



**UNIVERSIDAD NACIONAL
PEDRO RUIZ GALLO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

TESIS

**“ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD DE LA
INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN DE ESTIRENO A PARTIR
DE ETILBENCENO”**

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR:

**Bach. BERRIOS CAJO RONALD JUNIOR
Bach. NAVA MEGO ANTHONY JORGINHO**

ASESOR

Ing. M.Sc. VARGAS LINDO RUBEN ENRIQUE

Lambayeque – Perú

2019



**UNIVERSIDAD NACIONAL
PEDRO RUIZ GALLO**



**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS
ALIMENTARIAS**

**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA DE INDUSTRIAS
ALIMENTARIAS**

TESIS

**“ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD DE LA
INSTALACION DE UNA PLANTA DE
PRODUCCION DE ESTIRENO A PARTIR DE
ETILBENCENO”**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO QUÍMICO
PRESENTADO POR:**

**Bach. BERRIOS CAJO RONALD JUNIOR
Bach. NAVA MEGO ANTHONY JORGINHO
APROBADO POR:**

Ing. Dra. Tarcila Amelia Cabrera Salazar
PRESIDENTE

Ing. Dr. Wilton Oswaldo Rojas Montoya
SECRETARIO

Ing. Dr. Cesar Alberto García Espinoza
VOCAL

Ing. MSc. Rubén Enrique Vargas Lindo
ASESOR

Lambayeque – Perú

2019

DEDICATORIA

A Dios, a mi Madre Carmen, a mi Padre Ronald por ser mi motivación en este camino y por su apoyo incondicional, a mis Abuelas Isabel & Vicenta, a mis Abuelos Anibal & Victor y a mi Novia Yazmin, gracias por siempre confiar en mi.

RONALD JUNIOR

A Dios, a la Virgen, a mi mama “Tala” en el cielo y Victoriano por la formación recibida, a mis padres, tios, a mi novia Karla, junto a toda su familia y aquellas personas por su apoyo incondicional que en todo momento me incentivaron al éxito en situaciones de dificultad, siempre con palabras de aliento.

Esto es para todos ustedes

ANTHONY JORGINHO

AGRADECIMIENTO

A la Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo

A los docentes de la FACULTAD DE
INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS
ALIMENTARIAS y a toda mi familia por
brindarme siempre su apoyo y aliento que
hicieron posible la realización de éste tesis y
pueda ser un referente para futuras
generaciones en nuestra familia.

RONALD JUNIOR

Agradezco a mi alma mater la Universidad
Nacional Pedro Ruiz Gallo

A los docentes de la FACULTAD DE
INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS
ALIMENTARIAS, y todos mis familiares
por ayudarme y por haber compartido sus
conocimientos y contribuir conmigo a lo
largo de mi vida universitaria.

ANTHONY JORGINHO

INDICE

| | |
|---|-----|
| DEDICATORIA..... | iii |
| RESUMEN..... | ix |
| ABSTRACT | x |
| INTRODUCCIÓN..... | 11 |
| CAPITULO I: ESTUDIO DE MERCADO | 13 |
| 1.1 DEFINICIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO..... | 13 |
| 1.1.1 Generalidades | 13 |
| 1.1.2 Propiedades Físicas y Químicas | 13 |
| 1.1.3 Usos y Aplicaciones | 15 |
| 1.2 MATERIA PRIMA: ETILBENCENO..... | 16 |
| 1.2.1 Disponibilidad de etilbenceno | 18 |
| 1.2.2 Precio del Etilbenceno..... | 18 |
| 1.3 ANÁLISIS DEL MERCADO | 18 |
| 1.3.1 DEMANDA HISTÓRICA Y PROYECTADA DE POLIESTIRENO..... | 18 |
| 1.3.2 OFERTA HISTÓRICA Y PROYECTADA DE POLIESTIRENO | 20 |
| 1.3.3 DEMANDA INSATISFECHA DE POLIESTIRENO Y SU EQUIVALENTE A ESTIRENO | 20 |
| 1.4 COMERCIALIZACIÓN | 21 |
| 1.5 ANÁLISIS Y EVALUACIÓN DE PRECIOS | 21 |
| 1.6 TAMAÑO DE LA PLANTA DE ESTIRENO | 22 |
| 1.7 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO | 23 |
| 1.8 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA..... | 23 |
| 1.8.1 MACRO-LOCALIZACIÓN | 23 |
| 1.8.2 FACTORES DE LA MACROLOCALIZACION DE LA PLANTA..... | 24 |
| 1.8.3 EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE UBICACIÓN | 27 |
| 1.8.4. MICROLOCALIZACION | 27 |
| CAPITULO II: INGENIERÍA DE PROYECTO..... | 32 |
| 2.1 PRINCIPALES PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE ESTIRENO..... | 32 |
| 2.1.1 Estireno por deshidrogenación catalítica del etilbenceno | 32 |
| 2.1.2 Estireno por oxidación del etilbenceno | 33 |
| 2.2 SELECCIÓN DEL PROCESO | 34 |
| 2.3 DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO | 34 |
| 2.4 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA..... | 38 |

| | |
|--|----|
| 2.5 DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS DE PROCESO | 43 |
| 2.5.1 INTERCAMBIADORES DE CALOR | 43 |
| 2.5.2 REACTORES | 46 |
| 2.5.3 TORRES | 46 |
| 2.5.4 OTROS EQUIPOS | 47 |
| 2.6 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA | 49 |
| CAPITULO III | 50 |
| 3.1 ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO..... | 50 |
| 3.2 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN TOTAL | 50 |
| CONCLUSIONES..... | 64 |
| BIBLIOGRAFÍA..... | 66 |
| ANEXOS | 69 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Tabla 1: Productos fabricados con estireno y sus aplicaciones..... | 16 |
| Tabla 2: Demanda histórica de poliestireno, 2009-2018, ton/año | 19 |
| Tabla 3: EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE MACRO-UBICACIÓN... | 28 |
| Tabla 4: Balance de masa para la producción de estireno a partir del etilbenceno | 39 |
| Tabla 5: Servicios la producción de estireno a partir del etilbenceno (todas las unidades de kg / h)..... | 42 |
| Tabla 6: Plan Global de Inversiones..... | 55 |
| Tabla 7: Costo de Manufactura y Costo Unitario..... | 60 |
| Tabla 8: Estado de Pérdidas y Ganancias..... | 63 |
| Tabla 9: Análisis Económico..... | 63 |

ÍNDICE DE TABLAS

| | |
|--|----|
| Figura 1: Demanda histórica y proyectada de poliestireno (los autores) | 20 |
| Figura 2: Variación del precio FOB del estireno según el lugar de origen (ChemOrbis, 2018)..... | 21 |
| Figura 3: Ubicación de Chilca respecto a Lima y al Callao | 30 |
| Figura 4: Espacios disponibles en Sector 62, del Parque Industrial..... | 31 |
| Figura 5: Diagrama de bloques del proceso de producción de estireno por oxidación del etilbenceno (APME, 2000) | 33 |
| Figura 6: Diagrama de flujo de producción de estireno vía la deshidrogenación catalítica del etilbenceno (Pérez et al., 2017) | 36 |
| Figura 7: Diagrama de flujo de obtención de estireno por deshidrogenación catalítica del etilbenceno (los autores)..... | 40 |

RESUMEN

El estireno es el insumo principal para la elaboración de diferentes polímeros, como poliestireno, SBR (caucho estireno-butadieno) y SAN (estireno-acrinitrilo), destacando el primero. Por este motivo en el presente trabajo de investigación se ha desarrollado el tema “Estudio de prefactibilidad de la instalación de una planta de producción de estireno a partir del etilbenceno”

En el Capítulo I se realizó el estudio de mercado basándose en las importaciones de poliestireno y calculando la demanda equivalente de estireno para dicho polímero. para lo cual se analizó la demanda y oferta del producto. Se estableció que para el 2028 existirá una demanda insatisfecha de 134096 toneladas de poliestireno o su equivalente de 138387 ton de estireno. El insumo principal es el etilbenceno, el cual se adquirirá inicialmente de Brasil, y luego de producción nacional cuando se instale los proyectos petroquímicos.

En el Capítulo II se realizó el estudio de Ingeniería del Proyecto. Se seleccionó el proceso de deshidrogenación catalítica del etilbenceno, tecnología que se aplica en cerca del 90% de la producción mundial de estireno. Se hace una descripción detallada del proceso y se presenta el balance de masa y energía. En resumen, se necesita 1.043 kg de etilbenceno por kg de estireno. Así mismo, se detalla los equipos principales que utilizará el proceso.

Finalmente, en el Capítulo III se realizó el estudio Económico-Financiero. Se estableció que la inversión total del proyecto será de 100'349,903 dólares americanos. El costo de producción será de 1.014 dólares el kilogramo de estireno. A precio de 1.50 dólares por kilogramo (puesto en fabrica) se obtuvo una tasa de retorno sobre la inversión de 44.15 % antes de impuestos y de 29.61 % después de impuestos; un periodo de recuperación del dinero de 2.16 años después de pagar los impuestos. Se concluye finalmente que el proyecto es factible desde el punto de vista de mercado, técnico y económicamente, por lo que se recomienda su instalación.

ABSTRACT

Styrene is the main input for the production of different polymers, such as polystyrene, SBR (styrene-butadiene rubber) and SAN (styrene-acrylonitrile), highlighting the first. For this reason, in the present research work the theme “Prefeasibility study of the installation of a styrene production plant from ethylbenzene” has been developed

In Chapter I the market study was carried out based on polystyrene imports and calculating the equivalent demand for styrene for said polymer. for which the demand and supply of the product was analyzed. It was established that by 2028 there will be an unsatisfied demand of 134096 tons of polystyrene or its equivalent of 138387 tons of styrene. The main input is ethylbenzene, which will be acquired initially from Brazil, and then nationally produced when petrochemical projects are installed.

In Chapter II the study of Project Engineering was carried out. The catalytic dehydrogenation process of ethylbenzene was selected, a technology that is applied in about 90% of the world production of styrene. A detailed description of the process is made and the mass and energy balance is presented. In summary, 1,043 kg of ethylbenzene per kg of styrene is needed. Likewise, the main equipment that the process will use is detailed.

Finally,

In Chapter III the Economic-Financial study was carried out. It was established that the total investment of the project will be US \$ 100,349,903. The cost of production will be \$ 1,014 a kilogram of styrene. At a price of \$ 1.50 per kilogram (put into the factory), a return on investment rate of 44.15% before taxes and 29.61% after taxes was obtained; a recovery period of money of 2.16 years after paying taxes. It is finally concluded that the project is feasible from the market point of view, technically and economically, so its installation is recommended

INTRODUCCIÓN

El estireno es uno de los intermediarios químico de más valor comercial y gran consumo en la actualidad, aparte de ser uno de los monómeros más importantes en la producción de polímeros como resinas, cauchos sintéticos y plásticos. La demanda de estireno se incrementa anualmente y su capacidad de producción mundial supero las 23 megatoneladas en el 2009 (Xu y col., 2011). En el periodo 2012 al 2017 la demanda mundial de estireno ha venido creciendo a un promedio anual de 1.5%, llegando a fines del 2017 una demanda mundial de 30 megatoneladas. (IHS Markit, 2018).

El estireno es materia prima fundamental en diferentes industrias como: copolímero de estireno ABS SAN, fibras, láminas de fibras de vidrio, poliestireno cristal, poliestireno expansible, poliestireno impacto, resinas poliéster, sistemas de aislamiento (Pemex, 2018).

Existen varios procesos para la obtención de estireno partir del etilbenceno: (a) cloración de la cadena del etilbenceno seguida de deshidrogenación, (b) cloración en cadena del etilbenceno e hidrólisis para dar el correspondiente alcohol y luego deshidrogenación, (c) oxidación del etilbenceno a hidroperóxido de etilbenceno, el cual por reacción con propileno produce α -feniletanol y óxido de propileno, al final el alcohol es deshidratado a estireno, (d) conversión oxidativa del etilbenceno a α -feniletanol por vía acetofenona y subsecuente deshidrogenación del alcohol, (e) dimerización del etilbenceno seguida de desproporcionamiento y degradación del mismo poliestireno reciclado, y (f) deshidrogenación catalítica de etilbenceno (Conceição, 2013).

La mayor producción a nivel mundial de estireno se realiza por deshidrogenación catalítica del etilbenceno. Existen dos procesos industriales que permiten obtener el estireno por deshidrogenación del etilbenceno: (1) Proceso de cracking adiabático, y (2) Proceso isotérmico (Khatamian et al., 2011).

El etilbenceno, materia prima principal para la producción de estireno, se producen en grandes cantidades en la industria petroquímica sudamericana. En el 2009 ya se reportaba que la producción de etilbenceno en América Latina alcanzó un nivel de 825 000 toneladas. En el 2014 se inició un proyecto en Brasil de producción de 540 000 toneladas, a cargo de la empresa COMPERJ de Petrobras (Friedlander, 2015). Por lo

tanto, se puede considerar que para este proyecto se tendrá la suficiente materia prima.

La conveniencia de desarrollar este proyecto, no solo es fomentar una industria petroquímica en nuestro país, sino también elaborar un producto de mayor valor comercial que el etilbenceno. Según datos se tiene que el precio mundial del etilbenceno es de cerca de 620 dólares la tonelada, mientras que el estireno llega a un nivel de 1500 dólares la tonelada (ICIS, 2016).

En el 2007 se publicó Ley N°29163 y en el 2009 el Reglamento en el D.S 066-2008-EM, que regula la “Promoción para el Desarrollo de la Industria Petroquímica”. En esa base se ha tenido en cuenta el desarrollo del presente proyecto de instalación de una planta de producción de estireno a partir de etilbenceno.

CAPITULO I: ESTUDIO DE MERCADO

1.1 DEFINICIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO

1.1.1 Generalidades

El estireno es un monómero capaz de polimerizarse rápidamente lo que permite sintetizar a partir de una amplia variedad de polímeros valiosos que cubren campos de fibras, plásticos, hules, coberturas y adhesivos. La versatilidad del estireno se ha aprovechado para la manufactura de diversos tipos de poliestirenos como el poliestireno ligero-estable, el poliestireno SAN y el ABS. La aplicación incluye parte automotrices, difusores de luz, aislantes, etc. Además, es utilizado como agente “cross-linking” para la producción de poliésteres. La gran variedad de aplicaciones de los polímeros de estireno le da gran valor comercial, por lo que su importancia en la fabricación de materias sintéticas es evidente.

1.1.2 Propiedades Físicas y Químicas

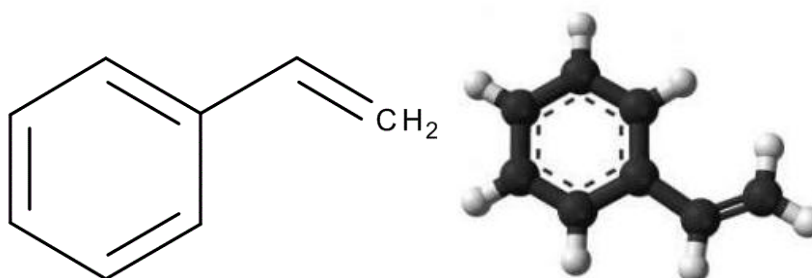
Producto: Estireno

Nombre químico: vinil benceno

Formula condensada: $C_6H_5CHCH_2$

Formula empírica: C_8H_8

Formula desarrollada:



Peso molecular: 104.16 gr/mol

Líquido aceitoso, olor aromático, incoloro o amarillento, insoluble en agua, soluble en alcohol y éter. Se polimeriza lentamente en almacenamiento, y rápidamente

cuando se calienta o se expone a la luz o peróxidos. Su toxicidad es moderada. Puede causar incapacidades temporales o posibles lesiones permanentes a menos que se de atención médica inmediata (Ulrich, 2008).

Datos Químicos y físicos

| | |
|------------------------------------|---------------------------------|
| Temperatura de ignición | 480°C |
| Solubilidad en agua | 0.24 g/L (20°C) |
| Concentración de saturación (aire) | 25.6 g/m ³ (20°C) |
| Punto de fusión | -31°C |
| Densidad | 0.906 gr/cm ³ (20°C) |
| Punto de ebullición | 145°C (1013 hPa) |
| Presión de vapor | 6 hPa (20°C) |
| Límite de exposición | 1.1 – 8.9 % (v/v) |
| Temperatura de inflamabilidad | 31°C |
| Índice de refracción | 1.5458 (20°C, 589 nm) |

Información de seguridad de acuerdo a GHS

H226: Líquidos y vapores inflamables.

H315: Provoca irritación cutánea.

H319: Provoca irritación ocular grave.

H332: Nocivo en caso de inhalación.

H400: Muy tóxico para los organismos acuáticos

P210: Mantener alejado de fuentes de calor

P273: Evitar su liberación al medio ambiente (Merk, 2013)

1.1.3 Usos y Aplicaciones

La materia prima básica para obtener el caucho sintético es el estireno, también llamado vinilbenceno o feniletileno, que fue aislado por primera vez en el siglo XIX de la destilación de storax, un bálsamo natural.

La tecnología relacionada con la obtención de productos a partir de estireno ha ido madurando; se han incorporado nuevos productores al mercado y el estireno se ha convertido en un compuesto químico de tipo “commodity” (Kirk-Othmer, 1978).

Algunos de los productos típicos fabricados a partir de estireno y sus aplicaciones se pueden ver en la Tabla 1.

