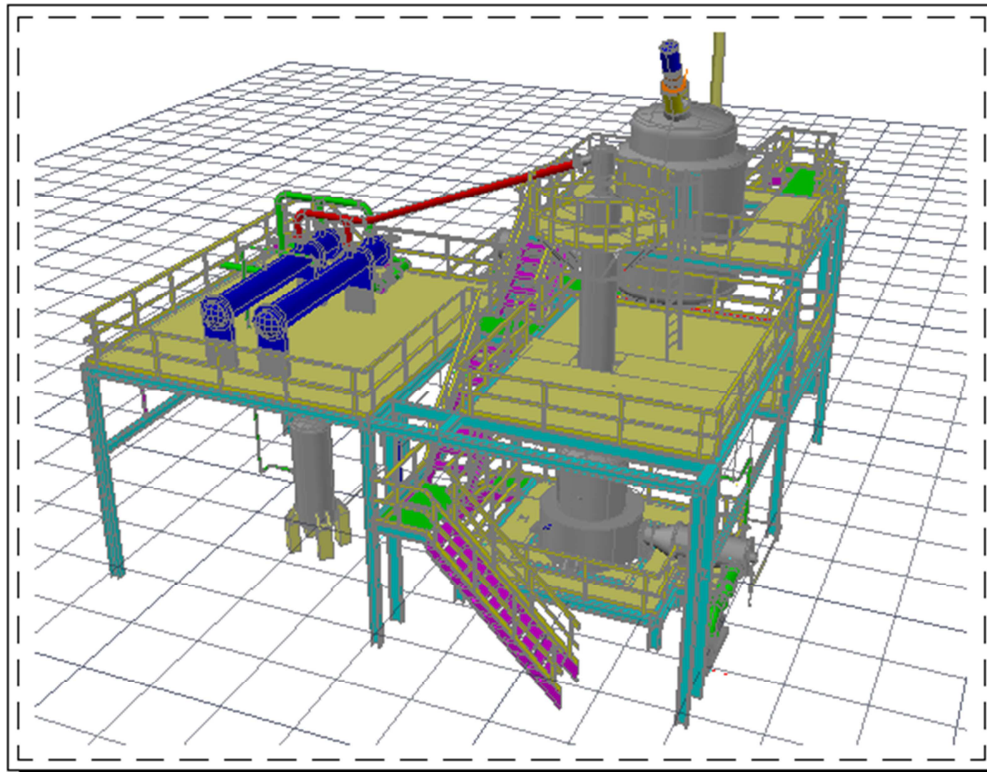


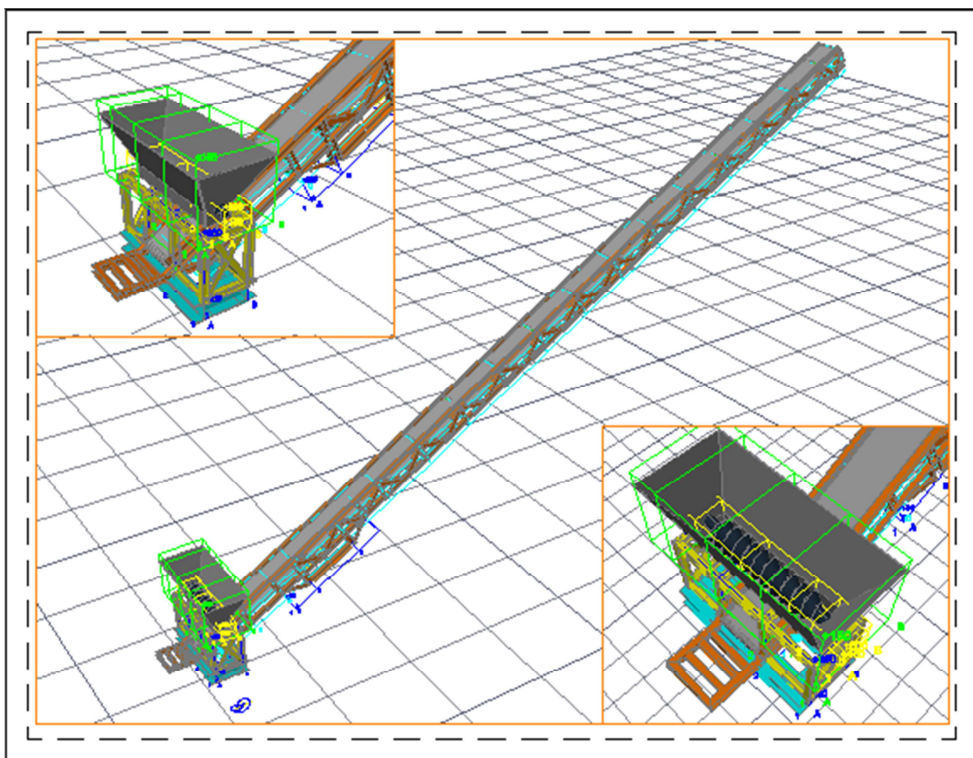
Figura 6.21 Armado de estructura y plataforma metálica para los equipos EA-301, EA-302, TL-201, R-201, FA-303 vista en una perspectiva diferente.



En la figura 6.20 y 6.21 se puede observar los condensadores, tanque de fusión, reactor y tanque de agua residual con todas las estructuras y plataformas metálicas requeridas, además de algunas las interconexiones entre ellos.

Finalmente diseñamos la cinta transportadora, el cual enviará el plástico al tanque de fusión (TL-201). En la figura 6.21 se ilustra la cinta transportadora completa y dos vistas con diferentes ángulos.

**Figura 6.21** Banda transportadora.



Una vez finalizado el modelo de la cinta transportadora, proseguimos con la representación del cuarto de control utilizando como guía el manual de la referencia 38. Este cuarto de control fue dimensionado en base a las medidas estándar representadas en el manual (Ref. 38). En la figura 6.23 se muestra el cuarto de control.

Figura 6.22 Banda transportadora para el plástico pre tratado al tanque de fusión.

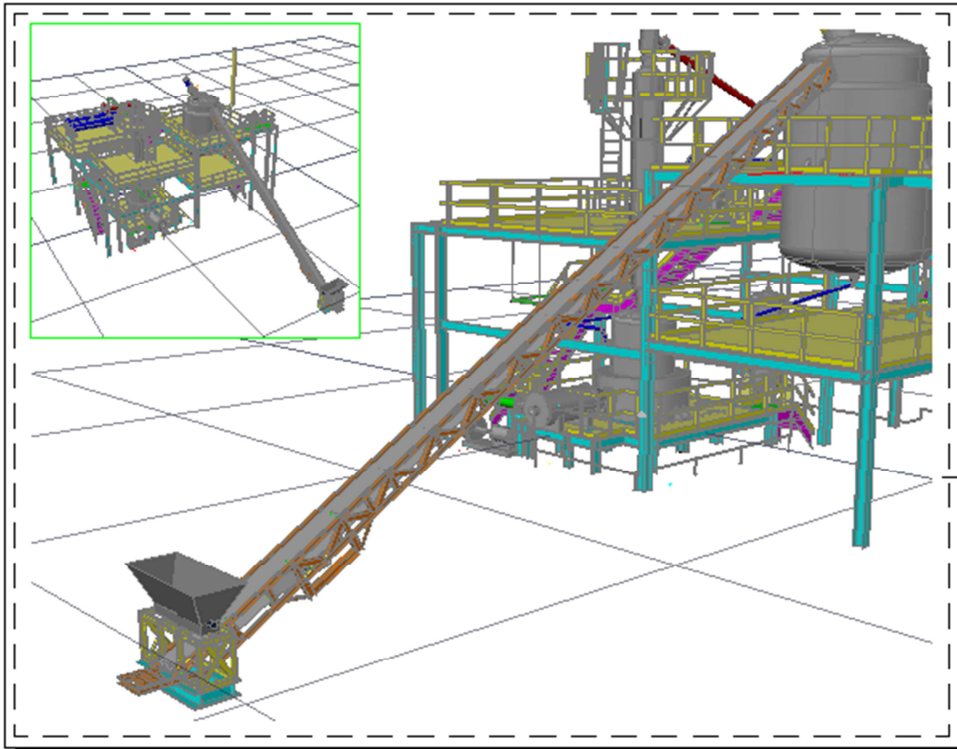
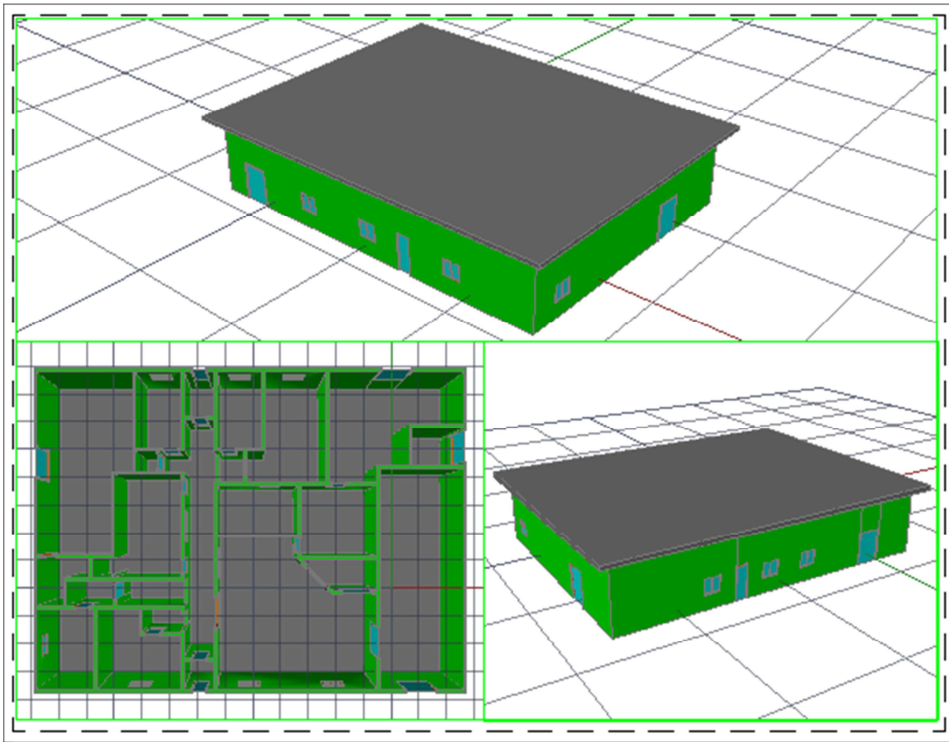


Figura 6.23 Cuarto de control.



Finalmente calculamos e insertamos las tuberías y bombas y después representamos los caminos de acceso a los equipos y áreas basados en la tabla de la pág. 157 y 158. En las figuras 6.23, 6.24, 6.25 se muestra las secciones de bombeo de la planta.

**Figura 6.24** Bombeo para el queroseno y agua residual.

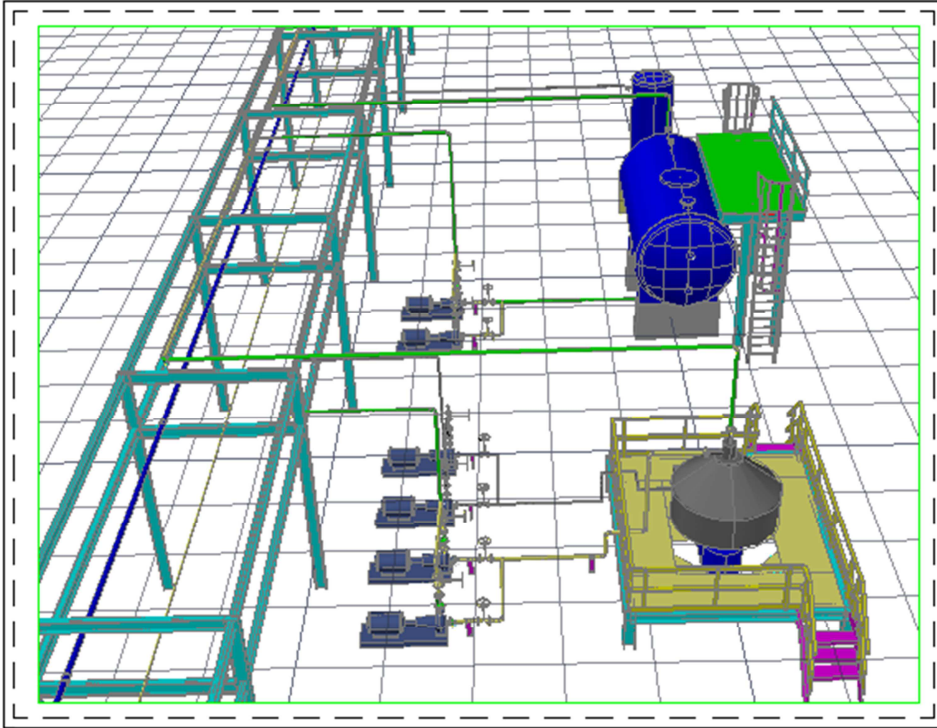


Figura 6.25 Sistema de bombeo de diesel, agua alcalina ionizada y aceites gastados.

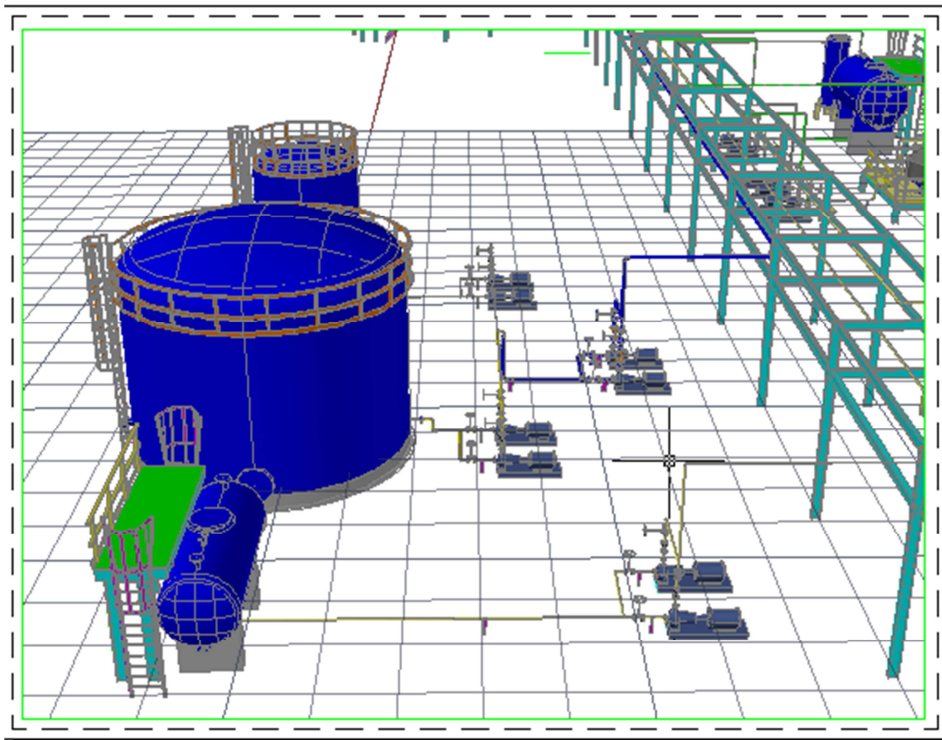
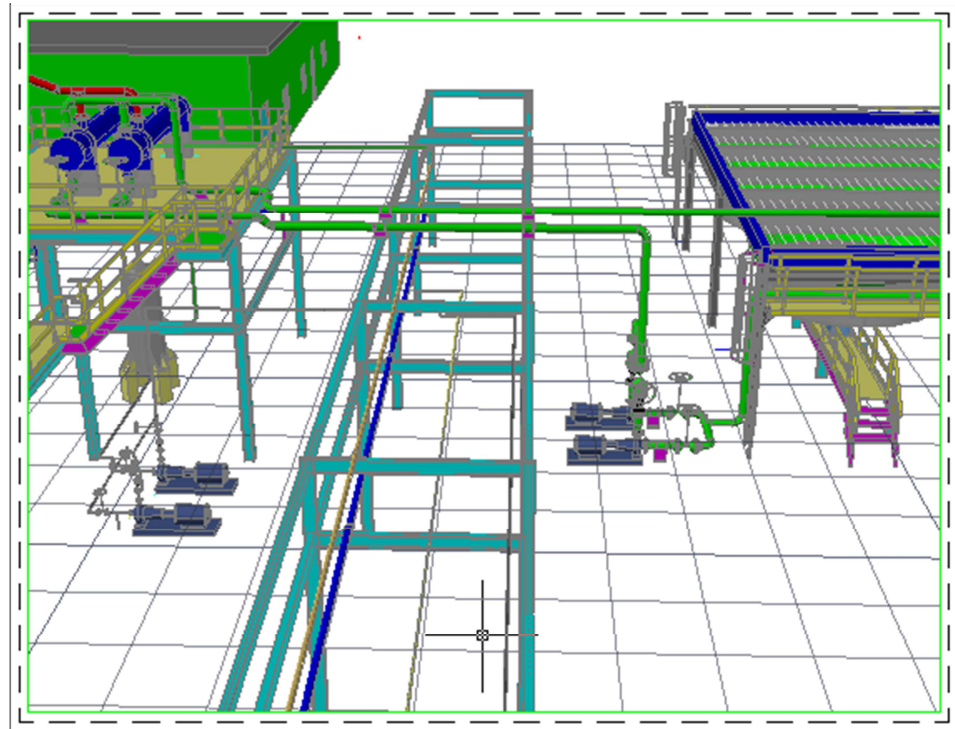


Figura 6.26 Bombeo de agua residual y agua de enfriamiento.



