



UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO



**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**“PROYECTO DE PREFACTIBILIDAD DE INSTALACIÓN DE UNA
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANOL
POR EL PROCESO LUMMUS”**

TESIS

PARA OPTAR EL TITULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR:

BACH: ARRASCO ELERA KEVIN ARNOLD.

BACH: HUAMÁN TANTALEÁN ATILANO.

ASEDOR:

Ing. LUIS ANTONIO POZO SUCLUPE

LAMBAYEQUE - PERU



UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO



FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS

ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

**“PROYECTO DE PREFACTIBILIDAD DE INSTALACIÓN DE UNA
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANOL
POR EL PROCESO LUMMUS”**

TESIS

PARA OPTAR EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR:

BACH: ARRASCO ELERA KEVIN ARNOLD.

BACH: HUAMAN TANTALEAN ATILANO.

ASEDOR:

Ing. LUIS ANTONIO POZO SUCLUPE

LAMBAYEQUE - PERU

TESIS

**“PROYECTO DE PREFACTIBILIDAD DE INSTALACIÓN DE UNA
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ETILENO A PARTIR DE ETANOL
POR EL PROCESO LUMMUS”**

Bachiller: ARRASCO ELERA KEVIN ARNOLD.

Bachiller: HUAMAN TANTALEAN ATILANO.

Aceptada por la Escuela Profesional de Ingeniería Química

APROBADO POR:

Ing. Dr. JOSE LUIS VENEGAS KEMPER

PRESIDENTE

Ing. M. Sc. JUAN CARLOS DIAZ VISITACION

SECRETARIO

Ing. M. Sc. DOYLE I. BENEL FERNANDEZ

VOCAL

Ing. LUIS ANTONIO POZO SUCLUPE

ASESOR

AGRADECIMIENTO

Agradecemos a Dios y a nuestros queridos padres por brindarnos apoyo espiritual, moral, físico; así como la sabiduría y la paciencia que son necesarios para lograr nuestras metas.

A nuestro asesor Ing. Luis Antonio Pozo Suclupe, por habernos orientado en nuestro tema de investigación y hacer que esté presente trabajo de investigación se desarrolle, además de aquellos ingenieros que nos dejaron compartir nuestras ideas para este proyecto de investigación se realice.

DEDICATORIA

Dedico esta investigación a mi familia, en especial a mis padres pues ellos confiaron en mí y me apoyaron desinteresadamente, dándome las fuerzas y sobre todo el apoyo moral y económico para seguir adelante, enseñándome a no rendirme y a mirar el futuro siempre positivamente para así seguir alcanzando las grandes metas trazadas .

(Bachiller Arrasco Elera Kevin Arnold)

El presente trabajo de investigación es dedicado a mis padres y a toda mi familia, gracias a ellos por apoyarme en todo momento y en circunstancias de mi vida tanto el aspecto profesional como personal, también a mi bisabuela, que ya no está con nosotros físicamente, pero si está presente en nuestros corazones, lo cual gracias a ese inmenso apoyo he podido lograr con gran esfuerzo y sacrificio estas metas trazadas.

(Bachiller Huamán Tantaleán Atilano)

INDICE GENERAL

RESUMEN.....	11
ABSTRAC.....	12
INTRODUCCIÓN.....	13
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	15
OBJETIVOS.....	16
OBJETIVO GENENERAL.....	16
OBJETIVO ESPECIFICO.....	16
I.- ESTUDIO DE MERCADO.....	17
1.1.- ASPECTOS GENERALES.....	17
1.1.1.- Definición del producto.....	17
1.1.3.- Usos industriales del etileno.....	19
1.2.- MATERIA PRIMA.....	21
1.2.1.- Etanol de 96 °GL.....	21
1.2.3.- Producción de alcohol en el Perú.....	22
1.3.- ANÁLISIS DE MERCADO	23
1.4.- CAPACIDAD DE PLANTA.....	28
1.4.4.- CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO.....	30
1.5.- LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.....	31
1.5.1.- Macrolocalización de la planta.....	31
1.5.2.- Microlocalización.....	32

1.5.3.- DISTRIBUCIÓN DE PLANTA	34
1.5.3.1.- Plano Unitario.....	34
1.5.3.2.- Plano Maestro.....	34
1.5.4.- OBRAS CIVILES.....	37
1.5.4.1.- Suelo Y cimientos.....	37
1.5.4.2.- Estructura y Edificios.....	38
1.5.5.- ALMACENAMIENTO.....	39
1.5.6.- TALLER DE MANTENIMIENTO.....	40
1.5.7.- SEGURIDAD Y PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS.....	40
1.5.8.- LABORATORIO Y EQUIPOS.....	41
1.5.9.- ALMACENAMIENTO Y TRANSPORTE.....	41
II.- ESTUDIO DE INGENIERÍA.....	42
2.1.- GENERALIDADES.....	42
2.2.- SELECCIÓN DEL PROCESO.....	42
2.3.- DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO.....	50
2.4.- BALANCE DE MASA Y ENERGÍA.....	52
2.5.- DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS DE PROCESO.....	54
2.5.1.- Tanque de Almacenamiento de Etanol (TK – 1).....	54
2.5.2.- Bomba de Etanol (B – 1).....	55
2.5.3.- Mezclador (M - 1).....	55
2.5.4.- Evaporador de Etanol 96°GL (EV – 1).....	55
2.5.5.- Reactor de Deshidratación (R – 1).....	55
2.5.6.- Enfriador (EF – 1).....	56

2.5.7.- Absorbedor (AB – 1).....	56
2.5.8.- Separador Flash (SF – 1).....	56
2.5.9.- Secador de Etileno (SC – 1).....	56
2.5.10.- Bomba de Recirculación (B – 2).....	57
2.5.11.- Tanque de Almacenamiento de Etileno (TK – 2).....	57
III.- CONSIDERACIONES AMBIENTALES.....	58
IV.- EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	59
4.1.- ESTIMACIÓN DE INVERSIÓN TOTAL.....	59
4.1.1.- CAPITAL FIJO TOTAL.....	59
4.1.1.1.- COSTO DIRECTO O FÍSICO.....	59
4.1.1.2.- COSTOS INDIRECTOS.....	60
4.1.2.- CAPITAL DE PUESTA EN MARCHA O CAPITAL DE TRABAJO.....	63
4.1.3.- ESTIMACIÓN DEL COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN.....	65
4.1.3.1.- COSTO DE MANUFACTURA.....	65
4.1.3.2.- GASTOS GENERALES (VAI).....	67
4.1.3.3.- COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN.....	68
4.1.3.4.- COSTO UNITARIO.....	68
4.1.3.5.- BALANCE ECONÓMICO Y RENTABILIDAD.....	68
4.1.3.6.- RETORNO SOBRE LA INVERSIÓN.....	68
CONCLUSIONES.....	72
RECOMENDACIONES.....	73
V.- BIBLIOGRAFÍA.....	74
VI.- APENDICE.....	77
VII.- ANEXOS.....	113

ÍNDICE DE TABLAS Y GRÁFICOS

Tabla 1.1. Demanda histórica de polietileno y el etileno requerido, ton/año....	22
Tabla 1.2. Demanda histórica del policloruro de vinilo y el etileno requerido ton/año.....	23
Tabla 1.3. Etileno requerido en base al consumo histórico de polietilenos y PVC	23
Tabla 1.4. Variación del precio de etileno en diferentes mercados del mundo, 2013.....	25
Tabla 1.5. Áreas de los diferentes sectores de la planta (m ²).....	35
Tabla 2.1. Condiciones de operación y composición del producto de la Tecnología Lummus.....	41
Tabla 2.2. Comparación entre diferentes tecnologías de ETE.....	45
Tabla 2.3. Balance de energía en distintos escenarios de producción de Etileno 50,000 tn/ año.....	50
Tabla 1.1. Plan Global de Inversiones.....	62
Tabla 1.2. Costo de Manufactura y Costo Unitario.....	67
Tabla 1.3. Estado de Pérdidas y Ganancias.....	68
Tabla 1.4. Análisis Económico.....	69

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Costos internacionales del Etanol.....	21
Figura 1.2. Equivalencias del rendimiento del polietileno a partir de caña de azúcar.....	25
Figura 1.3. Antigua planta de fertilizantes del ex - complejo petroquímico de Talara.....	31
Figura 2.1. Diagrama de flujo del Proceso ETE Fluidizado de Lummus.....	41
Figura 2.2. Diagrama de flujo del Proceso de Halcon Scientific/Chematur Engineering AB.....	42
Figura 2.3. Diagrama de flujo del Proceso ETO de SINPEC.....	43
Figura 2.4. Petrobras: Proceso de lecho fijo adiabático.....	44
Figura 2.5. Distribución de productos de diferentes catalizadores.....	47
Figura 2.6. Proceso LUMMUS de ETE.....	48

RESUMEN

El etileno es uno de los más importantes compuesto orgánico que se produce a nivel mundial como insumo principal para un amplio rango de productos químicos desde plásticos hasta soluciones anticongelantes y solventes. Además basándose en precios mundiales de etanol (0.75 dólares/kg) y etileno (1.40 dólares/kg) se ha considerado conveniente realizar el estudio de factibilidad de una planta de producción de etileno por deshidratación catalítica del etanol.

El Capítulo I, comprende el Estudio de Mercado. Por ser un insumo en esta investigación se ha considerado el uso de etileno para producción de polietileno de alta y baja densidad, así como de PVC. Se determinó una demanda futura en nuestro país de 658251 toneladas al año. En base a la disponibilidad de materia prima se ha considerado un tamaño de planta de 50000 toneladas al año de etileno. Por la cercanía a los productores de etanol la planta se ubicaría en el ex – complejo de fertilizantes, plantas de negro de humo y plantas de solventes de Petroperú.

En el Capítulo II, se realizó el estudio de ingeniería, el que se hace la descripción detallada del proceso de obtención etileno a partir de etanol. Se hace un estudio detallado del catalizador adecuado para este proceso. Se presenta el balance de masa y energía.

En el Capítulo III se toma en cuenta algunas consideraciones ambientales que se deberán considerar debido a la instalación de esta planta industrial.

Finalmente se realizó una evaluación económica para determinar la rentabilidad. La inversión asciende a 5'264,654 dólares. El costo de producción anual es de 64'520,507, lo que produce un costo unitario de 1.29 dólares/kg de etileno. Con un precio de venta ex – fábrica de 1.40 dólares por kilogramo de etileno, se obtuvo un retorno sobre la inversión después de impuestos de 75.56 %, tiempo de recuperación de dinero después de impuestos de 1.155 años.

Se concluyó que es factible tanto técnica como económicamente instalar la planta de producción de etileno a partir de etanol.

ABSTRACT

Ethylene is one of the most important organic compound that occurs worldwide as the main input for a wide range of chemicals from plastics to antifreeze solutions and solvents. In addition, based on world prices of ethanol (0.75 dollars / kg) and ethylene (USD 1.40 / kg) it has been considered convenient to carry out the feasibility study of a plant producing ethylene by catalytic dehydration of ethanol.

The work includes the Market Study. Being an input in this research has considered the use of ethylene to produce polyethylene high and low density and PVC. Future demand was determined in our country of 658251 tons per year. Based on the availability of raw materials it has been considered a plant size of 50 000 tons per year of ethylene. Because of the proximity to producers of ethanol plant would be located in the former - complex fertilizers, carbon black plants and plants Petroperu solvent.

In Chapter II, the engineering study was conducted, that the detailed description of the process of obtaining ethylene made from ethanol. A detailed study of the suitable catalyst for this process is done. The balance of mass and energy, as well as the list of main and auxiliary equipment of this process is presented.

In Chapter III is taken into account some environmental considerations that should be considered due to the installation of this plant.

Finally an economic evaluation is performed to determine profitability. The investment amounts to \$ 5'264,654. The cost of production is 64'520,507 annual, which produces a cost of \$ 1.29 unit / kg ethylene. With a selling price ex - factory of \$ 1.40 per kilogram of ethylene, a return on investment after tax of 75.56%, recovery time after-tax money earned 1,155 years.

It was concluded that it is feasible both technically and economically install plant ethylene production from ethanol.

INTRODUCCIÓN

El etileno es un insumo de gran importancia y de amplio uso a nivel mundial. La polimerización del etileno representa el segmento más grande de la industria petroquímica con el polietileno ranqueado en el primer lugar como consumidor del etileno. Otras plantas consumidoras de etileno que utilizan la oxidación del etileno son en orden de mayor a menor: óxido de etilenglicol, acetaldehído y acetato de vinilo. Las plantas que utilizan reacciones de adición ordenadas de mayor a menor en el grado de consumo de etileno son: halogenación - hidrohaleogación (cloruro de etileno, dibromuro de etileno, dicloruro de etileno); alquilación (etilbenceno, etiltolueno), oligomerización (alcoholes primarios lineales) e hidratación (etanol). Donde más se consume etileno, después de las plantas de polietileno son las plantas de dicloruro de etileno que es el insumo principal para producción de PVC (Petróleos Mexicanos, 2012).

Por otra parte nuestro país tiene plantas de producción de etanol con una capacidad total de producción de cerca de 1 millón de litros por día. Además existen proyectos en instalación y en estudios en distintos lugares del país que ascienden a un total de 2.4 millones de litros por día (Grupo Técnico de Biocombustibles, 2013). Además se dispone de proyectos agroindustriales a nivel nacional donde se puede sembrar caña de azúcar u otros cultivos para la producción de etanol. Por lo tanto se prevé que en un futuro cercano habrá excedente de etanol, que si no se exporta tendrá que darle otro uso, como es la alternativa que se presenta.

Existen diferentes procesos para la obtención de etileno a partir de etanol, que básicamente es una reacción de deshidratación catalítica. La conversión es conveniente desde que el precio aproximado del etanol es de 0.34 dólares la libra, mientras que el precio promedio del etileno es de 0.64 dólares la libra (Cameron G., 2012).

Los especialistas indican que la ganancia de producir etileno a partir de etanol se basa en que el precio de etileno debe ser mayor que 0.60 dólares por libra.

Por lo tanto es un reto disminuir los costos de producción para que el precio de venta sea más atractivo. Dentro de este contexto se plantea en este proyecto producir etileno a partir de etanol con un proceso que produzca etileno a bajo costo, como es el proceso Lummus.