Lidera el uso de estireno la producción de poliestireno (70%), seguida de hule SBR (14%), latex SBR (5%), quedando un 11% para otros productos (Galán, 2012).

Tabla 1: Productos fabricados con estireno y sus aplicaciones

| PRODUCTO | COMPONENTES | APLICACIONES |
|----------|----------------------------------|--|
| PS | poliestireno | Envases para alimentos o comida precocinada, menaje de hogar, muebles, artículos de uso médico y de laboratorio. |
| ABS | acrilonitrilo-butadieno-estireno | Tuberías, partes de automóviles, carcasas de electrodomésticos, maletas, juguetes. |
| SBL | látex estireno-butadieno | Recubrimiento para papel, adhesivos, aditivos para cemento, pinturas. |
| SBR | caucho estireno-butadieno | Suela para zapatos, cubiertas de neumáticos. |
| XPS/EPS | espuma de PS extruido/expandido | Aislante para construcción. |
| SAN | estireno-acrilonitrilo | Embalajes, menaje de hogar, componentes de automóviles |
| UPR | resinas de poliéster insaturadas | (Fibra de vidrio) Barcos, elementos de baño. |

Fuente: Rivero, 2002.

1.2 MATERIA PRIMA: ETILBENCENO

El etilbenceno es un líquido inflamable incoloro con un agradable olor aromático. Es un hidrocarburo aromático, es decir, un compuesto de carbono e hidrógeno con una estructura molecular similar a la del benceno (C_6H_6). En 2004 ocupó el decimoquinto lugar entre las sustancias químicas producidas en los Estados Unidos. Su uso principal es en la fabricación de otro hidrocarburo aromático, el estireno ($C_6H_5CH=CH_2$), ampliamente utilizado para fabricar una serie de polímeros, como el poliestireno, el látex de estireno-butadieno, el caucho SBR y el caucho ABS.

El etilbenceno se presenta hasta cierto punto como un componente del petróleo. Puede ser extraído del petróleo por destilación fraccionada, el proceso por el cual los componentes individuales del petróleo se separan unos de otros por calentamiento en una

torre de destilación. El etilbenceno también se puede fabricar sintéticamente reaccionando benceno con etileno (etileno; $\text{CH}_2=\text{CH}_2$) sobre un catalizador de cloruro de aluminio (AlCl_3): $\text{C}_6\text{H}_6 + \text{CH}_2=\text{CH}_2 \rightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_5$.

Más del 99 por ciento del etilbenceno producido se utiliza para un solo fin: la producción de estireno. Cantidades mucho más pequeñas de etilbenceno se utilizan en disolventes o como aditivos de una variedad de productos. Algunos productos que contienen etilbenceno incluyen caucho sintético, gasolina y otros combustibles, pinturas y barnices, tintas, pegamentos para alfombras, productos de tabaco e insecticidas (CAMEO Chemicals, 2019).

En la página de CAMEO Chemical (2109) se presenta las siguientes propiedades físicas y químicas:

- Estado físico a 15°C y 1 atm: líquido
- Peso molecular: 106.17
- Punto de ebullición a 1 atm: 136.2°C
- Punto de congelamiento: -95°C
- Gravedad específica: 0.867 a 20°C (líquido)
- Calor latente de vaporización: 3.35×10^5 J/kg
- Tensión superficial de líquido: 0.0292 N/m a 20°C
- Capacidad calorífica del líquido: 0.412 BTU/lb.°F, a 80°F
- Capacidad calorífica del gas ideal: 0.301 BTU/lb.°F, 100°F
- Conductividad térmica del líquido: 0.906 BTU/hr.pie².°F, a 80°F
- Viscosidad del líquido: 0.626 centipoise, 80°F
- Solubilidad; 0.020 lb/100 lb de agua, 68°F

1.2.1 Disponibilidad de etilbenceno

En las proyecciones de la industria petroquímica peruana se contempla la producción de benceno, tolueno, ortoxileno, paraxileno. A partir del benceno se considera en el árbol petroquímico elaborado por Osinergmin, la producción de etilbenceno y posteriormente estireno, el cual a su vez sirve como materia prima para poliestireno y poliestireno expandido.

A nivel de Latinoamérica, la capacidad de producción alcanza los 30 millones de toneladas al año de etilbenceno. A nivel mundial la capacidad de producción llega a 820 millones de toneladas al año. Solo Brasil tiene una producción de 120000 toneladas de etilbenceno por año, y tiene en proyecciones ampliar su producción en 500000 toneladas por año (Vignart, 2017). Esto estaría asegurando la materia prima para el presente proyecto.

1.2.2 Precio del Etilbenceno

El precio FOB según reporte de ICIS ha tenido amplia variación. En el 2008 el precio llegó a 53 centavos por libra, bajando hasta 20 centavos por libra en el 2009. En el 2010 se situó el precio en 58 centavos. Sin embargo, en el 2015 el precio promedio llegó a 30 centavos. Del 2015 a la fecha el precio se ha mantenido en nivel promedio de 30 centavos por libra (ICIS, 2018). En promedio el precio considerado en el proyecto es de 650 dólares por tonelada.

1.3 ANÁLISIS DEL MERCADO

Teniendo en cuenta que el uso principal del estireno es la producción de poliestireno, se va hacer el estudio de mercado en base a este polímero. El poliestireno se importa en dos tipos: el poliestireno propiamente dicho (PE) y el poliestireno expandible (EPE). Las partidas arancelarias son 3903.19.00.00 y 3903.11.00.00 respectivamente. Se compra principalmente de México, Corea, Estados Unidos y Colombia (SUNAT, 2019).

1.3.1 DEMANDA HISTÓRICA Y PROYECTADA DE POLIESTIRENO

La demanda histórica de poliestireno en sus dos formas (PE y EPE) se presenta en la Tabla 2. Los datos demuestran que hay un crecimiento moderado pero constante, a

un ritmo de 5406.9 ton/año. El crecimiento de la demanda de poliestireno se debe en gran parte a la amplitud de su uso por ser un plástico versátil usado para fabricar una amplia variedad de productos de consumo. Dado que es un plástico duro y sólido, se usa en productos como envases de alimentos, carcasas de electrodomésticos y equipos electrónicos, repuestos automotrices, juguetes, macetas, tablas de surf, y otros.

Con los datos históricos se proyectó la demanda para los próximos diez años, obteniéndose que para el 2028 la demanda proyectada de poliestireno en sus dos formas llegara a 134096 ton.

Tabla 2: Demanda histórica de poliestireno, 2009-2018, ton/año

| Año | Poliestireno (PE) Ton | Poliestireno expandible (EPE)- ton | total |
|------|--------------------------|---------------------------------------|-------|
| 2009 | 23276 | 11695 | 34971 |
| 2010 | 26111 | 14702 | 40813 |
| 2011 | 27969 | 15906 | 43875 |
| 2012 | 29075 | 16863 | 45938 |
| 2013 | 30487 | 18448 | 48935 |
| 2014 | 31815 | 18452 | 50267 |
| 2015 | 31188 | 28231 | 59419 |
| 2016 | 34713 | 29606 | 64319 |
| 2017 | 43567 | 40060 | 83627 |
| 2018 | 43631 | 41168 | 84799 |

Fuente: elaborado por los autores en base a datos de SUNAT

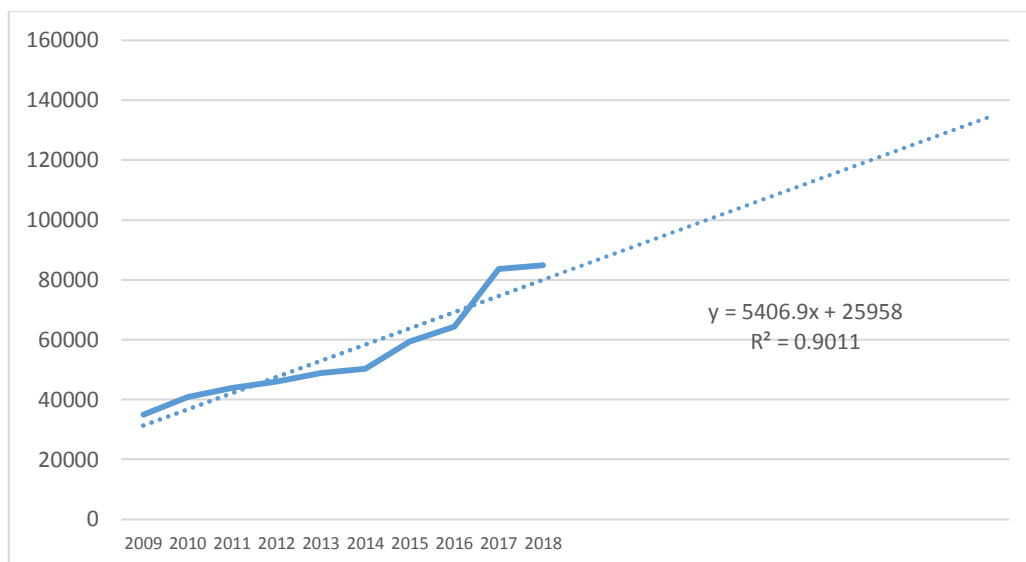


Figura 1: Demanda histórica y proyectada de poliestireno (los autores)

El poliestireno expandible ha tenido un mayor crecimiento, llegándose a cuadruplicarse en 10 años, mientras que el poliestireno normal solos e duplicó en el mismo periodo.

1.3.2 OFERTA HISTÓRICA Y PROYECTADA DE POLIESTIRENO

El poliestireno es un producto neto de importación y como tal no existe producción en nuestro país. Por lo tanto, la oferta histórica y proyectada de este producto es nula.

Existen varios importadores y distribuidores de poliestireno en nuestro país. Estos se convertirían en futuros compradores de poliestireno que se produciría en base al estireno que se pretende producir en este proyecto.

1.3.3 DEMANDA INSATISFECHA DE POLIESTIRENO Y SU EQUIVALENTE A ESTIRENO

Por ser nula la oferta, se deduce que la demanda insatisfecha proyectada de poliestireno para el 2018 es igual matemáticamente a la demanda proyectada, es decir 134096 ton. Teniendo en cuenta que para producir un kilogramo de poliestireno se necesita 1.032 kg de estireno (Mahajani, 2015), entonces la demanda proyectada de estireno para el 2028 será de 138387 ton.

1.4 COMERCIALIZACIÓN

El estireno es un insumo para la producción de varios polímeros, en especial para poliestireno en sus diferentes formas, por lo tanto, la venta será en forma directa al futuro productor de poliestireno, y se empleará un solo canal de comercialización.

El estireno se almacena como líquido y por lo tanto, si la futura planta de producción de poliestireno esta conexas, se transportara por tubería, si estuviera relativamente retirada se transportará en cisternas debidamente acondicionadas.

1.5 ANÁLISIS Y EVALUACIÓN DE PRECIOS

Según datos mostrados en la Figura 2, en el periodo 2017 al 2018 el precio del estireno ha sufrido grandes variaciones, yendo a un pico de 1770 dólares por kilogramos hasta un mínimo de 1000 dólares por kilogramo. En promedio se ha mantenido en la mayor parte del tiempo a un valor de 1400 dólares por kilogramo.

De acuerdo a este análisis el precio proyectado que se va a considerar para la futura planta industrial de estireno será de 1500 dólares el kilogramo.



Figura 2: Variación del precio FOB del estireno según el lugar de origen (ChemOrbis, 2018).

1.6 TAMAÑO DE LA PLANTA DE ESTIRENO

El tamaño de la planta se va establecer en base al mercado real que tendrá el producto motivo del presente proyecto. Este mercado real dependerá de distintos factores que pasan a analizar a continuación.

- **Tecnología:** la tecnología de producción de estireno a partir del etilbenceno es ampliamente conocida por su antigüedad. Existen varias compañías a nivel mundial, como: Styrosolution, Dow Chemical, total Petrochemicals, PetroChina, Formosa Chemicals, LyondellBasell, Saudi Petrochemical y Americas Styrenics (Merchant Research & Consulting ltd., 2015). No es un factor limitante.
- **Materia Prima:** la materia prima principal es el etilbenceno. Este insumo es básicamente un producto de la industria petroquímica que se produce por alquilación del benceno. A nivel mundial se produce 35 millones de toneladas de etilbenceno. Recientemente se ha instalado en Brasil una planta de 540000 toneladas de etilbenceno (Friedlander, 2015). En nuestro país con la producción simultanea de benceno y etileno se pretende producir etilbenceno en grandes cantidades (Santillana y Salinas, 2014). Se considera que este es el factor limitante, pero que al inicio se tendrá que importar de países vecinos como Brasil, Colombia, Argentina o Chile.
- **Mercado:** el producto del presente proyecto es un insumo para la producción de poliestireno. Pero también sirva para producir otros polímeros como el ABS (acrilonitrilo-butadieno-estireno) y el SAN (estireno-acrilonitrilo). El estudio de mercado realizado indica que la demanda nacional de estireno que se debe cubrir solo para la producción de poliestireno llegara al 2018 a un valor cercano a 140000 ton. Además, considerando que como poliestireno también se puede ampliar el mercado a países vecinos el tamaño del mercado no sería un factor limitante.
- **Capital:** respecto a la inversión, se considera que habrá inversionistas interesados en este proyecto, debido a que es un insumo básico para el poliestireno de uso muy común.

Teniendo en cuenta que solo para el mercado nacional se necesitaría en el 2028 cerca de 140000 toneladas de estireno para cubrir el mercado de poliestireno, el tamaño de planta debe ser similar a este valor. La reciente tendencia a la disminución del uso de

envases plásticos hace que se tenga prudencia en definir un tamaño de planta adecuado. Se considera que en relación a otros tamaños de plantas industriales a nivel mundial una planta de 100000 toneladas de estireno por año sería el tamaño adecuado para el presente proyecto.

1.7 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO

El estudio del mercado nos demuestra que hay un crecimiento continuo de 5406.9 toneladas de poliestireno al año hasta el 2028. El equivalente en estireno que es el insumo principal para producir polietireno llegaría a cerca de 140000 toneladas por año. Considerando en reemplazar el poliestireno, que es un producto de netamente de importación se tendría un mercado asegurado para una futura planta de estireno.

Las recientes noticias de la disminución del uso de envases plásticos es el motivo principal para definir como tamaño de planta del presente proyecto el valor de 100000 toneladas por año.

1.8 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

1.8.1 MACRO-LOCALIZACIÓN

Para la macro-localización se considera dos factores muy importantes:

La disponibilidad de materia prima y el mercado

Materia prima: La planta de producción de requiere como materia prima principal etilbenceno que es un insumo de importación y se tendrá que considerar zonas cercanas a puertos.

Mercado: el mercado tiene una influencia en la selección del lugar de ubicación de la planta. El uso del estireno se considera para uso exclusivo de poliestireno y el mercado más grande de plásticos está en la Lima

Teniendo en cuenta solo estos dos factores, se define tres lugares para la posible ubicación de la futura planta industrial de estireno: Lima, Talara y Cuzco.

1.8.2 FACTORES DE LA MACROLOCALIZACION DE LA PLANTA

FACTORES PRIMARIOS

A. SUMINISTRO DE MATERIA PRIMA

Para abastecernos de materia prima tendríamos que importar el etilbenceno, por lo se determina tanto en Lima como en Talara presentan iguales condiciones favorables para la importación marítima. En tal sentido Cuzco tendría una gran desventaja para el suministro de materia prima por vía marítima. Por todo lo dicho anteriormente Lima se presenta como un lugar de mejores perspectivas en lo que se refiere al suministro de materia prima.

B. ACCESIBILIDAD A LOS MERCADOS

Es uno de los factores de gran importancia porque los costos de un producto se ven afectados también por la localización de la planta respecto del mercado, de modo que es una ventaja que debe tratarse de obtener que la planta este próximo a los mayores mercados que absorban el producto.

La ubicación en Lima resulta más prometedora debido a que el estireno sirve como materia para la fabricación de diferentes plásticos y resinas por consiguiente tendrá gran importancia la cercanía de la planta los respectivos centros industriales que consumen estireno, como las fábricas se encuentran en Lima y Callao, entonces la ciudad de lima es la más factible para ubicar la planta.

C. SUMINISTRO DE ENERGÍA Y COMBUSTIBLE

En Lima la energía eléctrica puede ser suministrada por empresas eléctricas privadas que satisface la demanda de energía eléctrica de Lima metropolitana y de su zona industrial asegurando un suministra seguro y a bajo costo.

Para instalar la planta de estireno en talara o Cuzco no se tienen las mismas ventajas ya que no se cuentan con plantas generadoras de energía eléctrica que puedan satisfacer la demanda industrial. En la actualidad el abastecimiento de energía eléctrica en Talara es deficiente y parte de la demanda de energía es suministrada por grupos electrógenos de la Compañía de Petróleos del Perú, por lo que para instalar la planta de estireno en

Talara sería necesario tener un generador propio, lo cual obligaría probablemente a disponer de fluido eléctrico a un costo mayor que en Lima.

En cuanto a la disponibilidad y costo de los combustibles necesarios para la planta, se pueden adquirir en iguales condiciones tanto en Lima como en Talara, teniendo en este sentido una seria desventaja Cuzco.

D. SUMINISTRO DE AGUA

En las tres ciudades el uso de agua de río, es casi tan importante debido a la distancia al probable lugar de ubicación de la planta, los costos para el acarreo serian demasiado elevados. Teniendo en cuenta el abastecimiento, en Talara hay un desabastecimiento parcial de agua ya que la venta de este elemento está a cargo de compañías particulares. Cuzco y Lima en este sentido tendría mejores condiciones que Talara.