Todo lo anteriormente señalado tuvo como propósito, mostrar el procedimiento llevado a cabo para la representación de los equipos diseñados en 3D. Al final de esta sección en la figura 6.27 se muestra completo el modelo electrónico de toda la planta.

A continuación se muestran los programas de trabajo del proyecto para el esquema tradicional de ejecución y para el caso en que se lleve a cabo con la metodología de ingeniería concurrente.

Este último procedimiento consistió en haber llevado a cabo varias actividades de manera simultánea, como se describió por medio de la figura 6.1. Con la integración del diseño, llenado de hojas de datos y el modelo electrónico pudimos lograr que el proyecto se ejecutara en menor tiempo que de la manera convencional. En la tabla 7.1 y 7.2 se puede observar la comparación de haber llevado a cabo el proyecto mediante las dos metodologías. En la metodología concurrente al iniciar en una etapa temprana, de manera paralela con los cálculos y hojas de datos fue posible ahorrar tiempo y terminarlo antes (tabla 7.1) que de la forma convencional (tabla 7.2), ya que si se hubiese empleado, terminaríamos 10 semanas después que la metodología de ingeniería concurrente. Se puede observar en la tabla 6.1, como el modelo inicia apenas terminando con el diseño del primer tanque y se traslapa con los diseños posteriores y al final concluyen al mismo tiempo. En la tabla 7.2 con la metodología convencional, el modelado inicia hasta que terminan los diseños y llenado de las hojas de datos, de esta manera la finalización del proyecto se prolonga y terminamos más tarde.



Fig. 6.27 Modelo electrónico tridimensional de la planta de producción de queroseno a partir de desechos plásticos y aceites gastados.

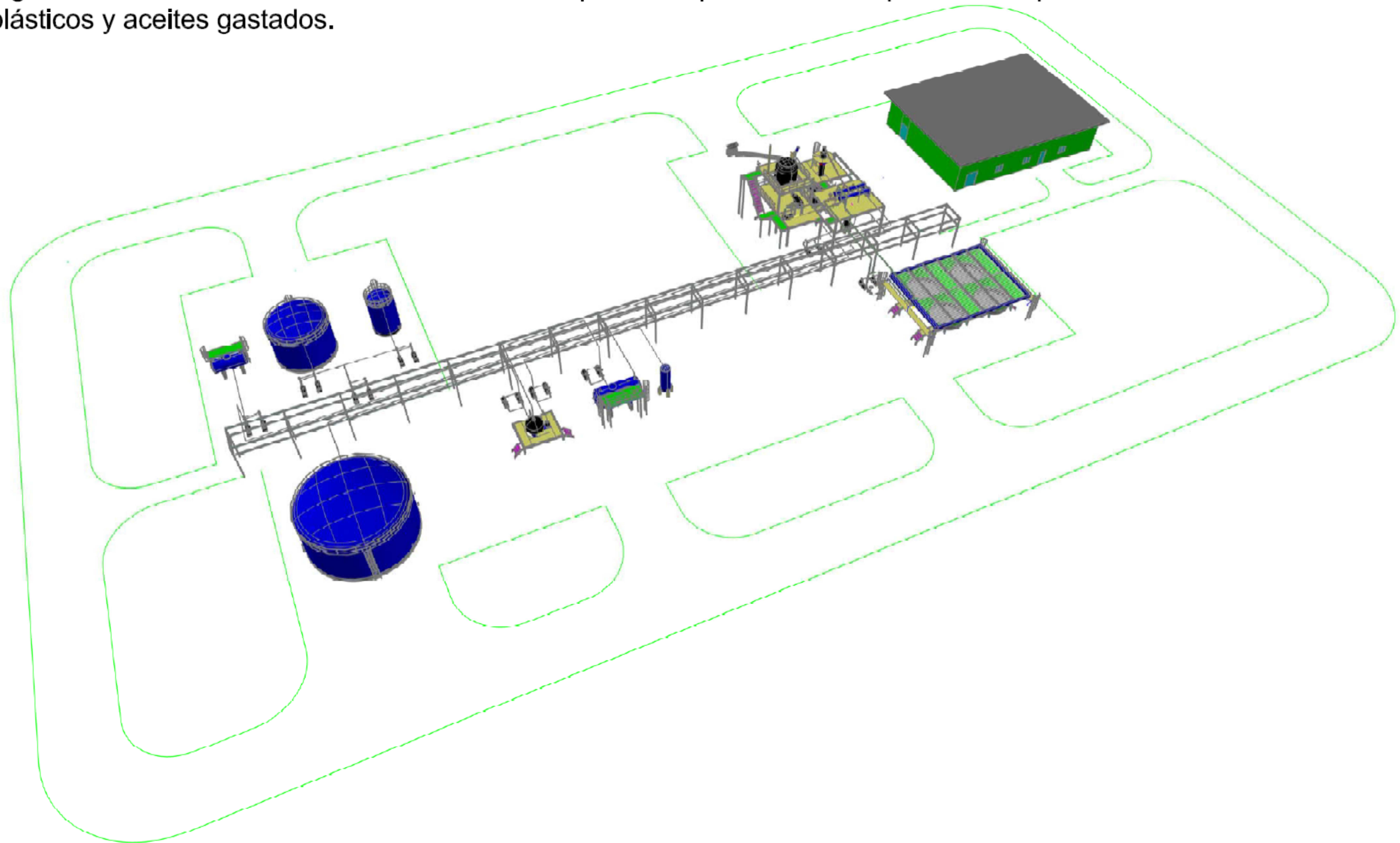
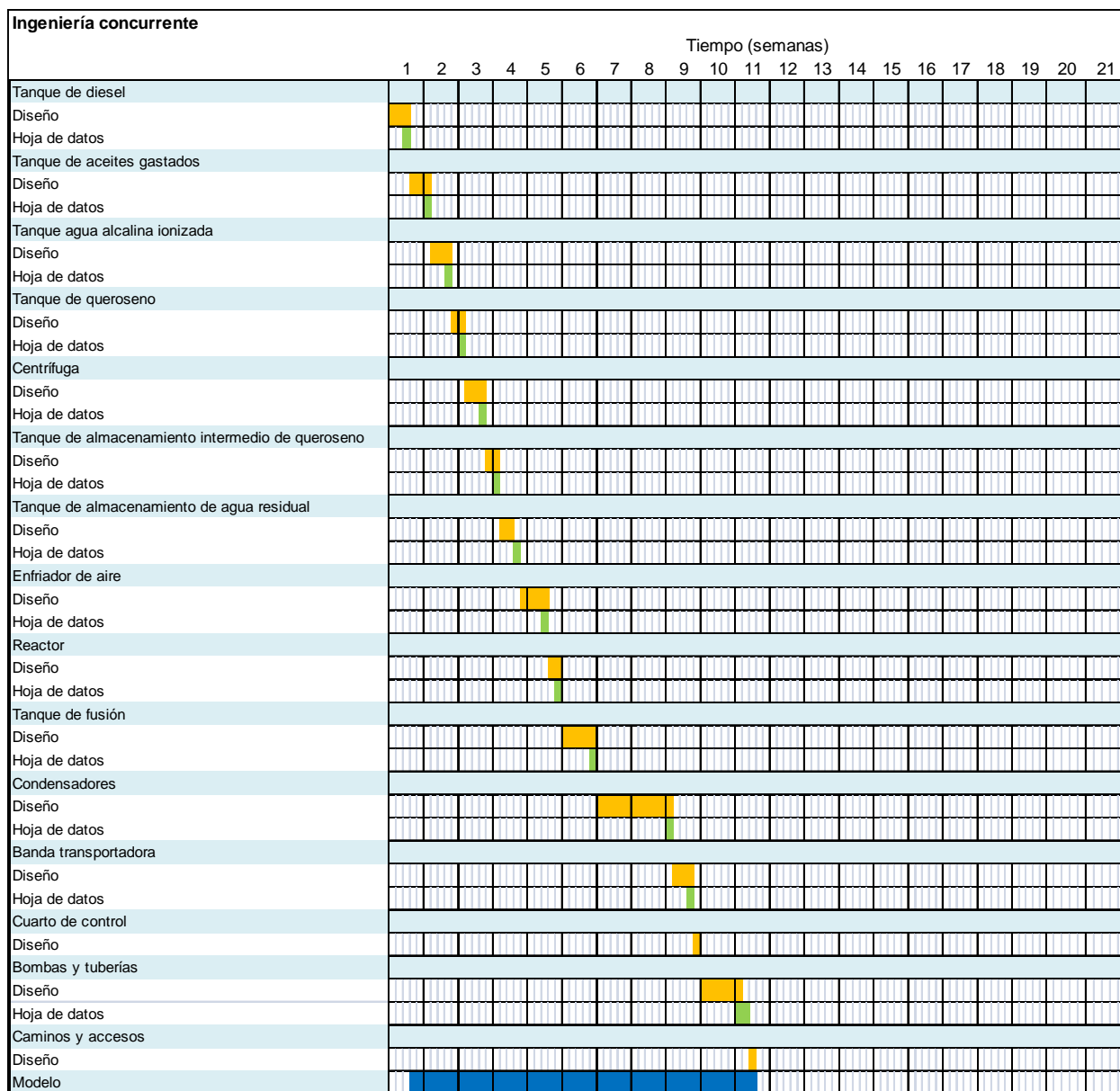
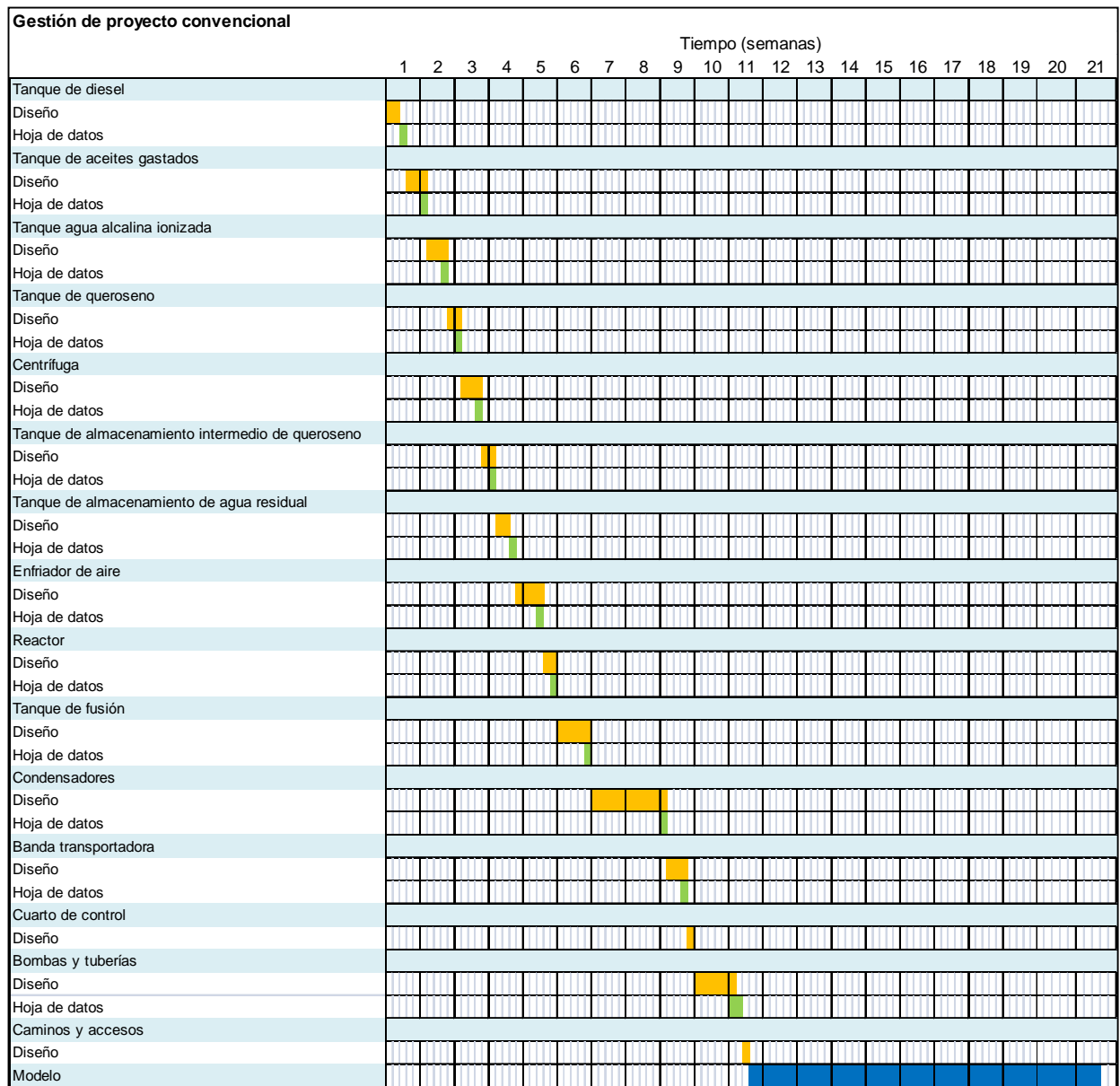


Tabla 7.1 Programa de trabajo empleando la metodología de ingeniería concurrente.



**Tabla 7.2 Metodología convencional en la etapa de diseño de los equipos de proceso.**



Se puede observar que mediante la metodología de ingeniería concurrente, al realizar los trabajos de manera simultánea se obtiene una ventaja en el ahorro de tiempo, en comparación de que si ésta se realizara de manera convencional.

## 7. Análisis de resultados

Durante el proceso de selección de la tecnología hubieron cuatro competidores principales de la tecnología seleccionada, los cuales fueron: Kurata Systems, Cynar, JBI Plastic2Oil technology, Genagain technologies Inc., Poliflow technology.

Cynar produce 750L de diesel a partir de 1 ton de residuo procesado, el residuo consiste principalmente de residuos plásticos.

JBI Plastic2Oil technology procesa solo residuos plásticos y logra capturar el 90% de residuos plásticos.

Genagain technologies Inc convierte +/-30 toneladas de residuos plásticos en +/- 180 barriles de combustible por día y procesar cualquier tipo de residuos plásticos.

Poliflow technology Mezcla de residuos plásticos sucios y caucho y se obtiene como productos gasolina, diesel y monómeros y solventes con un rendimiento de 70% a 83%.

Las cuatro tecnologías que se describen de una manera sucinta ofrecen una gama de ventajas como la versatilidad de procesamiento de materias primas, inclusive sin pre tratamiento alguno, altos rendimientos, menor cantidad de equipos de procesamiento, área mínima requerida para instalación, entre muchas otras virtudes que se desmenuzan con más detalle en la sección de selección y evaluación tecnológica, sin embargo, ninguno cuenta con plantas instaladas o en construcción y además no poseemos información suficiente en cuanto a la condiciones de operación del proceso. Kurata Systems fue elegido dado que satisface significativamente los dos puntos anteriores y además presenta las siguientes ventajas:

- Gran versatilidad en materias primas que abarcan desde el petróleo (ligero y pesado) y sus residuos hasta la biomasa residual (aceites vegetales, lodo residual, orujillo de oliva, fracción orgánica de los RSU).
- Altos rendimientos en la producción del biocombustible.
- El proceso es muy eficiente y opera a presiones atmosféricas o cercanas a la misma y temperatura menores a 550°C, que repercute en el costo de los equipos.
- Bajo impacto visual, es decir que son plantas pequeñas.
- Planta fácilmente ampliable.