Desde hace mucho tiempo existen procesos de producción de etileno a partir de etanol con conversiones de 95% y selectividad molar de 96% que obligan a tener un tren de separación complejo que eleva el costo de producción de etileno. En cambio el proceso que se propone, conocido como proceso Lummus, es más simple porque utiliza catalizadores más eficientes, como el descubierto por Chen, Li, Jiao & Yuan (2007) quienes desarrollaron un catalizador que alcanza conversión de etanol a etileno de 99.96% y selectividad a etileno de 99.4%. Con estas eficiencias el tren de separación es menos complejo. Otra ventaja del proceso Lummus, es la utilización de un reactor de lecho fluidizado en lugar del tradicional reactor de lecho fijo que usan otros fabricantes, dando al proceso una mayor eficiencia térmica (Yim Yuen Yan, 2012).

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El Etileno posee características químicas, que han sido aprovechadas y manipuladas según las necesidades de las industrias Productoras de polietilenos de Alta Densidad y polietilenos de Baja Densidad, así como PVC u Óxido de Etileno.

El uso del Etanol es una gran alternativa para mejorar el proceso de Obtención de etileno con un mayor rendimiento. Se tiene evidencia que la tecnología de lecho Fluidizado de Lummus proporciona grandes ventajas como una alta selectividad de Etileno que es indispensable para alcanzar un mayor rendimiento.

EL sistema de lecho fluidizado ha sido desarrollado desde 1979 para mejorar el rendimiento de etileno en base al control de la temperatura debido a que de esta manera se evita zonas muy calientes o frías. El cual permite incrementar el rendimiento a 99.5% con una selectividad a etileno de 99.6% y una conversión de etanol de 99.65%. Haciendo uso de un catalizador TZSM-5 de zeolita con alta concentración de sílice, lo cual en el año 2010 Zhang lo modifico con lantano y fosforo con una composición de 0.5% La y 2% de P logrando una selectividad a etileno a 99.9% y una conversión de etanol de 100% logrando una mejor regeneración del catalizador.

Con la Tecnología de lecho fluidizado de Lummus puede procesar tres veces más que los reactores de lecho fijo comparando el mismo volumen de reactor. Por lo tanto el sistema de lecho fluidizado de Lummus es más económico que cualquier otro sistema de lecho fijo para grandes producciones.

➤ **Formulación Del Problema:**

- ¿Es posible mejorar el sistema de lecho fluidizado de Lummus haciendo uso de catalizadores que permanezcan más tiempo en actividad y alcance selectividades del 100%?
- ¿El costo se reduce o se incrementa frente al sistema de lecho fluidizado de Lummus?

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

- Realizar un estudio de Pre - Factibilidad que permita decidir la instalación de una planta de producción de Etileno a partir de Etanol por el proceso "LUMMUS".

OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Realizar el estudio de mercado y determinar la demanda de etileno grado polímero.
- Determinar el tamaño de la planta recomendable, así como su ubicación adecuada.
- Realizar el estudio de ingeniería del proyecto, estableciendo los equipos necesarios su distribución y el impacto ambiental que se producirá.
- Realizar estudio económico y la respectiva evaluación del proyecto.

I. ESTUDIO DE MERCADO

1.1. ASPECTOS GENERALES

1.1.1. DEFINICIÓN DEL PRODUCTO

El producto motivo del proyecto será el etileno grado polímero, debido a que servirá como insumo para la producción de polietileno y policloruro de vinilo, poliestireno, etilenglicol, acetaldehído sintético, y otros. En el mercado existen dos variedades de etileno: alto grado y bajo grado, en función de la pureza que se relaciona con el contenido de metano y etano.

El etileno grado polímero tiene la siguiente composición (DIQUIMA, 2014):

ETILENO	99.9	% Volumen	mínimo
ACETALDEHIDO	10 ppm	% Volumen	máximo
DIENOS	1 ppm	% Volumen	máximo
PROPILENO	25 ppm	% Volumen	máximo
C3 y MAS PESADOS	100 ppm	% Volumen	máximo

Fuente: (DIQUIMA, 2014).

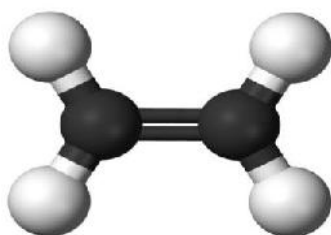
Según BASF-YPC Company Limited, el etileno grado polímero debe tener mínimo 99.95% en peso de etileno.

La etapa de producción de etileno grado polímero tiene que ser bien controlada debido a que la presencia de impurezas va a envenenar el catalizador de polimerización ocasionando pérdidas en rendimiento y en recuperación del catalizador. Algunas impurezas como arcina, fosfina, sulfuro de hidrogeno, sulfuro de carbonilo y cloro se debe controlar que estén por debajo de (20 ppb). Dióxido de nitrógeno, fosgeno y dióxido de azufre deben estar por debajo de (100 ppb). Mientras que amoniaco, HCN, HCL, HF deben estar por debajo de (200 ppb) (Surinder Thind, 2003).

Es un gas, también conocido bajo el nombre de eteno es un compuesto orgánico, perteneciente a la familia de los hidrocarburos insaturados, dentro de los cuales, el etileno es el más simple, formado por dos átomos de carbono enlazados mediante un doble enlace. Es uno de los productos químicos más importantes de la industria química. Se halla de forma natural en las plantas.

Estructura: La molécula no puede rotar alrededor del doble enlace y todos los átomos están en el mismo plano. El ángulo entre los dos enlaces carbono-hidrógeno es de 117° , muy próximo a los 120° correspondientes a una hibridación sp^2 .

Reactividad química: La región del doble enlace es relativamente rica en densidad electrónica y puede reaccionar con electrófilos (con deficiencia de electrones) a través de reacciones de adición. Mediante este tipo de reacciones se pueden sintetizar derivados halogenados.



En condiciones normales se encuentra en estado gaseoso, con una característica aromática no desagradable. Es altamente inflamable y peroxidable. Reacciona violentamente con oxidantes y cloro en presencia de luz.

1.1.2 Propiedades físicas del etileno

Entre las principales propiedades físicas y químicas del etileno tenemos:

PESO MOLECULAR	28.054	g/mol			
PUNTO DE EBULLICIÓN	-103.7	°C			
DENSIDAD LIQUIDAD A PUNTO DE EBULLICIÓN	1190	Kg/m ³			
PRESIÓN DE VAPOR A	21.1	°C	SOBRE TEMPERATURA CRITICA		
DENSIDAD GASEOSA A	70	°F	1 atm	1.169	Kg/m ³
PUNTO DE CONGELACIÓN	-169.2	°C			
TEMPERATURA CRITICA	282.9	°K			
SOLUBILIDAD EN AGUA	INSIGNIFICANTE	0.226	cm ³ / 1 cm ³ DE AGUA	1 atm	0 ° C
GRAVEDAD ESPECIFICA (AIRE = 1) A		21.1	°C	1.27	
APARIENCIA	GAS INCOLORO				
LIMITE SUPERIOR DE INFLAMABILIDAD / VOLATILIDAD	32	%			
LIMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD / VOLATILIDAD	3.1	%			
TEMPERATURA DE AUTOINGNICIÓN	490	°C			

Fuente: (Linde, 2014).

Como gas comprimido es inflamable, asfixiante simple, levemente anestésico. El contacto con el líquido en evaporación puede causar quemaduras por congelamiento o congelamiento de los tejidos dérmicos (Linde, 2014).

1.1.3 Usos Industriales del Etileno

Hasta el 2014 la producción mundial de etileno alcanzó los niveles de 160 millones de toneladas al año. Los usos principales de etileno a nivel mundial son:

POLIETILENO	60	%	DENSIDAD ALTA COMO BAJA
CLORURO DE VINILO	18	%	PARA PRODUCIR PVC
ÓXIDO DE ETILENO	11	%	PARA LA FABRICACIÓN DE GLICOLES
ETILBENCENO	7	%	PARA PRODUCIR ESTIRENO Y SUS POLIMEROS
ACETALDEHIDO	2	%	
OTROS	2	%	

Fuente: Industria de Polímeros y consumidoras de etileno

Entonces las industrias consumidoras de etileno son principalmente la industria de polímeros: polietileno y policloruro de vinilo.

Etileno para polietileno: 1 kg de etileno produce 0.96 kg de polietileno.

Etileno para cloruro de vinilo: para 1000 kg de cloruro de vinilo se necesita 459 kg de etileno. Para 1000 kg de policloruro de vinilo (PVC) se necesita 1001 kg de cloruro de vinilo. Es decir que 1 kg de etileno produce 2.17647 kg de PVC.

1.1.4 RAZONES DE LA PRODUCCION DE BIO – ETILENO

La producción de plásticos de materias primas renovables es de gran interés en la actualidad. El uso de biomasa y residuos con contenido de carbono en la producción de polímeros puede contribuir a la disminución de emisiones de gas con efecto invernadero y secundariamente completar parcialmente el aumento de demanda de polímeros que se espera en un futuro cercano. Existen varias fuentes renovables para la producción de plásticos, pero solo un número limitados de insumos petroquímicos pueden ser producidos de biomasa usando tecnologías comerciales o de potencial comercial. Estos insumos son etileno, propileno y BTX (benceno, tolueno y xileno), los cuales pueden ser introducidos fácilmente en las instalaciones petroquímicas comunes. Sin embargo, independientemente del mercado de los plásticos y del procesamiento de la biomasa, el bio-etileno parece ser un objetivo razonable a mediano plazo. Dos razones soportan esta posición: primero, el etileno es por lejos el insumo de mayor demanda comparados con los otros mencionados anteriormente; y segundo, puede ser producido por tecnologías demostradas o disponibles, tales como la deshidratación del etanol a etileno. Comúnmente el uso principal del etileno es la producción de plásticos vía la producción de polietileno y PVC (Le Van Mao, N guyen & Mc Laughlin, 2009).

La producción de bio-etileno podría mejorar el desarrollo industrial en regiones con fuentes fósiles naturales limitadas, pero con una relativa alta capacidad para la producción de biomasa, como es el caso de nuestro país.

1.2. MATERIA PRIMA: Etanol de 96°GL

La materia prima principal para la producción de Etileno es el alcohol etílico de 96% (v/v). Por lo tanto a continuación se analiza las propiedades de esta materia prima.

1.2.1 Etanol de 96°GL

El alcohol etílico rectificado de 96°GL, es una materia prima muy utilizada en la producción de bebidas alcohólicas, en cosmética como parte importante de muchas formulaciones, en la fabricación de ambientadores y limpiadores, además es un buen anticongelante, desinfectante y disolvente.

1.2.2 propiedades físico-química.

Sus principales propiedades son (Química Delta S.A., 2008):

PESO ESPECÍFICO	20/20	°C	0.81
PESO MOLECULAR	46.07	g/mol	
DENSIDAD DE VAPOR	(AIRE =1)		1.3
PUREZA	% EN PESO	MÍNIMO	93
HUMEDAD	% EN PESO	MÁXIMO	7
APARIENCIA	LIQUIDO LIMPIO	TRANSPARENTE	
COLOR (Pt - Co)	10	MÁXIMO	
TEMPERATURA DE EBULLICIÓN	78.5	°C	760 mmHg
TEMPERATURA DE FUSIÓN	-144	°C	
TEMPERATURA DE IMFLAMACIÓN	13 - 16	° C	(TAG COPA CERRADA)
PRESIÓN DE VAPOR	20	°C	44.6 mmHg
TEMPERATURA DE AUTOIGNICIÓN	363	°C	
LIMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD	3.3	%	EN VOLUMEN DE EN AIRE
LIMITE SUPERIOR DE INFLAMABILIDAD	19	%	EN VOLUMEN DE EN AIRE
VISCOSIDAD	(Cp.)	1.2	

Fuente: (Química Delta S.A., 2008).

1.2.3 Producción de alcohol en el Perú

Para fines de proyección se considera el alcohol anhidro producido actualmente más el que se va producir en base a proyectos que están en ejecución.

PRODUCCIÓN ACTUAL		
SUCROALCOHOLERA DEL CHIRA S.A	350000	Litros / día
PARAMONGA (AIPSA) Y CARTAVIO	500000	Litros / día
SUB -TOTAL °N 01	400000	Litros / día
PROYECTOS EN DESARROLLO		
MAPLE ETANOL PIURA	400000	Litros / día
CAÑA BRAVA PIURA	350000	Litros / día
COMISA PIRURA	500000	Litros / día
CASA GRANDE LA LIBERTAD	600000	Litros / día
CIAVASA UCAYALI	150000	Litros / día
SUB - TOTAL °N 02	2400000	Litros / día

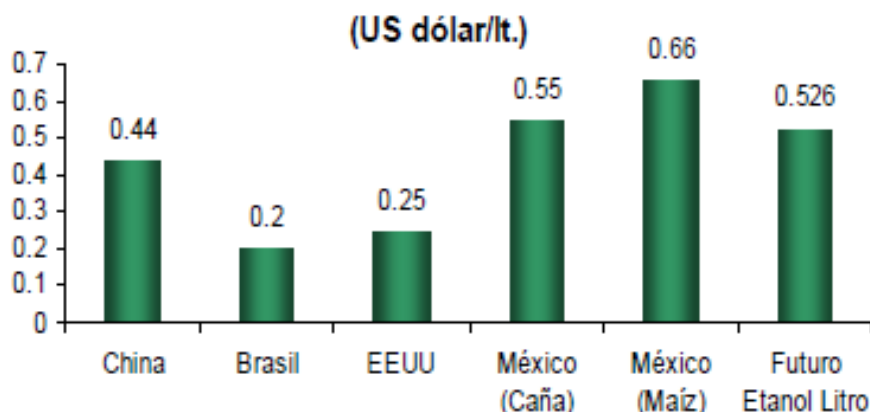
Fuente: Elaboración Propia ,2015

No se ha considerado la producción de destilerías instaladas y funcionando en Pucala, Tuman, Laredo, el Ingenio, Chucarapi, Naylamp etc.; que en total aproximadamente producen 200 000 litros por día.

Por lo tanto se considera una oferta proyectada de etanol de cerca de 3 millones de litros por día, que aseguran un abastecimiento a una futura planta de etileno por deshidratación del etanol.

1.2.4 Precio del etanol anhidro.

En la **Figura 4.1** se señalan los precios dependiendo del país de origen. Es notorio que Brasil, seguido de Estados Unidos tienen los más bajos costos.