Otra posibilidad para obtener el agua necesaria para abastecer a la planta sería mediante la perforación de pozos tubulares asegurándose de esta manera un suministro suficiente de agua para las necesidades industriales. Según esto los terrenos de la zona de Lima presentan mejores condiciones hidrológicas que los de Talara y Cuzco.

FACTORES SECUNDARIOS

A. TRANSPORTE

En este sentido estas tres ciudades cuentan con buenas vías de comunicación tanto terrestres como aéreas que facilitarían el transporte con las principales ciudades del país como con el extranjero. La gran desventaja de Cuzco frente a Lima y Talara es que no cuenta con transporte marítimo.

Considerando el transporte de materia prima, Lima presentaría ciertas ventajas debido al ahorro de los fletes de transporte, puesto que se encuentra más a la fuente de suministro de materia prima, ya que el etilbenceno es importado e ingresa generalmente por el puerto del Callao.

Lima presenta la perspectiva de cierta disminución en los costos de transporte local de materiales y personal. Talara también presenta acceso a las vías marítimas pero su

puerto no es tan comercial, ni tan importante como el del Callao, por lo tanto, se perjudicarían invirtiendo en los costos de transporte de materia prima desde el Callao hasta Talara.

B. MANO DE OBRA

Referente a la mano de obra, para el funcionamiento de la planta se requiere de personal calificado y personal ordinario, pero la mayor exigencia es encontrar el personal calificado capaz de desempeñarse eficientemente en su trabajo.

Tanto Lima como Talara por ser zonas industrializadas pueden proveer personal calificado, presentando un poco de desventaja en este sentido la ciudad de Cuzco.

Se debe tener en cuenta que en la ciudad de Talara no hay universidades ni centros de formación de profesionales y técnicos y que los trabajadores de las refinerías y otros centros industriales de la zona son llevados desde las principales ciudades, por lo cual se le debe dar las condiciones cómodas de vida para que permanezcan en el lugar sin incomodarse.

Lima en cambio es más favorable en este punto, pero el costo de vida es alto y en consecuencia el personal tendrá mayor remuneración en comparación con Talara.

C. CLIMA

Pese a que Talara y Lima están ubicadas en la costa, las condiciones climáticas en ambas ciudades son diferentes. En Lima se acentúa mayor humedad durante gran parte del año lo que obliga a tener en cuenta medios de protección para evitar el deterioro de los equipos.

En Talara el clima es más cálido y seco siendo menor la probabilidad de corrosión. Cuzco es una ciudad fría y con frecuentes lluvias torrenciales.

En consecuencia, Talara en el sentido climático es la ciudad que presenta las mejores condiciones para la instalación de la planta.

D. DISPOSICIÓN DE DESPERDICIOS

Este factor tiene poca importancia e influencia en la ubicación de la planta, debido a que la operación de esta planta no presenta grandes riesgos de contaminación ambiental y contaminación del agua, tampoco se desecha residuos altamente tóxicos.

FACTORES COMUNITARIOS

En este factor Lima presenta mayores ventajas por contar con todas las comodidades para que los profesionales, obreros y técnicos que laboran en la planta vivan tranquilamente ya que cuenta con gran número de centros educacionales, de recreación y de salud, así como una mayor disponibilidad de alojamiento y servicios públicos. Cuzco por ser un lugar netamente turístico presenta también importantes lugares recreativos y es cómodo para vivir. Talara en cambio en este punto presenta algo de desventaja ya que no es provincia ni capital, no presenta muchos lugares de recreación social, en cuanto a los centros de educación y de salud también presenta algo de deficiencia.

1.8.3 EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE UBICACIÓN

La evaluación para establecer la ubicación de la planta se realiza por el **método de balanceo**, los valores puestos a los diferentes factores de balanceo son arbitrarios y han sido tomados de acuerdo a la discusión realizada teniendo en cuenta la influencia relativa en la localización de la planta.

Los resultados de la evaluación se muestran en la Tabla 3 y se puede apreciar que la ciudad de Lima tiene mayor total.

1.8.4. MICROLOCALIZACION

Teniendo en cuenta que la macrolocalización define como Lima el lugar de ubicación de la futura planta industrial, se pasa a analizar los posibles lugares de Lima, donde se puede ubicar la planta de producción de estireno.

Existen cuatro lugares tradicionales para la ubicación de plantas industriales, con todas las facilidades que se requieren: Av. Argentina, Huachipa, Ate y Villa El Salvador.

Sin embargo, los precios por metro cuadrado son muy elevados, existe poca disponibilidad de espacio, en un marco de alta tugurización y vías estrechas, lo cual conlleva a una ineficiencia logística y sobre costos. Esto, sin contar con la inseguridad de la Av. Argentina y Villa El Salvador.

Tabla 3: EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE MACRO-UBICACIÓN

| FACTORES | VALORES PONDÉRADOS | TALARA | CUZCO | LIMA |
|--------------------------------|-----------------------|--------|-------|------|
| MATERIA PRIMA | 10 | 10 | 8 | 10 |
| MERCADO | 10 | 8 | 4 | 10 |
| ENERGIA ELECTRICA | 9 | 8 | 8 | 9 |
| AGUA | 9 | 6 | 9 | 9 |
| MANO DE OBRA | 8 | 8 | 6 | 8 |
| TRANSPORTE | 8 | 6 | 5 | 8 |
| CLIMA | 8 | 8 | 4 | 6 |
| TRATAMIENTO DE DESPERDICIOS | 7 | 5 | 2 | 7 |
| SERVICIOS SOCIALES | 5 | 5 | 5 | 5 |
| TOTAL | 74 | 63 | 51 | 72 |

Nota: Elaborada por los autores (2019)

En ese sentido, se han desarrollado algunos proyectos inmobiliarios exclusivos para empresas industriales que quieran mudarse de Lima o las que vienen del extranjero. Estos parques industriales cuentan con los servicios básicos de agua, desagüe, energía y otros atributos que agreguen valor, como vías anchas de concreto armado. Además de la ubicación, calidad urbana e infraestructura, estos parques industriales tienen todos los sistemas de seguridad necesarios, como cámaras de vigilancia, equipos contra incendio, entre otros (Gestión, 25/09/2017). Se tiene disponibilidad en los siguientes sitios:

Proyecto Industrial Indupark: El proyecto industrial Indupark se encuentra en el distrito de Chilca, a 45 minutos de Lima y a tres minutos del intercambio vial del Pucusana, en el kilómetro 57,5 de la Panamericana Sur. Cuenta con redes de agua y desagüe, así como una planta de tratamiento de aguas efluentes. También posee una red eléctrica de media tensión y sistema de alumbrado público. Gracias a los servicios que cuenta este proyecto, ubicación y acceso a la zona, las empresas pueden operar las 24 horas del día y los siete días de la semana. Esta empresa ya inició el desarrollo de Indupark 2 en Chilca, que contará con las mismas características del primero.

Centro Industrial La Chutana: El Centro Industrial La Chutana está ubicado a 35 minutos al sur de Lima Metropolitana, en el kilómetro 60 de la Panamericana Sur, en el valle de Chilca. Este proyecto reúne las condiciones propicias para el desarrollo industrial ya que está alejado de los centros poblados y del mar. El terreno tiene zonas planas, cerros y laderas con vistas ininterrumpidas al valle de Chilca y está proyectado para más de 100 años sin temor a cambios de zonificación. Cuenta con 525 hectáreas para la industria, con lotes desde 2,500 metros cuadrados para almacenes e industrias livianas y pesadas, tanto para la venta como alquiler. Este centro industrial ha habilitado 220 hectáreas con vías pavimentadas, instalaciones sanitarias, eléctricas y fibra óptica.

Parque Industrial Sector 62: El parque industrial Sector 62 está ubicado en Chilca, a 45 minutos de Lima. Su ingreso y salida es a través de un pórtico con totems ubicado en el kilómetro 62 de la Panamericana Sur y muy cerca al intercambio vial de los kilómetros 57 de Pucusana y 64 de Chilca. Este proyecto cuenta con 212 hectáreas para un centro industrial, logístico y empresarial desde 10,000 metros cuadrado, con zonificación industrial I2 e I3. Además de una zona de habilitación urbana con vías asfaltadas, veredas pavimentadas, y alumbrado público con iluminación LED. Sistema de agua y desagüe, y con pozos propios con 250 litros por segundo de rendimiento. Fácil acceso a energía eléctrica y cercanía al ducto de gas natural.

Proyecto macropolis: El proyecto Macropolis, del Grupo Centenario, ubicado en Lurín cuenta con fácil acceso desde la Panamericana sur a través del Puente San Pablo y Puente Arica y desde las avenidas Portillo e Industrial. Este proyecto cuenta con 980 hectáreas de terreno total, con lotes industriales desde 10,000 metros cuadrados. Esta ciudad industrial tiene una infraestructura especialmente diseñada para las plantas industriales con vías anchas, intercambios viales amplios, áreas verdes y pórtico de

seguridad, entre otros. Macrópolis cuenta con espacios de zonificación tipo I2 (industria liviana) e I3 (gran industria). También contempla el desarrollo futuro de zonas para bodegaje y un área comercial de 10 y 12 hectáreas, respectivamente.

Parque Industrial de Ancón: es un proyecto que consiste en la creación de un espacio moderno destinado a empresas industriales de diversas escalas en Lima Metropolitana, que operen bajo estándares internacionales. Este proyecto está ubicado a la altura del kilómetro 45+850 hasta el kilómetro 50+750 de la Panamericana Norte. Contará con 1,338.22 hectáreas, de las cuales el 53.49% sería suelo urbanizable (715.74 ha). Esta área, de acuerdo al uso, estaría dividida en: industrial, comercial, transferencia tecnológica (I+D), zona de recreación pública, servicios y truck center. Según la Agencia de Promoción de la Inversión (ProInversión) los proyectos de parques industriales superan los US\$14.000 millones que se invertirían entre los años 2017 y 2018. El Parque Industrial de Ancón tendrá cercanía al puerto del Callao y al Aeropuerto Internacional Jorge Chávez.

Según la información mostrada se tiene en resumen tres lugares posibles: Chilca, Lurín y Ancón. Donde existen más parques industriales es Chilca. De estos, Parque Industrial Sector 62 está a 45 minutos de Lima y 2:15 del Callao, como se puede apreciar en la Figura 3. Los lugares disponibles en el Parque Industrial Sector 62 se aprecia en color verde en la Figura 4.



Figura 3: Ubicación de Chilca respecto a Lima y al Callao

Fuente: Gestión, 25/09/2017

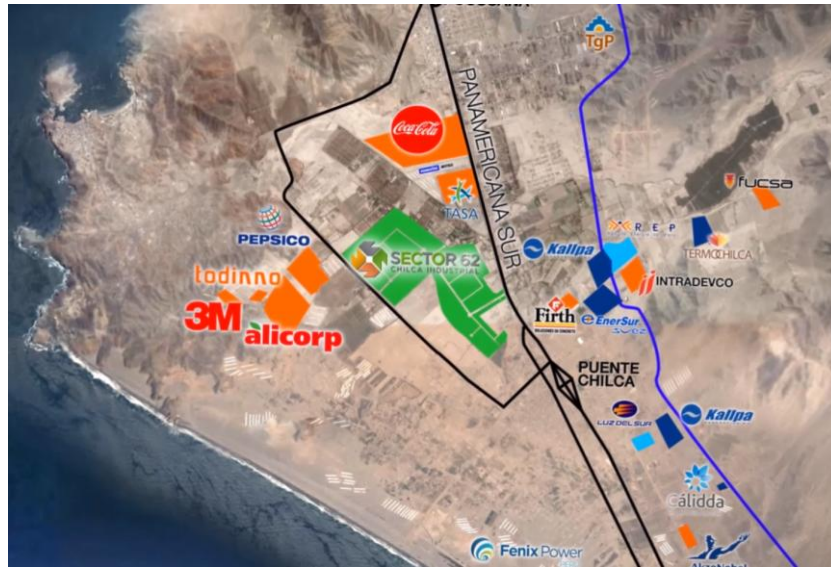


Figura 4: Espacios disponibles en Sector 62, del Parque Industrial

Fuente: Gestión, 25/09/2017

CAPITULO II: INGENIERÍA DE PROYECTO

En este capítulo se realiza el estudio de ingeniería del proyecto. Incluye la descripción detallada del proceso, el balance de masa y energía, descripción de los principales equipos de proceso, la distribución de la planta y las consideraciones ambientales que se tendrá en cuenta por la instalación de la futura planta de producción de ácido fórmico a partir de reacción directa del dióxido de carbono.

2.1 PRINCIPALES PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE ESTIRENO

Existen varios procesos industriales para la fabricación de estireno (Lange y Mesters, 2001). Todos ellos suelen emplear como materia prima etilbenceno procedente de la alquilación de benceno con etileno. Los más empleados son:

- a) El 89% del estireno –3 millones de toneladas anuales - se obtiene mediante la deshidrogenación del etilbenceno y
- b) El 11%, mediante la oxidación de etilbenceno a etilbenceno hidroperóxido. En este método también se obtiene óxido de propileno.

2.1.1 Estireno por deshidrogenación catalítica del etilbenceno

Cerca del 90 % de la producción mundial de estireno está basada en la deshidrogenación directa del etilbenceno en condiciones de operación que involucran el empleo de temperaturas superiores a los 600 °C, óxido de hierro como catalizador y una gran cantidad de vapor de agua con propósitos de calefacción y reducción de la formación de. Este proceso presenta varias desventajas asociadas principalmente a su carácter reversible, a su endotermia y a la excesiva cantidad de vapor requerida [1.5 X 10⁹ cal/ton estireno(ES)] lo que se ve reflejado en los altos costos del proceso (Xu et al., 2011).

La patente US9783466B2 “Planta de deshidrogenación de etilbenceno para producir estireno y proceso relativo” está enfocada en la demanda de mejorar continuamente la eficiencia energética de las plantas de deshidrogenación, empleando cantidades reducidas de vapor, para lo cual es necesario aumentar significativamente su temperatura, considerando no sobrepasar los límites permitidos para los materiales de construcción disponibles. Para las tuberías y equipos de plantas, la temperatura límite promedio es de 900 °C, mientras que los tubos radiantes de horno de sobrecalentamiento

de vapor, que poseen dimensiones más pequeñas, no pueden superar los 110 °C. Para las plantas, se requiere proporcionar un reactor de deshidrogenación y una corriente de alimentación. Por lo tanto, es necesario añadir al menos una unidad de calentamiento directo (DHU) a cada unidad de deshidrogenación nueva o existente que tenga recalentador. El DHU y el recalentador funcionan paralelamente y se disponen antes o después de al menos, un reactor. Se desvía entre 0,5% y 85% de un efluente del reactor a la DHU y el resto se envía al recalentador, garantizando la alimentación de corrientes pre-calentadas a los reactores posteriores. La recirculación de los humos del reactor se traduce en un ahorro importante de energía.

2.1.2 Estireno por oxidación del etilbenceno

Este método comprende las siguientes etapas básicas según el diagrama de bloques de la Figura 5.

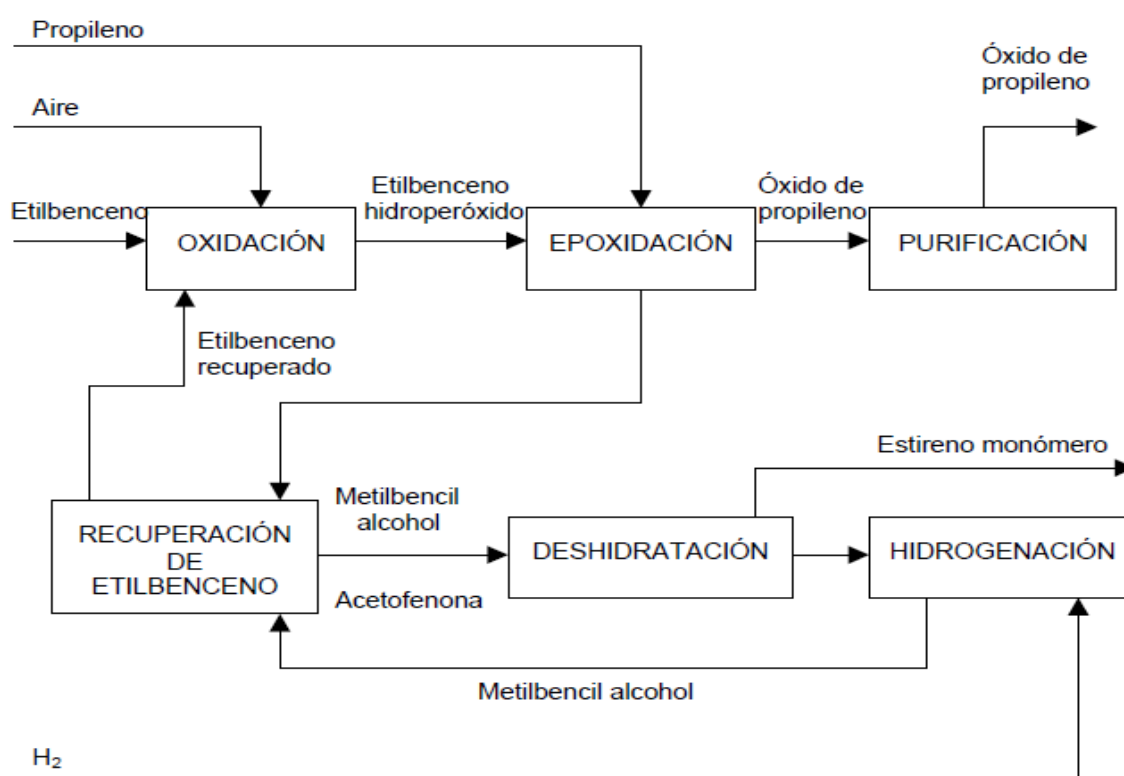


Figura 5: Diagrama de bloques del proceso de producción de estireno por oxidación del etilbenceno (APME, 2000)

La primera etapa es la oxidación del etilbenceno con aire, con el que se obtiene etilbenceno hidroperóxido. Enseguida la reacción entre el hidroperóxido y el propileno, con lo que se forma 1-fenil-etanol y óxido de propileno. Finalmente, la deshidratación del alcohol para obtener el estireno.