- La tecnología puede producir hidrocarburos menos contaminantes eliminando los compuestos con mayor proporción de carbono, compensando sus ventajas con isómeros de mayor valor.
- Existe información necesaria acerca de la tecnología para realizar la ingeniería básica intermedia.
- Posee plantas instaladas y en construcción como lo muestra a continuación la tabla 8.1.

**Tabla 8.1 Plantas instaladas y en construcción de la tecnología Kurata Systems.**

Compañía	Ciudad o País	Tipo de materia prima	Entrada de materia prima	Estado
CARDILES OIL COMPANY	Córdoba , España	Residuos de aceite vegetal	10,000 Tn/año	Construida
BIOCOMBUSTIBLES DE MELO, S.L.	Cuenca , España	Residuos de petróleo y plástico	34,000 Tn/año	En construcción
ESTOIL ALMERIA, S.L.	Almería , España	Residuos de aceite vegetal	137,000 Tn/año	En construcción
HISPANIA QUITO S.L.	Guayaquil, Ecuador	Residuos de petróleo	34,000 Tn/año	Contratada

Fuente: KurataSystems (<http://www.kuratasystems.com>)

Para la realización del modelo solo se requirieron el diagrama de flujo de proceso, el diseño de los equipos y la matriz de los espacios recomendados entre los equipos (véase pág. 151). La completitud del diseño de los equipos y hojas de datos estuvo supeditado al modelo y viceversa ya que cuando se detectaban inconsistencias, rediseñábamos y volvíamos a corregir la construcción del modelo hasta eliminar las discrepancias, de modo tal que se estableció una sinergia entre el modelo, diseño, hojas de datos.

Mediante la metodología de ingeniería concurrente logramos desarrollar trabajos paralelamente. Esto consistió en realizar el diseño de los equipos, hojas de datos y la construcción del modelo electrónico de manera simultánea reduciendo de esta forma el tiempo establecido para su consecución.

Mediante la metodología de ingeniería concurrente fue posible llevar el proyecto hacia un final exitoso, ya que al compaginar la construcción del modelo electrónico en una etapa temprana con los otros pasos de diseño ya mencionados, se logró la concreción del mismo en menor tiempo en comparación que de la metodología convencional de manera secuencial, como puede observarse en las tablas 1 y 2 del capítulo referente al modelo electrónico. Fue posible obtener un ahorro de diez semanas, lo que significa que al terminar en menor tiempo la ingeniería básica, automáticamente repercutiríamos en las otras etapas del proyecto como la ingeniería de detalle, podríamos comenzar

tempranamente con la etapa de procura de equipos y de esta manera iniciar con la actividades de movimiento de sitio, construcción y así terminar y entregar a tiempo el proyecto, y arrancar cuanto antes con la producción de queroseno.

El empleo de la metodología fue relativamente sencillo y de gran aporte, aun cuando el trabajo realizado fue de manera individual. En un proyecto con equipos de trabajo, los resultados serían muy evidentes dado a que coordinándose los equipos de trabajo se podrían dividir y asignar las tareas, de esta manera estarían trabajando de manera paralela que los otros equipos de trabajo y de forma conjunta concretar el proyecto de manera exitosa.

En el proyecto como parte del riesgo que implicó emplear ingeniería concurrente, se tuvieron que realizar trabajos sencillos como el rediseño de los equipos, debido a que al verlos reflejados en el modelo tridimensional, la congruencia en sus proporciones no era la adecuada, los espacios no eran los recomendados y había que incrementar la separación; la inclinación y forma de las tuberías provocaban una mayor pérdida de presión y habría que cambiarlas y rehacer los cambios, las bombas obstruían el libre paso por debajo del rack y habría que removerlos y separarlos de allí en base a criterios y normas establecidos, sin embargo, debido a la facilidad de los modelos, las modificaciones se realizaron de manera rápida, solamente oprimiendo las teclas de la computadora y no empleando fuerza, maquinaria, recursos humanos como se hubiese hecho sin la ayuda del modelo tridimensional que indudablemente hubiesen repercutido en el costo.

Diseñar un equipo y posteriormente plasmarlo en el software nos permitió crear un ambiente virtual y de correlación con el mismo diseño, ya que nos facilitó verificar la forma, posición, dimensión, espaciado de los equipos, arreglo de las tuberías, altura, etc. como si la planta estuviera ya instalada y poder así corregir errores intrínsecos a los rasgos anteriormente mencionados, ya que en una revisión con el cliente o los especialistas de cada área como los son construcción y mantenimiento podrían participar con sus recomendaciones en un recorrido virtual por todos los espacios de la planta.

Al estar distribuidos los equipos de manera virtual, nos brindó un panorama completo de las características de cada equipo en comparación de que estuviera representado

solamente en dos dimensiones, y al trabajarlo mediante la metodología de ingeniería concurrente, pudimos estar diseñando, dibujando y corrigiendo al mismo tiempo, esto se daba cuando visualmente detectábamos inconsistencias, volvíamos al diseño, rediseñábamos y corregíamos el dibujo y siguiendo este procedimiento hasta finalizar el diseño de toda la planta completa.

Una vez desarrollado el modelo electrónico en AutoCAD Plant 3D, es posible generar documentos como lo son:

- Plano de localización de equipos.
- Proyecciones isométricas de los componentes del modelo.
- Vistas por secciones de toda la planta o equipo en general.

El plano de localización de equipos es de vital importancia porque nos indica la ubicación de los equipos, los accesos, el rack de tuberías, etc. sin embargo no nos permite visualizar las estructuras metálicas de los equipos que lo requieren, etc.

Los isométricos no son parte del alcance de este trabajo por lo que no se elaboraron, sin embargo al igual que el plano de localización de equipos, su producción es sencilla y rápida.

La base de datos de Autocad Plant 3D está limitada solo a los equipos principales, con otros software más sofisticados, estas deficiencias se dirimirían, ya que cuentan con bases de datos más completos, además de que nos permiten realizar de manera simultánea hojas de datos, DFP y maqueta electrónica de tal manera que una modificación en cualesquiera de estos automáticamente repercutiría en los otros, modificándose de manera instantánea. Con estos softwares es posible construir modelos tridimensionales inteligentes (METIS).

En la actualidad, en México se usan para el desarrollo de METIS principalmente los siguientes programas: CATIA de Dassault Systemes, PDMS de AVEVA y PDS de Intergraph. Existen otras aplicaciones que también se están utilizando pero en menor medida, tales como: AutoPLANT de Bentley, CADWorx de Intergraph.

Los METIS permiten tener en una base de datos, toda la información técnica, geométrica y de posición de todos los componentes existentes en una planta. A partir de un METI es posible extraer planos, isométricos, índices de instrumentos, tuberías y reportes de todos los componentes existentes en la planta y que están representados en el METI.

También es posible realizar recorridos virtuales, simulaciones de posibles cambios en la planta, videos de capacitación, y todo lo referente a la explotación de los datos contenidos en la base.

Aun cuando el programa empleado es sencillo, con el modelo electrónico desarrollado, podemos obtener las siguientes ventajas:

- Generar vistas de las diferentes instalaciones y detalles si así se requieren.
- Generar proyecciones isométricas de los componentes del modelo (por sistema).
- Generar planos de localización general de la instalación.
- Generar listados de materiales de cada sistema en específico.
- Inducción al personal de nuevo ingreso para el cumplimiento de los procedimientos de trabajo y operación física de la instalación.
- Realizar recorridos virtuales de las instalaciones.
- Efectuar el análisis y estudio de maniobras en trabajos que impliquen algún riesgo al personal, previo a la realización física de los mismos, previniendo accidentes.

Es notable señalar que el modelo electrónico desarrollado corresponde a la etapa intermedia de la ingeniería básica, por lo que adolece de la falta de otros requerimientos contemplados dentro de la ingeniería básica. A continuación se listan los puntos que se añadirían para que el proyecto estuviese completo.

- Instalación de instrumentos.
- Diseño eléctrico.
- Cableado.
- Sistema de tierras y pararrayos.
- Sistema de alumbrado.
- Sistema de fuerzas.
- Métodos de protección.



- Sistema de desfogue.
- Servicios auxiliares.

## **8. Conclusiones y recomendaciones**

Se realizó la ingeniería básica en su etapa intermedia de una planta productora de queroseno, a partir de desechos plásticos y aceites gastados, empleando la metodología de ingeniería concurrente y el software autoCAD Plant 3D para construir el modelo tridimensional de la planta.

El caso de estudio desarrollado consistente en la tecnología de “Kurata Systems” es una solución viable a miles de millones de toneladas de plásticos convertidos en basura y que acaban en los vertederos, que servirá para producir, en cambio, combustible barato y limpio y por tanto de mayor valor agregado que la materia prima.

La metodología de ingeniería concurrente permitió que ciertas actividades como las anteriormente mencionadas se realizaran de manera simultánea favoreciendo que el tiempo de ejecución se redujera y se ahorraran diez semanas de trabajo en comparación con la gestión convencional y que la calidad del trabajo hubiese resultado satisfactoria.

Con los modelos electrónicos se construyeron los equipos, estructuras metálicas, arreglo tuberías, bombas, rutas de acceso lo cual facilitó el análisis, diseño, construcción, simulación y la representación física tridimensional a escala de los cambios o posibles modificaciones que surjan con relación a sus instalaciones. Esto permitió, de manera clara y sencilla, la representación y, por tanto, el entendimiento de cualquier propuesta de mejora, garantizando la calidad de los trabajos que se entreguen. En las áreas donde se aplican los modelos tridimensionales los resultados son evidentes, en el desarrollo de proyectos, el tiempo de ejecución se reduce y los resultados son más rápidos.

El modelo electrónico fue de vital importancia, ya que nos permitió compaginarlo con el diseño de los equipos, el diagrama de flujo de proceso de manera simultánea empleando la metodología de ingeniería concurrente.

Aún cuando los riesgos al emplear ingeniería concurrente son vastos y de gran significación es importante adentrarse en la metodología y superarlos y poder ser de esa manera más competentes y eficientes.

## Referencias bibliográficas

1. American Petroleum Institute (API), Alcohols and Ethers, Publication No. 4261, 3rd ed.(Washington, DC, June 2001), Table B-1.
2. FORTRAN programs for chemical process, design, analysis, and simulation. A. Kayode Coker. Pag. 122. Gulf Publishing Company.
3. The properties of gases and liquids, Prauznitz.
4. Industrial and Engineering Chemistry Vol. 40 pp 2152-2154 1948.
5. J.M. Smith, H.C Van Ness, M.M. Abott. Introducción de la termodinámica en la ingeniería química, 6ta edición, Mc Graw Hill, New York.
6. Procesos de transferencia de calor. Kern, Donald. Ed CECSA.
7. Engineering Data Book. Gas Processor Suppliers Association. FPS version. Volume I & II. Section 1-26.
8. Manual de procedimientos de ingeniería de diseño flujo de fluidos. Pemex Exploración y producción.
9. Applied process design for chemical and petrochemical plant. Ludwig.
10. Fluid flow for chemical engineers. F.A. Holland & R. Bragg.
11. Process plant layout and piping design. Ed. Bausbacher & Roger Hunt. Ed Prentice Hall 1993.
12. Preliminary chemical engineering plant design. William D. Baasell. Elsevier.
13. Chemical engineering design. Sinnott R.K. Elsevier. Fourth Edition.
14. Brown, R., Design of air cooled heat exchanger: a procedure for preliminary estimate. Chem. Eng., N.Y. 85, Marzo 27, 414, 1978.
15. Mecánica de fluido. Robert L. Mott. Pearson Education, 2006.
16. Chemical Process Equipment - Couper, Penney, Fair & Walas. Elsevier.
17. Rules of thumb for chemical engineers. A manual of quick, accurate solutions, to every day process engineering problems. Carl Brannan.
18. Manual de procedimientos de ingeniería de diseño flujo de fluidos. Pemex Exploración y Producción. 2002.
19. Plant layout. British Petroleum Company. February 1996.
20. [www.patentbuddy.com/Patent/5744668](http://www.patentbuddy.com/Patent/5744668).
21. <http://www.freshpatents.com>.
22. <http://www.cynarplc.com/>.
23. <http://www.ipaustralia.com.au/applicant/zadgaonkar-umesh-arun/patents/AU2001256657/>.

24. <http://www.plastic2oil.com/site/home>.
25. <http://genagain.com/>.
26. <http://polyflow.uuuq.com/>.
27. <http://www.kuratasystems.com/>.
28. <http://e-ocal.gob.mx/work/templates/enciclo/EMM15mexico/municipios/15104a.html>
29. Diagnóstico ambiental de la Región III: Ecatepec. Lic. Arturo Montiel Rojas, M. en C. Arlette López Trujillo, Lic. Humberto Ortiz Wetzel.
30. Diagnóstico ambiental de la Región V: Naucalpan. Lic. Arturo Montiel Rojas, M. en C. Arlette López Trujillo, Lic. Humberto Ortiz Wetzel.
31. <http://www.sener.gob.mx/portal/publicaciones.html>.
32. Anuario estadístico de los Estados Unidos Mexicanos. SENER. 2010.
33. Santiago, Tomás. Desarrollo de un modelo electrónico 3D para una planta móvil. Tesis de licenciatura. UNAM.
34. Thalía Arellano. Evaluación tecnológica e ingeniería básica para una planta de producción de kerosina a partir de residuos plásticos y aceites gastados. Tesis de licenciatura. UNAM.
35. [http://www.giresol.org/index.php?option=com\\_content&task=view&id=224&Itemid=83](http://www.giresol.org/index.php?option=com_content&task=view&id=224&Itemid=83).
36. <http://www2.ine.gob.mx/publicaciones/libros/495/residuos.html>.
37. [http://app1.semarnat.gob.mx/dgeia/indicadores11/conjuntob/04\\_res\\_solidos/04\\_res\\_solidos\\_intro.html](http://app1.semarnat.gob.mx/dgeia/indicadores11/conjuntob/04_res_solidos/04_res_solidos_intro.html).
38. Control room design. Chevron Corporation. July 1999.

## Apéndice

### I.0 Diseño de los equipos de proceso

#### I.1 Tanque de fusión del plástico

En el tanque de fusión del plástico, consiste en un tanque enchaquetado en el que se lleva a cabo la fusión del plástico para ser posteriormente introducido al reactor, el calor es suministrado por medio de un quemador de diesel.

El calentamiento y fusión del plástico se lleva a cabo mediante el calor transferido hacia el plástico por los gases generados por la combustión del diesel constituido principalmente de agua y dióxido de carbono.

#### Diseño del tanque de fusión

Condiciones de flujo:

El flujo másico del plástico será de 3539 kg/h.

El flujo volumétrico del plástico será de 131.46 ft<sup>3</sup>/h.

$$3539 \frac{kg}{h} \times \frac{m^3}{950 kg} \times \frac{(3.28 ft)^3}{m^3} = 131.46 \frac{ft^3}{h}$$

**Tabla 1 Propiedades del plástico.**

PLÁSTICO (POLIETILENO)	
Peso molecular promedio	308000 g/mol
T de entrada al tanque	25 °C
T de entrada al reactor	300 °C
Melt Flow	0.0250 a 1610 9.66 Kg/hr
Cp de sólido	0.46 kcal/kg °C ó BTU/lb°F
Cp de fundido	33.30 J/mol*K
	0.57 kcal/kg °C ó BTU/lb°F
ρ densidad	0.95 g/cm <sup>3</sup>
	59.35 lb/ft <sup>3</sup>
μ viscosidad	100000 cp
	242000 lb/ft*hr
k conductividad	0.20 BTU/hr/ft <sup>2</sup> /(°F/ft)
T de fusión	138 °C
	411.15 K
ΔH fusion	67.11 Kcal/kg

Antes de iniciar con el diseño del tanque de fusión, debemos iniciar por realizar un cálculo del balance de materia en el quemador para determinar la relación aire/combustible, que se requiere y el flujo total de gases de combustión.