Según la información de la misma figura se tiene un precio promedio proyectado en el futuro de 0.526 dólares por litro. Considerando una densidad de 0.788 kg/L, según Quiminet. (14 nov – 2015 – dic – 2015), el precio estimado de alcohol de 96°GL es de 0.5 UDS/Litro.

Para la evaluación económica del proyecto se va a considerar 0.65 dólares por kilogramo debido a que se va utilizar etanol de 96°GL.

1.3. ANALISIS DE MERCADO

Considerando que el etileno es el insumo principal para la producción de polietileno y PVC en esta sección se hará un estudio de la demanda de estos dos polímeros en nuestro país, lo cual será un indicador de la demanda de etileno en nuestro país. No se considera el uso de etileno para otros usos industriales como óxido de etileno y otros que aseguran que el uso de etileno será mayor que el que se va estudiar en base a polietileno y PVC.

Teniendo en cuenta que la demanda aparente es igual a la producción, más importaciones menos las exportaciones, entonces debido a que en nuestro país no se produce polímeros y menos se exporta, la demanda de los polímeros será igual a las importaciones. En la misma tabla de demanda se calcula la demanda de etileno.

Según Lujan (2015) para producir 1 kg de PEBD y 1 kg de PEAD se necesita 1.05 y 1.03 kg de etileno respectivamente. Para el proyecto se considera 1.04 kg de etileno por kg de polietileno. En la misma referencia se encuentra que se necesita 0.48 kg de etileno para producir 1 kg de PVC.

1.3.1 Demanda Histórica de Polietileno

En la Tabla 4.1 se presenta la demanda histórica tanto del polietileno de baja densidad (PEBD) como de polietileno de alta densidad (PEAD) y en la última columna se presenta el etileno requerido para la producción de dichos productos finales.

Tabla 1.1. Demanda histórica de polietileno y el etileno requerido, ton/año

Año	Polietileno de baja densidad < 0.94	Polietileno de alta densidad >0.94	Total polietileno	Etileno requerido
2006	60158	57676	117834	122547
2007	65711	64391	130102	135306
2008	80132	82001	162133	168618
2009	92779	92283	185062	192464
2010	96674	97883	194557	202339
2011	97988	99110	197098	204982
2012	113951	116005	229956	239154
2013	124268	126904	251172	261219
2014	131257	135720	266977	277656
2015	131264	135717	266981	316725

FUENTE: Lujan R., 2015

1.3.2 Demanda Histórica de PVC

En la **Tabla 1.2** se muestra la demanda histórica de policloruro de vinilo (PVC) de los 10 últimos años, y en la última columna se muestra el etileno requerido calculado.

Año	PVC	Etileno requerido
2006	68432	32847
2007	81149	38951
2008	97256	46683
2009	123986	59513
2010	130304	62546
2011	132926	63804
2012	148912	71477
2013	160780	77174
2014	176129	84542
2015	185425	89004

FUENTE: Lujan R., 2015

1.3.3 Demanda total de Etileno en Base al Consumo de Polietilenos y PVC

La suma del etileno requerido para producción de polietilenos y PVC se resume en la Tabla 1.3. Se nota un crecimiento sostenido. Utilizando Excel (ver Apéndice) se obtiene una regresión lineal con un coeficiente de correlación de 1.00 demostrando que los datos se ajustan muy bien al modelo ensayado. En la misma gráfica se obtiene según la ecuación una tasa de crecimiento de 26448 toneladas por año.

Tabla 1.3. Etileno requerido en base al consumo histórico de polietilenos y PVC

Año	Etileno requerido (Ton/ año)
2015	420219
2016	446667
2017	473115
2018	499563
2019	526011
2020	552459
2021	578907
2022	605355
2023	631803
2024	658251

FUNTE: Elaboración Propia, 2015

1.3.4 Demanda Proyectada de Etileno

De acuerdo a los cálculos realizados en el Apéndice, la demanda proyectada de etileno para el año 2024, en base al consumo de polietilenos y PVC, llegaría a **658251 toneladas al año**. Vale recalcar que este posible consumo de etileno en el futuro podría ser mayor si se considera el uso de etileno para producción de óxido de etileno, otro insumo industrial de gran uso.

1.3.5 Oferta Actual y Proyectada de Etileno

No existe producción actual de etileno en nuestro país, por lo tanto no hay oferta actual. Respecto a la oferta proyecta, se podría considerar la proyección que tiene PETROPERU y Braskem para instalar una planta de 1.2 millones de toneladas de etileno a partir del etano previamente separado del gas natural de Camisea. Sin embargo se tendría el problema que el gas natural es una fuente natural agotable, y en el tiempo se podría tener problemas de abastecimiento.

En este proyecto se considera producir etileno a partir de etanol, un producto que se puede obtener por fermentación de distintas fuentes renovables, y por lo tanto, desde este punto de vista no existirá oferta actual ni proyectada de “etileno verde”.

1.3.6 Demanda Insatisfecha Proyectada de Etileno

Resulta de la diferencia entre la demanda proyectada y la oferta proyectada para el año 2024. Al no tener una oferta proyectada entonces la demanda insatisfecha proyectada resulta igual a la demanda proyectada para el 2024 que asciende a **658251 toneladas al año**.

1.3.7 Análisis del precio de etileno

En el 2012, Braskem, resume la cadena de valor de los insumos de la industria petroquímica en nuestro país de la siguiente manera:

ANALISIS DEL PRECIO DE ETILENO	PRECIO
GAS NATURAL	200 \$/Ton
ETANO	300 \$/Ton
ETILENO	1000 \$/Ton
POLIETILENO	2000 \$/Ton

Fuente: Braskem, 2012

En la Tabla 1.4 se muestra los precios en diferentes mercados del mundo.

Tabla 1.4. Variación del precio de etileno en diferentes mercados del mundo 2013.

Mercado	Términos	Variación de precio US\$/ton
Europa Nororiental	CIF	1310 – 1340
Europa Nororiental	FD Spot	1401-1402
US Gulf	FD Phy.	1039 – 1241
Asia NE	CFR	1285 – 1389
Asia SE	CFR	1322 – 1449
Korea	FOB	1228 - 1328

FUENTE: YNFX, 2014

Para el proyecto se considera que el precio de venta del producto en tubería será de 1400 dólares la tonelada.

1.3.8 Comercialización

Por ser un insumo de uso primario se utilizará un solo canal de comercialización. Se venderá directamente al usuario que producirá polietileno, PVC u Óxido de Etileno.

Si la planta de polietileno, PVC u Óxido de etileno se sitúa cerca de la futura planta de producción de etileno, este se transportará por tubería directamente a la planta contigua.

En el caso que la planta de polietileno, PVC u Óxido de Etileno se sitúe lejos de la futura planta de etileno, este tendrá que transportarse con cisternas debidamente acondicionadas. El etileno se transporta como líquido criogénico y el tanque debe estar aislado al vacío. La presión de prueba es 120 psig y la temperatura varía entre -155 a - 260°F. Por tal motivo el tanque debe tener un espesor mínimo de 3/16 pulg y construido de acero inoxidable tipo 304 o 304L (Praxair, Inc./AMKO Service Company, 2004).

Es recomendable que la planta de productos finales se sitúe al lado de la futura planta de etileno para ahorrar en transporte, que finalmente se eleva entre 200 a 300 dólares la tonelada.

1.4 CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad de planta esta superditada a factores como materia prima, el mercado, financiamiento, tecnologia y organizaci3n.

En el proyecto se considera que son dos los principales factores que deciden la capacidad de la planta: el mercado y la materia prima.

1.4.1 La Capacidad de la Planta y el Mercado

Por ser el Etileno un insumo industrial b3sico en forma de gas, donde el mercado principal seria el futuro productor de polietileno, PVC u 3xido de Etileno, entonces la capacidad deberia ajustarse a las nesidades de estos usuarios finales. Y el abastecimiento de etilleno deber3 estar en las cercanias de esas posibles plantas industriales de productos finales.

Tambien se conoce que las plantas de polietileno, PVC y 3xido de etileno obedecen a grandes producciones que se acostumbra en las grandes plantas petroquimicas, como por ejemplo la planta proyectada por Braskem de 1.2 millones de toneladas de polietileno a ubicarse en el Sur del Per3, para lo cual se necesitaria cerca de 1.2 millones de toneladas de etileno. En conclusi3n se necesitar3 grandes capacidades para abastecer en totalidad una planta petroquimica.

1.4.2 La Capacidad de la Planta y la Materia Prima

Para la producci3n de "Etileno Verde" a partir de etanol como materia prima se necesita aproximadamente 1 - 9 tonelada de etanol por tonelada de etileno.

Existe un superavit de etanol en nuestro pais, el cual se exporta. Seg3n Agrodaperu, en el 2014 se exporto 103.4 millones de litros al a3o, un equivalente de 81578 toneladas de alcohol (Agrodaperu, 2015). Adem3s se tiene proyectos de instalaci3n de nuevas plantas de etanol anhidro en Piura, donde destaca la futura planta del grupo COMISA (Corporaci3n Miraflores S.A. 2013) que tiene proyettato construir un planta que en la primera etapa producir3 300000 litros por dia (LPD), en la segunda etapa 600000 litros por dia (LPD) y en una tercera etapa llegar a un millon de litros por dia LPD.

En base a la producción de la tercera etapa de COMISA se tendría un disponible adicional de 0.263 millones de toneladas por año. Sumando el actual exportable y el futuro proyecto se tendría una disponibilidad de 1.08 millones de toneladas de etanol.

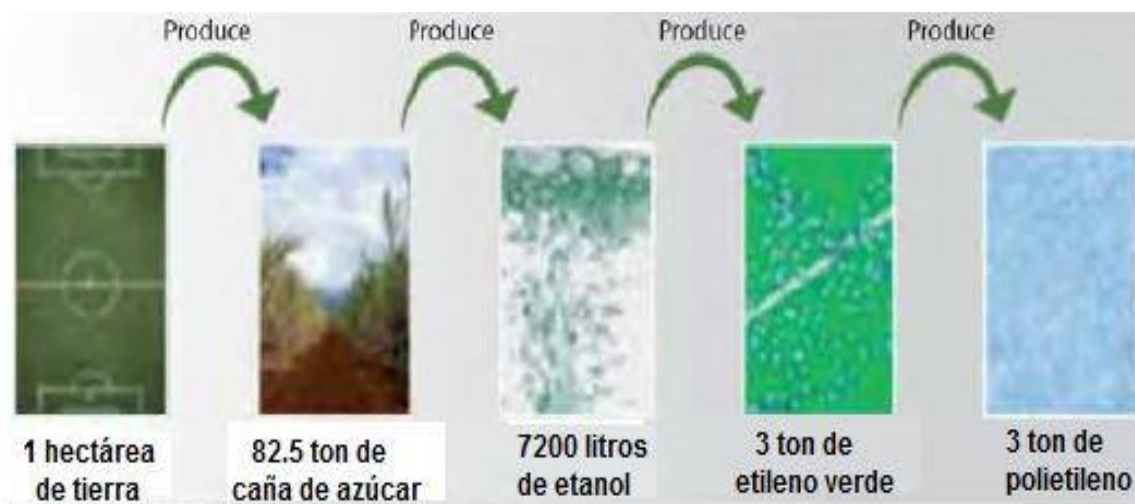
Para un posible abastecimiento para una planta petroquímica de polímeros (polietileno y PVC) para el año 2024 se necesitaría **658251** toneladas de etileno equivalente a 1.25 millones de toneladas de etanol por año.

Por lo tanto este es factor limitante para determinar el tamaño de planta. Se debe ajustar a un valor de tal forma que no exista el riesgo que falta materia prima para la producción de etileno.

1.4.3 Determinación del Tamaño de la Planta:

Siendo la materia prima el factor limitante, entonces hay que combinar la cercanía de esta así como la proximidad de la futura planta petroquímica.

Considerando los datos de la **Figura 1.1**, se necesitará aproximadamente 1.9 toneladas de etanol por tonelada de etileno verde.



Fuente: Lujan, 2015.

Figura 1.1. Equivalencias del rendimiento de polietileno a partir de caña de azúcar.

Entonces para un abastecimiento continuo (8000 horas al año) de una demanda futura de **658251** ton de etileno se necesitaría aproximadamente 1.25 millones de toneladas de etanol al año. Si actualmente se exporta 0.82 millones de toneladas y se tiene posibilidad con el proyecto de COMISA de exportar 0.26 millones de toneladas de etanol adicionales, haciendo un total de 1.08 millones de toneladas de etanol. Entonces la disponibilidad de etanol estaría cubierta al 86% para abastecer toda la demanda de etileno del año 2024.

Ante un posible riesgo de falta de materia prima, en este proyecto se considera satisfacer menos del 10% de la demanda insatisfecha proyectada para el 2024.

Se va a considerar una planta de **50,000 toneladas de etileno por año**, que representa 7.6% del total demandado para el 2024. Para esta capacidad se necesitará cerca de 95000 toneladas de etanol, que equivale en operación continua de 8000 horas al año a un abastecimiento real bajo contrato de algo de 360000 litros de etanol por día. Los 0.095 millones de toneladas de etanol que se necesitaría representa el 11.6% de lo que actualmente se exporta, sin considerar el futuro proyecto de COMISA que podría abastecer con 0.26 millones de toneladas de etanol por año y se podría ampliar la planta de etileno.

1.4.4. CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO

Existe una demanda asegurada de etileno como insumo básico para la producción de polietileno y PVC. Para el 2024 se necesitaría **658251** ton de etileno para satisfacer la demanda interna de dichos polímeros. Esta demanda podría ser mayor si se considera otros productos de gran uso como el óxido de etileno y se adiciona la posible exportación de dichos polímeros a países vecinos.

El factor limitante para el tamaño de planta es el abastecimiento de materia prima, por tal motivo se va considerar la instalación de una planta de producción de **50,000** toneladas de etileno por año que significa 7.6% del total requerido. Para esta capacidad se va a requerir un abastecimiento de cerca de 0.095 millones de toneladas de etanol al año o 360000 litros de etanol por día, que representa el 11.6% de lo que actualmente se exporta.

En este análisis no se ha considerado proyectos como el de COMISA que producirá en una tercera etapa algo de 0.26 millones de toneladas de etanol por año, con lo cual se asegura el abastecimiento de etanol e incluso se podría ampliar la actual capacidad considerada.