2.2 SELECCIÓN DEL PROCESO

Las más importantes compañías productoras de estireno a nivel mundial utilizan la deshidrogenación catalítica del etilbenceno. Solo el 10% de estas compañías utilizan el método de oxidación del etilbenceno. Dentro de las grandes empresas mundiales que utilizan la deshidrogenación del etilbenceno tenemos: Styroplution, Dow Chemical, Total Petrochemicals, PetroChina, Formosa Chemicals, EyondelliBasell, Saudi Petrochemical y Américas Styrenics.

Por lo tanto, el proceso seleccionado es la deshidrogenación catalítica del etilbenceno, el cual se pasa a describir en forma detallada.

2.3 DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO

La descripción detallada del proceso se basa en el diagrama de flujo presentado en la Figura 6. El proceso se compone de cuatro etapas:

- a) Precalentamiento del etilbenceno, mezclado y vaporización
- b) Deshidrogenación
- c) Enfriamiento,
- d) Separación/Purificación

Precalentamiento del etilbenceno, mezclado y vaporización

El proceso de producción comienza cuando la corriente líquida de etilbenceno se precalienta desde la temperatura ambiente (25°C) a una temperatura de aproximadamente 136°C utilizando un intercambiador de calor de carcasa y tubo. La corriente precalentada obtenida se mezcla luego con una corriente de reciclaje que contiene principalmente etilbenceno y agua, y algunos rastros de estireno y tolueno, que provienen de la parte superior de la Columna de destilación T-402 (Columna de estireno)

en un recipiente cilíndrico a presión. (Streams Mixer), operando bajo condiciones isobáricas. La corriente de salida que sale del Stream Mixer se vaporiza completamente en otro intercambiador de calor de carcasa y tubo (E-401), hasta que alcanza una temperatura de aproximadamente 250 ° C. Los vapores obtenidos se envían luego a otro recipiente presurizado que funciona también en condiciones isobáricas (Mezclador de vapor), en el que se inyecta vapor sobrecalentado para aumentar la temperatura de la mezcla de vapor a la de la condición de reacción (600 ° C). La cantidad de vapor sobrecalentado a consumir en el Mezclador de vapor debería ser suficiente para obtener una corriente gaseosa con una relación molar final de agua / etilbenceno de aproximadamente 14: 1, antes de ser alimentada al Reactor de conversión.

Reacción de deshidrogenación catalítica

La deshidrogenación catalítica de etilbenceno tiene lugar en un reactor cilíndrico y tubular vertical (Reactor catalítico), que funciona de forma isotérmica. La mezcla gaseosa que reacciona fluye dentro de los tubos sobre el lecho del catalizador, mientras se inyecta vapor sobrecalentado en la carcasa del reactor para mantener la temperatura de reacción en el rango solicitado (580 - 610 ° C). La temperatura de reacción no debe aumentarse a un valor superior a 610 ° C ya que se produciría la descomposición térmica de etilbenceno y estireno. A la salida del reactor, se obtiene una mezcla gaseosa caliente, que tiene una composición de masa de estireno de aproximadamente el 93% (en seco).

Enfriamiento

La mezcla gaseosa caliente que proviene del Reactor Catalítico, que presenta una temperatura cercana a 600 ° C y una presión de 3.5 bar, se presuriza a 6.0 bar usando válvulas reguladoras de presión. Luego, la mezcla se enfría a 50 ° C a través de dos intercambiadores de calor de carcasa y tubos (enfriadores), que usan agua de enfriamiento como agente de intercambio de calor. Se obtiene una corriente de dos fases (vapor-líquido) con aproximadamente 50°C de temperatura a la salida del segundo enfriador, que luego se envía al área de Separación / Purificación.

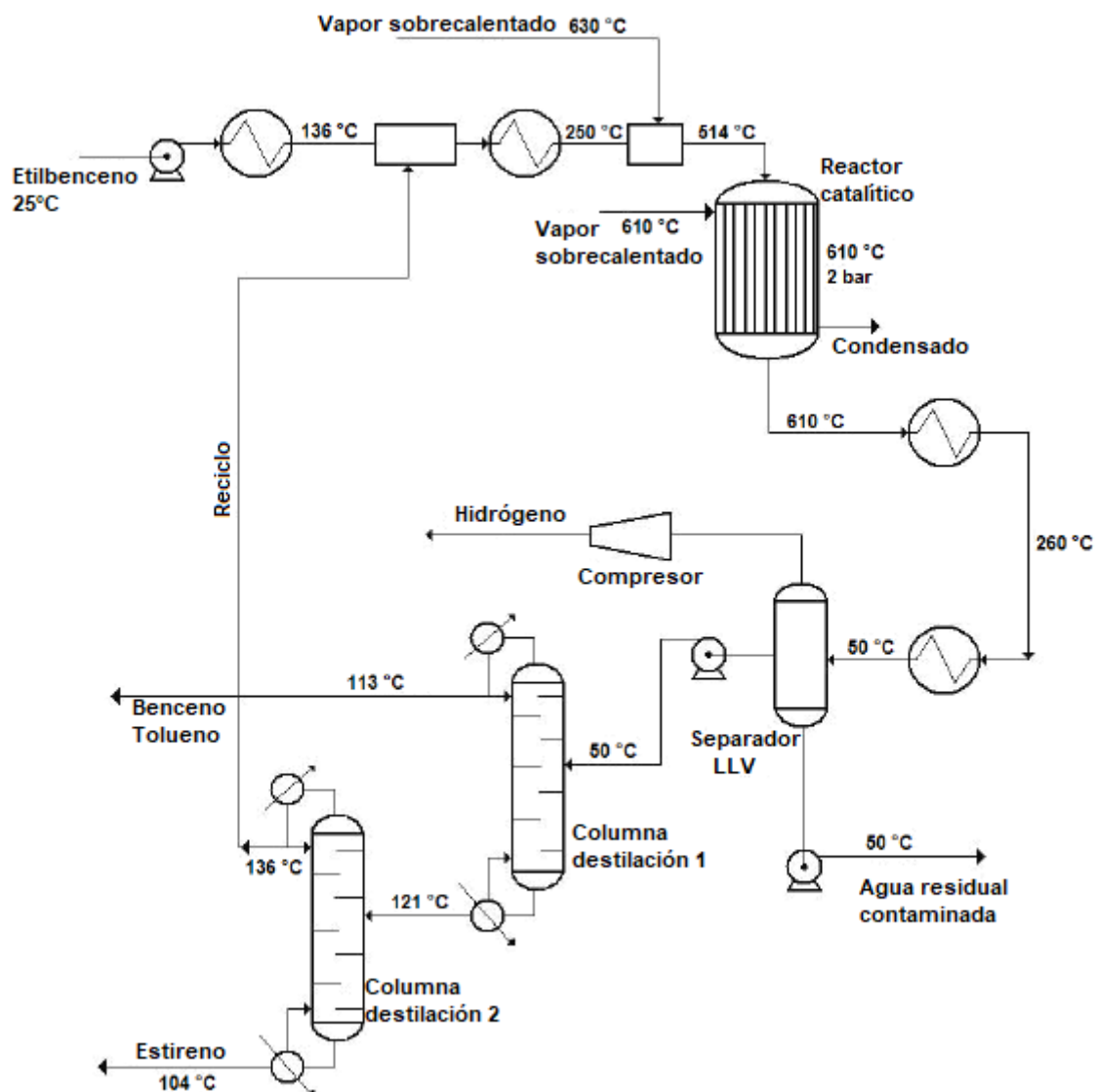


Figura 6: Diagrama de flujo de producción de estireno vía la deshidrogenación catalítica del etilbenceno (Pérez et al., 2017)

Separación / Purificación

El estireno presente en la corriente de salida del reactor de conversión debe separarse y purificarse del resto de los otros productos químicos contenidos en él (agua, tolueno, etc.). Para lograr esto, la corriente de dos fases obtenida a la salida de los enfriadores se envía a un separador trifásico (separador líquido-líquido-vapor o separador LLV), que opera a 5 bar y 50 ° C. Se obtiene una mezcla gaseosa compuesta principalmente por hidrógeno, metano y etileno (así como pequeñas cantidades de agua y estireno) en la parte superior del separador LLV (corriente gaseosa ligera), mientras que una corriente líquida que contiene agua y ciertos rastros de estireno, benceno y se

obtiene etileno en la parte inferior de este equipo (flujo de aguas residuales). La corriente intermedia (corriente útil) contiene principalmente estireno, así como pequeñas cantidades de los otros químicos, y se envía a la Columna de Destilación No. 1 (Columna de Benceno-Tolueno), para recuperar tanto el benceno como el tolueno contenidos en ella. y también para la concentración de estireno.

Tanto el benceno como el tolueno se obtienen en la parte superior de la columna de destilación n. ° 1, mientras que se obtiene una corriente rica en estireno en la parte inferior de la columna, que se envía a la columna de destilación n. ° 2 (columna de estireno) para realizar la purificación final paso. En la columna de estireno, el estireno se obtiene en la corriente inferior con una pureza de aproximadamente el 99,5%, mientras que la corriente obtenida en la parte superior de esta columna (compuesta principalmente por etilbenceno, benceno y tolueno) se recicla de nuevo al proceso (corriente de reciclaje) y se mezcló con la corriente de etilbenceno puro que se había precalentado previamente en el primer intercambiador de calor de carcasa y tubo.

Dado que el estireno puro podría polimerizarse espontáneamente en presencia de alta temperatura y alta presión (típicamente más de 6 bar y 125 ° C), es necesario llevar a cabo el proceso de destilación a la presión más baja posible. Esto también debe hacerse para evitar la polimerización de los productos químicos vinilaromáticos creados durante el paso de reacción, teniendo en cuenta que la columna de benceno-tolueno funciona a una presión de 1,5 bares, mientras que la operación de destilación secundaria realizada en la columna de estireno se realiza a 1,0 bares. (destilación atmosférica).

Catalizador

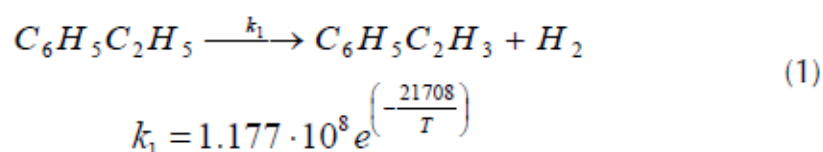
Actualmente, se utilizan varios óxidos metálicos como catalizadores para obtener estireno a partir de etilbenceno. En este proceso, el óxido de hierro (III) soportado sobre alúmina se utilizaría como catalizador principal (Snyder y Subramaniam, 1994); Presenta una densidad de 1 282 kg / m³ y una fracción vacía de 0,4.

Descripción de las reacciones químicas involucradas.

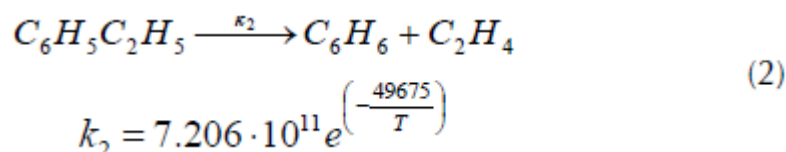
Las ecuaciones (1) (2) y (3) representan las principales reacciones que tienen lugar dentro del Reactor Catalítico, que son la deshidrogenación catalítica de etilbenceno para obtener estireno e hidrógeno (ecuación 1); formación de benceno y tolueno a partir de

etilbenceno (ecuación 2); y la reacción de etilbenceno con hidrógeno para obtener tolueno y metano (ecuación 3). La aplicación de altas temperaturas durante la etapa de reacción permite que la deshidrogenación catalítica del etilbenceno sea la reacción predominante, con una selectividad de aproximadamente el 95% (Snyder y Subramaniam, 1994) mientras que el resto de las reacciones involucradas totalizan aproximadamente el 4%. A continuación, se muestran las reacciones más importantes que ocurren dentro del reactor, así como su cinética de reacción (WVU, 2010).

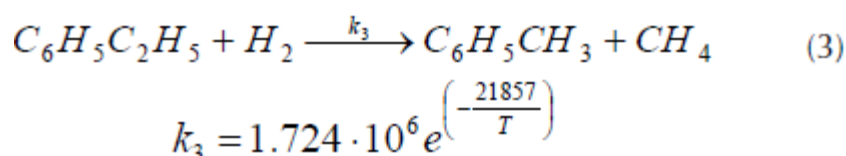
Formación de estireno:



Formación de benceno y tolueno:



Formación de tolueno y metano:



2.4 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

El balance de masa y energía se basa en la producción de las 100000 toneladas de estireno por año, con una pureza comercial de 99.8%. Operando en forma continua, con un total de 8000 horas por año, el flujo horario de producción de estireno es de 12507.12 kg/hr. Los balances de masa y energía se realizaron con el simulador HYSYS en base al diagrama de flujo elaborado en el mismo simulador y que se presenta en la Figura 7. Los resultados del balance de masa y energía se presentan en las Tablas 4 y 5 respectivamente. En resumen se necesita 1.043kg de etilbenceno por kg de estireno.

Tabla 4: Balance de masa para la producción de estireno a partir del etilbenceno

| Corriente No. | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Temperatura (° C) | 136.00 | 116.04 | 250.00 | 253.79 | 800.00 |
| Presión (kPa) | 200.00 | 190.00 | 170.00 | 4237.00 | 4202.00 |
| Fracción Mole Vapor | 0.00 | 0.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 |
| Flujo total (kg / h) | 13,052.22 | 23,965.10 | 23,965.10 | 72,353.71 | 72,353.71 |
| Flujo total (kmol / h) | 123.42 | 226.21 | 226.21 | 4016.30 | 4016.30 |
| Flujos de componentes | | | | | |
| Agua | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 4016.30 | 4016.30 |
| Etilbenceno | 121.00 | 223.73 | 223.73 | 0.00 | 0.00 |
| Estireno | 0.00 | 0.06 | 0.06 | 0.00 | 0.00 |
| Hidrógeno | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Benceno | 1.21 | 1.21 | 1.21 | 0.00 | 0.00 |
| Tolueno | 1.21 | 1.21 | 1.21 | 0.00 | 0.00 |
| Etileno | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Metano | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |

Tabla 4 (continuación)

Balance de masa para la producción de estireno a partir del etilbenceno

| Corriente No. | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Temperatura (° C) | 722.03 | 566.57 | 504.27 | 550.00 | 530.07 |
| Presión (kPa) | 170.00 | 160.00 | 150.00 | 135.00 | 125.00 |
| Fracción Mole Vapor | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 | 1.00 |
| Flujo total (kg / h) | 54,045.00 | 78,010.10 | 78,010.18 | 78,010.18 | 78,010.19 |
| Flujo total (kmol / h) | 3000.00 | 3226.21 | 3317.28 | 3317.28 | 3346.41 |
| Flujos de | | | | | |
| Agua | 3000.00 | 3000.00 | 3000.00 | 3000.00 | 3000.00 |
| Etilbenceno | 0.00 | 223.73 | 132.35 | 132.35 | 102.88 |
| Estireno | 0.00 | 0.06 | 91.06 | 91.06 | 120.09 |
| Hidrógeno | 0.00 | 0.00 | 90.69 | 90.69 | 119.38 |
| Benceno | 0.00 | 1.21 | 1.28 | 1.28 | 1.37 |
| Tolueno | 0.00 | 1.21 | 1.52 | 1.52 | 1.86 |
| Etileno | 0.00 | 0.00 | 0.07 | 0.07 | 0.16 |
| Metano | 0.00 | 0.00 | 0.31 | 0.31 | 0.65 |