### Reacción de combustión en el quemador

El combustible utilizado para la combustión es el diesel que consiste en una mezcla de hidrocarburos  $C_8$ - $C_{25}$ , sin embargo, para efectos de simplificación solo se considerará compuesto solamente por  $C_{12}H_{26}$ .

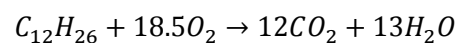
Tabla 2 Propiedades del diesel.

Diesel	
Fórmula química	$C_{12}H_{26}$
Poder calorífico	11000 kcal/kg
Densidad	7.08 lb/gal 60 °F
Gravedad específica	0.85 sgr 60°F/60 °F
Pérdidas de calor	0.02

Fuente: American Petroleum Institute (API).

### Balance de materia en el quemador

Reacción de combustión



Considerando que la composición del aire como 21% de  $O_2$  y 79 de  $N_2$ , calculamos la cantidad de oxígeno requerido así como la cantidad de aire necesario para la combustión del  $C_{12}H_{26}$ .

$$1 \text{ mol } C_{12}H_{26} \times \frac{1 \text{ mol}}{170 \text{ g}} C_{12}H_{26} \times \frac{18.5 \text{ mol } O_2}{0.21 \text{ mol } C_{12}H_{26}} \times \frac{1 \text{ mol aire}}{0.21 \text{ mol } O_2} \times \frac{29 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \text{ aire} = 15.028 \frac{\text{g aire}}{\text{g } C_{12}H_{26}}$$

Considerando un exceso del aire de 15% se tiene que requiere  $17.19 \frac{g \text{ aire}}{g C_{12}H_{26}}$

1 mol C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	0.17	Masa Kg/h		Moles		Frac. Mol
		PM	Entrada	Salida	Entrada	
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	170.34	0.17	0.00	1.00	0.00	0
O <sub>2</sub>	32	0.68	0.09	21.23	2.77	0.03
CO <sub>2</sub>	44	0.00	0.53	0.00	11.98	0.11
H <sub>2</sub> O	18	0.00	0.23	0.00	12.97	0.12
N <sub>2</sub>	28	2.24	2.24	79.87	79.87	0.74
Aire						
r	1.0	3.086	3.086		107.59	1.00

De la tabla anterior es posible calcular el peso molecular de la mezcla de gases.

$$PM = y_{CO_2}PM_{CO_2} + y_{H_2O}PM_{H_2O} + y_{N_2}PM_{N_2} + y_{O_2}PM_{O_2}$$

$$PM = 0.11 * 44 + 0.12 * 18 + 0.74 * 28 + 0.03 * 16 = 29.05 \frac{lb}{lbmol}$$

Balance de energía en el tanque de fusión.

$$W_{comb}PC + W_{Air}Cp_{air}(T_{amb} - T_{ref}) + W_{rec}Cp_{rec}(T_8 - T_7) = W_{mezcl}Cp_{mezcl}(T_7 - T_{ref}) - 0.02xPC$$

$$k = 17.19 \frac{g \text{ aire}}{g C_{12}H_{26}} \quad W_{gases} = W_{comb}(1 + k)$$

$$0.98W_{comb}PC = W_{comb}(1 + k)Cp_{mezcl}(T_7 - T_{amb}) + W_{rec}Cp_{rec}(T_7 - T_8)$$

$W_{comb}$  = Flujo de combustible diesel (lb/h).

$W_{rec}$  = Flujo de gases recirculados al quemador (lb/h).

PC = Poder calorífico del combustible (BTU/lb).

$Cp_n$  = Capacidad calorífica del compuesto n (BTU/lb°F).

$T_7$  = Temperatura de gases a la salida del quemador.

$T_{ref}$  = Temperatura de referencia (°F).

$T_{amb}$  = Temperatura del ambiente (°F).

$T_8$  = Temperatura de los gases a la salida del tanque de liquidación (°F).

### Balance de calor en el tanque de fusión

$$0.98W_{comb}PC = W_{comb}(1 + k)Cp_{mezcl}(T_7 - T_{amb}) + W_{rec}Cp_{rec}(T_7 - T_8)$$

Calor sensible:

$$Q = Wp * Cp * (T_{fus} - T_{ent})$$

$$Q_{sf} = 7802 \frac{lb}{h} * 0.46 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * (280 - 77)^{\circ}F = 727,369 \frac{BTU}{h}$$

Calor latente:

$$Ql = Wp\Delta H_{vap}$$
$$Ql = 7802 \frac{lb}{h} * 120.8 \frac{BTU}{lb} = 942,353 \frac{BTU}{h}$$

Calor necesario para llevar el plástico fundido a la temperatura de reacción:

$$Q = Wp * Cp * (T_{11} - T_{ent})$$

$$Q_{sl} = 7802 \frac{lb}{h} * 0.57 \frac{BTU}{lb^{\circ}F} * (572 - 280)^{\circ}F = 1,294,437 \frac{BTU}{h}$$

Calor perdido a los alrededores:

$$Qp = 0.02(Q_{sf} + Ql + Q_{sl})$$

$$Qp = 0.02(2,964,159) = 59,283 \frac{BTU}{h}$$

Calor total:

$$Q_{tot} = Q_{sf} + Ql + Q_{sl} + Qp$$

$$Q_{tot} = 3,023,442 \frac{BTU}{h}$$

Combustible necesario para suplir la cantidad de calor:

$$W_{comb} = \frac{Q_{tot}}{PC} = \frac{3,023,442 \frac{BTU}{h}}{19800 \frac{BTU}{lb}} = 152.7 \frac{lb}{h}$$



Esto es como una primera aproximación, ya que como se verá posteriormente la cantidad de combustible  $W_{\text{comb}}$ , se variará con el fin de obtener una temperatura de salida ( $T_8$ ) que se desea obtener en el enchaquetado, por lo cual podrá ser mayor que la cantidad calculada anteriormente.

Una vez hecho la variación, el flujo de combustible determinado es de  $W_{\text{comb}} = 161.62 \text{ lb/h}$ , por lo que será la cantidad que utilizaremos de aquí en adelante.

Geometría y condiciones del tanque:

$$D = 8.1344 \text{ ft} \quad h = 12.2344 \text{ ft}$$

Volumen:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} h = \frac{\pi(8.1344)^2}{4} (12.2344) = 636.94 \text{ ft}^3$$

Área de transferencia:

$$A_{\text{trnsf}} = \frac{\pi D^2}{4} + 2\pi r h$$

$$A_{\text{trnsf}} = \frac{\pi(8.1344)^2}{4} + 2\pi \frac{(8.1344)}{2} (12.2344) = 364.82 \text{ ft}^2$$

## Determinación de la temperatura en el quemador

$$0.98W_{comb}PC = W_{comb}(1+k)Cp_{mezcl}(T_7 - T_{amb}) + W_{rec}Cp_{rec}(T_7 - T_8)$$

$$T_7 = \frac{0.98W_{comb}PC + W_{comb}(1+k)Cp_{mezcl}T_{amb} + W_{rec}Cp_{rec}T_8}{W_{comb}(1+k)Cp_{mezcl} + W_{rec}Cp_{rec}}$$

$$T_7 = \frac{(0.98 * 161.62 * 19800) + [161.62 * (1 + 17.19) * 0.3086 * 77]}{[161.62 * (1 + 17.19) * 0.3086]} = 3,534.30 \text{ } ^\circ F$$

$$T_8 = T_7 - \frac{Q_{Tot}}{W_{comb}(1+k)Cp_{mezcl}}$$

$$T_8 = 3534.30 - \frac{3,023,442}{161.62(1 + 17.19)(0.3086)} = 94 \text{ } ^\circ F$$

$$UA.LMTD = Q_{Tot}$$

$$(8.58)(364.82) \left[ \frac{(3534.30 - 572) - (590 - 77)}{\ln \left[ \frac{(3534.30 - 572)}{(590 - 77)} \right]} \right] = 3,023,446 \frac{BTU}{h}$$

$$\ln \left[ \frac{Q_{Tot}}{UA.LMTD} \right] = Error$$

$$\ln \left[ \frac{3,023,442.09}{3,023,446} \right] = 1.293 \times 10^{-6}$$

$$abs(3,023,446 - 3,023,442.09) = 3.85 \text{ } BTU$$

### Diseño del enchaquetado

Dado que los gases producto de la combustión serán los que circulen por el enchaquetado con el fin de fundir la materia prima que es introducido.

$$W_{gas} = W_{comb}(1 + k)$$

$$W_{gas} = 161.62 \frac{lb}{h} (1 + 17.19) = 2939.87 \frac{lb}{h}$$

Datos:

Espacio entre el enchaquetado y el tanque (C) = 0.246 ft

Pitch de deflectores = 0.656 ft

De (hidráulico) = 0.358 ft

Área de la sección transversal:

$$A_{cs} = C \cdot Pitch = 0.246(0.656) = 0.161 \text{ ft}^2$$

Número de espirales:

$$\text{Número de espirales} = \frac{h_{chaqueta}}{Pitch} = \frac{12.2}{0.656} = 19$$

Longitud del canal:

$$L = \pi N_{espiral} D_{Tanq} = \pi(19)(8.1344) = 485.54 \text{ ft}$$

Diámetro hidráulico:

$$De = \frac{4 \times \text{Área sección transversal}}{\text{Perímetro húmedo}} = \frac{4 \cdot C \cdot Pitch}{2(C + Pitch)}$$

$$De = \frac{4(0.1614)}{2(0.246 + 0.656)} = 0.358 \text{ ft}$$

$$G = \frac{W_{gas}}{A_{sc}} = \frac{2939.87 \frac{lb}{h}}{0.1614 \text{ ft}^2} = 18,215 \frac{lb}{\text{hft}^2}$$

$$Re = \frac{GDe}{\mu} = \frac{(18215)(0.358)}{(0.0519)(2.42)} = 51,852$$

$$\frac{h_0 D}{k_f} = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.33}$$

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.33}$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$C_p = 0.3086 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.0681 \text{ [BTU/hr/ft}^2\text{(}^\circ\text{F/ft)]}$$

$$\mu = 0.0519 \text{ cp}$$

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} (Pr)^{0.33}$$

$$Nu = 0.023 (51,852)^{0.8} \left( \frac{(0.3086)(0.0519 * 2.42)}{0.0675} \right)^{0.33} = 112.73$$

$$h_0 = 112.73 \left( \frac{0.0681}{0.358} \right) = 21.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2\text{ }^\circ\text{F}}$$

### Características del agitador

$$N = 60 \text{ rev/min} = 3600 \text{ rev/h}$$

$$\rho = 59.35 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_p = 0.57 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.20 \text{ [BTU/hr/ft}^2\text{(}^\circ\text{F/ft)]}$$

$$\mu = 242000 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\frac{h_0 D}{k_f} = 0.74 Re^{0.67} Pr^{0.33} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

La longitud del agitador se considera como  $0.7D_{\text{tanque}}$ .

$$L_{\text{agitador}} = 0.7(D_{\text{tanque}})$$

$$L_{\text{agitador}} = 0.7(8.1344) = 5.69 \text{ ft}$$

Considerando  $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 1$

$$Re = \frac{\rho ND^2}{\mu} = \frac{(59.35)(3600)(5.69)^2}{242000} = 28.59$$

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k} = \frac{(0.57)(242000)}{0.20} = 689700$$

$$h_i = \frac{0.20}{5.69} (0.74)(28.59)^{0.67} (689700)^{0.33} = 20.78 \frac{BTU}{hft^2 \circ F}$$

**Corrección  $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$**

$$T_C = \frac{T_7 + T_{11}}{2} = \frac{3534.3 + 572}{2} = 2053.15 \text{ } ^\circ F$$

$$t_c = \frac{T_8 + T_{ent}}{2} = \frac{201 + 77}{2} = 139 \text{ } ^\circ F$$

$$T_m = \frac{T_7 + T_8}{2} = \frac{3534.3 + 201}{2} = 1867.65 \text{ } ^\circ F$$

$$\mu_w @ T_w = 0.0344857 \text{ } cp$$

$$t_w = t_c + \left[ \frac{h_i}{h_i + h_0} \right] (T_C - t_c)$$

$$t_w = 139 + \left[ \frac{20.78}{20.78 + 21.5} \right] (2053.15 - 139) = 1079.78 \text{ } ^\circ F$$

$$\mu @ t_w = 0.03533 \text{ } cp$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = \left(\frac{0.0519}{0.0344857}\right)^{0.14} = 1.0589$$

Como puede observarse, no hay una variación significativa por lo que el término de corrección puede despreciarse.

Corrección de  $h_i$

$$h_i = 14.96 \frac{BTU}{hft^2 \circ F}$$

Coefficiente global de transferencia de calor:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + r_o + r_i + \frac{1}{h_i}$$

Tomando con  $k=21 \text{ BTU/hr/ft}^2/(\text{°F/ft})$  y un grosor del recipiente de  $0.033 \text{ ft}$  y como  $r_o$  lado de los gases igual a  $0.002 \text{ hr}\cdot\text{ft}^2\cdot\text{°F/BTU}$ .

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{20.78} + 0.002 + \frac{0.033}{21} + \frac{1}{14.96} = 0.1190$$

$$U = 8.40 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2\text{°F}}$$

### Caída de presión en el enchaquetado

$$R = 10.73159 \text{ ft}^3\cdot\text{psi}/\text{R}\cdot\text{lbmol}$$

$$T_m = \frac{T_7 + T_8}{2} = \frac{3534 + 201}{2} = 1867.65 \text{ °F}$$

$$PM = 0.11 * 44 + 0.12 * 18 + 0.74 * 28 + 0.03 * 46 = 29.05 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

$$P = 15.012 \text{ psia}$$

De la ecuación de gases ideales

$$\rho = \frac{P \cdot PM}{RT} = \frac{(15.012)(29.05)}{(10.73159)(1867.65 + 460)} = 0.0172 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$G = 18,215 \frac{\text{lb}}{\text{hft}^2} \left( \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) = 5.06 \frac{\text{lb}}{\text{sft}^2}$$

$$u_t = \frac{G}{\rho} = \frac{5.06}{0.0172} = 293.6 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$l' = 549.072 \text{ ft}, \quad \text{longitud del canal}$$

$$Re = 51,851.657, j_f = 0.003324$$

$$D=0.358\text{ft}$$

$$\Delta P = 8j_f \left( \frac{l'}{di} \right) \left( \frac{\rho u_t^2}{2} \right), \Delta P [=] Pa$$

$$\Delta P = 1.16 \times 10^{-3} j_f \left( \frac{l'}{di} \right) \left( \frac{\rho u_t^2}{2} \right), \Delta P [=] Pa$$

$$\Delta P = 1.16 \times 10^{-3} (0.003324) \left( \frac{549.072}{0.358} \right) \left( \frac{(0.0172)(293.6)^2}{2} \right) = 4.393 \text{ psi}$$

### Corriente de recirculación

Flujo de recirculación

$$Frec=0$$

$$R= 10.73159 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi}/^\circ\text{R} \cdot \text{lbmol}$$

$$T_m = \frac{T_7 + T_8}{2} = \frac{3534 + 176}{2} = 1855 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$PM = 0.11 * 44 + 0.12 * 18 + 0.74 * 28 + 0.03 * 46 = 29.05 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

$$P=15.012-1.348 =13.664 \text{ psia}$$

De la ecuación de gases ideales

$$\rho = \frac{P \cdot PM}{RT} = \frac{(13.664)(29.05)}{(10.73159)(176 + 460)} = 0.058 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Flujo volumétrico} = \frac{Frec}{\rho} = \frac{0}{0.058} = 0 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}}$$

### Potencia del motor de agitación

$$P = \frac{K_3}{g} \rho N_s^3 D^5$$

$g$  = factor de conversión, 32.2 lbf-ft/lbf/s<sup>2</sup>.

$K_3$  = De la tabla 5-1 = 7.80

$N_s$  = rev/s

$D$  = 5.25 ft

$\rho$  = 59.35 lb/ft<sup>3</sup>.