1.5 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

1.5.1 Macrolocalización de la Planta

El etileno, básicamente es un gas que se almacena y transporta con dificultad en condiciones criogénicas, por lo que su producción y consumo se realiza dentro de grandes complejos industriales en los que se encuentra integrada las plantas de producción de derivados como el polietileno y el policloruro de vinilo, conocido como PVC (Quipusco, 2004).

Entonces básicamente la planta debe estar localizada en las cercanías del futuro complejo petroquímico de polímeros.

En la actualidad, no existe industria petroquímica básica e intermedia en el Perú, los productos petroquímicos denominados finales como las resinas plásticas, mayormente son importados para satisfacer el mercado nacional.

Para futuras plantas petroquímicas se considera dos alternativas: el Sur del país para desarrollar industria petroquímica con el uso de gas de Camisea (Ley N° 28176) y el Norte del País, específicamente el complejo de Talara.

Sin embargo se debe considerar que en Sur del país se contempla producción de etileno a partir del eteno separado del gas de Camisea. Si se quisiera producir etileno a partir del etanol no existe abastecimiento cercano de etanol. Los grandes complejos de producción de etanol a partir de caña de azúcar están ubicados en el Norte del País, desde La Libertad hasta Piura, pasando por Lambayeque. Por lo tanto si la planta se ubica en el Sur del país se tendría que asumir el transporte de etanol, que según estudio de mercado sería de 360000 litros por día, lo cual elevaría el costo de producción.

Por otro lado los grandes complejos de producción de etanol que actualmente están en funcionamiento se encuentran ubicados en Piura, muy cercano a Talara. Además en Piura también se encuentra en desarrollo futuros proyectos como el de COMISA que tiene una proyección de 0.26 millones de toneladas de etanol por año, que sobradamente serviría para ampliar la capacidad de la planta en caso sea necesario.

Para disminuir el costo de transporte de etanol, se recomienda ubicar la futura planta de etileno en Piura o Talara.

1.5.2 Microlocalización

La ubicación final se tiene que decidir entre dos alternativas: cerca de la materia prima (Piura) o cerca de la futura planta petroquímica (Talara).

En el primer caso se ahorra en el costo de transporte de etanol pero se tendría que gastar en el transporte de etileno a la futura planta petroquímica. En el segundo caso se tiene que transportar etanol a las cercanías de la planta petroquímica para el transporte de etileno al consumidor final sea solo a través de tubería.

Teniendo en cuenta que el transporte de líquido es más barato que el transporte de gas en condiciones criogénicas y de alta presión, entonces se decide por instalar la planta de etileno en las cercanías de la futura planta petroquímica, es decir en Talara.

El lugar específico de ubicación de la futura planta de etileno será en el ex – complejo de fertilizantes, plantas de negro de humo y plantas de solventes de Petroperú, que en la actualidad no están funcionando.

Figura 1.2. . Antigua planta de fertilizantes del ex – complejo petroquímico de Talara.

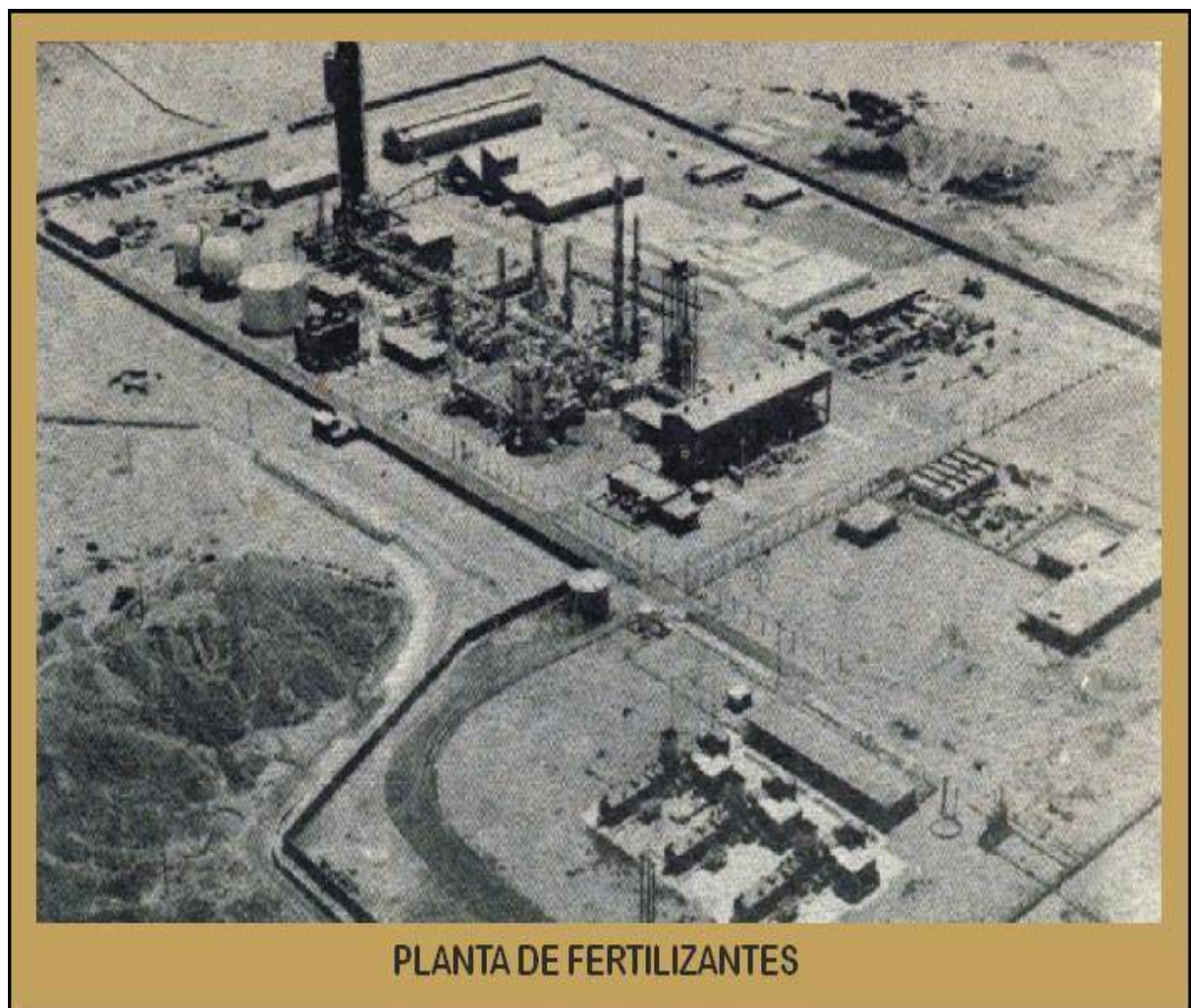


Figura 1.2. Antigua planta de fertilizantes del ex – complejo petroquímico de Talara.

1.5.3 DISTRIBUCIÓN DE PLANTA

1.5.3.1 PLANO UNITARIO

La distribución del área de proceso tiene un área total de 2800 m²

En este plano podemos apreciar la distribución de los equipos en un solo nivel, para lo cual se seguirá un tipo de distribución lineal en forma de u con bases de concreto la cual soportara la batería de equipos necesarios durante el proceso. De este modo se ahorrará espacio en el área de proceso, se obtendrá una mejor distribución respetando siempre los espacios libres para la supervisión del proceso y de los equipos.

1.5.3.2 PLANO MAESTRO

Considerando factores como acceso para la circulación de vehículos, seguridad, una distribución económica, que permita una correcta supervisión, circulación peatonal y un área necesaria para el mantenimiento, se estimó que el área total de la planta es de 14400 m², consideramos un factor de expansión y crecimiento a futuro del 50 % del área de proceso. En el plano maestro se pueden observar las diferentes áreas.

En cuanto a la distribución de los servicios auxiliares tales como el agua, vapor, planta de fuerza y una planta de tratamiento de agua residuales, que se han localizado en zonas próximas al proceso.

Tomando en cuenta la recreación y evitar estrés y fatiga en los trabajadores, con fines de mejorar su calidad de vida en el trabajo y su desempeño la planta cuenta con una plataforma deportiva, así mismo también se cuenta con una sala de reunión o instrucción para el personal o visitas, muchas áreas verdes, áreas de estacionamiento y vías espaciosa para vehículos a fin de facilitar el estacionamiento y vías espaciosa para vehículos a fin de facilitar el transporte de materia prima, productos, equipos de mantenimiento, etc.

1.5.3.3 AREA DE PROCESO

En el área de proceso se encontrarán los equipos principales de proceso: el reactor, el absorbedor, evaporador, separador flash, sistema de secado, intercambiador de calor.

1.5.3.4 AREA DE PLANTA DE FUERZA

La planta de fuerza se encuentra conformada por: caldero, ablandadores, tanque de agua blanda, tanque elevado, grupo electrógeno.

1.5.3.5 AREA DE ALMACÉN DE MATERIA PRIMA

El área destinada para esta función es una plataforma de almacenamiento techado para la recepción de materia prima a temperatura ambiente; para luego entrar como alimentación al proceso.

1.5.3.6 AREA DE ALMACÉN DE PRODUCTO TERMINADO

En esta área se almacenará el producto terminado, ETILENO, por 1 día (24 Hr.)

1.5.3.7 OFICINAS

En esta área se encuentran las oficinas administrativas, gerencia, jefatura, de contabilidad, secretaría, seguridad e higiene industrial y departamento de producción.

1.5.3.8 TALLER DE MANTENIMIENTO

Esta área estará a cargo de trabajadores experimentados en la solución de problemas y mantenimiento de los diferentes equipos que intervienen a lo largo del proceso, unidades de reacción y tratamiento con los implementos necesarios, así como de repuestos y accesorios útiles para tal fin. Para el normal funcionamiento de la planta.

Esta área se encuentra cercano al área de proceso en la cual se encuentran los diferentes equipos para facilitar una mejor supervisión y reparación de los equipos de ser necesarios.

1.5.3.9 LABORATORIOS

Para lograr un control preciso de la calidad del producto, se realizará un control detallado en la reacción que se lleva a cabo en los reactores, así mismo de los diferentes procesos que ocurren en los equipos posteriores, para ello se deben realizar periódicamente análisis de la corriente de proceso, control de calidad del producto y de la materia prima.

Para lo cual se requiere de un laboratorio equipado, con instrumentos modernos, adecuados y rápidos, con presencia en una zona cercana al área de proceso.

Los laboratorios así como los edificios administrativos se proyectan de material noble, con servicios higiénicos y vestidores para el personal, comedor, una zona de guardianía, así como facilidades de transporte y estacionamiento de unidades motorizadas dentro de la planta.

1.5.3.10 SERVICIOS MÉDICOS, PRIMEROS AUXILIOS

Como en toda industria tanto como trabajadores obreros, ingenieros, administrativos, y demás personal que labora en una planta. Estamos expuestos continuamente a situaciones de peligro, consecuencias ya sea de un acto o una condición insegura, produciendo una lesión o situaciones que requieran de primeros auxilios o una atención médica, para lo cual antes de empezar el trabajo al iniciar el proceso, se harán los arreglos para los medios médicos y personal capacitado para proporcionar la atención puntual al herido y para la consulta en la seguridad profesional y materias de salud. Se contara con un área destinada a un tópico con el fin de brindar atención inmediata a todo aquel personal que lo requiera ya sea por algún accidente de trabajo, algún siniestro o por decaimiento en su salud que afecte directamente a su rendimiento en sus labores.

1.5.3.11 PROTECCIÓN PERSONAL Y EQUIPO DE SEGURIDAD

Con el fin de mantener la seguridad e integridad física del trabajador que labora en la planta y cumpliendo las normas de seguridad estipuladas en los distintos Sistemas de Gestión Integrados, basado en las valoraciones de riesgos laborales así como también, el personal deberá contar con todos sus implementos de protección ante cualquier riesgo en el trabajo.

El empleador deberá brindar a sus empleados, capacitaciones y charlas de seguridad en la industria a fin de que se tenga conocimiento sobre la protección del personal y equipo de seguridad; para tener conocimientos sobre la importancia de los EPP y cuidado apropiado, inspección, comprobación, mantenimiento, vida útil, almacenamiento.

TABLA N° 1.5**AREAS DE LOS DIFERENTES SECTORES DE LA PLANTA (m²)**

SECTORES	AREA (m²)
Área de proceso	1428
Almacén de materia prima de insumos	300
Almacén de producto terminado	200
Planta de fuerza	400
Taller mantenimiento	225
Área deportiva	651
Patio de maniobras	825
Departamento de producción	125
Sala de Control	125
Área administrativa	169
Enfermería (tópico)	39
Vestuarios y servicios higiénicos	129
Comedor	116
Planta de Tratamiento de Aguas	500
Estacionamiento	256
Garita más servicio higiénico	139

FUENTE: ELABORADO POR LOS AUTORES

1.5.4 OBRAS CIVILES

1.5.4.1 SUELOS Y CIMIENTOS

El objeto de la cimentación es distribuir las cargas de las estructuras y equipo de tal forma que el asentamiento del suelo que soporta las cargas, no obligue a efectuar un trabajo excesivo de mantenimiento o perjudique la utilidad de la planta.

La selección del tipo de cimiento se ha hecho teniendo en cuenta que la planta en estudio se encuentra ubicada en Talara, cuyo terreno es de naturaleza arenosa y arcillosa. Según Vilbran & Dryden, la capacidad de carga de esta clase de terreno es de (3.7 Tn/pie²); de acuerdo a este valor, se ha elegido la cimentación con base de concreto reforzado.

Con este tipo de base se consigue que la intensidad de la presión sobre el suelo se reparta uniformemente sobre la cimentación.

Los cimientos para las oficinas, laboratorios, etc.; como son edificios ligeros, pueden ser simplemente la continuación hacia debajo de la pared de concreto con una base extendida simple de forma cuadrada, con el objeto de reducir la presión, y evitar el excesivo hundimiento.

Con el fin de asegurar el equipo, al cimiento se le coloca pernos de anclaje tipo desmontable; este tipo de perno facilita grandemente el montaje y desmontaje del equipo.

Los cimientos para tanque de almacenamiento verticales, son un solo bloque de concreto cuyas áreas son ligeramente superiores que las áreas ocupadas por los tanques.

En el área de estacionamiento se usa simplemente grava.