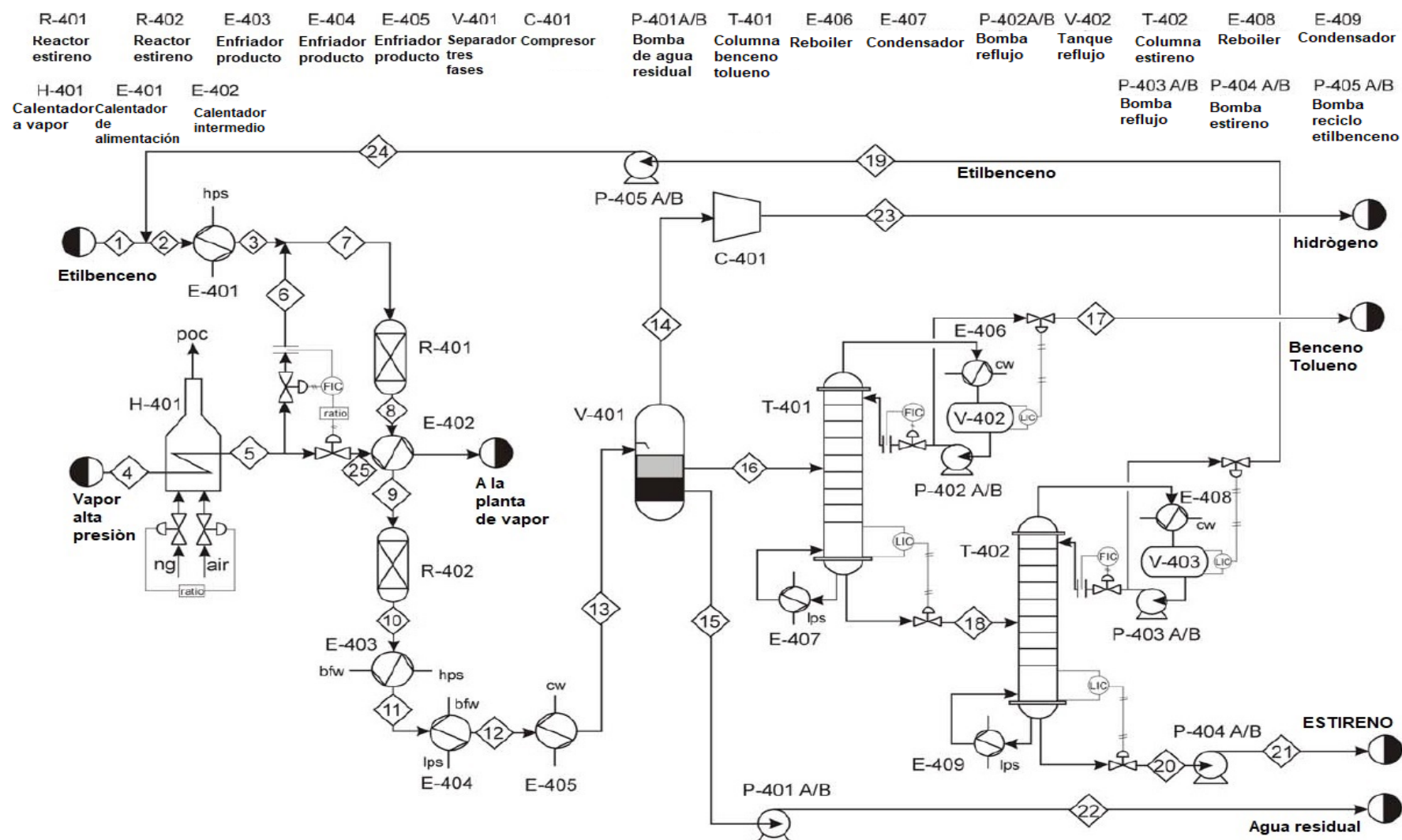


Figura 7: Diagrama de flujo de obtención de estireno por deshidrogenación catalítica del etilbenceno (los autores)

Tabla 4 (Continuación)*Balance de masa para la producción de estireno a partir del etilbenceno*

| Corriente No. | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
|------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Temperatura (° C) | 267.00 | 180.00 | 65.00 | 65.00 | 65.00 |
| Presión (kPa) | 110.00 | 95.00 | 80.00 | 65.00 | 65.00 |
| Fracción Mole Vapor | 1.00 | 1.00 | 0.15 | 1.00 | 0.00 |
| Flujo total (kg / h) | 78,010.19 | 78,010.19 | 78,010.19 | 255.64 | 54,045.00 |
| Flujo total (kmol / h) | 3346.41 | 3346.41 | 3346.41 | 120.20 | 3000.00 |
| Flujos de | | | | | |
| Agua | 3000.00 | 3000.00 | 3000.00 | 0.00 | 3000.00 |
| Etilbenceno | 102.88 | 102.88 | 102.88 | 0.00 | 0.00 |
| Estireno | 120.09 | 120.09 | 120.09 | 0.00 | 0.00 |
| Hidrógeno | 119.38 | 119.38 | 119.38 | 119.38 | 0.00 |
| Benceno | 1.37 | 1.37 | 1.37 | 0.00 | 0.00 |
| Tolueno | 1.86 | 1.86 | 1.86 | 0.00 | 0.00 |
| Etileno | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.16 | 0.00 |
| Metano | 0.65 | 0.65 | 0.65 | 0.65 | 0.00 |

Tabla 4 (Continuación)*Balance de masa para la producción de estireno a partir del etilbenceno*

| corriente No. | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
|------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Temperatura (° C) | 65.00 | 69.89 | 125.02 | 90.83 | 123.67 |
| Presión (kPa) | 65.00 | 45.00 | 65.00 | 25.00 | 55.00 |
| Fracción Mole Vapor | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Flujo total (kg / h) | 23,709.57 | 289.52 | 23,420.04 | 10,912.92 | 12,507.12 |
| Flujo total (kmol / h) | 226.21 | 3.34 | 222.88 | 102.79 | 120.08 |
| Flujos de | | | | | |
| Agua | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Etilbenceno | 102.88 | 0.10 | 102.78 | 102.73 | 0.05 |
| Estireno | 120.09 | 0.00 | 120.09 | 0.06 | 120.03 |
| Hidrógeno | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Benceno | 1.37 | 1.37 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Tolueno | 1.86 | 1.86 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Etileno | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Metano | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |

Tabla 4 (Continuación)

Balance de masa para la producción de estireno a partir del etilbenceno

| Corriente No. | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 |
|------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Temperatura (° C) | 123.78 | 65.04 | 202.21 | 90.96 | 800.00 |
| Presión (kPa) | 200.00 | 200.00 | 140.00 | 200.00 | 4202.00 |
| Fracción Mole Vapor | 0.00 | 0.00 | 1.00 | 0.00 | 1.00 |
| Flujo total (kg / h) | 12,507.12 | 54,045.00 | 255.64 | 10,912.92 | 18,308.71 |
| Flujo total (kmol / h) | 120.08 | 3000.00 | 120.20 | 102.79 | 1016.30 |
| Flujos de | | | | | |
| Agua | 0.00 | 3000.00 | 0.00 | 0.00 | 1016.30 |
| Etilbenceno | 0.05 | 0.00 | 0.00 | 102.73 | 0.00 |
| Estireno | 120.03 | 0.00 | 0.00 | 0.06 | 0.00 |
| Hidrógeno | 0.00 | 0.00 | 119.38 | 0.00 | 0.00 |
| Benceno | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Tolueno | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Etileno | 0.00 | 0.00 | 0.16 | 0.00 | 0.00 |
| Metano | 0.00 | 0.00 | 0.65 | 0.00 | 0.00 |

Tabla 5: Servicios la producción de estireno a partir del etilbenceno (todas las unidades de kg / h)

| E-401 | E-403 | E-404 | E-405 |
|--------------|--------------|--------------|--------------|
| hps | bfw → hps | bfw → lps | cw |
| 7982 | 18,451 | 5562 | 3,269,746 |

Tabla 5 (Continuación)*Servicios la producción de estireno a partir del etilbenceno (todas las unidades de kg / h)*

| E-406 | E-407 | E-408 | E-409 |
|--------------|--------------|--------------|--------------|
| cw | lps | cw | lps |
| 309,547 | 7,550 | 1,105,980 | 21,811 |

Dónde: hps: vapor alta presión; lps: vapor baja presión; cw: agua de enfriamiento; bfw: agua de alimentación a la caldera.

2.5 DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS DE PROCESO

2.5.1 INTERCAMBIADORES DE CALOR

H-401

Calentador de combustión - diseño de tubos de acero inoxidable con revestimiento refractario

$$Q = 23.63 \text{ MW}$$

$$\text{max } Q = 25.00 \text{ MW}$$

E-402

316 Acero inoxidable

$$A = 226 \text{ m}^2$$

vapor en carcasa, fluido de proceso en tubos

1 carcasa - 2 pasos de tubo

$$Q = 8322 \text{ MJ/h}$$

E-404

Acero al carbono

$$A = 702 \text{ m}^2$$

hirviendo en la carcasa, procese el fluido en tubos

1 carcasa - 2 pasos de tubo

$$Q = 13,269 \text{ MJ/h}$$

E-406

Acero al carbono

$$A = 173 \text{ m}^2$$

procesar fluido en la carcasa, enfriar el agua en tubos

1 carcasa - 2 pasos de tubo

$$Q = 12,951 \text{ MJ/h}$$

E-408

Acero al carbono

$$A = 385 \text{ m}^2$$

procesar fluido en la carcasa, enfriar el agua en tubos

1 carcasa - 2 pasos de tubo

$$Q = 46,274 \text{ MJ/h}$$

E-401

Acero al carbono

$$A = 260 \text{ m}^2$$

hirviendo en la carcasa, condensando en tubos

1 carcasa - 2 pasos de tubo

$$Q = 13,530 \text{ MJ/h}$$

E-403

316 Acero inoxidable

$$A = 1457 \text{ m}^2$$

hirviendo en la carcasa, procese el fluido en tubos

1 carcasa - 2 pasos de tubo

$$Q = 44,595 \text{ MJ/h}$$

E-405

Acero inoxidable 316

$$A = 1446 \text{ m}^2$$

cw con carcasa, procese el fluido en tubos

1 carcasa - 2 pasos de tubos

$$Q = 136,609 \text{ MJ/h}$$

4.4.1.9 E-407

Acero al carbono

$$A = 64 \text{ m}^2$$

ebullición en la carcasa, vapor condensado en tubos atemperador - vapor saturado
a 150 ° C

1 carcasa - 2 pasos de tubo

$$Q = 15,742 \text{ MJ/h}$$

E-409

Acero al carbóno

$$A = 176 \text{ m}^2$$

ebullición en la carcasa, vapor condensado en tubos atemperador - vapor saturado
a 150 ° C

1 carcasa - 2 pasos de tubo

$$Q = 45,476 \text{ MJ/h}$$

2.5.2 REACTORES

R-402

Acero inoxidable 316, cama compacta

gránulo de catalizador cilíndrico (1.6 mm × 3.2 mm)

fracción vacía = 0.4

$V = 25 \text{ m}^3$

9,26 m de altura, 1.85 m de diámetro

R-401

Acero inoxidable 316, cama compacta

gránulo de catalizador cilíndrico (1.6 mm × 3.2 mm)

fracción vacía = 0.4

$V = 25 \text{ m}^3$

9,26 m de altura, 1,85 m de diámetro

2.5.3 TORRES

T-401

Acero al carbono $D = 3.0 \text{ m}$

61 bandejas de tamiz

54% de alimentación eficiente en la bandeja 31

12 en el espacio de la bandeja

1 en vertederos

altura de columna = 61 pies = 18,6 m

T-402

Acero al carbono D = 6.9 m

158 bandejas con tapa de burbuja

Alimentación eficiente al 55% en la bandeja 78

6 en el espacio de la bandeja

1 en vertederos

altura de columna = 79 pies = 24.1

2.5.4 OTROS EQUIPOS

C-401

Acero carbono

W = 134 kW

60% de eficiencia adiabática

P-401 A/B

Acero inoxidable

W = 2.59 kW (real)

80% eficiente

P-405 A/B

Acero carbono

$W = 0.825 \text{ kW (real)}$

80% eficiente

V-401

Acero al carbon

$V = 26.8 \text{ m}^3$

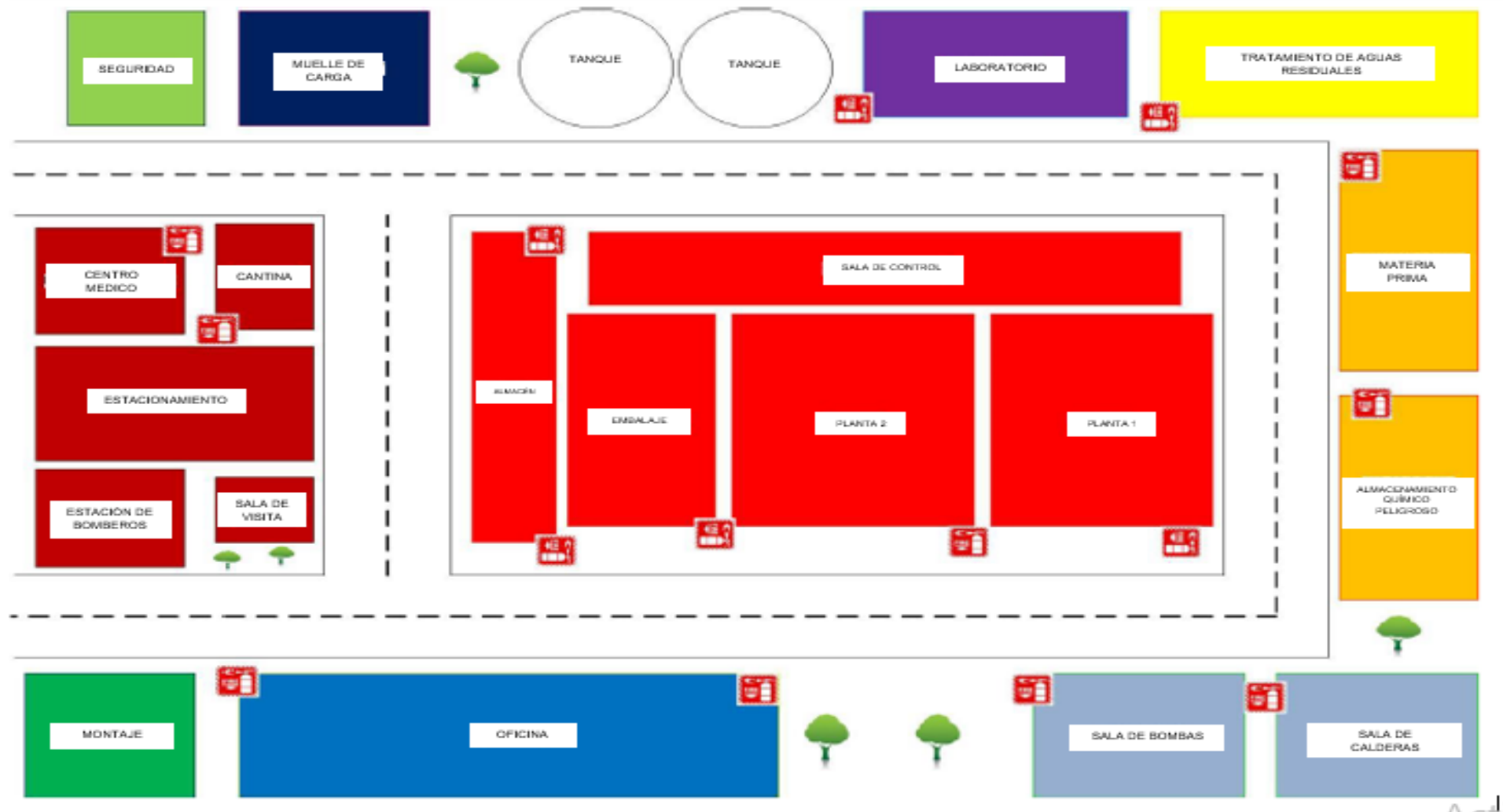
P-404 A/B

Acero carbono

$W = 0.775 \text{ kW (real)}$

80% eficiente

2.6 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA



CAPITULO III

3.1 ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO

Durante el presente capítulo, se hace una descripción detallada del Balance Económico del proyecto, donde se evalúa la factibilidad económica del mismo. La evaluación económica del presente proyecto obedece a la dinámica seguida por la mayoría de proyectos de Plantas de procesos de industria química. Según esto, se ha considerado dos aspectos importantes como la Estimación de la inversión total y Estimación del costo total de producción, para finalmente determinar la rentabilidad del proyecto. Para las estimaciones se han usado los índices de Peters & Timmerhaus. Los costos han sido obtenidos **Chemical Engineers**, institución que tiene actualizada para 2014 los precios de más de 275 equipos usados en la industria química.

3.2 ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN TOTAL

La inversión total es el capital necesario para la ejecución del proyecto y se estima en **\$ 100,349,903.00 dólares**. La inversión total está constituida por el capital fijo total que asciende **\$61,634,780.00**; y un capital de trabajo u operación estimada en **\$ 38,715,123.00**

CAPITAL FIJO TOTAL

COSTO FIJO

El costo fijo es de **\$61,634,780.00** y está formado por la suma de los costos directos y los costos indirectos de la planta.

COSTO DIRECTO O FÍSICO

EL costo directo es **\$50,175,047.00** y está constituido por:

- A.** Costo total del equipo de proceso instalado.
- B.** Costo total de instrumentación.
- C.** Costo total de tuberías y accesorios.
- D.** Costo de instalaciones eléctricas.

- E.** Costo de edificios.
- F.** Costo de terreno y mejoras.
- G.** Costo de servicios

COSTOS INDIRECTOS

EL costo indirecto es **\$11,459,733.00** y está constituido por:

- H.** Costo de ingeniería y supervisión.
- I.** Costos de construcción
- J.** Costos de seguros e impuestos de la construcción
- K.** Costos de honorarios para contratistas.
- L.** Costos Imprevistos.

A continuación, detallamos los costos directos e indirectos:

A.COSTO DE EQUIPO PRINCIPAL Y AUXILIAR DE PROCESO

La estimación del costo de los equipos se realiza sobre la base de: Capacidad, características de diseño, tipo de material e información disponible sobre precios de los equipos para el año 2014 según la fuente Matches.

El costo CIF del equipo principal y auxiliar a precios del 2014 asciende a \$29,497,382.00 dólares, y colocado en planta asciende a \$30,972,251.00 **dólares**. Con este último valor y utilizando los índices de Peter & Timmerhaus se obtiene los distintos valores para calcular la inversión total del proyecto, que se resume en la Tabla 6.