$N_s$  = 3600 rev/h = 1 rev/s

$$P = \frac{7.80}{32.2} (59.35)(1)^3 (5.25)^5 = 21,861 \frac{ft \cdot lb}{s}$$

$$HP = \frac{P}{550}$$

$$HP = \frac{21,861 \frac{ft \cdot lb}{s}}{550} = 39.7 HP$$

### Propiedades de una mezcla

Para una corriente compuesta por varios componentes las propiedades como la capacidad calorífica, conductividad térmica y viscosidad se calculan como lo indican las siguientes ecuaciones (Ref. 2 pág. 122).

$$Cp_m = \sum_{i=1}^n Cp_i X_i$$

$Cp_m$  = Capacidad calorífica de la mezcla.

$Cp_i$  = Capacidad calorífica del componente  $i$ .

$X_i$  = Fracción molar del componente  $i$ .



$$k_m = \sum_{i=1}^n k_i X_i$$

$k_m$  = Capacidad calorífica de la mezcla.

$k_i$  = Capacidad calorífica del componente i.

$X_i$  = Fracción molar del componente i.

$$k_m = \sum_{i=1}^n k_i X_i$$

$k_m$  = Capacidad calorífica de la mezcla.

$k_i$  = Capacidad calorífica del componente i.

$X_i$  = Fracción molar del componente i.

$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i \mu_i PM_i^{0.5}}{\sum_{i=1}^n Y_i PM_i^{0.5}}$$

$\mu_m$  = Viscosidad de la mezcla Cp.

$\mu_i$  = Viscosidad del componente i.

$PM_i$  = Peso molecular del componente i.

$Y_i$  = Fracción molar del componente i.

## I.2 Determinación de la temperatura media ponderada

Para la determinación de la  $\Delta T$  ponderada partimos en primera instancia a la determinación de los puntos de rocío y burbuja de la mezcla de gases que sale del reactor catalítico, ya que la condensación iniciará cuando la mezcla alcance el punto de rocío y terminará una vez que se alcance el punto de burbuja.

El equilibrio en un condensador origina una condensación diferencial.

La diferencia balanceada de temperatura se obtiene tomando incrementos del rango de condensación computando las diferencias promedio de temperaturas entre el vapor y el agua.

Desde un punto de vista práctico solo se hace necesario escoger un número razonable de temperaturas, ya que la solución se logra mediante prueba y error. A continuación se muestran los pasos necesarios para calcular el  $\Delta T$  ponderado.

Se establecen intervalos de temperaturas que parten desde el punto de rocío al punto de burbuja.

Para cada intervalo:

Se supone una razón  $\frac{V}{L}$

Mediante la ecuación siguiente se calcula el número de moles de líquido formado para el valor supuesto anterior.

$$L_1 = \frac{Y_1}{1 + K_1(V/L)}, \quad V = V_1 - L$$

$L_1$  = Número de moles de un componente en el líquido.

$V_1$  = Número de moles de un componente en el vapor.

$V$  = Número total de moles de vapor.

$L$  = Número total de moles de líquido.

Si la razón de la masa de vapor que resta a las moles de líquido formado no coincide con el calor supuesto de  $V/L$ , debe hacerse una nueva suposición.

En cualquier punto se cumple que

$$L' + L_C = L$$

$$L'_1 + L_{C1} = L_1$$

$L'$  = Moles totales en el intervalo establecido.

$L_{C1}$  = Moles del componente 1 condensados y el intervalo.

$$L'_1 = \frac{Y_1 - K_1 L_1 (V/L)}{1 + K_1 (V/L)}$$

$Y_1$  = Moles del componente 1 en el vapor.

$K_1$  = Constante de equilibrio del componente 1 a la temperatura del intervalo.

Los resultados se muestran a continuación en las tablas siguientes:

V/L	3.83 Temp °F			416.77		V/L	1.00 Temp			399.50	
	Y1 (lbmol/h)	Ki	L			Y1 (mol/h)	Ki	Lc1		L1'	
C7	4.104		11.73		0.09	C7	4.02	10.28	0.09	0.27	
C8	3.283		7.39		0.11	C8	3.17	6.36	0.11	0.33	
C9	3.283		4.96		0.16	C9	3.12	4.13	0.16	0.47	
C10	1.642		2.91		0.14	C10	1.51	2.57	0.14	0.32	
C11	2.052		1.94		0.24	C11	1.81	1.56	0.24	0.56	
C12	4.104		1.25		0.71	C12	3.40	0.98	0.71	1.36	
C13	4.515		0.86		1.05	C13	3.47	0.66	1.05	1.68	
C14	18.059		0.53		5.99	C14	12.07	0.39	5.99	6.99	
H2O	0.000		28.27		0.00	H2O	0.00	23.31	0.00	0.00	
CO2	0.000		0.00		0.00	CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	
Total	41.04				8.49	Total	32.55			8.49	11.98
L	8.49					L	20.47				
V	32.55					V	20.57				
V/L	3.83					V/L	1.00				
Error	-3.5915E-07					Error	0.00097287				

V/L	0.59 Temp			386.32		V/L	0.42 Temp			375.87	
	Y1 (mol/h)	Ki	Lc1		L1'	Y1 (mol/h)	Ki	Lc1		L1'	
C7	3.74		9.26		0.36	0.27	C7	3.47	8.50	0.63	0.27
C8	2.84		5.64		0.44	0.31	C8	2.53	5.12	0.76	0.29
C9	2.64		3.57		0.64	0.42	C9	2.23	3.17	1.06	0.36
C10	1.18		2.33		0.46	0.23	C10	0.95	2.15	0.69	0.17
C11	1.25		1.31		0.80	0.36	C11	0.89	1.13	1.16	0.23
C12	2.04		0.81		2.06	0.71	C12	1.33	0.70	2.77	0.41
C13	1.79		0.53		2.72	0.72	C13	1.07	0.44	3.45	0.37
C14	5.08		0.31		12.98	2.30	C14	2.78	0.25	15.28	1.05
H2O	0.00		20.00		0.00	0.00	H2O	0.00	17.65	0.00	0.00
CO2	0.00		0.00		0.00	0.00	CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	20.57				20.47	5.32	Total	15.25		25.80	3.14
L	25.80						L	28.94			
V	15.25						V	12.10			
V/L	0.59						V/L	0.42			
Error	0.00067287						Error	0.00057096			

V/L	0.26 Temp				361.32					
	Y1 (mol/h)	Ki	Lc1	L1'						
C7	3.20		7.51	0.90	0.47					
C8	2.24		4.45	1.05	0.46					
C9	1.87		2.67	1.41	0.51					
C10	0.78		1.90	0.87	0.23					
C11	0.66		0.92	1.39	0.26					
C12	0.92		0.56	3.18	0.40					
C13	0.70		0.34	3.81	0.33					
C14	1.73		0.19	16.33	0.86					
H2O	0.00		14.74	0.00	0.00					
CO2	0.00		0.00	0.00	0.00					
Total	12.10			28.94	3.52					
L	32.46									
V	8.58									
V/L	0.26									
Error	0.00058762									

V/L	0.00 Temp				307.69					
	Y1 (mol/h)	Ki	Lc1	L1'						
C7	2.73		4.55	1.37	2.73					
C8	1.77		2.52	1.51	1.77					
C9	1.36		1.33	1.92	1.36					
C10	0.55		1.11	1.09	0.55					
C11	0.40		0.40	1.65	0.40					
C12	0.53		0.22	3.58	0.53					
C13	0.37		0.12	4.14	0.37					
C14	0.87		0.06	17.19	0.87					
H2O	0.00		7.11	0.00	0.00					
CO2	0.00		0.00	0.00	0.00					
Total	8.58			32.46	8.58					
L	41.04									
V	0.00									
V/L	0.00									
Error	0									

V/L	0.00 Temp				307.69					
	Y1 (mol/h)	Ki	Lc1	L1'						
C7	0.00		4.55	4.10	0.00					
C8	0.00		2.52	3.28	0.00					
C9	0.00		1.33	3.28	0.00					
C10	0.00		1.11	1.64	0.00					
C11	0.00		0.40	2.05	0.00					
C12	0.00		0.22	4.10	0.00					
C13	0.00		0.12	4.51	0.00					
C14	0.00		0.06	18.06	0.00					
H2O	0.00		7.11	0.00	0.00					
CO2	0.00		0.00	0.00	0.00					
Total	0.00			41.04	0.00					
L	41.04									
V	0.00									
V/L	0.00									
Error	0									

Para el cálculo de la curva de condensación se requiere del cálculo de la carga térmica por intervalos.

Los datos para el cálculo de entalpia se obtuvieron de las referencias 4, 5.

La entalpia reducida se determina mediante la siguiente ecuación.

$$\frac{H^R}{RT_c} = P_r \left[ B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left( B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right]$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}}$$

$$\frac{dB^1}{dT_r} = \frac{0.172}{T_r^{5.2}}$$

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{2.6}}$$

$$\frac{dB^0}{dT_r} = \frac{0.675}{T_r^{3.6}}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

$H^R$  = Entalpia reducida BTU/lbmol.

T = Temperatura K.

P = Presión en Pa.

$T_c$  = Temperatura crítica.

$P_c$  = Presión crítica.

$\omega$  = Factor acéntrico.

R = Constante de los gases ideales.

Los valores T,  $T_c$ ,  $P_c$ ,  $P_c$  y factor acéntrico se obtienen del manual del Perry

$$\frac{\Delta H_v}{RT_c} = 7.08(1 - T_r)^{0.354} + 10.95\omega(1 - T_r)^{0.456}$$

$$H_{vap*} = H^0 + \int_{T_0}^T C_p dT + H^R$$

$$H_{liq*} = H_{vap} - \Delta H_{vap}$$

Las ecuaciones anteriores son obtenidas del libro de Smith & Van Ness pág. 218.

Entalpia por cada componente

$$H_{liq} = Lc_1 \cdot H_{liq*}$$

$$H_{LiqTotal} = \sum H_{liq}$$

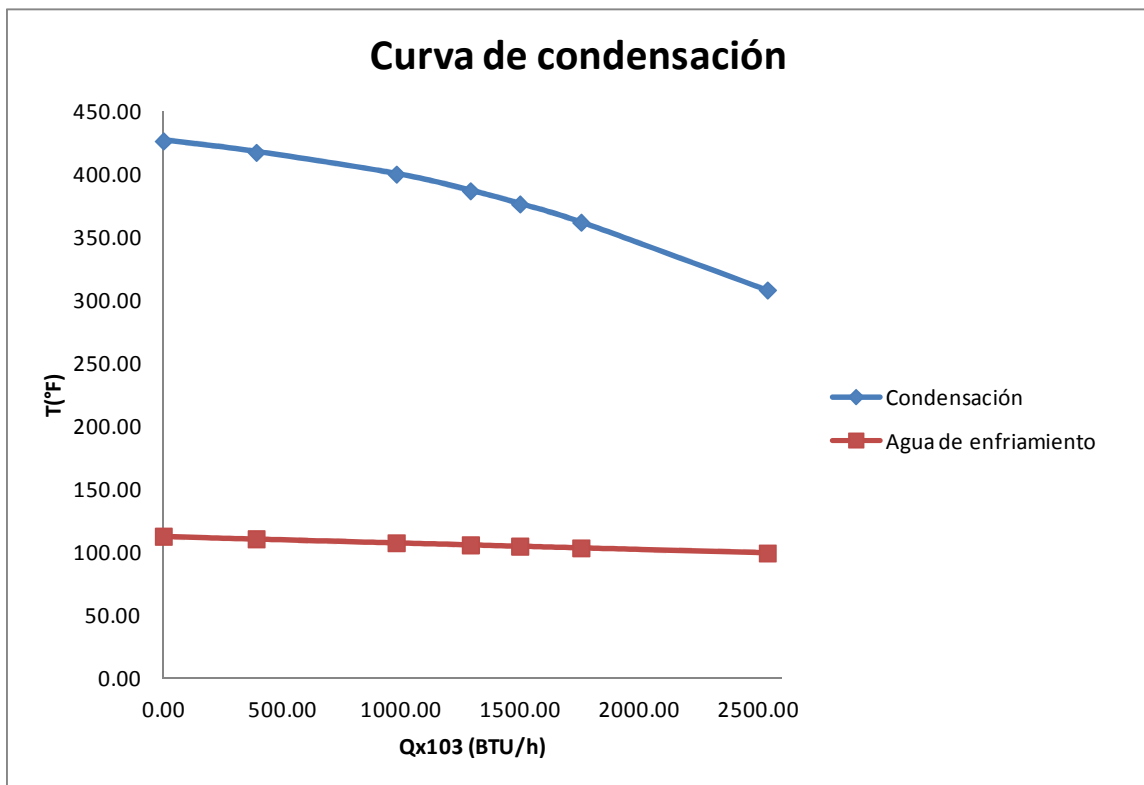
$$H_{vap} = Y_1 H_{vap*}$$

$$H_{VapTotal} = \sum H_{vap}$$

Temp ('	<b>425.86</b>					
	Hvapor	Y1 lbmol/h	Hv	Hliq	Lc1	HL
C7	-63612.73124	4.10	-261089.57	-85501.93	0.00	0
C8	-67351.4818	3.28	-221147.80	-91492.14	0.00	0
C9	-76225.79176	3.28	-250286.49	-102543.035	0.00	0
C10	-82687.64524	1.64	-135751.95	-111124.801	0.00	0
C11	-89202.05965	2.05	-183058.69	-119809.154	0.00	0
C12	-95684.14793	4.10	-392722.21	-128214.9	0.00	0
C13	-102187.8144	4.51	-461357.16	-136683.547	0.00	0
C14	-108718.7579	18.06	-1963372.17	-144837.12	0.00	0
H2O	-140130.46	161.27	-22599539.63	-166038.80	0.00	0
CO2	-139447.62	435.55	-60736214.59	0.00	0.00	0
SO2	-139290.26	0.00	0.00	0.00	0.00	0
		H	-87204540.26		HL	0
		H	-87,204,540.26			

Temp (°F)	<b>416.77</b>					
	Hvapor	Y1 lbmol/h	Hv	Hliq	Lc1	HL
-64145.17	4.02	-257547.1224	-86106.70	0.09	-7688.78432	
-68031.61	3.17	-215764.3208	-92249.01	0.11	-10327.9992	
-76916.16145	3.12	-239926.9229	-103314.279	0.16	-16959.8415	
-83454.37058	1.51	-125739.5935	-111976.428	0.14	-15123.2407	
-90045.56941	1.81	-162915.8803	-120741.755	0.24	-29330.5573	
-96604.8117	3.40	-328173.8971	-129228.142	0.71	-91401.0162	
-103186.6405	3.47	-357908.457	-137778.686	1.05	-144149.856	
-109796.8221	12.07	-1324785.764	-146013.859	5.99	-875118.258	
-140207.6352	161.27	-22611985.72	-166188.491	0.00	0	
-139546.8569	435.55	-60779436.71	0	0.00	0	
-139393.042	0.00	0	0	0.00	0	
		H	-86404184.39		HL	-1190099.55
		H	-87,594,283.94			

T °F	H BTU/H	Q BTU/H	$\Delta T_w$	T <sub>H2Oenf</sub> °F	$\Delta T_{av}$	q/ $\Delta t$	q <sub>acumulativa</sub>	q <sub>acumulativa</sub>
425.86	-87204540.26	389743.68	2.03	112.32		0.00	0.00	0.00
416.77	-87594283.94	587905.16	3.07	110.29	310.01	1257.19	389743.68	389.74
399.50	-88182189.10	311302.68	1.62	107.22	299.38	1963.73	977648.84	977.65
386.32	-88493491.79	207623.26	1.08	105.60	286.50	1086.56	1288951.53	1288.95
375.87	-88701115.05	256719.89	1.34	104.52	276.04	752.15	1496574.79	1496.57
361.32	-88957834.94	782528.03	4.08	103.18	264.75	969.67	1753294.68	1753.29
307.69	-89740362.97		99.09	99.09	233.37	3353.10	2535822.71	2535.82
		2535822.71	5071645.43		UA	9382.41		
m	191642.99				$\Delta t_{balanceada}$	270.27 °F		
					LMTD	257.52 °F		
					Diferencia	12.76 °F		



### I.3 Diseño del condensador

El diseño del condensador, es relativamente complejo debido a que la mezcla a condensar consiste principalmente de una mezcla multicomponentes con presencia de incondensables, para lo cual se divide en tres regiones que más adelante se detallan. El algoritmo empleado para el diseño del condensador se basó en el método de Kern (Ref. 6 pp. 376).