1.5.4.2.- ESTRUCTURAS Y EDIFICIOS

La estructura de este edificio a diseñar, debe predominar la estética y solidez de una planta moderna y teniendo en cuenta el clima caluroso de Talara y la naturaleza misma del proceso. La estructura de este tipo de edificio, permite la circulación del aire y de esta manera facilita la rápida y completa eliminación de vapores y gases de combustión.

Se emplea estructura totalmente cerrada en el almacén, con el objeto de que el producto no se mezcle con el polvo, ni tampoco las posibles lluvias que pueden desmerecer su calidad.

También se emplea estructura cerrada en las oficinas, laboratorio y comedor por razones de protección y confort.

Las estructuras cerradas y semicerradas son de material pre fabricado y la base de concreto de poca profundidad.

Para el caso de los talleres, laboratorios, almacenes, la caseta de control, control de planta serán estructuras cerradas; todos estos servicios deben cumplir con los siguientes requisitos de construcción:

A) Paredes y Techos

Las paredes serán de ladrillo y como aglomerante se usara cemento y arena; y los techos serán aligerados.

B) Pisos y Drenajes

La sala de procesamiento deberá poseer piso de cemento pulido con una débil pendiente que facilite la higiene. El piso de las oficinas será de losetas vinílicas y los baños con mayólica.

C) Puertas y Ventanas

Las puertas y ventanas deberán estar ubicadas con el fin de dar mayor accesibilidad al personal que transita en la planta.

D) Iluminación y Acondicionamiento de Aire

La necesidad de una buena iluminación en la planta es muy importante ya que el buen alumbrado estimula limpieza y sanidad general, en cuanto al acondicionamiento de aire se debe tomar en cuenta la comodidad de los empleados durante los meses de frío y calurosos del año, si es que se desea lograr eficiencia máxima en su línea de producción.

Para ello se deberá contar con iluminación en todas las áreas de la planta y en los espacios cerrados se deberá acondicionar el aire.

1.5.5 ALMACENAMIENTO

En este local de almacenamiento, se hace teniendo en cuenta las propiedades físicas y químicas del producto. El edificio de almacenamiento se dé concreto, el diseño de los tanques de almacenamiento se encuentra en el apéndice.

1.5.6 TALLER DE MANTENIMIENTO

Con el fin de efectuar reparaciones de los equipos deteriorados por el uso, se dispone de un taller equipado con taladros, esmeriles, torno, instrumentos para reparaciones de equipos eléctricos, soldaduras autógena, juego completo de llaves, etc. Para algunos servicios especiales se contará con los servicios particulares.

1.5.7 SEGURIDAD Y PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS

Se llama protección contra incendios al conjunto de medidas que se disponen en las plantas para protegerlos contra la acción del fuego.

Generalmente, con ellas se trata de conseguir tres fines:

- Salvar vidas humanas
- Minimizar las pérdidas económicas producidas por el fuego.
- Conseguir que las actividades de la planta puedan reanudarse en el plazo de tiempo más corto posible.

En la planta se manipula soda caustica (NaOH) el cual causa serias quemaduras en la piel, por consiguiente en las áreas donde está presente este reactivo debe existir chorros de agua, y en general equipos de primeros auxilios.

Como medida de seguridad contra incendios se instalaran extinguidores de polvo seco y el personal deberá conocer su funcionamiento y como apagar un incendio.

Para evitar incendios por cortocircuito, todas las instalaciones eléctricas serán subterráneas empotradas, y se instalaran interruptores tanto automático como manuales.

Se deberá contar con agua contra incendios como también extintores portátiles de espuma, dióxido de carbono y compuestos químicos secos para la prevención de los incendios, distribuidos en toda la planta de manera estratégica de tal forma que puedan ser ubicados fácilmente por el personal previamente calificado y entrenado ante cualquier incidente.

Para evitar cualquier percance el personal de la planta recibirá periódicamente cursos de conocimientos sobre primeros auxilios, manejo de equipo de seguridad, etc. así como entrenamiento en amagues de incendio.

1.5.8 LABORATORIO Y EQUIPOS

En este edificio se determina el grado y la calidad de los productos. Se obtiene mediante un estricto control químico del proceso de fabricación.

El laboratorio tendrá que ser operado por personal idóneo y tendrá que estar dotado de equipo y material necesario a fin de asegurar un normal mantenimiento. Los análisis se efectuarán cada turno de 8 horas.

Para obtener un eficiente funcionamiento de la planta se realizan periódicamente análisis de la corriente de proceso, control de calidad del producto y de la materia prima para lo cual se requiere de un laboratorio bien equipado, con instrumentos modernos, adecuados y rápidos con presencia en zonas cercana al área de proceso.

1.5.9 ALMACENAMIENTO Y TRANSPORTE

En casi todas las actividades es necesario desplazar los materiales para desarrollar las distintas fases del proceso productivo, procediendo al transporte y al almacenamiento de todas las materias primas, materiales en proceso, productos terminados y materiales auxiliares.

Los medios empleados para esta manipulación o transporte deben estar de acuerdo con el tamaño, forma y volumen del material y distancia a recorrer.

El mayor y más frecuente peligro que conlleva la manipulación de estos equipos es el mal funcionamiento de sus elementos, que puede tener graves consecuencias, ya sea por caída de objetos, caídas de altura, golpes o atrapamientos.

El etileno debe almacenarse en condiciones de precaución especiales ya que es muy volátil y muy inflamable, se debe almacenar adecuadamente y tener en vigilancia mediante instrumentación.

II. ESTUDIO DE INGENIERÍA

2.1 GENERALIDADES

En el presente capítulo analiza el proceso de obtención etileno a partir de etanol. Se describe varios procesos y se escoge el más simple y de mayor rendimiento.

En esta misma sección se realiza los balances de masa y energía, después se hace la selección y diseños de los equipos del proceso. Se termina haciendo la distribución de la planta en base a los tamaños de los equipos lo cual se presenta un plano unitario y un plano maestro.

2.2 SELECCIÓN DEL PROCESO

Las tecnológicas para producción de etileno a partir de etanol (ETE) son generalmente referidas a la deshidratación catalítica en fase gaseosa de etanol las cuales han sido estudiadas extensivamente. La reacción puede realizarse en un reactor de lecho fijo o lecho fluidizado. La ruta con lecho fijo ha sido licenciado por Chematur engineering AB/Halcon Scientific Design, y la tecnología con lecho fluidizado está licenciado por Lummus (Nexant, 2008). Existen algunos otros procesos de deshidratación que han sido reportados o patentados dentro de los cuales se incluye la de Petrobras Technology (Barracas, Joao & Coutinho, 1978) y Sinopec Technology (Teng, Wang, Xie, & GAn, 2008).

2.2.1 Tecnología de lecho Fluidizado de Lummus

El sistema de lecho fluidizado ha sido desarrollado desde 1979 para mejorar el rendimiento de etileno en base al control de la temperatura debido a que de esta manera se evita zonas muy calientes o frías. El rendimiento de etileno se incrementó a 99.5% con una selectividad a etileno de 99.6% y una conversión del etanol de 99.6% (Tsao & Howard, 1979). El catalizador utilizado puede ser cualquiera de la variedad de catalizadores de deshidratación tales como alúmina, silica-alúmina, arcillas acivadas y zeolitas. En esta tecnología, el catalizador de TZSM- 5 es preferido debido a su disponibilidad y porque puede regenerarse periódicamente para remover los carbones y alquitranes que se forman durante la reacción.

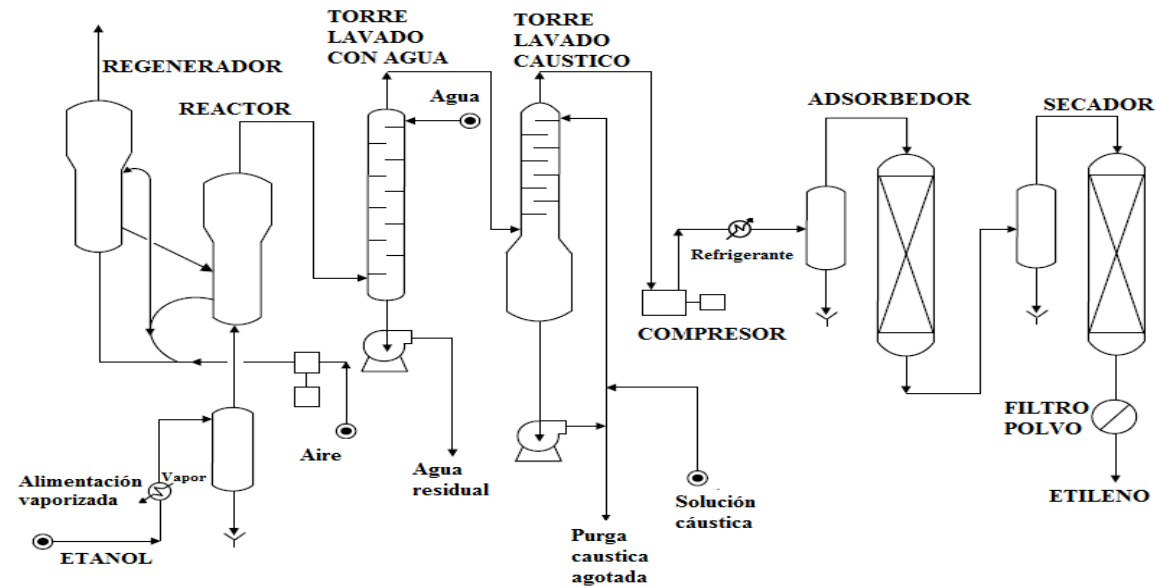
Las condiciones de operación, composición del efluente del reactor y el diagrama de flujo del sistema de lecho fluidizado de Lummus se muestra en la Tabla 2.1 y Figura 2.1.

Tabla 2.1 Condiciones de operación y composición del producto de la Tecnología Lummus

Condiciones de operación	
Temperatura, °F	750
Velocidad superficial promedio, pies/s	0.74
Tiempo de residencia, segundo	2.7
Presión, psig	9.6
Composición del efluente, % mol	
Agua	50.02
Etileno	49.75
Acetaldehído	0.04
Etanol	0.19

Fuente: Tsou & Howard, 1979

Figura 2.1. Diagrama de flujo del Proceso ETE fluidizado de Lummus.

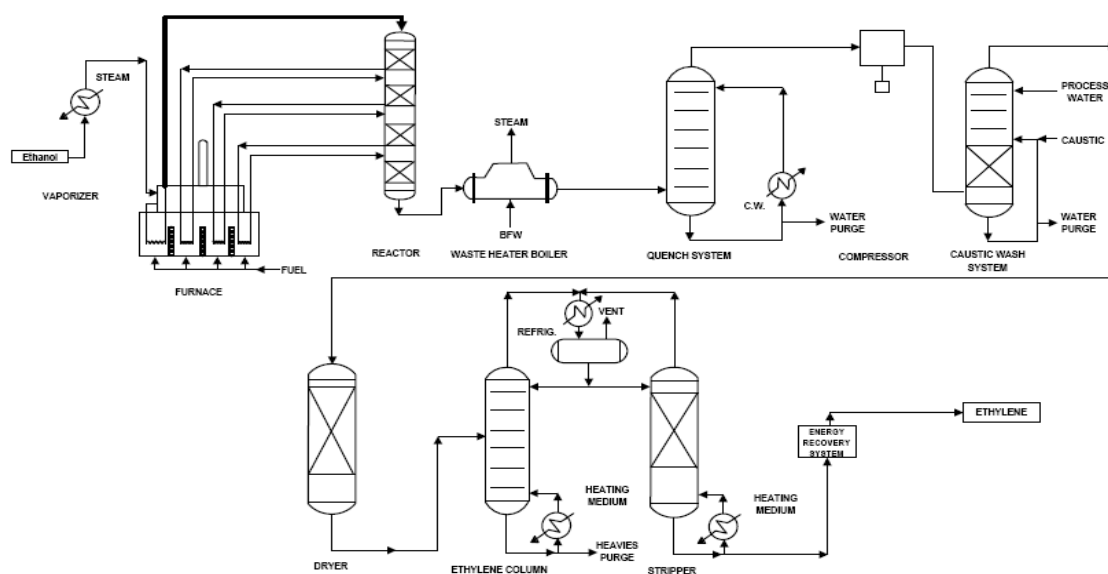


Fuente: APEC, 2009

2.2.2 Tecnología de lecho Fijo de Halcon Scientific/Chematur Engineering.

Chematur ha desarrollado un proceso de producción de etileno grado polímero usando el sistema de lecho fijo mostrado en la Figura 2.2. Utiliza un nuevo catalizador llamado catalizador Syndol el cual ha sido desarrollado por Halcon Scientific Design para su proceso de producción. Halcon sostiene que el catalizador Syndol puede permanecer en operación por ocho meses sin necesidad de regeneración y soporta una operación adiabática (APEC, 2008). Esto hace posible que el reactor de lecho fijo puede ser utilizado adiabáticamente en un rango de temperatura de 599°F a 797°F. Los rendimientos y conversión de etanol son de 99% y 99.8% respectivamente (Fariha, 2010).

Figura 2.2. Diagrama de flujo del Proceso de Halcon Scintific/Chematur Engineering.