B.COSTO DE INSTALACIÓN DE TODOS LOS EQUIPOS:

Por ser los equipos modulares se considera 15% del costo del equipo puesto en la planta, es decir: **\$4,645,838.00**

C. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

Este renglón ha sido estimado según los costos unitarios de los principales equipos a usar en automatización de la planta. Todos los equipos tienen su propio sistema de control. La planta es semi-automatizada. 10% del costo del equipo total. El costo es **\$3,097,225.00**

D. TUBERÍAS Y ACCESORIOS

La estimación de costos se realiza teniendo en cuenta dimensiones y material de construcción, incluye el costo de compra y de instalación. Los módulos incluyen sus conexiones. 10% del costo del equipo total. Llega a **\$3,097,225.00**

E. INSTALACIONES ELÉCTRICAS

Se estima de acuerdo a las recomendaciones dadas por P & T., siendo el 6 % del costo de compra total del equipo, se obtuvo un valor de **\$1,858,335.00**.

F. ESTRUCTURAS DE LA PLANTA

El costo de estructuras incluye los costos de cimentación para el área de proceso a precios locales. Se considera 5% del costo del equipo total. El costo asciende a **\$1,548,613.00** dólares.

G. TERRENOS Y MEJORAS

El costo del terreno se ha estimado teniendo en cuenta el lugar y ubicación de la planta, comprende los costos de: preparación del terreno, asfaltado, veredas, sardineles y cercado de la planta. es del 4% del costo del equipo total El costo considerado es de solo **\$1,238,890.00**

H. SERVICIOS

Incluye los gastos de instalaciones de agua, vapor, aire comprimido. En este caso el gasto es mínimo debido a que no hay servicio de vapor, ni aire comprimido 12% del costo del equipo total. El costo es de **\$3,716,670.00**

COSTOS DIRECTOS TOTALES

Es la suma del costo del equipo de la planta, más los costos de instalación, control e instrumentación, tubería y accesorios, sistema eléctrico, edificios, mejora de terrenos, servicios. Alcanza un valor de **\$50,175,047.00** dólares.

A.INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN

Por ser un sistema modular, se considera el 8% del costo total de la planta puesta en el lugar seleccionado. El valor asciende a **\$2,477,780.00** dólares.

B.COSTO DE LA CONSTRUCCIÓN

Se considera 12% del costo total de la planta. Asciende a **\$3,716,670.00**

C. COSTO DE SEGUROS E IMPUESTOS DE LA CONSTRUCCIÓN:

Se considera solo el 4% del costo del todo el equipo. Asciende a **\$1,238,890.00**

D. HONORARIOS PARA CONTRATISTAS

Este renglón considera el 8% del costo físico de la planta, **\$2,477,780.00.**

E. IMPREVISTO

Se ha considerado **\$1,548,613.00** con la finalidad de subsanar cualquier eventualidad que demande el gasto y que no se haya considerado dentro del costo de construcción de la planta. Se estima como el 5% del costo total de la planta.

COSTOS INDIRECTOS TOTALES

Es la suma de los costos de ingeniería y supervisión, gastos de construcción, seguros e impuestos, honorarios para contratistas y gastos imprevistos. Alcanza la suma de **\$11,459,733.00**

INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO

Es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales. Llega a **\$61,634,780.00**.

CAPITAL DE PUESTA EN MARCHA O CAPITAL DE TRABAJO

Este renglón abarca los gastos efectuados para realizar pruebas y reajustes del equipo del proceso antes de la operación comercial de la planta. Como período de puesta en marcha se considera que no excederá una semana. Se calculó un capital de **\$38,715,123.00**

Se considera que se va procesar en forma intermitente, 8000 horas al año

- a) **Inventario de materia prima:** se considera un mes de materia a los precios de puesto en planta. Alcanza la suma de \$7,534,039.00
- b) **Inventario de materia en proceso:** se considera un día de operación. En promedio es \$330,188.00
- c) **Inventario de producto en almacén:** el producto se vende dentro de la misma planta, por ese motivo solo se considera costo para una semana de producción. El valor alcanzado es \$9,171,888.00
- d) **Cuentas por cobrar:** equivale a un mes de ventas. Pero por los motivos expuestos en el ítem anterior llega a \$12,507,120.00.
- e) **Disponibilidad en caja:** sirve para pagar salarios, suministros e imprevisto. Se considera un mes de producción. Asciende a \$9,171,888.00.

∴ **LA INVERSION TOTAL:** es la suma de capital fijo más el capital de trabajo, y alcanza el valor de **\$100,349,903.00**.

Tabla 6: Plan Global de Inversiones

| 1. ACTIVOS FIJOS | | |
|---|-----------------|-----------------|
| 1.1.Costos directos | | \$50,175,047.00 |
| Costo de equipos en planta | \$30,972,251.00 | |
| Costos de instalación | \$4,645,838.00 | |
| Costo de instrumentación y control | \$3,097,225.00 | |
| Costo de tuberías y accesorios | \$3,097,225.00 | |
| Costo de sistema eléctrico | \$1,858,335.00 | |
| Costo de estructuras de la planta | \$60,320.00 | |
| Costo de edificios | \$1,548,613.00 | |
| Costo de terrenos y mejoras | \$1,238,890.00 | |
| Costo de servicios | \$3,716,670.00 | |
| Total costos directos | | \$61,634,780.00 |
| 1.2.Costos indirectos | | |
| Costos de ingeniería y supervisión | \$2,477,780.00 | |
| Costo de la construcción | \$3,716,670.00 | |
| Costos de seguros e impuestos a la construcción | \$1,238,890.00. | |
| Costo de honorarios para los contratistas | \$2,477,780.00 | |
| Costo de imprevistos | \$1,548,613.00 | |
| Total costos indirectos | | |

| 2. CAPITAL DE TRABAJO | | |
|---|-----------------|-------------------------|
| Inventario de materia prima | \$7,534,039.00 | |
| Inventario de materia prima en proceso | \$330,188.00 | |
| Inventario de producto en almacén | \$9,171,888.00 | |
| Cuentas por cobrar | \$12,507,120.00 | |
| Disponibilidad de caja | \$9,171,888.00 | |
| Total capital de trabajo | | \$38,715,123.00 |
| INVERSIÓN TOTAL DE PROYECTO | | \$100,349,903.00 |

Elaboración: Propia, 2019.

ESTIMACIÓN DEL COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

El costo total de fabricación está constituido por el costo de manufactura y los gastos generales. El costo total anual es de **\$109,075,307.00** El resumen de la estima del costo de producción y del costo unitario se muestra en la Tabla 7.

COSTO DE MANUFACTURA

Este renglón incluye:

- A.** Costo directo de manufactura.
- B.** Costos indirectos.
- C.** Costos fijos.

Detallamos a continuación cada costo:

A. COSTO DIRECTO DE MANUFACTURA

Constituido por los costos de materia prima, mano de obra, supervisión, mantenimiento y reparación de la planta, suministros para las operaciones y servicios auxiliares. El costo asciende a **\$97,602,415.00**

- MATERIA PRIMA

La materia prima utilizada para la producción de producto incluye los costos del Etilbenceno, Catalizador desgastado. Para la capacidad diseñada el costo total asciende a \$90,408,468.00

- MANO DE OBRA

La operación de la planta requiere de trabajadores por turno 3 de 14 horas. Este número de operarios ha sido estimado por el método Wessel, el cual se basa en el número de pasos principales del proceso, capacidad de producción y el grado de automatización.

El costo de mano de obra por año asciende a \$756,000.00.

- SUPERVISIÓN E INGENIERÍA

En este renglón se considera todo el personal comprometido con la supervisión directa de las operaciones de producción de las distintas instalaciones, es el 20% del costo de la mano de obra es de \$151,200.00.

- MANTENIMIENTO Y REPARACIONES

Están comprendidos los gastos que se requieren para mantener la planta en óptimas condiciones de operación, y se estima como el 6% del capital fijo que es \$3,698,087.00

- AUXILIARES Y SERVICIOS

Se considera los gastos por conceptos de lubricantes, pintura, materiales de limpieza, agua, energía eléctrica, etc. para su estimación se ha considerado el 50% del costo anual de mantenimiento, cuyo costo es de \$1,849,043.00

- **SUMINISTROS DE OPERACIÓN:** 20% del costo de mantenimiento asciende a \$739,617.00

B. COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACIÓN

Comprende los gastos de laboratorio, cargas a la planilla y los gastos generales de la planta. Asciende a **\$97,602,415.00**

- CARGAS A LA PLANILLA

Constituye todos los gastos por concepto de beneficios sociales. Se ha considerado como el 21%. Asciende \$158,760.00 de la suma de los Costos de mano de obra y supervisión.

- LABORATORIO

Comprende los costos de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de calidad del producto, así como también las remuneraciones por supervisión.

Costo: 20% del costo de mano de obra. Asciende a \$151,200.00.

- GASTOS GENERALES DE LA PLANTA

Lo conforman gastos destinados a satisfacer servicios, tales como: asistencia médica, protección de la planta, limpieza, vigilancia, servicios recreacionales, etc.

Se ha estimado como el 20% del costo de mano de obra. Asciende a \$151,200.00

C. COSTOS FIJOS DE FABRICACIÓN

Los costos fijos son independientes del volumen de producción de la planta, están formados por la depreciación, impuestos y los seguros. El total asciende a \$9,245,217.00

- DEPRECIACIÓN

El capital sujeto a depreciación es el capital fijo total excluyendo el costo del terreno. Para determinar se ha considerado el 10% del capital fijo \$6,163,478.00.

- IMPUESTOS

El pago de impuestos a la propiedad para zonas poco pobladas se considera el 4% del capital fijo total, \$2,465,391.00.

- SEGUROS

Se ha considerado el 1% del capital fijo total, \$616,348.00.

GASTOS GENERALES (VAI)

Comprende los gastos realizados por concepto de: administración, ventas y distribución, investigación y desarrollo. El total asciende a **\$1,766,515.00**.

a. VENTAS

Comprende los gastos en oficinas de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución. Se considera 10% del costo fijo de fabricación. Asciende a \$924,522.00

b. ADMINISTRACION

Comprende los gastos por derecho de salarios de funcionarios, contadores, secretarias, así como los gastos de gerencia de actividades administrativas. Se estima como el 15% del costo de la mano de obra, supervisión y mantenimiento. Asciende a \$690,793.00.

c. INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO

Este renglón está encaminado a mejorar la calidad, proceso y en general para abaratar los costos de producción. Se estima como el 20% de la mano de obra, \$151,200.00.

COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN:

Es igual a la suma del costo de fabricación y los gastos generales (VAI).
Asciende a **\$109,075,307.00 dólares**.

COSTO UNITARIO:

La producción anual de 107,561,232 kg. al año, por lo tanto, el costo unitario es el costo fijo total entre la producción anual el costo unitario llega a **\$1.0141 dol/kg**

Tabla 7: Costo de Manufactura y Costo Unitario

| 1. COSTOS DE MANUFACTURA | | |
|--------------------------------------|-----------------|------------------------|
| 1.1.COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA | | |
| Costos de materia prima | \$90,408,468.00 | \$97,602,415.00 |
| Costo de mano de obra | \$756,000.00 | |
| Costo de supervisión e ingeniería | \$151,200.00 | |
| Costo de mantenimiento y reparación | \$3,698,087.00 | |
| Costo de auxiliares y servicios | \$1,849,043.00 | |
| Costo de suministros de operación | \$739,617.00 | |
| TOTAL COSTOS DIRECTOS | | |
| 1.2.COSTOS INDIRECTOS DE MANUFACTURA | | \$461,160.00 |
| Costos de planillas | \$158,760.00 | |
| Costo de laboratorio | \$151,200.00 | |
| Costos generales de planta | \$151,200.00 | |
| TOTAL COSTOS INDIRECTOS | | |
| 1.3.COSTOS FIJOS DE MANUFACTURA | | |
| Depreciación | \$6,163,478.00 | \$9,245,217.00 |

| | | |
|-----------------------------------|----------------|-------------------------|
| Impuestos | \$2,465,391.00 | |
| Seguros | \$616,348.00 | |
| TOTAL DE COSTOS FIJOS | | |
| 1.4.GASTOS GENERALES | | \$1,766,515.00 |
| Ventas | \$924,522.00 | |
| Administración | \$690,793.00 | |
| Investigación y desarrollo | \$151,200.00 | |
| TOTAL GASTOS GENERALES | | |
| COSTO TOTAL DE MANUFACTURA | | \$109,075,307.00 |
| 2. COSTO UNITARIO | | \$1.0141 dol/kg |
| Producción 107,561,232 Kg. | | |

Elaboración: Propia, 2019.

BALANCE ECONÓMICO Y RENTABILIDAD

En el análisis de la rentabilidad del proyecto se considera el precio de venta puesto en la fábrica de 110 dol/kg

RETORNO SOBRE LA INVERSIÓN

- Antes de Impuesto

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades antes de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión antes de los impuestos obtenidos es de 44.15%, lo que demuestra la factibilidad económica del proyecto

- Después del Impuesto.

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades después de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión después de impuestos obtenidos es de 29.61%, lo que demuestra nuevamente la factibilidad económica del proyecto (Ver Apéndice).

A. TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN

Es el tiempo expresado en años, en que se recupera la inversión de capital fijo, operando solo un turno de 8 horas.

El tiempo de repago antes de impuestos es de 1.72 **años** y después de impuestos es de 2.16 **años**.

B. PUNTO DE EQUILIBRIO

Es el nivel de producción, en el cual no se obtiene ni pérdidas ni ganancias. Según los cálculos realizados el punto de equilibrio es 17.99% de la capacidad total de la planta.

Tabla 8: Estado de Pérdidas y Ganancias.

| ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS | | |
|---|----------------|-------|
| Producción anual | 107,561,232 | kg |
| Precio de venta por unidad | 1.50 | \$/kg |
| Ingreso neto de ventas anuales | 161,341,848.00 | \$ |
| Costo total de fabricación (producción) | 109,075,307.00 | \$ |
| Utilidad Bruta | 52,266,541.00 | \$ |
| Impuesto a la renta (30 %) | 12,061,510.00 | \$ |
| Utilidad neta | 40,205,032.00 | \$ |
| Ingreso neto de ventas anuales = Producción anual * Precio de venta unitario | | |
| Utilidad Bruta = Ingreso Neto de Ventas Anuales - Costo Total de Fabricación | | |
| Utilidad Neta = Utilidad Bruta - Impuesto a la Renta. | | |

Elaboración: Propia, 2019.

Tabla 9: Análisis Económico.

| VALORES CALCULADOS | VALOR | ACEPTABLE |
|--|--------|-----------|
| a. Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos | 44.15% | > 35 % |
| b. Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos | 29.61% | > 12 % |
| c. Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos | 1.72 | < 5 años |
| d. Tiempo de recuperación del dinero después de impuesto | 2.16 | |
| e. Punto de equilibrio | 17.99% | < 50% |

Elaboración: Propia, 2019.

CONCLUSIONES

- Se realizó el estudio de mercado en base a la demanda nacional de polipropileno. Este polímero se produce únicamente del estireno. La demanda insatisfecha de etilbenceno para el 2028 será de 138387 ton. La capacidad instalada de la futura planta será de 100000 ton de estireno.
- Se realizó el estudio de ingeniería del proyecto. Se seleccionó el proceso de deshidrogenación catalítica del etilbenceno. El balance de masa estableció que se necesita 1.042 kg de etilbenceno por kg de estireno.
- La factibilidad económica de la planta se interpreta con los siguientes indicadores:
 - La inversión total para la instalación de la planta de producción de estireno asciende a \$ 100'349,903
 - Punto Equilibrio del proyecto 17.99%.
 - Tiempo de recuperación de la inversión 1.72 años antes de impuestos
 - Tiempo de recuperación de la inversión 2.16 años después de impuestos
 - La tasa de retorno sobre la inversión es de 29.61 % después de los impuestos.
 - El costo de producción por kg de estireno es \$ 1.0141
 - El precio de venta por kg es \$ 1.50 colocado en fábrica.
- La planta estará al cuidado del medio ambiente, haciendo el tratamiento debido a las aguas residuales del proceso que contiene un nivel bajo de materia orgánica.

RECOMENDACIONES

Ejecutar el proyecto ya que es económicamente rentable y viable y así mismo realizar tratados que conecten e interrelacionen a la empresa con los proveedores, de tal forma que el apoyo fortalezca el crecimiento de cada una

Se recomienda en caso se ejecute en un año distinto, actualizar y analizar algunas variables como tecnologías y precio de materias primas.