Para el diseño del condensador, se consideró la posibilidad de dividirlo en tres regiones:

*Zona de sobrecalentamiento* ( $T_{SR}-T_R$ ). Que abarca a partir de la temperatura de salida del reactor a la entrada de la zona de condensación.

*Zona de condensación* ( $T_R-T_B$ ). Como ya se explicó anteriormente, comprende la zona delimitada por la temperatura de rocío y temperatura de burbuja de la mezcla.

*Zona de subenfriamiento* ( $T_B-T_S$ ). Abarca de la temperatura de burbuja hasta la temperatura final de salida del condensador.

Temperaturas de entrada en cada zona:

*Zona de sobrecalentamiento*

- Temperatura de entrada = 650 °F

*Zona de condensación*

- Temperatura de entrada = 425.86°F

*Zona de subenfriamiento*

- Temperatura de entrada = 307.7 °F

Balance de energía

$$Q_{Desob} = W_{mez}C_{pmez}(T_{SR} - T_R)$$

$$Q_{Subenf} = W_{mez}C_{pmez}(T_S - T_B)$$



- $T_{SR}$  = Temperatura de salida del reactor kurata.  
 $T_R$  = Temperatura de rocío.  
 $T_B$  = Temperatura de burbuja.  
 $T_S$  = Temperatura de salida de la zona de subenfriamiento.

Flujo lado coraza

$$W_{Queroseno} = 6649.1 \text{ lb/h}$$

$$W_{Agua} = 161.3 \text{ lb/h}$$

$$W_{CO2} = 435.5 \text{ lb/h}$$

Para la zona de desobrecalentamiento se tiene:

$$C_{pmez} = \frac{W_{Queros}C_{pQueros} + W_{Agua}C_{pAgua} + W_{CO2}C_{pCO2}}{W_{Queros} + W_{Agua} + W_{CO2}}$$

$$C_p = \frac{(6649.1)(0.5899) + (161.3)(0.1281) + (435.5)(0.1258)}{7245.9} = 0.5517 \frac{BTU}{lb^\circ F}$$

$$Q_{Desob} = (7245.9)(0.5517)(650 - 425.86) = 896,010 \frac{BTU}{h}$$

$$Q_{Cond} = 2,535,823 \frac{BTU}{h}$$

$$Q_{Subenf} = 784,313 \frac{BTU}{h}$$

Hay que notar que las Cp's (Ref 6, Fig. 2, 3, 4, 5) varían en cada zona debido a la variación en la temperatura.

$$C_{pMezcla} = \frac{W_{Queros}C_{pQueros} + W_{Agua}C_{pAgua} + W_{CO2}C_{pCO2}}{W_{Queros} + W_{Agua} + W_{CO2}}$$

$$Q_{Subenf} = W_{mez} C_{pmez} (T_S - T_B)$$

$$7245.9 \left( \frac{(6649.1)(0.5529) + (161.3)(1) + (435.5)(0.1173)}{7245.9} \right) (307.7 - 106) = 784,313 \frac{BTU}{lb^\circ F}$$

Calor sensible de condensación

$$Q_{SenCond} = W_{Cond} C_{pCond} \frac{(T_S - T_B)}{2}$$

$$Submergencia = \frac{Q_{SenCond}}{Q_{Cond}} \times 100$$

$$Q_{SenCond} = (6649.1 + 161.3)(0.6398) \frac{(425.86 - 307.7)}{2} = 257,437 \frac{BTU}{h}$$

$$Submergencia = \frac{257,437}{2,535,823} \times 100 = 10 \%$$

### Arreglo geométrico

Diámetro de la coraza (Ds) = 23.25 in

Espacio entre bafles (B) = 21 in

Pitch triangular = 1 in

### Pasos

Coraza = 1

Tubos = 2

Longitud de los tubos (L) = 12 ft

Número de tubos, depende del diámetro de la coraza

Diámetro externo de los tubos (OD) = 0.75in Tabla 10. Kern

Diámetro interno de los tubos (ID) = 0.62in (Tabla 10. Ref. 6)

Separación entre bafles (B) = 19 in

Superficie externa del tubo (a'')

$$a'' = \frac{\pi(OD)}{12} = \frac{\pi(0.75)}{12} = 0.196 \frac{ft^2}{ft. lin}$$

Superficie transversal del tubo:

$$a_t'' = \frac{\pi(ID)^2}{4} = a_t'' = \frac{\pi(0.62)^2}{4} = 0.302in^2$$

Área disponible de transferencia de calor:

$$A_{Disponible} = a''LN_t$$

$$A_{Disponible} = (0.196)(12)(302) = 636 \text{ ft}^2$$

**Lado coraza**

**Lado Tubos**

$a_s = DI \cdot \frac{C'B}{144P_t} = (23.25) \frac{(0.25)(21)}{144(1)}$ $= 0.845 \text{ ft}^2$	$a_t = \frac{N_t a'_t}{144n} = \frac{(270)(0.3019)}{144(2)} = 0.2830 \text{ ft}^2$
$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{7245.9}{0.84463} = 8578.786 \frac{\text{lb}}{\text{hft}^2}$	$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{191,643}{0.2830} = 677,112 \frac{\text{lb}}{\text{hft}^2}$
$De = \frac{4 \cdot (\frac{1}{2} P_t x 0.86 P_t - \frac{1}{2} \pi d_0^2 / 4)}{\frac{1}{2} \pi d_0}$	$v = \frac{G_t}{3600\rho} = \frac{(677,112)}{3600(61.9)} = 3.038 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$
$De = \frac{4 \cdot (\frac{1}{2} (1) x 0.86 (1) - \frac{1}{2} \pi (0.75)^2 / 4)}{\frac{1}{2} \pi (0.75)}$	$C_{pagua} = 1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$
$De = 0.71 \text{ in} = 0.059165 \text{ ft}$	$k = 0.3649 \text{ BTU/hft}^2(\text{°F/ft})$
$C_{pmez} = 0.55171 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$	$\mu = 0.695 * 2.42 = 1.6838 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{h}}$
$k = 0.0110 \text{ BTU/hft}^2(\text{°F/ft})$	$Re = \frac{G_t D}{\mu} = \frac{(677,112)(0.05167)}{1.6838}$ $= 20,776$
$\mu = 0.04960 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{h}}$	$h_i = 0.027 \frac{k}{D_e} \left( \frac{D G_t}{\mu} \right)^{0.8} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$
$Re = \frac{G_s D_e}{\mu} = \frac{(8578.78)(0.05917)}{0.04960}$ $= 10233$	$\theta_t = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$
$h_0 = 0.36 \frac{k}{D_e} \left( \frac{D_e G_s}{\mu} \right)^{0.55} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$	$Pr = \left( \frac{C_p \mu}{k} \right) = \frac{(1)(1.6838)}{0.3649} = 4.614$
$\theta_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$	$\frac{h_i}{\theta_t} = 0.027 \left( \frac{0.3649}{0.05167} \right) (29776)^{0.8} (4.614)^{\frac{1}{3}}$
$\frac{h_0}{\theta_s} = 0.36 \frac{k}{D_e} \left( \frac{D_e G_s}{\mu} \right)^{0.55} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$	$\frac{h_i}{\theta_t} = 903.18 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2 \text{°F}}$
$Pr = \left( \frac{C_p \mu}{k} \right) = \left( \frac{(0.55171)(0.0496)}{0.011} \right)^1$ $= 2.48771$	$\frac{h_{i0}}{\theta_t} = \frac{h_i ID}{\theta_t OD} = 903.18 \left( \frac{0.62}{0.75} \right) = 746.6288$

$$\left(\frac{D_e G_s}{\mu}\right) = \frac{(0.059165)(8578.786)}{0.04960} = 10233.1426$$

$$\frac{h_0}{\theta_s} = 0.36 \frac{0.011}{0.059165} (10233.14)^{0.55} (2.4877)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_0}{\theta_s} = 14.567 \frac{BTU}{hft^2 \text{ } ^\circ F}$$

$$T_c = \frac{650 + 117}{2} = 383.5 \text{ } ^\circ F$$

$$t_c = \frac{425.86 + 114.04}{2} = 270 \text{ } ^\circ F$$

$$t_w = t_c + \frac{h_0}{h_0 + h_{i0}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 270 + \left[ \frac{14.567}{14.567 + 746.63} \right] (383.5 - 270) = 270.17 \text{ } ^\circ F$$

$$\mu_w @ t_w = 270.17 \text{ } ^\circ F = 0.0138 \text{ Cp}$$

$$\theta_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = \left(\frac{0.0205}{0.0138}\right)^{0.14} = 1.0567$$

$$h_0 = 14.567(1.0567) = 15.393 \frac{BTU}{hft^2 \text{ } ^\circ F}$$

$$U_c = \frac{h_{i0} h_0}{h_{i0} + h_0} = \frac{(918.9)(15.393)}{918.9 + 15.393} = 15.14 \frac{BTU}{hft^2 \text{ } ^\circ F}$$

$$R_d = 0.004 \frac{hft^2 \text{ } ^\circ F}{BTU}$$

$$\mu_w @ t_w = 270.1 \text{ } ^\circ F = 0.158 \text{ Cp}$$

$$\theta_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = \left(\frac{0.696}{0.158}\right)^{0.14} = 1.2307$$

$$h_{i0} = 746.63(1.2307) = 918.9 \frac{BTU}{hft^2 \text{ } ^\circ F}$$

$$= 918.9 \frac{BTU}{hft^2 \text{ } ^\circ F}$$

Determinación del coeficiente de transferencia de calor así como el área requerida para la zona de sobrecalentamiento.

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d = \frac{1}{15.1} + 0.004 = 0.070225$$

$$U_D = 14.28 \frac{BTU}{hft^2 \text{ } ^\circ F}$$

$$LMTD = \frac{(650 - 117) - (425.86 - 114)}{\ln\left(\frac{(650 - 117)}{(425.86 - 114)}\right)}$$

$$LMTD = 413 \text{ } ^\circ F$$

$$A = \frac{Q}{U.LMTD} = \frac{896,010}{(14.28)(413)} = 151.9 \text{ } ft^2$$

**Zona de condensación**

**Zona de subenfriamiento**

$T_{ent} = 112\text{ }^{\circ}\text{F}$ <p>Queroseno = 41.04 lbmol/h</p> <p>Agua = 3.93 lbmol/h</p> <p>CO<sub>2</sub> = 9.90 lbmol/h</p> $\%_{incondensables} = \frac{(3.93 + 9.90)(100)}{41.04 + 8.96 + 9.90}$ $\%_{incondensables} = 23.1\%$ <p>De la figura 13.17 Ref. 6 pp. 427</p> $h_0 = 170 \frac{BTU}{hft^2\text{ }^{\circ}\text{F}}$ $T_c = \frac{425.86 + 112.32}{2} = 269.09\text{ }^{\circ}\text{F}$ $t_c = \frac{307.7 + 95}{2} = 201.3\text{ }^{\circ}\text{F}$ $t_w = t_c + \frac{h_0}{h_0 + h_{i0}}(T_c - t_c)$ $t_w = 201.3 + \left( \frac{170}{170 + 746.63} \right) (269.09 - 201.3)$ $t_w = 213.9\text{ }^{\circ}\text{F}$ $t_f = \frac{1}{2}(T_c + t_w) = \frac{1}{2}(269.09 + 213.9)$ $t_f = 241.5\text{ }^{\circ}\text{F}$ $\Delta T_{Balanceada} = 270.3\text{ }^{\circ}\text{F}$ $U_c = \frac{h_{i0}h_0}{h_{i0} + h_0} = \frac{(918.09)(170)}{918.09 + 170}$ $= 143.44 \frac{BTU}{hft^2\text{ }^{\circ}\text{F}}$ $A_{condensación} = \frac{Q_{cond}}{U_c \Delta T_{bal}}$	$h_0 = 50 \frac{BTU}{hft^2\text{ }^{\circ}\text{F}}$ $U_c = \frac{h_{i0}h_0}{h_{i0} + h_0} = \frac{(918.9)(50)}{918.9 + 50} = 47 \frac{BTU}{hft^2\text{ }^{\circ}\text{F}}$ $R_d = 0.004 \frac{hft^2\text{ }^{\circ}\text{F}}{BTU}$ $\frac{1}{U_d} = \frac{1}{47} + 0.004 = 0.025088$ $U_d = 39.85 \frac{BTU}{hft^2\text{ }^{\circ}\text{F}}$ $LMTD = \frac{(307.7 - 98) - (106 - 95)}{\ln\left(\frac{307.7 - 98}{106 - 95}\right)}$ $= 67.5\text{ }^{\circ}\text{F}$ $A_{sub} = \frac{Q_{sub}}{U_d \cdot LMTD} = \frac{784,313}{(40.27)(67.5)}$ $A_{sub} = 293\text{ }ft^2$
---	--

$$A_{cond} = \frac{2,535,823}{(143.44)(270.27)} = 65.61 \text{ ft}^2$$

$$A_{Submergencia} = 10\%(65.61) = 6.65 \text{ ft}^2$$

$$A_{Total} = 65.61 + 6.65 = 72 \text{ ft}^2$$

$$U_{CPond} = \frac{2,535,823}{(72)(270.27)} = 130 \frac{BTU}{hft^2 \circ F}$$

$$R_d = 0.004 \frac{hft^2 \circ F}{BTU}$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{130} + 0.004 = 0.011704$$

$$U_d = 85.5 \frac{BTU}{hft^2 \circ F}$$

$$A = \frac{2,535,823}{(85.5)(270.27)} = 110 \text{ ft}^2$$

#### Caída de presión Lado coraza

$$a_s = DI. \frac{C'B}{144P_t} = (23.25) \frac{(0.25)(21)}{144(1)} = 0.8446$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{7245.9}{0.8446} = 8578.78 \frac{lb}{hft^2}$$

$$T_R = 426^\circ F$$

$$\mu_{mezcla} @ T_R = 426^\circ F = 0.0171111 \text{ Cp}$$

$$Re = \frac{G_s D_e}{\mu} = \frac{(8578.78)(0.05917)}{(0.0171111)(2.42)} = 12263$$

$$f = 0.0020 \frac{ft^2}{in^2}$$

$$\text{No. de cruces} = N + 1 = 12(L/B)$$

$$12(L/B) = 12 \left( \frac{12}{19} \right) = 8$$

$$A_{Necesaria} = 152 + 110 + 293 = 555 \text{ ft}^2$$

$$A_{Disponible} = a'' LN_t$$

$$A_{Disponible} = (0.196)(12)(270) = 636 \text{ ft}^2$$

% de área en exceso

$$\% \text{Área} = \frac{(636 - 555)}{555} (100) = 14.74 \%$$

#### Caída de presión Lado tubo

$$T = 106^\circ F$$

$$\mu @ T = 106^\circ F = 0.70 \text{ Cp}$$

$$D = 0.051667 \text{ ft}$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$n = 2 \text{ pasos}$$

$$Re = \frac{G_t D}{\mu} = \frac{(677,093)(0.05167)}{1.6838} = 20,776$$

$$f = 0.00020 \frac{ft^2}{in^2}$$

$$\Delta P_b = \frac{f_t G_t^2 L n}{5.22(10)^{10} D_e s \theta_s}$$

$$\Delta P_b = \frac{(0.00020)(677,093)^2 (12)(2)}{5.22(10)^{10} (0.052)(1)(1)}$$

$P = 15.012 \text{ psia}$ $\rho = \frac{P \cdot PM}{RT} = \frac{(15.012)(125.8)}{(10.73159)(426 + 460)}$ $= 0.199 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$ $Sg = \frac{\rho}{\rho_{H2O}} = \frac{0.199}{62.5} = 0.0032$ $v = \frac{G_s}{3600\rho} = \frac{8578.78}{(3600)(0.199)} = 12.5 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$ $D_s = \frac{23.25}{12} = 1.94 \text{ ft}$ $\Delta P_s = \frac{f_s G_s^2 D_s' (N + 1)}{5.22(10)^{10} D_e s \theta_s}$ $\Delta P_s = \frac{(0.0020)(8578.78)^2 (1.94)(8)}{5.22(10)^{10} (0.059)(0.0032)(1)}$ $\Delta P_s = 0.11 \text{ psi}$	$\Delta P_b = 0.95 \text{ psi}$ $\Delta P_c = \frac{4f_t n G_t^2}{2g\rho(144)}$ $\Delta P_c = \frac{4(0.0002)(2)(677,093)^2}{2(32.2)(62.4)(144)} = 1.16 \text{ psi}$ $\Delta P_{tubos} = \Delta P_b + \Delta P_c = 0.95 + 1.16$ $\Delta P_{tubos} = 2.10 \text{ psi}$
--	---