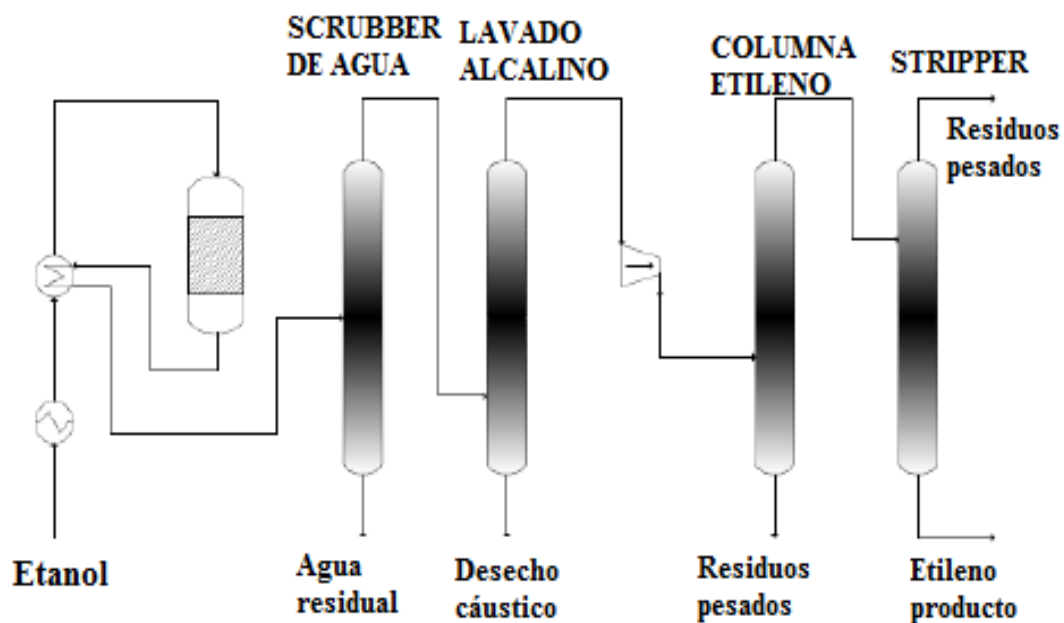


Fuente: APEC; 2009

2.2.3 Tecnología SINOPEC

SINOPEC ha desarrollado un catalizador de alúmina activada el cual tiene alta selectividad de etanol a etileno en un reactor de lecho fijo. La tendencia a formar coque es anulada eficientemente y por lo tanto no se requiere regeneración para este sistema. Como resultado, la selectividad a etileno y la conversión de etanol obtenida en este sistema son 97% y 99% en un rango de temperatura de operación de 340°C a 390°C según informa Teng et al. (2008). El diagrama del proceso se muestra en la Figura 2.3

Figura 2.3. Diagrama del flujo del Proceso ETO de SINOPEC



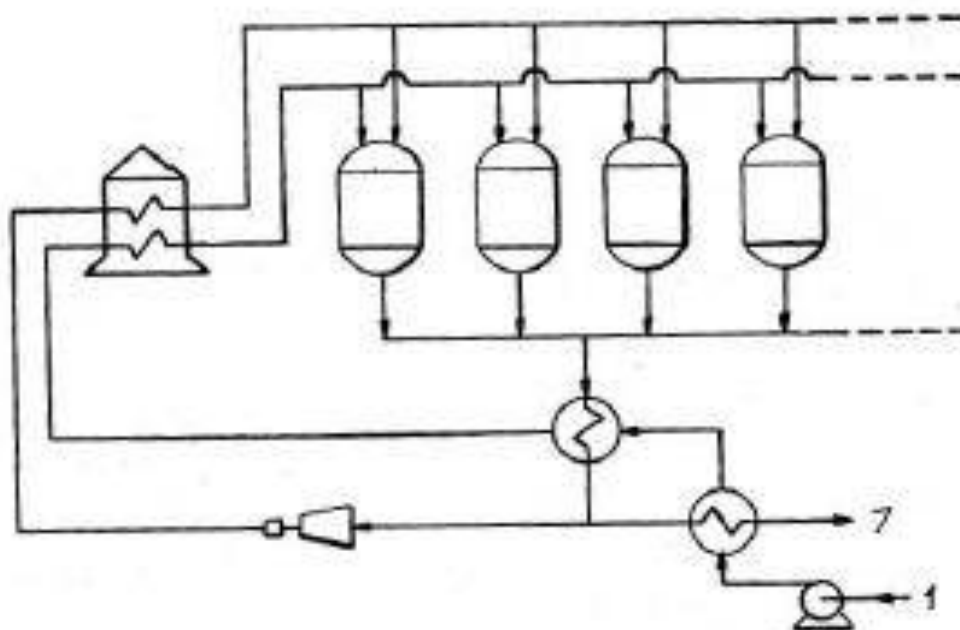
FUENTE: Teng et al., 2008

2.2.4 Tecnología Petrobras

Petrobras ha desarrollado un sistema de reacción el cual es una serie de reactores de lecho fijo que operan adiabáticamente. El arreglo comprende la introducción simultánea de alimentación fresca y del efluente del reactor el cual se utilizó como un fluido de transporte de calor sensible entre los reactores como se muestra en la Figura 2.4 (Barracas, et al., 1998). El catalizador preferido para este invento es alúmina o silica – alúmina debido a su disponibilidad.

El proceso de lecho fijo adiabático tenía una conversión de 98% y un rendimiento a etileno de 99.2% a una temperatura de operación entre 355 y 400°C. Este proceso aumenta el tiempo de vida del catalizador y podrá soportar periodos de seis o doce meses antes que sea regenerado (Morshbacker, 2009). El proceso tiene la ventaja de muy baja formación de productos indeseables, por lo tanto es económico pues permitirá ahorrar costos de equipos y mantenimiento (Fariha, 2010).

Figura 2.4. Petrobras: proceso de lecho fijo adiabático



Fuente: Barracas, et al., 1998.

2.2.5 Comparación de las Tecnologías

En la Tabla 2.2 se muestra en resumen la comparación de las tecnologías de producción de Etileno a partir de Etanol.

Tabla 2.2. Comparación entre diferentes tecnologías de ETE

TECNOLOGIA	LECHO FLUIDIZADO DE LUMMUS	CHEMATUR	SINOPEC	PETROBRAS
REACTOR	Lecho fluidizado	Lecho fijo	Lecho fijo	Lecho fijo
OPERACIÓN	Adiabático	adiabático	adiabático	Adiabático
TEMPERATURA (°C)	380	333 - 443	340 -390	355 - 400
CATALIZADOR	Amplia variedad	Syndol	Alúmina activada	Silica - Alúmina
CICLO DE REGENERACIÓN (MESES)	-	8	No Regeneración	6
SELECTIVIDAD A ETILENO (%)	99.6	97 - 99	97	97-99
RENDIMIENTO DE ETILENO	99.5	>99	>99	99.2

Fuente: Yin Yuen Yan, 2012.

En terminos de performance global, la tecnologia de lecho fluidizado de Lummus es comparativametne el mejor proceso debido a que se logra la casi conversion total del etanol con muy alta selectividad a etileno. La tecnologia produce un alto rendimiento de etileno, ademas el reactor de lecho fluidizado permite un control muy eficiente de la temperatura, velocidades altas de transferencia de calor y masa, y actividad catalitica uniforme.

Ademas, el proceso Lummus permite una operación continua y hace posible procesar grandes cantidades de reactantes con el minimo de dispositivos mecánicos y mano de obra (APEC, 2008). Ademas la tecnologia de lecho fluidizado puede procesar tres veces más que el reactor de lecho fijo comparando el mismo volumen de reactor. Por lo tanto, el sistema de lecho fluidizado de Lummus es más economico que cualquier otro sistema de lecho fijo para grandes produccciones.

2.2.6 Selección del Catalizador

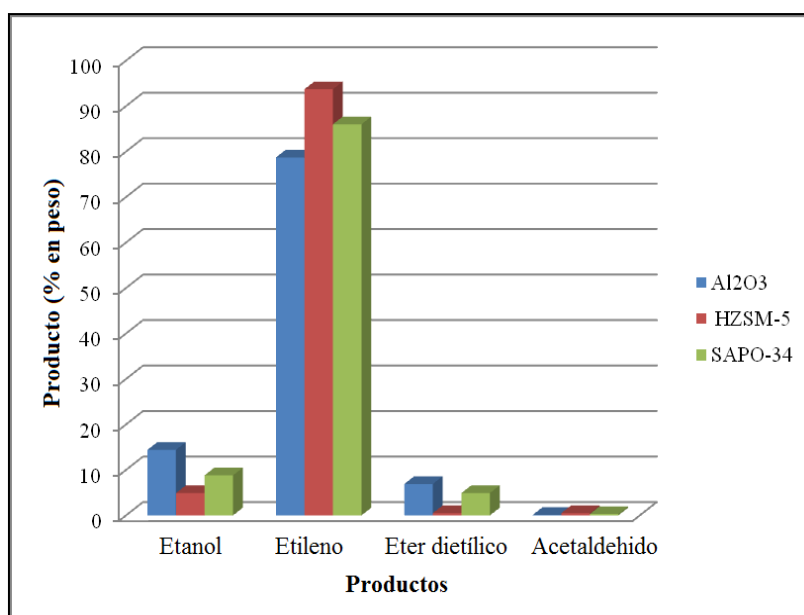
Un catalizador eficiente es la clave de la tecnología de industrialización de deshidratación del etanol a etileno. Catalizadores reportados para la deshidratación del etanol incluye silica alúmina (Roca, Mourgues & Trambouze, 1969), alúmina activada (Kojima, Aida & Asamia, 1981), heteropoliácido (Ali, Al-thabaliti, Alyoubi & Mokhtar, 2010), y zeolitas (Mao, Levesque, Mac Laughlin & Dao, 1987).

El catalizador basado en **alúmina activada** es el más importante tipo de catalizador para la deshidratación de etanol es el catalizador predominantemente utilizado en la producción industrial. Por ejemplo, TiO_2 / γ - Al_2O_3 tiene alta conversión del etanol y selectividad a etileno de 99.96% y 99.4% respectivamente (Tsao et al, 2010). Sin embargo, la alúmina activada tiene desventajas como baja actividad, bajo LHSV de la alimentación, alta temperatura de reacción y alto consumo de energía. Se sigue investigando de zeolitas a baja temperatura.

El **catalizador TZSM-5** es una zeolita con alto contenido de sílice. Permite el uso etanol muy diluido lo cual puede eliminar la necesidad de la deshidratación costosa del etanol. La temperatura de operación es debajo de 300°C y tiene una alta velocidad espacial horaria basada en el peso (WHSV) en el rango de 0.1 hr^{-1} a 50 hr^{-1} . En el 2011 Lu & Liu mejoraron un catalizador modificándolo con fosforo con la ventaja de obtener un catalizar más estable y activo.

El **catalizador de zeolita SAPO-34** es otro catalizador usado para la deshidratación de etanol. Tiene un menor rendimiento que el TZSM-5 pero tiene una mayor estabilidad.

En la **Figura 2.1** se compara el rendimiento de productos de diferentes catalizadores y se concluye la conversión de etanol con Al_2O_3 es más baja y que el TZSM-5 da el rendimiento más alto que los tres catalizadores.



Fuente: Zhang et al., 2008

Figura 2.1. Distribución de productos de diferentes catalizadores.

El catalizador de zeolita TZSM-5 se prefiere debido a que actividad y selectividad son las más alta que los otros catalizadores a una temperatura más baja. Da cerca de 100% de conversión de etanol y selectividad a etileno. Además, la regeneración en el proceso Lummus remueve el coque formado sobre los sitios activos del catalizador TZSM-5 lo cual mejora la reactividad y estabilidad del catalizador. Adicionalmente varios estudios han mostrado que modificaciones del TZSM-5 con especies de Mo o P han mejorado exitosamente su actividad y estabilidad. Por lo tanto, se considera con bastante certeza que el catalizador TZSM-5 es el más adecuado para el proceso ETE.

Por ejemplo Zhan et al. (2010) investigo al TZSM-5 modificado con lantano y fósforo. Con una composición de 0.5% La- 2% P – TZSM-5 lograron una selectividad a etileno de 99.9% y una conversión de etanol de 100% a una temperatura de 240°C, y lograron una mayor estabilidad y debe pasar 830 horas antes que pierda su reactividad.

2.3.- DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO

El proceso basado en la deshidratación del etanol en forma de vapor a etileno consiste de dos etapas las cuales son la etapa de deshidratación para convertirlo a etileno y la etapa de purificación la cual remueve el agua del etileno producido.

En la etapa de deshidratación, la tecnología con lecho fluidizado de Lummus es usado como se muestra en la Figura 2.3. El etanol líquido a la presión atmosférica es bombeado a la presión de operación y es vaporizado a la temperatura de reacción. El etanol vaporizado (10) es luego introducido dentro del reactor de lecho fluidizado (11). El reactor contiene un catalizador adecuado y un lecho catalítico (12) mantenido en estado fluidizado por el etanol gaseoso que ingresa en el reactor. El reactor de lecho fluidizado se mantiene a las condiciones de deshidratación las cuales son 398°C y 9.6 psig.

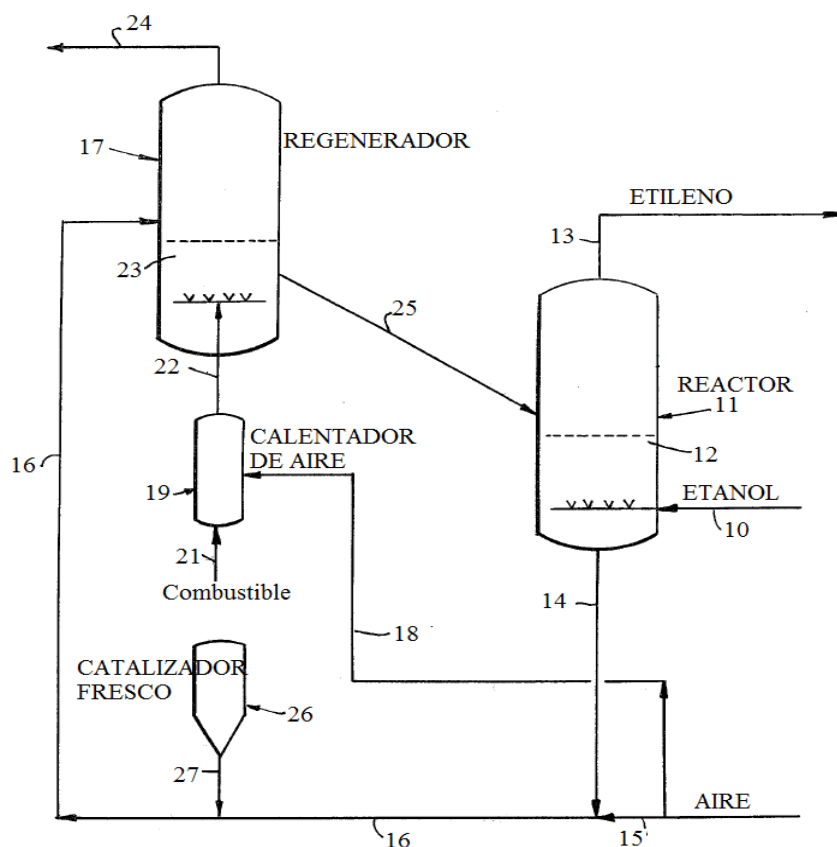


Figura 2.2. Proceso Lummus de ETE.