BIBLIOGRAFÍA

1. APME. (2000). LCA Reports. Basic Chemicals. Styrene Data Summary. Association of Plastics Manufacturers in Europe. Recuperado de: <http://www.apme.org>
2. CAMEO Chemical. (2019). Chemical Datasheet: Ethylbenzene (ETB). Recuperado de: <https://cameochemicals.noaa.gov/chris/ETB.pdf>
3. ChemOrbis. (13/11/218). Styrene prices lose 25-30% globally since August. Recuperado de: <https://www.chemorbis.com/en/plastics-news/Styrene-prices-lose-25-30-globally-since-August-/2018/11/13/741387&isflashhaber=true#reportH>
4. Conceição, O. (2013). “Desidrogenação Do Etilbenzeno Sobre Compostos De Ferro E Alumínio”. En Quim. Nova, 26(2), 170-176.
5. Friendlander, A. (2015). Panorama de la Industria Petroquímica en América Latina. Reunión Latinoamericana de Logística APLA, Buenos Aires.
6. Galán, D. (2012). Recuperación de estireno a partir de basura de poliestireno. (tesis de pregrado). Universidad Autónoma Metropolitana – Iztapalapa. División de Ciencias Básicas e Ingeniería. Departamento de Ingeniería de Procesos e Hidráulica.
7. ICIS. (2018). US ethylbenzene Price range widen on benzene. Recuperado de: <https://www.icis.com/explore/resources/news/2018/08/05/10023267/us-ethylbenzene-price-range-widens-on-benzene/>
8. IHS Markit. (2018). Styrene: Chemical Economics Handbook. Your one-stop resource for chemical market information. www.ihs.com/chemical.
9. Khatamian, M., Khandar, A.A., Haghighi, M. & Ghadiri, M. (2011). “Nano ZSM-5 type ferrisilicates as novel catalysts for ethylbenzenedehydrogenation in the presence of N₂ O”. En Applied Surface Science. 258, 865– 872.

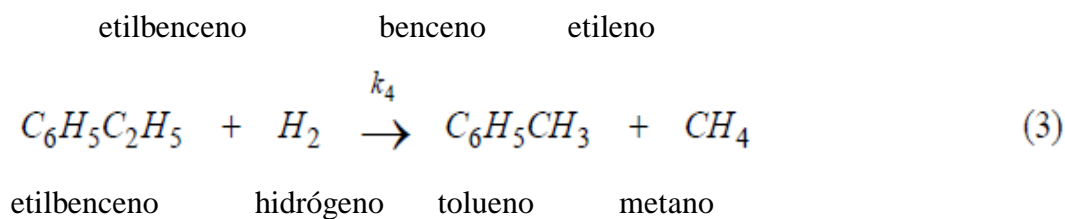
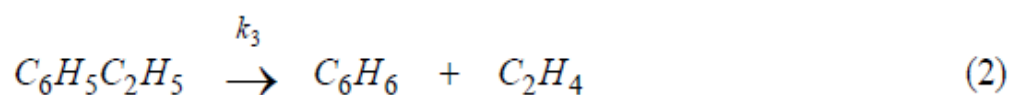
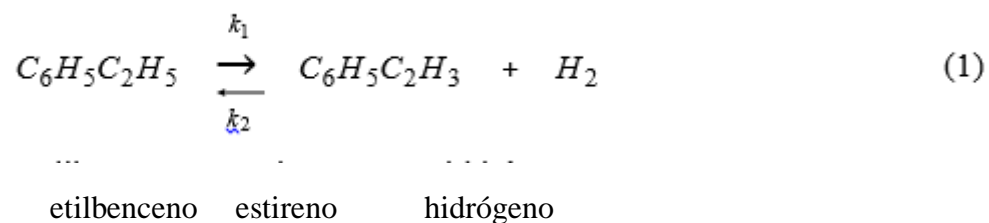
10. Kirk, R.E., Othmer, D.F., Grayson, M. y Eckroth, D.(1978). Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 3rd ed., vols. 1, 8, John Wiley and Sons, Inc., New York.
11. Lange, J.P. y Mesters, C.M. (2001). Mass transport limitations in zeolite catalysts: the dehydration of 1-phenyl-ethanol to styrene. *Applied Catalysis A: General*, 210, 247-255.
12. Mahajani, V. (2015). Joshi's Process Equipment Design. 5th Edition. Laxmi Publications Pvt. Ltd., Boston, USA.
13. Merchant Research & Consulting ltd. (2015). Competition in Global Styrene Market to Grow in the Years to Come. Recuperado de: <https://mcgroup.co.uk/news/20150708/competition-global-styrene-market-grow-years.html>
14. Merk KGaA. (2013). Estireno (estabilizado) para síntesis. Catalogo 807679. Recuperado de: <http://www.dcne.ugto.mx/Contenido/CCESH/Fichas%20Seguridad/estireno.pdf>
15. Perez, A., Perez, E., Segura, R. (2017). Simulation of the styrene production process via catalytic
16. dehydrogenation of ethylbenzene using CHEMCAD® process simulator.
17. Rivero, M. (2002). Diseño del proceso de purificación de estireno mediante adsorción en alúmina. (tesis doctoral). Universidad de Cantabria. Departamento de Ingeniería Química y Química Inorgánica.
18. Santillana, J., y Salinas, J. (2014). El desarrollo de la industria petroquímica en el Perú y el gobierno 2016-2021. Recuperado de: <http://www.ssecoconsulting.com/el-desarrollo-de-la-industria-petroquimica-en-peru-y-el-gobierno-2016---2021.html>
19. Snyder, J. & Subramaniam, B. (1994). A Novel Reverse Flow Strategy for Ethylbenzene Dehydrogenation in a Packed-Bed Reactor. *Chem. Eng. Sci.*, 49, 5585-5601.

20. SUNAT. (2019). Reporte de importaciones por subpartida nacional/país origen 2009-2018. Recuperado de: <http://www.aduanet.gob.pe/cl-ad-itestadispartida/resumenPPaisS01Alias>
21. Ulrich, G. (2008). Procesos de Ingeniería Química. Ed. Interamericana, México.
22. US9783466B2.(2017). Planta de Deshidrogenación de Etilbenceno para la Producción de Estireno y Relativo Proceso. Versalis S.p.A. Italia.
23. Vignart, O. (2017). Agenda: Análisis de la Industria Petroquímica y Factores de Desarrollo. Osinergmin, Lima, Perú.
24. Xu, J., Xue, B., Liu, Y., Li, Y., Cao Y. y Fan, K. (2011). Mesostructured Ni-doped ceria as an efficient catalyst for styrene synthesis by oxidative dehydrogenation of ethylbenzene”. En Applied Catalysis A: General. 405, 142–148.
25. WVU. (2010). ChE 455-Styrene Production. Recuperado de: <http://www.che.cemr.wvu.edu/publications/projects>

ANEXOS

CINÉTICA DE REACCIÓN Y EQUILIBRIO

Las reacciones para la producción de estireno son las siguientes:



Cinética (los subíndices en r se refieren a las reacciones en la ecuación (1) - (3) (adaptado de Snyder, JD y B. Subramaniam, Chem. Engr. Sci., 49, 5585-5601 (1994) - la energía de activación positiva puede surgir de cinética no elemental y/o de reacciones reversibles:

Donde p está en barra, T está en K, $R = 1.987 \text{ cal / mol K}$, y r_i está en mol / m^3 reactor s. Al simular este o cualquier otro reactor en Chemcad, las unidades para el reactor se pueden configurar por separado de las unidades para el resto de la simulación en la pestaña "más especificaciones".

La reacción de estireno puede estar limitada por el equilibrio, y la constante de equilibrio es

$$K = \left(\frac{y_{sty} \cdot y_{hyd} P}{y_{eb}} \right) \quad (8)$$

CÁLCULOS DE DISEÑO DE EQUIPOS

TANQUE (V-401)

suponga un tiempo de residencia de 10 minutos basado en el flujo total de líquido, calcule el volumen y duplíquelo para proporcionar espacio para la desconexión del vapor

Líquido

orgánico a

26.6 m^3/h

agua a 54.0

m^3/h

Flujo total de líquido = 80.6

$\text{m}^3/\text{h} = 1.34 \text{ m}^3/\text{min}$ volumen

total = 26.8 m^3

INTERCAMBIADORES DE CALOR

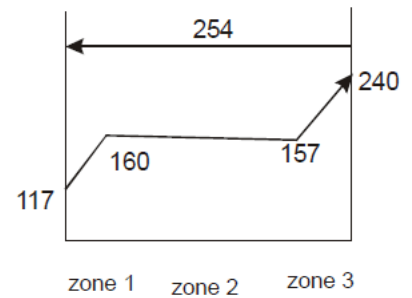
Llave de datos:

Calores latentes

$$\lambda_{hps} = 1695 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{mps} = 2002 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{lps} = 2085 \text{ kJ/kg}$$



E-401

zona 1

$$Q_1 = 2301.11 \text{ MJ/h}$$

$$\Delta T_{lm} = 113.96^\circ\text{C}$$

líquido orgánico $h = 600 \text{ W/m}^2\text{K}$

vapor de condensación $h = 6000 \text{ W/m}^2\text{K}$

$$U \approx 1/h_i + 1/h_o = 545.45 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A = 10.29 \text{ m}^2$$

zona 2

$$Q_2 = 7546.36 \text{ MJ/h}$$

$$\Delta T_{lm} = 95.57^\circ\text{C}$$

hirviendo orgánico $h = 5000 \text{ W/m}^2\text{K}$

vapor de condensación $h = 6000 \text{ W/m}^2\text{K}$

Caída de temperatura en esta zona debido a la caída de presión

$$U \approx 2727.27 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A = 8.04 \text{ m}^2$$

Zona 3

$$Q_3 = 3681.13 \text{ MJ/h}$$

$$\Delta T_{lm} = 42.93^\circ\text{C}$$

Vapor orgánico $h = 100 \text{ W/m}^2\text{K}$

Vapor de condensación $h = 6000 \text{ W/m}^2\text{K}$

$$U \approx 98.36 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A = 242.13 \text{ m}^2$$

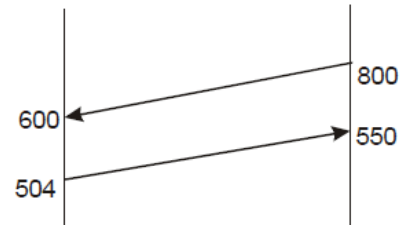
Total $A = 260.46 \text{ m}^2$
Caudal de vapor de Chemcad en la Tabla 2

E-402

$$Q = 8321.66 \text{ MJ/h}$$

$$\Delta T_{lm} = 160.71^\circ\text{C}$$

Vapor de atemperación en caliente $h = 200 \text{ W/m}^2\text{K}$
Vapor caliente orgánico $h = 100 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $U \approx 66.67 \text{ W/m}^2\text{K}$
Factor corr LMTD – 1-2 intercambiador = 0.9529
 $A = 226.46 \text{ m}^2$

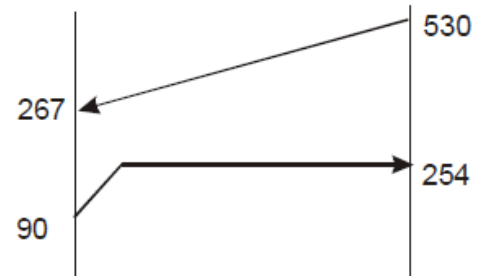


E-403

$$Q = 44,594.43 \text{ MJ/h}$$

$$\Delta T_{lm} = 86.09^\circ\text{C}$$

Agua hirviendo $h = 8000 \text{ W/m}^2\text{K}$
Vapor caliente orgánico $h = 100 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $U \approx 98.77 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $A = 1456.85 \text{ m}^2$
Caudal de bfw de Chemcad en la Tabla 2

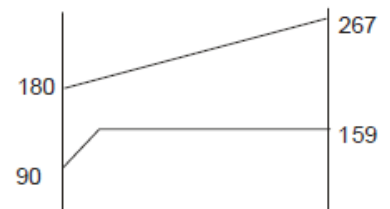


E-404

$$Q = 13,268.50 \text{ MJ/h}$$

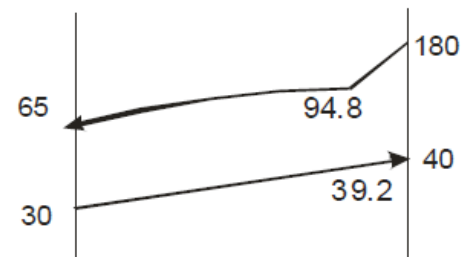
$$\Delta T_{lm} = 53.13^\circ\text{C}$$

Agua hirviendo $h = 8000 \text{ W/m}^2\text{K}$
Vapor caliente orgánico $h = 100 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $U \approx 98.77 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $A = 702.43 \text{ m}^2$
 $m = Q/(2085 + 293) = 5579.97 \text{ kg/h}$ (denominador es $\lambda + C_p\Delta T$ en kJ/kg)
caudal de bfw de Chemcad en la Tabla 2



E-405

zona 1 - atemperamiento
 $Q_1 = 12,305.74 \text{ MJ/h}$
 $\Delta T_{lm} = 91.37^\circ \text{C}$
vapor orgánico $h = 100 \text{ W/m}^2\text{K}$
Agua de enfriamiento $h = 1000 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $U \approx 1/h_i + 1/h_o = 90.91 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $A = 411.53 \text{ m}^2$



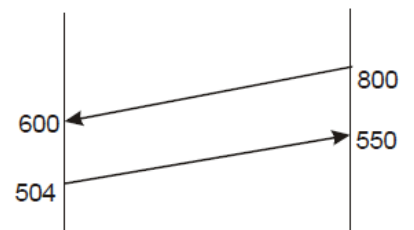
Zona 2 - condensación parcial - tratar Como
si el enfriamiento fuera en línea recta

$Q_2 = 124,303.29 \text{ MJ/h}$
 $\Delta T_{lm} = 44.49^\circ\text{C}$
 condensación parcial orgánica $h = 3000 \text{ W/m}^2\text{K}$
 agua de enfriamiento $h = 1000 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $U \approx 750 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $A = 1034.781 \text{ m}^2$

total $A = 1446.31$
 caudal de cw de Chemcad en la Tabla 2

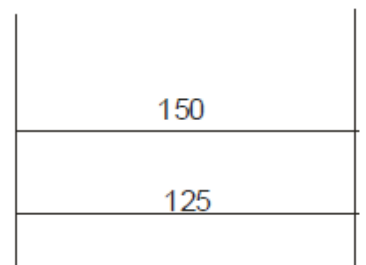
E-406

$Q = 8321.66 \text{ MJ/h}$
 $\Delta T_{lm} = 160.71^\circ\text{C}$
 Vapor de atemperación en caliente $h = 200 \text{ W/m}^2\text{K}$
 Vapor caliente orgánico $h = 100 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $U \approx 66.67 \text{ W/m}^2\text{K}$
 Factor corr LMTD – 1-2 intercambiador = 0.9529
 $A = 226.46 \text{ m}^2$



E-407

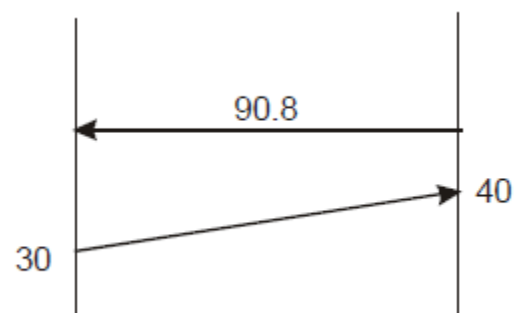
$Q = 15,742.13 \text{ MJ/h}$
 $\Delta T_{lm} = 24.98^\circ\text{C}$
 vapor de condensación $h = 6000 \text{ W/m}^2\text{K}$
 orgánico en ebullición $h = 5000 \text{ W/m}^2\text{K}$
 vapor atemperado a 150°C
 $U \approx 2727.27 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $A = 64.19 \text{ m}^2$
 $m = Q/2085 = 7550.18 \text{ kg/h}$ (el denominador es λ de vapor kJ/kg)



E-408

$Q = 46,274.20 \text{ MJ/h}$
 $\Delta T_{lm} = 55.68^\circ\text{C}$
 condensación orgánica $h = 1500 \text{ W/m}^2\text{K}$
 agua de enfriamiento $h = 1000 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $U \approx 600 \text{ W/m}^2\text{K}$
 $A = 384.75 \text{ m}^2$
 $m = Q/[4.184(10)] = 1,105,979.92 \text{ kg/h}$

(el denominador está en kJ/kg)



E-409

$$Q = 45,476.36 \text{ MJ/h}$$

$$\Delta T_{lm} = 26.33^\circ\text{C}$$

vapor atemperado a 150°C

vapor de condensación $h = 6000 \text{ W/m}^2\text{K}$

hirviendo orgánico $h = 5000 \text{ W/m}^2\text{K}$

$$U \approx 2727.27 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$A = 175.92 \text{ m}^2$$

$$m = Q/2085 = 21,811.20 \text{ kg/h}$$

| |
|-------|
| |
| 150 |
| 123.7 |
| |

(denominador es $C_p\Delta T$ de agua en kJ/kg)

T-401

De Chemcad 33 etapas ideales, alimentación a 17 (una restada para condensador) bandejas de tamiz

Inundaciones dentro de un rango razonable de Chemcad

$$D = 3.0 \text{ m}$$

Espacio entre bandejas = 0.305 m (= 12 in)

De la correlación de O'Connell en Chemcad, 0.54 altura de vertedero de eficiencia general promedio de la columna = $(0.051 \text{ m})(0.54) = 0.0275 \text{ m}$ (= 1.08 in)

\Rightarrow 61 etapas (por lo que la columna de unos 61 pies de altura = 18,6 m) alimentación a 17 $(61/33) = 31$

T-402

de las etapas ideales de Chemcad 87, alimentación a 43 (una restada para condensador)

Bandejas con tapa de burbuja

Inundaciones dentro de un rango razonable de Chemcad

$$D = 6.9 \text{ m}$$

Espacio entre bandejas = 0.1525 m (6 in) de la correlación de O'Connell en Chemcad, 0.55 altura de vertedero de eficiencia general promedio de columna = $(0.051 \text{ m})(0.55) = 0.028 \text{ m}$ (1.1 in)

\Rightarrow 158 etapas (de modo que la columna mide aproximadamente 79 pies de altura = 24.1 m)

alimentación a 43 $(158/87) = 78$

H-401

De Chemcad $Q = 63544 \text{ MJ/h} = 17.65 \text{ MW}$

pero este calentador también debe calentar el vapor utilizado en E-402 (Stream 25) el flujo total es el flujo 4 en PFD

$$\text{Entonces } Q = 17.65[(3000+1016)/3000] = 23.62 \text{ MW}$$

Diseñado para $Q = 25.00 \text{ MW}$

La división entre las secuencias 6 y 25 se controla mediante un controlador de relación, pero la relación se puede cambiar

EVALUACION ECONOMICA

Costo CIF de equipo principal y auxiliar:

Se considera que los principales equipos se importan específicamente de Estados Unidos y se aplicara el factor de 1.4 para pasar de costo FOB a costo CIF. Los precios se basan en los costos de equipos del 2014 de la empresa Matches (<https://www.matche.com/equipcost/Default.html>). Los precios se actualizaron al 2018 con los índices de costos de equipos para las plantas de ingeniería química.