<b>Resumen:</b>	
Área requerida = 554 ft <sup>2</sup>	Área disponible = 636 ft <sup>2</sup>
$\Delta P_{s\text{permitida}} = 2 \text{ psi}$	$\Delta P_{s\text{calculada}} = 0.11 \text{ psi}$
$\Delta P_{t\text{permitida}} = 4 \text{ psi}$	$\Delta P_{t\text{calculada}} = 2.77 \text{ psi}$

## I.4 Air Cooler

### Balance de calor

El enfriador de aire tendrá la función de remover el calor de la corriente de agua de enfriamiento que proviene del condensador. La cantidad de calor viene determinado por los aportados por cada zona del condensador tal como la ecuación siguiente.

$$Q_{Removido} = Q_{Desobrecalentamiento} + Q_{Condensación} + Q_{Subenfriamiento}$$

$$Q_{Removido} = 1,792,020 + 5,071,645 + 1,568,625 = 8,432,291 \text{ BTU/h}$$

Cantidad de agua requerida para el enfriamiento

$$W_{H2O} = \frac{Q_{Removido}}{C_p(T_2 - T_1)} = \frac{8,432,291}{1(117 - 95)} = 383,286 \frac{lb}{h}$$

### Temperaturas del agua de enfriamiento

Temperatura de entrada del agua ( $T_1$ ) = 117°F

Temperatura de salida del agua ( $T_2$ ) = 95°F

Temperatura de entrada del aire ( $t_1$ ) = 90°F

### Aire

$\mu = 0.51 \text{ cp}$

### Suposiciones básicas

Tipo : Tiro forzado, 6 ventiladores

Tubos aleteados : 1 in. OD 16 BWG con 5/8 high fins

Pitch : 2 1/2 in. Triangular ( $\Delta$ )

Bundle: Pasos: 3

Filas: 4

Longitud: 44 ft



1. Suponer el coeficiente general de transferencia de calor  $U = 5.57 \frac{BTU}{hft^2°F}$
2. Cálculo aproximado del incremento de temperatura:

$$\Delta t_a = \left( \frac{U_x + 1}{10} \right) \left( \frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

$\Delta t_a$  = Incremento de temperatura del aire.

$U_x$  = Coeficiente general de transferencia de calor para superficies extendidas.

$T_1$  = Temperatura de entrada del agua.

$T_2$  = Temperatura de salida del agua.

$t_1$  = Temperatura de entrada del aire.

$$\Delta t_a = \left( \frac{5.57 + 1}{10} \right) \left( \frac{117 + 95}{2} - 90 \right) = 10.51 \text{ } ^\circ F$$

$$t_2 = t_1 + \Delta t_a$$

$$t_2 = 90^\circ F + 10.51 \text{ } ^\circ F = 100.51^\circ F$$

3. Cálculo del LMTD

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_2) - (T_1 - t_1)}{\ln \frac{(T_2 - t_2)}{(T_1 - t_1)}} = \frac{(117 - 100.51) - (95 - 90)}{\ln \frac{(117 - 100.51)}{(95 - 90)}} = 9.63 \text{ } ^\circ F$$

$$R = \frac{T_2 - T_1}{t_2 - t_1} = \frac{120 - 95}{101.2 - 90} = 0.37$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{101.2 - 90}{120 - 90} = 2.2$$

$$Ft = 0.8 \text{ Fig. 2 Robert Brawn}$$

$$LMTD_{Corregido} = LMTD.Ft = (10.4)(0.33) = 8.32 \text{ } ^\circ F$$

4. Determinación del área requerida

$$A_R = \frac{Q_{Removido}}{U_X \cdot LMTD} = \frac{8,432,291}{(5.57)(9.63)} = 157,238 \text{ } ft^2$$

5. Área frontal

APSF veáse fig. 10-11 GPSA Engineering data book

$$F_a = \frac{A_x}{APSF} = \frac{157,238}{107.2} = 1466.77 \text{ } ft^2$$

6. Cálculo del ancho del enfriador de aire

$$Width = \frac{F_a}{L} = \frac{1466.77}{44} = 33.34 \text{ } ft$$

7. Cálculo del número de tubos

APF =5.8 veáse fig. 10-11 GPSA Engineering data book.

$$N_t = \frac{A_x}{(APF)(L)}$$

$$N_t = \frac{1156.82}{(5.8)(44)} = 642$$

Dado que se debe emplear número de tubos pares, se emplea 642 tubos.

8. Masa velocidad lado tubo.

De la fig. 9-25 GPSA Engineering data book se obtiene los valores del área interna del tubo de 1 in OD 16 BWG.

$$A_t = 0.5945 \text{ } in^2$$

$$G_t = \frac{(144)W_t N_p}{(3600)N_t A_t}$$

$$G_t = \frac{(144)(383,286)(3)}{(3600)(642)(0.5945)} = 120.51 \frac{lb}{ft^2 s} = 433,853.65 \frac{lb}{ft^2 h}$$

9. Cálculo del número de Reynolds modificado.

$$N_R = \frac{D_i G_t}{\mu} = \frac{(0.87)(120.51)}{0.6958} = 150.69$$

10. Caída de presión lado tubos empleando la ecuación de la Fig. 10-14 y Fig. 10-15  
GPSA Engineering data book.

$$\Delta P_t = \frac{f Y L N_p}{\phi} + B N_p$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.00319)(5.8)(40)(3)}{1} + (0.11)(3) = 2.77 \text{ psi}$$

11. Coeficiente lado tubo.

$$h_t = J_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{c\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$J_H = 1300$  Fig. 10-12 GPSA Engineering data book.

Propiedades del agua a  $T_{prom} = 107.5$

$$\mu = 1.68 \text{ lb/h.ft}$$

$$k = 0.3649 \text{ BTU/hft}^2(\text{°F/ft})$$

$$C_p = 1 \text{ BTU/lb°F}$$

$$h_t = (1300) \left( \frac{0.3649}{0.87} \right) \left[ \frac{(1)(1.68)}{0.3649} \right]^{\frac{1}{3}} = 907.8 \text{ BTU/hft}^2\text{°F}$$

12. Aire requerido.

$$W_a = \frac{Q}{(Cp)(\Delta t_a)}$$

$$W_a = \frac{8,432,291}{(0.24)(10.513)} = 3,342,328 \frac{lb}{h}$$

13. Masa velocidad del agua.

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} = \frac{3,342,328}{1466.77} = 2,278.70 \frac{lb}{ft^2 \cdot h}$$

14. Coeficiente de película lado aire véase fig. 10-17 GPSA Engineering data book.

$$h_a = 7.82 \text{ BTU}/hft^2\text{°F}$$

15. Cálculo del coeficiente general de transferencia de calor.

AR=21.4 ft<sup>2</sup>/ft<sup>2</sup> véase fig. 10-11 GPSA Engineering data book.

$$\frac{A_x}{A_i} = \frac{(AR)D_0}{D_i}$$

$$\frac{A_x}{A_i} = \frac{(21.4)(1.0)}{0.87} = 24.6$$

$$r_{mx} = 0.001 \text{ hft}^2\text{°F}/\text{BTU}$$

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t}\right)\left(\frac{A_x}{A_i}\right) + r_{dt}\left(\frac{A_x}{A_i}\right) + r_{mx} + \frac{1}{h_a}$$

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{907.80}\right)(24.6) + (0.001)(24.6) + \frac{1}{7.82} = 0.180$$

$$U_x = 5.57 \text{ BTU}/hft^2\text{°F}$$

$$\text{Error} = U_{x\text{calculado}} - U_{x\text{supuesto}} = 5.53 - 5.5 = 0.03$$

16. Cálculo mínimo del área del ventilador.

Número de ventiladores supuestos: 4

$$\text{Fan área}/\text{fan} = FAPF = \frac{(0.40)(F_a)}{N_f} = \frac{(0.40)(1466.77)}{4} = 146.68 \frac{\text{ft}^2}{\text{fan}}$$

17. Diámetro del ventilador:

$$D_{fan} = \sqrt{\frac{4(FAPF)}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(146.68)}{\pi}} = 13.67 \text{ ft}$$

18. Cálculo de la caída de presión lado aire

$F_p$ , Fig 10-18 GPSA Engineering data book.

$D_R$ , Fig 10-16 GPSA Engineering data book.

$$T_{a, \text{prom}} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{90 + 100.51}{2} = 95.3 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta P_a = \frac{(F_p)(N_p)}{D_R} = \frac{(0.079)(3)}{0.76} = 0.312 \text{ in agua}$$

19. Cálculo del volumen actual de aire.

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R(60)(0.0749)}$$

$$ACFM = \frac{3,342,328}{(0.76)(60)(0.0749)} = 978,593.55$$

$$\frac{ACFM}{\text{Ventilador}} = \frac{978,593.55}{4} = 244,648.39$$

20. Presión total del ventilador.

$$PF = \Delta Pa + \left[ \frac{ACFM}{4005 \left( \frac{\pi D^2}{4} \right)} \right]^2 (D_R)$$

$$PF = 0.31 + \left[ \frac{163,098.93}{4005 \left( \frac{\pi(9.91)^2}{4} \right)} \right]^2 (0.76) = 0.4437 \text{ in agua}$$

$$4005 = \sqrt{\frac{2g\rho_w(3600)}{\rho_a \cdot 12}}$$

21. Brake horse power empleando 70% de eficiencia.

$$bhp = \frac{(ACFM/fan)(PF)}{(6356)(0.70)}$$

$$6356 = \left( \frac{33000 \text{ ft. lb}}{\text{min. hp}} \right) \left( \frac{12 \text{ in}}{\text{ft}} \right) \left( \frac{\text{ft}^3}{62.3 \text{ lb}} \right)$$

$$bhp = \frac{(244,648.39)(0.4437)}{(6356)(0.70)} = 24.40 \text{ hp}$$

$$HP = \frac{24.4}{0.92} = 26.5 \text{ hp}$$

22. Determinación del nivel de ruido del ventilador.

$$PWL = 56 + 30 \log \left( \frac{FPM}{1000} \right) + \log(HP)$$

$$\text{Tip speed (FPM)} = \pi D_{fan}(\text{rpm})$$

$$\text{rpm} = 270 \text{ rpm Fig. 7 John Glass (150 rpm – 600 rpm)}$$

$$\text{Tip speed (FPM)} = \pi(13.67)(270) = 11,591.78 \text{ ft/min}$$

$$PWL = 56 + 30\log(11,591.78) + \log(17.7) = 89.35 \text{ dB(A)}$$

Cuando se consideran distintas fuentes de emisión de ruido (varios ventiladores), se emplea la siguiente fórmula:

$$PWL_N = PWL + 10\log(N)$$

$$PWL_N = 89.35 + 10\log(6) = 90 \text{ dB(A)}$$

### I.5 Tanques de almacenamiento.

<p><b>Tanque de almacenamiento de agua ionizada (FB-101).</b></p> <p>Líquido: agua</p> $\rho = 1000 \frac{kg}{m^3}$ $Flujo = 498 \frac{kg}{h} = 0.5 \frac{m^3}{h}$ $Flujo = 17.47 \frac{ft^3}{h}$ <p>Período de llenado de tanque Cada: 72 horas</p> $V_{tanque} = 17.47 * 72 = 1257.78 ft^3$ $1257.78 ft^3 x \frac{7.48 gal}{ft^3} = 9408.19 gal$ <p>De las medidas estándar del API (Ref. Walas)</p> <p>D=11 ft L=15 ft</p> $V = \pi \frac{D^2}{4} x h$ $V = \pi \frac{(11)^2}{4} x (15) = 1425.5 ft^3$ $Tiempo de vaciado = \frac{V_{liquido}}{Flujo}$ $= \frac{(1425.5)}{17.47} = 81.6 h = 3.4 días$	<p><b>Tanque de almacenamiento de aceite gastado (FB-102).</b></p> <p>Líquido: Mezcla de aceites</p> $\rho = 970 \frac{kg}{m^3}$ $Flujo = 2567.1 \frac{kg}{h} = 2.65 \frac{m^3}{h}$ $Flujo = 93.4 \frac{ft^3}{h}$ <p>Período de llenado de tanque Cada: 72 horas</p> $V_{tanque} = 93.4 * 72 = 6724.3 ft^3$ $6724.3 ft^3 x \frac{7.48 gal}{ft^3} = 50297.76 gal$ <p>De las medidas estándar del API (Ref. Walas)</p> <p>D=24 ft L=15 ft</p> $V = \pi \frac{D^2}{4} x h$ $V = \pi \frac{(24)^2}{4} x (15) = 6786 ft^3$ $Tiempo de vaciado = \frac{V_{liquido}}{Flujo}$ $= \frac{(6786)}{93.4} = 28.4 h = 72.65 días$
--	---



**Tanque de Diesel (FB-103).**

Líquido: Diesel

$$\rho = 7.079 \frac{lb}{gal}$$

$$Flujo = 73 \frac{kg}{h} = 0.08 \frac{m^3}{h}$$

$$Flujo = 3.052 \frac{ft^3}{h}$$

Período de llenado de tanque

Cada: 72 horas

$$V_{tanque} = 3.052 * 72 = 219.76 ft^3$$

$$219.76 ft^3 x \frac{7.48 gal}{ft^3} = 1643.81 gal$$

De las medidas estándar del API (Ref. Walas)

D=64 in

L=12 ft

V= 2000 gal

$$Tiempo de vaciado = \frac{V_{liquido}}{Flujo}$$

$$= \frac{(2,000/7.48)}{3.052} = 87.8 h = 3.7 días$$

**Tanque de almacenamiento intermedio (FA-301).**

Líquido: Queroseno

$$\rho = 50.2 \frac{kg}{m^3}$$

$$Flujo = 13\,479.12 \frac{lb}{h}$$

$$Flujo = 267.443 \frac{ft^3}{h}$$

Período de llenado de tanque

Cada: 3 horas

$$V_{tanque} = 267.443 * 3 = 802.33 ft^3$$

$$802.33 ft^3 x \frac{7.48 gal}{ft^3} = 6001.4 gal$$

De las medidas estándar del API (Ref. Walas)

D=8 ft

L=16 ft

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

$$V = \pi \frac{(8)^2}{4} x (16) = 804 ft^3$$

$$Tiempo de vaciado = \frac{V_{liquido}}{Flujo}$$

$$= \frac{(804)}{267.443} = 3 h$$

**Tanque de confinado de agua (FB-301).**

Líquido: Agua

$$\rho = 62.9 \frac{kg}{m^3}$$

$$Flujo = 323 \frac{lb}{h} = 5.128 \frac{ft^3}{h}$$

Período de llenado de tanque  
Cada: 72 horas

$$V_{tanque} = 5.128 * 24 = 123 ft^3$$

$$123 ft^3 x \frac{7.48 gal}{ft^3} = 920 gal$$

De las medidas estándar del API (Ref. Walas)

D=48 in

L=11ft

V=1034 gal

$$Tiempo de vaciado = \frac{V_{liquido}}{Flujo}$$

$$= \frac{(1034/7.48)}{5.128} = 27 h = 1.125 días$$

**Tanque de almacenamiento queroseno (FA-302).**

Líquido: Queroseno

$$\rho = 50.4 \frac{kg}{m^3}$$

$$Flujo = 13\,298 \frac{lb}{h}$$

$$Flujo = 263.852 \frac{ft^3}{h}$$

Período de llenado de tanque  
3 días en funcionamiento de la planta

$$V_{tanque} = 263.852 * 72 = 18997.33 ft^3$$

$$18997.33 ft^3 x \frac{7.48 gal}{ft^3} = 18,997.33 gal$$

De las medidas estándar del API (Ref. Walas)

D=40.16 ft

L=15 ft

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

$$V = \pi \frac{(40.16)^2}{4} x (15) = 19,000.65 ft^3$$

$$Tiempo de vaciado = \frac{V_{liquido}}{Flujo}$$

$$= \frac{(19,000.65)}{263.852} = 72 h = 3 dias$$

### Tanque con malla separadora (FV-101).

Velocidad máxima de vapor permitido ( $V_a$ )

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

$V_a$  = Velocidad máxima permitida a través de la malla (ft/s)

$k$  = Constante para un sistema de libre flujo ( $k=0.35$  para mallas de 9 a 12 lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_L$  = Densidad del líquido (lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_V$  = Densidad del vapor (lb/ft<sup>3</sup>)

Para  $\Delta P=1.5$  in agua la  $P_T$  se determina empleando la siguiente ecuación

$$P_T = 1.5 \left( \frac{V_{actual}}{V_{máxima}} \right)^2$$

$P_T$  = Caída de presión a través de la malla

Velocidad de diseño

$$V_D = 0.75V_a$$

$V_D$  = Velocidad de diseño

Para velocidades muy bajas, las partículas del líquido atravesarán la malla y a velocidades muy altas, el líquido alcanza la parte superior de la malla provocando inundación. La velocidad de diseño óptimo fluctúa en el rango del 30-100% de la velocidad máxima permitida, el mínimo permitido es de 10 % de  $V_a$  y la máxima aproximadamente en el rango de 120-140% de  $V_a$ .