La literatura especializada reporta para el año 2024 un conversión de 99.6% y una selectividad de 99.4%. Considerando los avances en la tecnología de catalizadores para el proyecto se considera una conversión de 99.9% y una selectividad de 99.7%.

El tiempo de residencia para la reacción es seleccionado para lograr la conversión deseada a la temperatura de operación. Este tiempo de residencia varía entre 1 a 10 segundo dependiendo de la temperatura de operación. Para el presente proyecto que se trabaja a 380°C se necesitará solo 2.0 segundos de tiempo de residencia (Utah Tsao & Zasloff, 1979).

El etanol es introducido a una velocidad superficial suficiente para mantener el lecho catalítico en estado fluidizado. Las velocidades recomendadas varían entre 0.25 a 3 pies/segundo.

Los productos son separados del reactor y una parte del catalizador desactivado es transportado al regenerador (17) utilizando aire.

El catalizador fresco almacenado en una tolva (26) es transportado al regenerador junto con el catalizador desactivado. El catalizador es mantenido en estado de lecho fluidizado en el regenerador por el aire calentado indirectamente con la quema de combustible en el calentador de aire (19). El regenerador opera a la temperatura que permita calentar el catalizador desactivado así como para quemar el carbón y alquitrán formado durante la reacción de deshidratación. El catalizador caliente es entonces introducido dentro del reactor para proporcionar el calor requerido por la reacción de deshidratación isotérmica y los sub-productos de la combustión son retirados del regenerador a través de la línea 24.

Para remover las trazas de dióxido de carbono en la corriente gaseosa producto del reactor (13) se lava el gas con hidróxido de sodio en una torre de lavado cáustico. Previamente la corriente gaseosa se enfría a 35°C y algo de agua se condensa. Se hace pasar a través de un absorbedor donde la corriente de lavado ingresa por la parte superior.

En la parte inferior del absorbedor sale la corriente de agua caustica la cual contiene cantidades muy pequeñas de etileno y etanol. Estos componentes se

recuperan en separador flash. Parte del agua del separador flash son recicladas como agua de lavado de la torre absorbidora.

La parte superior de la torre de absorción que contiene aproximadamente 99.7% mol de etileno se comprime y pasa a través de un lecho desecante con mallas moleculares para producir etileno de grado polímero con una pureza cercana a 100% mol de etileno.

2.4 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

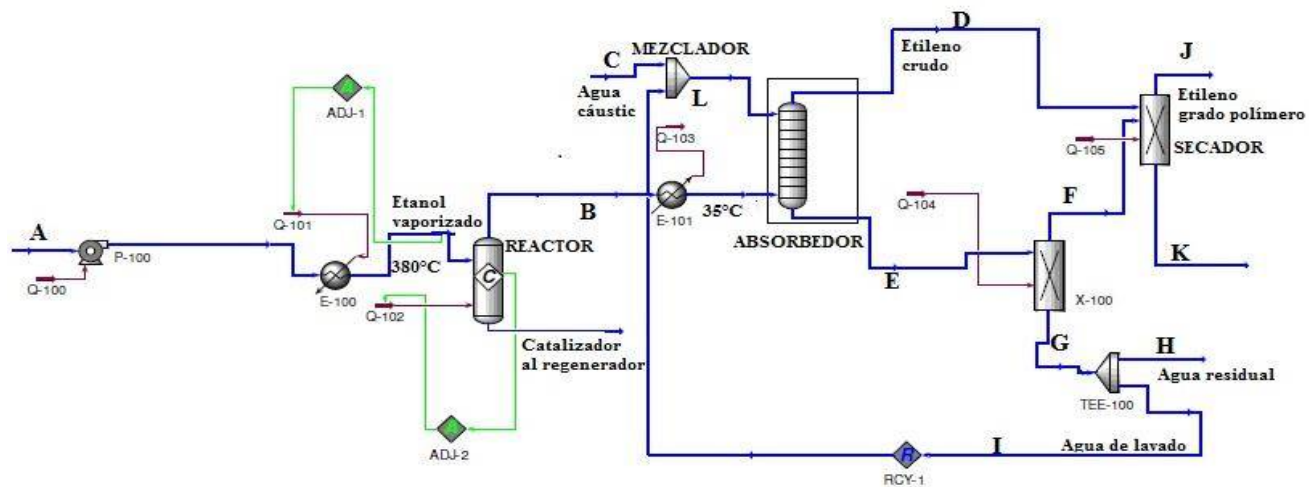
El balance de masa se ha realizado en base a una producción de 6250 kg/hr de etileno. Los cálculos en detalle se muestran en el Apéndice.

El balance de energía global se ha realizado en base a los datos de Arvidsson & Lundin (2014) quienes proponen tres escenarios: operación de una fábrica de producción de etanol independiente para abastecer a la planta de etileno, una fábrica de producción de etileno independiente de la planta de producción de etanol, y una biorefinería que integraría la planta de producción de etanol y de etileno en un solo complejo donde se optimizaría el uso de los recursos energéticos para producción de calor y de frío. Los datos, para la presente planta industrial se muestran en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3. Balance de energía en distintos escenarios de producción de etileno, 50000 ton/año.

Fuente: Arvidsson & Lundin, 2014.

Configuración	Servicio de calentamiento, mínimo (MW)	Servicio de enfriamiento, mínimo (MW)	Electricidad neta (MW)	Combustible neto (MW)
Planta de etanol autónoma	28.05	36.9	6.1	0.0
Planta de Etileno autónoma	4.70	12.1	-1.1	3.98
Biorefinería	19.8	35.28	2.0	-2.0



BALANCE DE MASA

PRODUCCIÓN DE ETILENO
A PARTIR DE ETANOL 96°
GL

6250 Kg ETILENO/HORA

1.7723 kg etanol/kg etileno

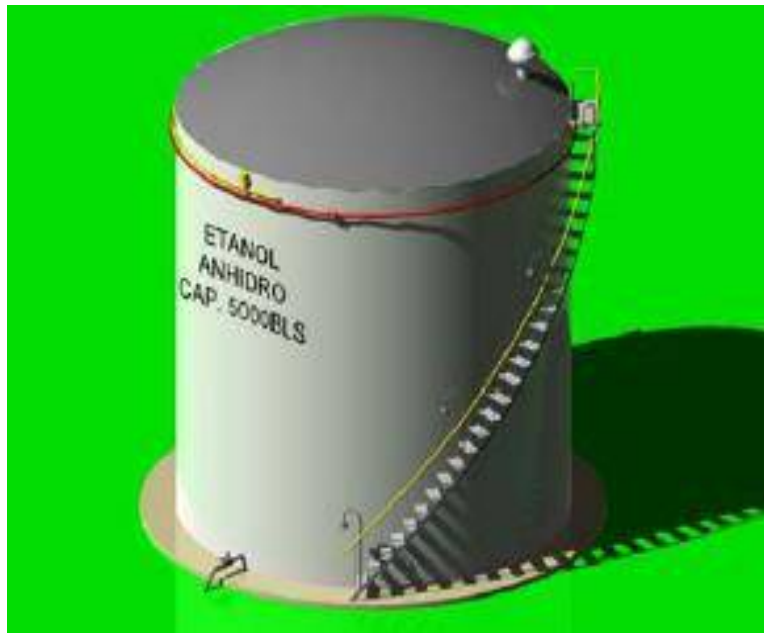
	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
Etanol	10301.755	10.3018			26.6605	5.3321	21.3284	4.9697	16.3587		5.3321	16.3587
Agua	775.401	4791.417	338.614	273.0629	13380.079	267.601	13112.478	4589.367	8523.110		540.664	8861.725
Etileno		6245.570		5933.292	312.278	312.278				6245.5702		
Acetaldehído		24.61			73.4595		73.4595	24.6100	48.8495			48.8495
Eterdietílico		4.139		3.311	0.8278	0.8278				3.3112	0.8278	
Hidrógeno		1.1186		1.118						1.1186		
NaOH			3.1016		8.8617		8.8617	3.1016	5.7601			4.2093
TOTAL	11077.156	11077.156	341.716	6210.784	13802.167	586.04	13216.127	4622.048	8594.079	6250	546.834	8935.795

2.5 DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS DEL PROCESO

En base al balance de masa y energía se detallan a continuación los equipos principales y auxiliares que se necesitaran para el proceso de producción de etileno a partir de etanol.

2.5.1 Tanque de almacenamiento de etanol.

- Función: Almacenar etanol de 96°GL, para 2 días de producción
- Capacidad nominal: 400 m³
- Volumen de trabajo: 330 m³
- Diámetro: 7736 mm
- Altura: 8509 mm



- Fabricado bajo norma API650
- Material de construcción: fierro dulce, 3/8 de espesor
- Interior: membrana flotante
- Domo: geodésico
- Protección catódica por corriente impresa
- Pintado externamente con pintura epóxido fenólico
- Con instrumentación para control nivel y medición de volumen

2.5.2 Bomba de etanol

Función: bombear etanol 96°GL hacia el vaporizador e ingresarlo al reactor

- Tipo de bomba: centrífuga
- Capacidad nominal: 65 gpm
- Capacidad requerida: 60.22 gpm
- Presión de bombeo requerida: 40 psi
- Presión de diseño: 60 psi
- Potencia: 2.5 HP
- Succión y descarga: 3 pulg
- Material: acero inoxidable AISI 316
- Diámetro del impulsor: 9 pulg



2.5.3 Evaporador de etanol 96°GL

- Función: calentar y evaporar el etanol de 96°GL hasta 380 °C
- Calor requerido: 18.0347×10^6 BTU/hr
- Intercambiador: de casco y tubo, horizontal, 2-6
- Diámetro del casco: 35 pulg
- Tubos: 454 de 1 pulg DE, 11 BWG y 12' de largo
- Área de transferencia requerida: 2460.53 pie²
- Área de cada intercambiador: 1425 pie²
- Número de intercambiadores: 2, con un total de 2850 pie²
- Medio de calentamiento: aceite térmico sintético (hasta 427°C)
- Se cuenta con sistema de calentamiento del aceite HC - 2 del fabricante Sigma Thermal.

2.5.4 Reactor de deshidratación

- Función: realizar reacción de deshidratación del etanol
- Tipo de reactor: lecho fluidizado, sistema de regeneración catalizador
- Conversión y selectividad: 99.9% y 99.7%
- Temperatura del reactor: 390°C
- Volumen total del reactor: 11.628 m³
- Volumen de la cámara de reacción: 9.69 m³
- Altura total del reactor: 3.898 m
- Diámetro del reactor: 1.949 m

2.5.5 Enfriador de la corriente que sale del reactor

- Función: enfriar corriente gaseosa que sale del reactor de 390°C a 35°C
- Medio de enfriamiento: agua helada 4°C
- Calentador seleccionado: placa y marco
- Placa: 10.4167 m de altura x 3.08333 m de ancho
- Número de placas: 50
- Material: acero al carbono.
- Conexiones: lado frio y lado caliente: 10 pulg.

2.5.6 Absorbedor

- Función: absorber los componentes solubles en agua que acompañan al etileno.
- Temperatura de trabajo: 30°C
- Diámetro: 1.307m
- Altura de relleno: 7.6 m
- Tipo de relleno: anillos Rashing, de 3 pulg, cerámico.

2.5.7 Separador Flash

- Función: separar los componentes ligeros del agua
- Altura: 12.77 pies
- Diámetro: 3.0 pies
- Tiempo de retención: 5 minutos
- Altura de desgasificación: 4 pies
- Eliminador de niebla: 0.5 pies

2.5.8 Secador de etileno

- Función: eliminar el agua del etileno
- Sistema utilizado: un separador flash y un absorbedor

Separador flash:

- Humedad final: 2% (aproximado)
- Diámetro: 3.5 pies
- Altura: 6.1515 pies

Absorbedor:

- Diámetro: 1.0 m
- Altura: 3.72 m
- Cinco lechos de adsorbente separados por espacios de 20 cm.
- Total de adsorbente: 2267.72 kg
- Tipo de adsorbente: molecular de 3 A°

2.5.9 Bomba de recirculación

- Función: recircular la corriente I
- Tipo de bomba: tipo K 31 –T (Bombas SACI)
- Potencia: 3 HP
- Diámetro de tubería de succión: 2 pulg
- Diámetro de tubería de descarga: 1 ¼ pulg

2.5.10 Tanque de almacenamiento de etileno

- Tipo: tanque de almacenamiento criogénico, horizontal
- Construcción: interior de acero con 9% de níquel, exterior de acero al carbono.
- Espacio intermedio: con aislamiento con perlita expandida
- Volumen total: 300 m³
- Diámetro: 3.658 m
- Longitud: 38 m.



III. CONSIDERACIONES AMBIENTALES

En esta sección se hace un breve análisis de los posibles impactos ambientales que se tendría al instalar la planta de etileno a partir de etanol.

Se tiene tres fuentes de contaminación:

- a) Corriente de purga: según los cálculos mostrados en el Apéndice esta corriente contiene 0.64 % de materia orgánica, donde sobresale etanol y acetaldehído. Se considera que esta corriente debe someterse a un tratamiento mínimo para disminuir la carga orgánica. Estos componentes orgánicos son de fácil oxidación a compuestos inocuos como dióxido de carbono.
- b) Corriente de salida del sistema de secado: esta corriente de agua esta carga con 1.126% de materia orgánica (etanol y Eterdietílico). Por el contenido relativamente alto de materia orgánica se necesita obligatoriamente un tratamiento antes de ser dispuesto a la línea de desagüe. Se propone un tratamiento biológico tipo filtro de percolación, el cual tiene una eficiencia de remoción de 90% de carga orgánica (Ramalho, 2006).
- c) Corriente de salida del regenerador de catalizador: este flujo no está cuantificado, pero resulta del gas formado por la combustión de las moléculas de carbono que se adhieren en la superficie del catalizador. Debido a que la regeneración es continua y la cantidad de carbono que se debe eliminar por hora es muy pequeña, entonces los gases de combustión formados serán en pequeña cantidad y por lo tanto no se considera un problema de contaminación. Se debe tener cuidado de que la chimenea tenga la altura suficiente para evitar contaminación a los trabajadores de la futura planta industrial.

IV. EVALUACIÓN ECONÓMICA

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 industriales. 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, indicados en el apéndice.

4.1 ESTIMACIÓN DE INVERSION TOTAL

La inversión total es el capital necesario para la ejecución del proyecto y se estima en **\$ 5264654 dólares**.