CEPCI 2018: 603.1

CEPCI 2014: 576.1

Factor de corrección: $603.1/576.1 = 1.047$

Precios CIF de los principales equipos (2014):

| | |
|--|----------------|
| Compresor, 270 kw, CS (1) | S\$ 268,000 |
| Motor, 300 kw,CS (2) | US\$ 224,000 |
| Intercambiador de calor, 535 m ² , SS (2) | US\$ 633,000 |
| Intercambiador de calor, 935 m ² , SS (2) | US\$ 900,000 |
| Intercambiador de calor, 690 m ² , SS (1) | US\$ 371,000 |
| Intercambiador de calor, 880 m ² , CS (5) | US\$ 1'160,000 |
| Intercambiador de calor, 460 m ² , CS (1) | US\$ 156,000 |
| Intercambiador de calor, 92 m ² , CS (1) | US\$ 75,300 |
| Calentador fuego directo, 49800 kW,CS (1) | US\$ 6'180,000 |
| Bomba centrífuga, CS, 5.9 kW (2) | US\$ 26,600 |
| Bomba centrífuga, CS, 1.0 kW (4) | US\$ 39,040 |
| Bomba centrífuga, CS, 1.2 kW (2) | US\$ 19,800 |
| Bomba centrífuga, CS, 3.2 kW (2) | US\$ 22,800 |
| Torre destilación, 1980 m ³ , CS (1) | US\$ 5'650,000 |
| Platos perforados, CS, 34 m ² (110) | US\$ 4'470,000 |
| Reactor, 100 m ³ , SS | US\$ 7'930,000 |

| | |
|--|------------------------|
| Tanque almacén, SS, 29 m ³ | US\$ 98,100 |
| Tanque almacén, SS, 35 m ³ | US\$ 68,600 |
| Tanque almacén, SS, 2.5 m ³ | US\$ 21,400 |
| Total: | US\$ 28'173,240 |

***CS: acero al carbono, SS: acero inoxidable**

Precio CIF 2018: 28'173,240 x 1.047 = 29'497,382 dólares americanos

COSTOS FIJOS

❖ **Costo CIF equipo principal y auxiliar** = 29'497,382 dólares

❖ **Costo de entrega:** 2,600,000 x 0.05 = 135,000.00 dólares

❖ **Costo de equipo en la planta:**

$$\text{CEP} = 29,497,382.00 + 1,474,869.00 = 30,972,251.00 \text{ dólares}$$

❖ **Costo de instalación de todos los equipos** : Es del 15% del equipo en planta.

$$\text{CEInst} = 0.15 \times 30,972,251.00 \quad \text{CEInst} = 4,645,838.00 \text{ dólares}$$

❖ **Costo de control por instrumentación:** Es del 10% en equipo en planta

$$\text{Cont.} = 0.10 \times 30,972,251.00 \quad \text{Cont.} = 3,097,225.00 \text{ dólares}$$

❖ **Costo de tuberías y accesorios:** Es del 10% en equipo en planta

$$\text{Cont.} = 0.10 \times 30,972,251.00 \quad \text{Cont.} = 3,097,225.00 \text{ dólares}$$

❖ **Costo de instalaciones eléctricas:** Es del 6% del equipo en planta

$$\text{CElec} = 0.06 \times 30,972,251.00 \quad \text{CElec} = 1,858,335.00 \text{ dólares}$$

❖ **Costo de Edificios:** Es del 5% del equipo en planta

$$\text{CostEdif} = 0.05 \times 30,972,251.00 \quad \text{CostEdif} = 1,548,613.00 \text{ dólares}$$

❖ **Costos de Terrenos y Mejoras:** Es del 4% del equipo en planta

$$\text{CostMej} = 0.04 \times 30,972,251.00 \quad \text{CostMej} = 1,238,890.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos de Servicios:** Es del 12% del equipo en planta

$$\text{CostSer} = 0.12 \times 30,972,251.00 \quad \text{CostSer} = 3,716,670.00 \text{ dólares}$$

COSTOS DIRECTOS TOTALES

$$\text{CDT} = \text{CEP} + \text{CEInst} + \text{CTubAcc} + \text{CElec} + \text{CCimEst} + \text{CEdif} + \text{CTerrMej} + \text{CSer}$$

$$\text{CDT} = 50,175,047.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos de Ingeniería y supervisión:** Es del 8% del equipo en planta

$$\text{CIngsup} = 0.08 \times 30,972,251.00 \quad \text{CIngsp} = 2,477,780.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos de construcción:** Es del 12% del equipo en planta

$$\text{Const} = 0.12 \times 30,972,251.00 \quad \text{Const.} = 3,716,670.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos de Seguros e impuestos de la construcción:** Es del 4% del equipo en planta

$$\text{CSeg} = 0.04 \times 30,972,251.00 \quad \text{CSeg} = 1,238,890.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos de honorarios para contratistas:** Es del 8% del equipo en planta

$$\text{Chon} = 0.08 \times 30,972,251.00 \quad \text{Chon} = 2,477,780.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos imprevistos:** Es del 2% del equipo en planta

$$\text{Cimpr} = 0.05 \times 30,972,251.00 \quad \text{Cimpr} = 1,548,613.00 \text{ dólares}$$

COSTOS INDIRECTOS TOTALES

$$\text{CI} = \text{CIngsup} + \text{Const.} + \text{CSeg.} + \text{Chon} + \text{Cimpr}$$

$$\text{CI} = 11,459,733.00 \text{ dólares}$$

CAPITAL FIJO TOTAL

Es la suma de costos directos, costos indirectos, capital de puesta en marcha e intereses de financiamiento.

$$CFT = CD + CI$$

$$CFT = 61,634,780.00 \text{ dólares}$$

CAPITAL DE TRABAJO

Del 10 a 20% de la Inversion del capital fijo.

| NOMBRE | CANTIDAD | PRECIO |
|------------------------|-----------------|-----------------|
| Etilbenceno | 13,052.22 kg/hr | 0.65 dol/kg |
| Catalizador desgastado | 1.1 kg/hr | 1,800.00 dol/kg |

Operación intermitente 360 días al año: 8000 horas

- ❖ **Inventario de Materia Prima:** se considera un mes de materia a los precios de puesto en planta.

$$\text{InvMP} = 7,534,039.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Inventario de Materia en Proceso:** Se considera un día del costo total de producción

- Producto: 12,507.12 kg/hr
- Costo Producto: 1.1 dol/kg (costo aproximado)

$$\text{InvMPProc} = \text{Producto} \times 24 \text{ hr} \times \text{Costo Producto} = 330,188.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Inventario de Producto en almacén:** Se estima el costo de manufactura para una semana de producción

$$\text{InvPro} = 8000/12 \times 24 \text{ hr} \times \text{Producto} \times \text{CostoProducto} = 9,171,888.00 \text{ dól}$$

❖ **Cuentas por cobrar:** Equivalente a un mes de ventas

Precio de venta = 1.50 dólares/kg (Precio estimado del producto)

Cuenta por cobrar = $8000/12 \times 24 \text{ hr} \times \text{Producto} \times \text{Precio venta}$

Cuenta por cobrar = 12,507,120.00 dólares

❖ **Disponible en Caja:** Se considera el costo de un mes de producción. Sirve para pagar salarios, suministros e imprevistos.

DispCaja = $8000/12 \times 24 \text{ hr} \times \text{Producto} \times \text{Costo Producto} = 9,171,888.00 \text{ dólares}$

CAPITAL DE TRABAJO

Es la sumatoria inventario de materia prima, inventario de materia en proceso, inventario de producto, cuentas por cobrar y disponible en caja.

$CTra = InvMatPri + InvMatPro + InvPro + Cuentas + DispCj$

CTra = 38,715,123.00 dólares

INVERSION TOTAL DEL PROYECTO

Es la suma del capital fijo total y el Capital de Trabajo.

$INVT = CFT + CapTra$

INVT = 100,349,903.00 dólares

COSTOS DE MANUFACTURA (COSTO TOTAL DEL PRODUCTO)

❖ **Costo de Materia Prima:** 10-50% del costo del producto total

CostMatPri 1 = 73,301,268.00 dólares

CostMatPri 2 = 17,107,200.00 dólares

$$\text{CMP} = 90,408,468.00 \text{ dol.}$$

- ❖ **Costo de mano de obra:** Depende del número de personas por turno lo cual está en relación con el grado de automatización de la planta. Se considera 10 – 20% del costo total de manufactura.

Trab Turno: 30

Mens: 600 dol

$$\text{CMobra} = 30 \times 3 \times 14 \times \text{Mens}$$

$$\text{CMobra} = 756,000.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de supervisión e ingeniería:** 20% del costo de la mano de obra

$$\text{Cing} = 0.20 \times 756,000.00$$

$$\text{Cing} = 151,200.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de mantenimiento:** 2 - 10% del capital fijo total. Se va a considerar 6%

$$\text{Cmant} = 0.06 \times \text{CFT}$$

$$\text{Cmant} = 3,698,087.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de auxiliares y servicios:** El 50% del costo de mantenimiento.

$$\text{Caux} = 0.50 \times \text{Cmant}$$

$$\text{Caux} = 1,849,043.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de suministros de operación:** 20% del costo de mantenimiento o 0.5 al 1% de la inversión del capital fijo.

$$\text{Csum} = 0.20 \times \text{Cmant}$$

$$\text{Csum} = 739,617.00 \text{ dólares}$$

COSTO DIRECTO DE MANUFACTURA (O DE FABRICACIÓN)

$$\text{CDF} = \text{CMP} + \text{CMobra} + \text{Cing} + \text{Cmant} + \text{Caux} + \text{Csum}$$

$$\text{CDF} = 97,602,415.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Cargas a planillas:** 21% de la mano de obra

$$C_{plan} = 0.21 \times CM_{obra}$$

$$C_{plan} = 158,760.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Gastos de laboratorio:** 20% del costo de mano de obra

$$Clab = 0.20 \times CM_{obra}$$

$$Clab = 151,200.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Gastos generales de planta:** 10% del costo de mano de obra

$$Gen = 0.10 \times CM_{obra}$$

$$C_{gen} = 151,200.00 \text{ dólares}$$

COSTO INDIRECTO DE MANUFACTURA (O DE FABRICACIÓN)

$$CIF = C_{plan} + Clab + Gen$$

$$CIF = 461,160.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Depreciación:** 10% del capital fijo total

$$Dep = 0.10 \times CFT$$

$$Dep = 6,163,478.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Impuestos:** 1 al 4% del capital fijo total

$$Imp = 0.04 \times CFT$$

$$Imp = 2,465,391.00 \text{ dólares}$$

- ❖ **Seguros:** 1% del capital fijo total

$$Seg = 0.01 \times CFT$$

$$Seg = 616,348.00 \text{ dólares}$$

COSTOS FIJOS DE FABRICACIÓN

$$\text{CFF} = \text{Dep} + \text{Imp} + \text{Seg}$$

$$\text{CFF} = 9,245,217.00 \text{ dólares}$$

COSTO DE MANUFACTURA (FABRICACIÓN)

Es la suma de los costos directo de fabricación, Costo indirecto de fabricación y el costo fijo de fabricación.

$$\text{CFab} = \text{CDF} + \text{CIF} + \text{CFF}$$

$$\text{CFab} = 107,308,792.00 \text{ dólares}$$

GASTOS GENERALES (GASTOS VAI)

– Gastos de ventas, administración e investigación.

Ventas: gastos en oficina de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución se considera 10% del costo fijo de fabricación.

$$\text{Vent} = 0.10 \times \text{CFF} = 924,522.00 \text{ dólares}$$

Administración: salario de ejecutivos, planilla de oficinistas, suministros de oficinas, comunicaciones. Corresponde al 15% de costo de mano de obra, supervisión y mantenimiento

$$\text{Adm} = 0.15 (\text{CMobra} + \text{Csupeing} + \text{Cmant}) = 690,793.00 \text{ dólares}$$

Investigación y Desarrollo: se considera 20% del costo de Mano de obra

$$\text{Inv} = 0.20 \times \text{CMobra} = 151,200.00 \text{ dólares}$$

$$\text{VAI} = \text{Vent} + \text{Adm} + \text{Inv}$$

$$\text{VAI} = 1,766,515.00 \text{ dólares}$$

COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN

Es la suma de los costos de Fabricación y los Gastos Generales (VAI).

$$CTF = CFab + VAI$$

$$CTF = 109,075,307.00 \text{ dólares}$$

TOTAL DE UNIDADES PRODUCIDAS AL AÑO.

$$NumProd = \text{Producto} \times 8600 \text{ hr}$$

$$NumProd = 107,561,232 \text{ kg}$$

COSTO UNITARIO

$$CostUnit = \frac{CTF}{NumProd}$$

$$\text{Costo Unitario} = 1.0141 \text{ dólares/kg}$$

ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS

❖ Precio de ventas por unidad

$$Pventa = 1.50 \text{ dólares/kg}$$

❖ Ingreso neto de ventas anuales

$$Ingresovta = Prod.Anual.Pvta$$

$$\text{Ingreso vtas} = 161,341,848.00$$

❖ Costo total de fabricación (producción)

$$CTfabri = CFab$$

$$CTfabri = 109,075,307.00 \text{ dólares}$$

❖ Utilidad Bruta

$$Ubruta = \text{Ingventas} - Ctfabri$$

$$Ubruta = 52,266,541.00 \text{ dólares}$$

❖ **Impuesto a la renta**

$$\text{Imp Renta} = \frac{U_{\text{bruta}}}{1.3} \cdot 0.30$$

$$\text{ImpRenta} = 12,061,510.00 \text{ dólares}$$

❖ **Utilidad Neta**

$$U_{\text{neto}} = U_{\text{bruta}} - \text{ImpRenta}$$

$$U_{\text{neto}} = 40,205,032.00 \text{ dólares}$$

ANÁLISIS ECONÓMICO

❖ **Tasa interna de Retorno, antes del pago de impuestos**

P: inversión total: 100,349,903.00 dólares

IV: Utilidad bruta: 6,300,000.00

VS: depreciación: 6,163,478.00 dólares

n: periodo en el que espera recuperar el dinero, 5 años

i: tasa interna de retorno

Aplicando la fórmula:

$$P = IV \cdot \left[\frac{(1 + ia)^n - 1}{ia \cdot (1 + ia)^n} \right] + \frac{VS}{(1 + ia)^n}$$

Se despeja el valor de i:

$$i = 44.15\%$$

❖ **Tasa interna de Retorno, después del pago de impuestos**

P: inversión total: 100,349,903.00 dólares

IV: Utilidad neta: 40,205,032.00

VS: depreciación: 6,163,478.00 dólares

n: periodo en el que espera recuperar el dinero, 5 años

i: tasa interna de retorno: 2

Aplicando la fórmula:

$$P = IV1 \cdot \left[\frac{(1 + ia)^n - 1}{ia \cdot (1 + ia)^n} \right] + \frac{VS}{(1 + ia)^n}$$

Se despeja el valor de i:

$$i = 29.61\%$$

❖ **Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos**

Se aplica la siguiente formula:

$$TRIa := \frac{INVT}{Ubruta + Dep}$$

$$TRI = 1.72 \text{ años}$$

❖ **Tiempo de recuperación del dinero después de impuestos**

Se aplica la siguiente formula:

$$TRId := \frac{INVT}{Uneta + Dep}$$

$$TRI = 2.16 \text{ años}$$

❖ **Punto de Equilibrio:**

$$CFF = 97,602,415.00 \text{ dólares}$$

Costo unitario directo de fabricación

$$CUDF := \frac{CDF}{ProdAnual}$$

$$n = 50,000,000 \text{ kg}$$

Dado

$$(CIFab + CFF + VAI) + CUDF \times n = Pventa \times n$$

$$Pventa = 1.5 \text{ dol/kg}$$

$$Prod \text{ Anual} = 107,561,232.00 \text{ kg}$$

$$CIFab = 461,160.00 \text{ dólares}$$

$$CFF = 9,245,217.00 \text{ dólares}$$

$$VAI = 1,766,515.00 \text{ dólares}$$

$$n = (CIFab + CFF + VAI) / (Pventa - CUDF)$$

$$n = 19,360,674.00 \text{ kg}$$

En porcentaje

$$PtoEq := \frac{n}{ProdAnual} \cdot 100$$

$$PtoEq = 17.99 \%$$