Se debe proporcionar un mínimo de 6 a 12 in entre la parte inferior de la malla y la boquilla de entrada de la mezcla vapor y líquido. Se proporciona un mínimo de 12 pulgadas entre la parte superior de la malla y la boquilla de salida de vapor.

$$\rho_L = 61.9 \frac{lb}{ft^3}$$

$$\rho_V = 0.08 \frac{lb}{ft^3}$$

$$Q = 1578 \text{ GPM} = 211 \frac{ft^3}{min}$$

$$Q_l = 220.58 \text{ GPM} = 29.5 \frac{ft^3}{min}$$

$$Q_v = 1357.31 \text{ GPM} = 181.46 \frac{ft^3}{min}$$

$$(U_{m\acute{a}x})_{Nozzle} = 100(\rho_{mix})^{0.5}$$

Velocidad máxima permitida:

$$V_a = 0.35 \sqrt{\frac{61.9 - 0.08}{0.08}} = 9.73 \frac{ft}{s}$$

Velocidad de diseño:

$$V_D = 0.75(9.73) = 7.30 \frac{ft}{s}$$

rea de sección transversal:

$$A = \frac{Q}{V_D} = \frac{211}{(7.30)(60)} = 0.48 \text{ ft}^2$$

Diámetro del tanque:

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(0.48)}{\pi}} = 0.78 \text{ ft} \left( \frac{12 \text{ in}}{\text{ft}} \right) = 9.36 \text{ in}$$

$$D = 24 \text{ in}, \quad \text{soporte} = 4 \text{ in}$$

$$D = 24 - 4 = 20 \text{ in}$$

$$A_2 = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi(20/12)^2}{4} = 2.18 \text{ ft}^2$$

$$V_{act} = V_D \left( \frac{A_1}{A_2} \right) = (7.30) \left( \frac{0.48}{2.18} \right) = 1.60 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$D = 30 \text{ in}, \quad \text{soporte} = 4 \text{ in}$$

$$D = 30 - 4 - \frac{3}{4} = 25.25 \text{ in}$$

$$A_2 = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi(25.25/12)^2}{4} = 2.18 \text{ ft}^2$$

$$V_{act} = V_D \left( \frac{A_1}{A_2} \right) = (7.30) \left( \frac{2.18}{3.48} \right) = 4.6 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$\% \frac{V_{act}}{V_{m\acute{a}x}} = \frac{4.6}{9.73} (100) = 47.7\%$$

$$P_T = 1.5 \left( \frac{4.6}{9.73} \right)^2 = 0.25 \text{ in } H_2O$$

$$D = 36 \text{ in}, \quad \text{soporte} = 4 \text{ in}$$

$$D = 30 - 4 - \frac{3}{4} = 31.25 \text{ in}$$

$$A_2 = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi(31.25/12)^2}{4} = 5.32 \text{ ft}^2$$

$$V_{act} = V_D \left( \frac{A_1}{A_2} \right) = (7.30) \left( \frac{3.48}{5.32} \right) = 4.8 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

*Tiempo de llenado: 5 min*

$$L_{liq} = Q_L [t/\pi/4(4.5)^2]$$

$$L_{liq} = 29.5[1/\pi/4(3)^2] = 4.17 \text{ ft}$$

$$L = 4.17 + 4 = 8.17 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{8.17}{3} = 2.72$$

$$\% \frac{V_{act}}{V_{m\acute{a}x}} = \frac{4.8}{9.73}(100) = 49.3\%$$

$$P_T = 1.5 \left( \frac{4.8}{9.73} \right)^2 = 0.365 \text{ in } H_2O$$

### **Cálculo para la determinación del diámetro de la corriente de agua alcalina ionizada**

Datos:

T= 77 °F

P=62.9 lb/ft<sup>3</sup>

μ= 0.95 cp

L = 50 ft

Q= 1098.82 lb/h

Q=0.005 ft<sup>3</sup>/s=2.178 GPM

La velocidad recomendada es de 5 a 10 ft/s las pérdidas de presión por fricción/100 pies de 0.6 a 2.0 psig.

Se supondrá un diámetro de 0.75 in

$$Re = 123.9 \frac{dv\rho}{\mu}$$

D=0.624 in (Tabla 2 Ref. 8)

ρ=62.9 lb/ft<sup>3</sup>

μ= 0.95 cp

$$Q=0.005 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A=0.00212 \text{ ft}^2 \text{ (Tabla 2 Ref 8)}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.005 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.00212 \text{ ft}^2} = 2.28 \text{ ft/s}$$

$$Re = 123.9 \frac{(0.624)(2.28)(62.9)}{0.95} = 11,697$$

Con valor anterior del Reynolds obtenemos el factor de fricción  $f$  a partir de la ecuación de White – Colebrook.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[ \frac{\epsilon}{3.71D} + \frac{2.51}{Re\sqrt{f}} \right]$$

De la que se obtiene un valor de  $f=0.034$

Accesorios	Cantidad	L/D	L/D total
Tees rectas	1	240	240
Válvula de compuerta	1	78	78
Válvula de retención	1	270	270
Codos de 90	1	180	180
Pérdidas por salida	1	0	0
Para $f$ (K/f)		29.41	29.41
<b>Total</b>			<b>797.41</b>

Longitud equivalente para tubería de 1in (tabla 6 Ref. 8)

$$L = (L/D)D$$

$$L_{eq} = (797.41)(0.0520) = 41.47 \text{ ft}$$

$$L = L + L_{eq} = 22.23 + 41.47 = 63.70 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0.001294 \frac{f L \rho v^2}{d}$$

$$\Delta P = 0.001294 \frac{(0.034)(22.23)(62.9)(2.28)^2}{0.624} = 0.5147 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{100} = \frac{0.5147}{41.50} \times 100 = 0.8081 \text{ psi}$$

Se puede observar que con el diámetro supuesto, el  $\Delta P_{100}$  calculado se encuentra dentro del rango permitido para este fluido y tubería.

### Cálculo de la potencia de la bomba

Del balance de Bernoulli:

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + h_A - h_L = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

$$h_A = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + z_2 - z_1 + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + h_L$$

$$P_1 = 14.7 \text{ psi}$$

$$P_2 = 19 \text{ psi}$$

$$\gamma = 62.9 \text{ lb/ft}^3$$

$$Z_1 = 0$$

$$Z_2 = 5 \text{ ft}$$

$$V_1 = 2.28 \text{ ft/s}$$

$$V_2 = 2.28 \text{ ft/s}$$

Pérdidas por fricción:

$$h_1 = K(v_s^2/2g) \text{ Pérdida en la entrada}$$

$$h_2 = f_{s,d}(L/D)(v_{s,d}^2/2g) \text{ Pérdida por fricción en la línea de succión y descarga}$$

$$h_3 = f_s(Le/D)(v_{s,d}^2/2g) \text{ Pérdida por fricción para válvulas y accesorios}$$



Accesorios	Succión	Descarga
	L/D	L/D
L/D	123.08	304.42
Válvula de compuerta	39	39
Tees rectas	120	120
Válvula de retención	0	135
Codos de 90	180	0
Pérdidas por salida	1	1
	0	0
Total	463.08	599.42

Línea de succión:

$$\frac{v_1^2}{2g} = \frac{(2.28)^2}{(2)(32.18)} = 0.081 \text{ ft}$$

$$Re = 123.9 \frac{(0.624)(2.28)(62.9)}{0.95} = 11,697$$

Con valor anterior del Reynolds obtenemos el factor de fricción  $f$  a partir de la ecuación de White – Colebrook.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left[ \frac{\epsilon}{3.71D} + \frac{2.51}{Re\sqrt{f}} \right]$$

De la que se obtiene un valor de  $f=0.034$

$$h_{ls} = (0.034)(463.08)(0.081) = 1.28 \text{ ft}$$

Línea de descarga

$$\frac{v_2^2}{2g} = \frac{(2.28)^2}{(2)(32.18)} = 0.081 \text{ ft}$$

$$Re = 123.9 \frac{(0.624)(2.28)(62.9)}{0.95} = 11,697$$

De la que se obtiene un valor de  $f = 0.034$

$$h_{ld} = (0.034)(599.42)(0.081) = 1.66 \text{ ft}$$

$$h_L = h_{ls} + h_{ld}$$

$$h_L = 1.28 + 1.66 = 2.93 \text{ ft}$$

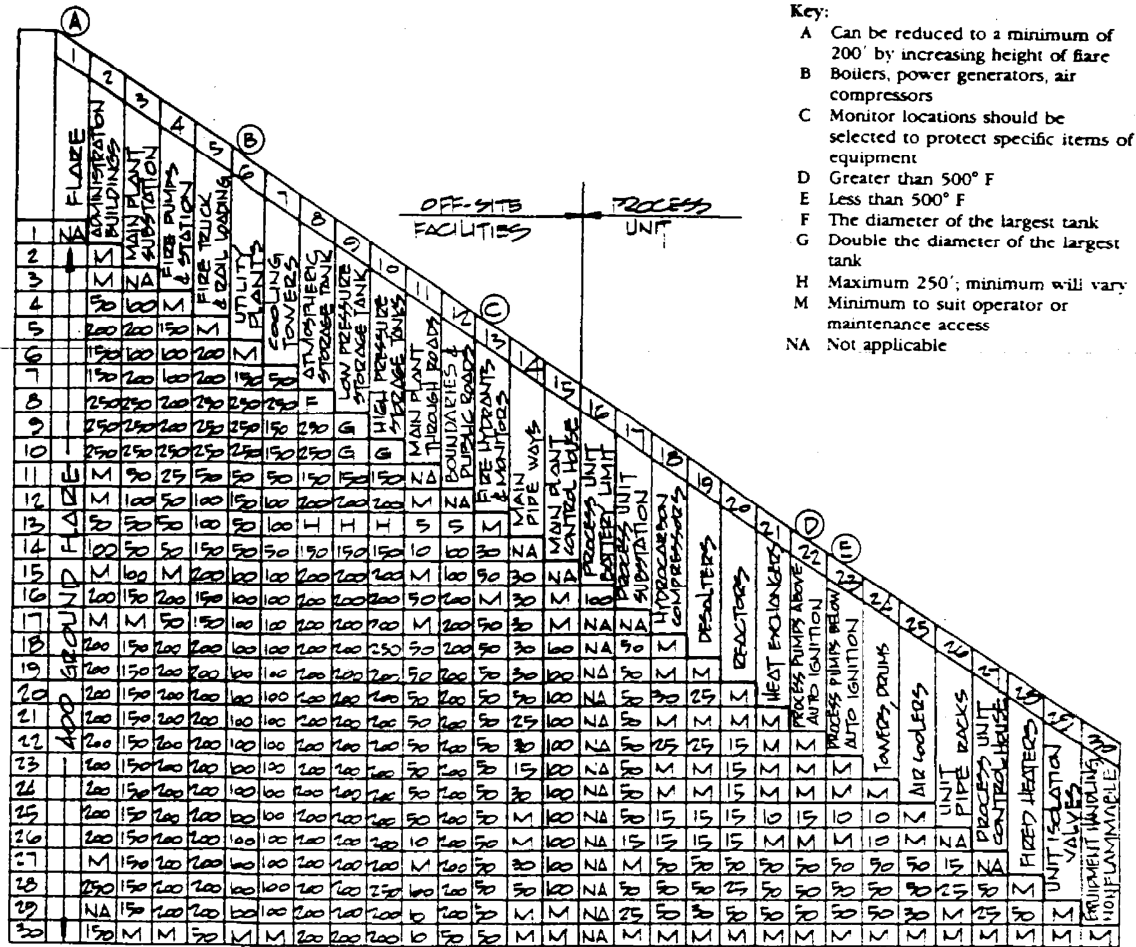
$$h_A = \frac{(19 - 14.7)}{62.9} + (5 - 0) + \frac{(2.28^2 - 2.28^2)}{2(32.18)} + 2.93 = 17.78 \text{ ft}$$

$\eta = 0.76$

$$h_A = \frac{h_A \rho Q}{\eta} = \frac{(17.78)(62.9)(0.005)}{0.76} = 7.14 \text{ lb-ft/s}$$

$$h_A = \frac{7.14}{1.356} = 9.68 \text{ W} = 0.013 \text{ hp}$$

### I.6 Matriz de espaciado de los equipos de proceso.



**Notes:**

Exhibit 2-1 highlights the recommended safety distances between equipment associated with refinery, chemical, and petrochemical plants.

This exhibit should be read in conjunction with national and local codes and regulations. Exceptions to this exhibit should be by client specification only.

Dimensions shown are to the face of equipment and are minimum.

Fixed fire water sprays should be provided over equipment that handles flammable materials and operates at temperatures greater than 500° F (260° C) and over equipment that handles light hydrocarbons with a vapor pressure greater than 65 psi (3.5 kg/cm) at 100° F (38° C) or a discharge pressure greater than 500 psi (35 kg/cm) that is located directly beneath air-cooled exchangers.

Fuente: Process plant layout and piping design. Ed. Bausbacher & Roger Hunt.

### I.7 Dimensiones de los caminos principales y secundarios de la planta de proceso.

Item	Description	Dimensions	
		ft	mm
Main plant roads	Width	24'	7,300
	Headroom	22'	6,700
	Inside turning radius	22'	6,700
Secondary plant roads	Width	16'	4,800
	Headroom	14'	4,300
	Inside turning radius	10'	3,000
Minor access roads	Width	10'	3,000
	Headroom	11'	3,400
	Inside turning radius	8'	2,450
Paving	Distance from outside edge of equipment to edge of paving	4'	1,200
Railroads	Headroom over railroads, from top of rail	22'	6,700
	Headroom over dead ends and sidings, from top of rail	12'	3,600
	Clearance from track centerline to obstruction	8'6"	2,600
	Centerline distance between parallel tracks	13'	4,000
	Distance between centerline of track and parallel above ground and underground piping	23'	7,000
	Cover for underground piping within 23 ft (7,000 mm) of track centerline	3'	900

Fuente: Process plant layout and piping design. Ed. Bausbacher & Roger Hunt.

## I.7 Dimensiones de plataformas, escaleras.

Item	Description	Dimensions	
		ft	mm
Platforms	Headroom	7'	2,100
	Width of walkways (grade or elevated)	3'	900
	Maximum variance between platforms without an intermediate step	9"	230
	Width at vertical vessels	3'	900
	Distance between inside radius and inside of platform on vertical vessels	10"	250
	Maximum distance of platform or grade below centerline of maintenance access	5'	1,500
	Maximum length of dead ends	20'	6,000
	Ladders	Width of ladders	1'6"
Diameter of cage		2'4"	710
Extension at step-off platforms		4'	1,200
Distance of bottom hoop from grade or platform		8'	2,400
Distance between inside radius of vertical vessels to centerline of ladder rung		1'2"	350
Maximum vertical rise of uninterrupted ladder run		30'	9,150
Maximum slope from vertical axis		15°	
Stairs	Toe clearance	8"	200
	Width (back-to-back of stringer)	2'6"	750
	Maximum vertical one-flight rise	18'	5,500
	Maximum angle	50°	
	Headroom	7'	2,100
	Width of landings	3'	900

Fuente: Process plant layout and piping design. Ed. Bausbacher & Roger Hunt.