La inversión total está constituida por el capital fijo total que asciende **\$3435795**; y un capital de trabajo u operación estimada en **\$ 1828860**.

4.1.1 CAPITAL FIJO TOTAL

- COSTO FIJO

El costo fijo es de **\$3435795** y está formado por la suma de los costos directos y los costos indirectos de la planta.

4.1.1.1 COSTO DIRECTO O FÍSICO

EL costo directo es **\$2835000** y está constituido por:

- A. Costo total del equipo de proceso instalado.
- B. Costo total del equipo auxiliar de proceso instalado.
- C. Costo total de tuberías y accesorios.
- D. Costo total de aislamiento para tubería y equipo.

- E. Costo total de instrumentación.
- F. Costo de instalaciones eléctricas.
- G. Costo de edificios.
- H. Costo de estructuras.
- I. Costo del equipo analítico de laboratorio.
- J. Costo de terreno y mejoras.

4.1.1.2 COSTOS INDIRECTOS

EL costo indirecto es **\$600795** y está constituido por:

- K. Costo de ingeniería y supervisión.
- L. Comisión para contratistas.
- M. 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 2015 según la fuente Matches.

El costo CIF del equipo principal y auxiliar a precios del 2015 asciende a 1840670 dólares, y colocado en planta asciende a **1877483 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 6.1.

B. COSTO DE INSTALACION DE TODOS LOS EQUIPOS:

Por ser los equipos modulares se considera 15% del costo del equipo puesto en la planta, es decir: **\$281623**.

C. TUBERIAS 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. 5% del costo del equipo total. Llega a **\$93874**

D. AISLAMIENTO TÉRMICO

La estimación de costos se realiza teniendo en cuenta el tipo de aislamiento el cual, incluye el costo de compra y de instalación. Los módulos incluyen su envoltimiento. 3% del costo del equipo total. Llega a **\$56325**.

E. INSTRUMENTACION Y CONTROL

Este renglón ha sido estimado según los costos unitarios de los principales equipos a usar en automatización de la planta. La planta es semi-automatizada. El costo es **\$93874**.

F. INSTALACIONES ELECTRICAS

Se estima de acuerdo a las recomendaciones dadas por P & T., siendo el 4 % del costo de compra total del equipo, se obtuvo un valor de **\$75099**.

G. ESTRUCTURAS DE LA PLANTA

El costo de estructuras incluye los costos de cimentación para el área de proceso a precios locales. Realmente el costo es mínimo puesto que se instalara dentro de los ambientes de la antigua planta de fertilizantes del ex complejo petroquímico de talara. El costo asciende a **\$56325** dólares.

H. SERVICIOS

Incluye los gastos de instalaciones de agua, vapor, aire comprimido. Es 15% del costo del equipo en planta y de **\$281623**.

I. 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. La planta será instalada dentro de ambientes de la Antigua planta de fertilizantes del ex complejo petroquímico de Talara. El costo considerado es de solo **\$56325**.

J. 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 **\$2835000**.

K. INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN

Por ser un sistema modular, se considera el 10% del costo total de la planta. El valor asciende a **\$187748**

L. COSTO DE LA CONSTRUCCIÓN

Se considera 10% del costo total de la planta. Asciende a **\$187748**.

M. COSTO DE SEGUROS E IMPUESTOS DE LA CONSTRUCCIÓN:

Por estar dentro de la Antigua planta de fertilizantes del ex complejo petroquímico de Talara. El costo considerado es de solo **\$56325**.

N. COSTO DE HONORARIOS PARA LOS CONTRATISTAS

Este se considera el 5 % del costo físico de la planta, **\$93874**.

O. GASTOS IMPREVISTO

Se ha considerado **\$75099**, 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 4% del costo total de la planta.

P. 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 **\$600795**

Q. INVERSIÓN DE CAPITAL FIJO

Es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales. Llega a **\$3435795**.

4.1.2 CAPITAL DE PUESTA EN MARCHA O CAPITAL DE TRABAJO

Para este caso 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 **\$53598**.

Se considera que se va procesar en forma intermitente, 300 días al año, en solo turno de 8 horas:

- A. Inventario de materia prima:** por cercanía a la planta de etanol se considera 4 días de inventario. Alcanza la suma de **\$663860**
- B. Inventario de materia en proceso:** se considera un día del costo total de producción. En promedio es **\$.165000**
- C. Inventario de producto en almacén:** se considera el costo de manufactura para una semana de producción **\$305555**.
- D. Cuentas por cobrar:** equivale a un mes de ventas. **\$388888**.
- E. Disponibilidad en caja:** costo de un mes de producción. Sirve para pagar salarios, suministros e imprevistos y esto Ascende a **\$305555**.

∴ **LA INVERSION TOTAL:** Es la suma de capital fijo más el capital de trabajo, y alcanza el valor de **\$5264654**.

Tabla 4.1: Plan Global de Inversiones

1. ACTIVOS FIJOS				\$3,435,795
1.1. Costos directos				
	Costo de equipos en planta	\$1,877,483	\$2,835,000	
	Costos de instalación	\$281,623		
	Costo de instrumentación y control	\$93,874		
	Aislamiento térmico	\$93,874		
	Costo de tuberías y accesorios	\$93,874		
	Costo de sistema eléctrico	\$75,099		
	Costo de edificios	\$56,325		
	Costo de mejoras de terrenos	\$56,325		
	Costo de servicios	\$281,623		
Total costos directos				
1.2. Costos indirectos				
	Costos de ingeniería y supervisión	\$1,877,483	\$600,795	
	Costo de la construcción	\$187,748		
	Costos de seguros e impuestos a la construcción	\$56,325		
	Costo de honorarios para los contratistas	\$93,874		
	Costo de imprevistos	\$75,099		
Total costos indirectos				
2. CAPITAL DE TRABAJO				
	Inventario de materia prima	\$663,860	\$1,828,859	
	Inventario de materia prima en proceso	\$165,000		
	Inventario de producto en almacén	\$305,555		
	Cuentas por cobrar	\$388,888		
	Disponibilidad de caja	\$305,555		
Total capital de trabajo				
INVERSIÓN TOTAL DE PROYECTO				\$5,264,654

Fuente: Elaboración: Propia, 2015.

4.1.3 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 **\$64520506**. El resumen de la estima del costo de producción y del costo unitario se muestra en la Tabla 7.2.

4.1.3.1 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 **\$6'395,389**.

- MATERIA PRIMA

La materia prima utilizada para la producción de producto incluye los costos del agua, Catalizador, y el tanque de almacenamiento de etileno criogénico. Para la capacidad diseñada el costo total asciende a **\$63730530**.

- MANO DE OBRA

Dependen 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.

El costo de mano de obra por año asciende a **\$.117000**

- **SUPERVISION E INGENIERIA**

Se considera de 10 - 20% del costo de mano de obra **\$23400.**

- **MANTENIMIENTO Y REPARACIONES**

2-10% de la inversión de capital fijo. Se va a considerar 2%. **\$68716.**

- **AUXILIARES Y SERVICIOS**

10% del costo de mantenimiento y reparación **\$6872.**

B. COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACIÓN

Comprende los gastos de laboratorio, cargas a la planilla y los gastos generales de la planta. Ascende a **\$600795**

- **CARGAS A LA PLANILLA**

Constituye todos los gastos por concepto de beneficios sociales. Se ha considerado como el 21% **(\$24570)** 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: 10 - 20% del costo de mano de obra. Ascende a **\$23400**

- **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 de 10 – 20 % del costo de mano de obra. Ascende a **\$23400.**

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 **\$446653**.

- 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 **\$343579**.

- IMPUESTOS

El pago de impuestos a la propiedad para zonas poco pobladas se considera del 1 – 4 % del capital fijo total, **\$68716**.

- SEGUROS

Se ha considerado del 0.4 – 1 % del capital fijo total, **\$34358**.

4.1.3.2 GASTOS GENERALES (VAI)

Comprende los gastos realizados por concepto de: administración, ventas y distribución, investigación y desarrollo. Y se ha tomado como el 6% de las ventas totales, **\$49094**.

A. ADMINISTRACIÓN

Comprende los gastos por derecho de salarios de funcionarios, contadores, secretarias, así como los gastos de gerencia de actividades administrativas. Se estima como el 10% del costo de la mano de obra, supervisión y mantenimiento. Asciende a **\$20912**.

B. VENTAS Y DISTRIBUCIÓN

Incluye los costos por derecho de publicidad para la venta del producto, así como los gastos para la distribución. Se estima como el 5 % del costo fijo de fabricación. Asciende a **\$22332**.

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 5% de la mano de obra, **\$5850**.

4.1.3.3 COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN:

Es igual a la suma del costo de fabricación y los gastos generales (VAI).
Asciende a **64520506 dólares**.

4.1.3.4 COSTO UNITARIO:

La producción diaria 150000 kg/día, trabajando 333.3333 días al año significa 5 millones de Kg al año de etileno, por lo tanto el costo unitario es de **1.2904 dólares/Kg**.

4.1.3.5 BALANCE ECONÓMICO Y RENTABILIDAD

En el análisis de la rentabilidad del proyecto se considera el precio de venta puesto en la fábrica de \$ 1.40 dol/Kg.

4.1.3.6. RETORNO SOBRE LA INVERSIÓN

- Antes del 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 **85 %**, lo que demuestra la factibilidad económica del proyecto.

Tabla 4.2: Costo de Manufactura y Costo Unitario

1. COSTOS DE MANUFACTURA			
1.1.COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA			
	Costos de materia prima	\$63,730,530	\$63,953,389
	Costo de mano de obra	\$117,000	
	Costo de supervisión e ingeniería	\$23,400	
	Costo de mantenimiento y reparación	\$68,716	
	Costo de auxiliares y servicios	\$6,872	
	Costo de suministros de operación	\$5,672	
TOTAL COSTOS DIRECTOS			
1.2.COSTOS INDIRECTOS DE MANUFACTURA			
	Costos de planillas	\$24,570	\$71,370
	Costo de laboratorio	\$23,400	
	Costos generales de planta	\$23,400	
TOTAL COSTOS INDIRECTOS			
1.3.COSTOS FIJOS DE MANUFACTURA			
	Depreciación	\$343,579	\$446,653
	Impuestos	\$68,716	
	Seguros	\$34,358	
TOTAL DE COSTOS FIJOS			
1.4.GASTOS GENERALES			
	Administración	\$20,912	\$49,094
	Ventas	\$22,332	
	Estudios y proyectos	\$5,850	
TOTAL GASTOS GENERALES			
COSTO TOTAL DE MANUFACTURA			\$64,520,506
2. COSTO UNITARIO			
Producción: 150000 kg/día = 5 millones de Kg por año			\$1.2904 \$/kg

Fuente: Elaboración: Propia, 2015.

- 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 **75.56%**, 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 **0.9041 años** y después de impuestos es de **1.1549 años**.

B. VALOR ACTUAL NETO

Basándose en el año 2015, se ha estimado el valor presente del flujo de dinero de acuerdo a la inversión total, al flujo de dinero después de los impuestos y al capital de operación con una tasa de interés anual del 15% y una vida económica de 5 años. Según esto, el valor actual neto de dinero asciende a **\$789698**.

C. 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 **9.3791%** de la capacidad total de la planta.

Tabla 4.3: Estado de Pérdidas y Ganancias.

ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS	CANTIDADES	SIMBOLOS
PRODUCCION ANUAL	50,000	Tn/año
PRECIO DE VENTA POR UNIDAD	1.4	\$/Kg
INGRESOS NETO DE VENTAS ANUALES	70,000,000	\$
COSTO TOTAL DE FABRICACION	64,520,506	\$
UTILIDAD BRUTA	5,479,494	\$
IMPUESTO A LA RENTA (30%)	1,643,848	\$
UTILIDAD NETA	3,835,646	\$
INGRESOS 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	

Fuente: Elaboración: Propia, 2015.

Tabla 4.4: Análisis Económico.

VALORES CALCULADOS	VALOR	ACEPTABLE
a. Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos	85 %	> 30 %
b. Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos	75.56%	> 12 %
c. Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos	0.90	< 5 años
d. Tiempo de recuperación del dinero después de impuesto	1.16	< 3 años
e. Punto de equilibrio	9.38%	< 50%

Fuente: Elaboración: Propia, 2015.

CONCLUSIONES

1. De análisis de mercado

Se evaluó las condiciones de mercado de la demanda de etileno considerándolo como un insumo para polietileno de baja y alta densidad, así como de PVC. Se determinó que para el año 2024 se necesitará para dichos productos cerca de 660 mil toneladas de etileno. En base a la disponibilidad de materia prima se ha considerado un tamaño de planta de 50,000 toneladas al año de etileno. Por la cercanía a los productores de etanol la planta se ubicaría en el ex – complejo de fertilizantes, plantas de negro de humo y plantas de solventes de Petroperú.

2. De análisis técnico

Se evaluaron las condiciones tecnológicas de la producción etileno a partir de etanol, dando énfasis en la selección del catalizador que permita conversiones y selectividad cercanas a 100%. Se presenta el diagrama de flujo con el balance de masa y energía simplificado, así como la lista de equipos principales para asegurar el desarrollo del proceso.

3. De análisis financiero

Se evaluó de factibilidad financiera y se hizo un análisis económico. La inversión alcanza un valor de 5'264,654 dólares. El costo de producción es de 1.29 dólares/kg de etileno. Considerando un precio de venta de 1.40 dólares por kilogramo (precio ex – fábrica) se obtuvo una tasa interna de retorno sobre la inversión después de impuestos de 75.56%, un periodo de recuperación del dinero de 1.155 años, y un punto de equilibrio de 9.37%.

4. De análisis ambiental

El impacto ambiental es muy bajo. Se sugiere dos métodos de tratamiento y se considera un costo de equipamiento de 120 mil dólares.

RECOMENDACIONES

- ✎ Instalar la planta etileno a partir de etanol para cubrir la demanda de mercado que el Perú requiere para abastecer las distintas industrias.
- ✎ Instalar una biorefinería que acople una fábrica de etanol y una fábrica de etileno con fines de ahorro de energía.
- ✎ Incentivar la investigación en la búsqueda de nuevos catalizadores que permitan conversiones y selectividades de 100%.
- ✎ Realizar un estudio de suelos, porque el estudio de los suelos tiene una gran importancia, sobre todo en nuestro país, para el levantamiento de la estructura de planta.
- ✎ Realizar un estudio climatológico con el fin de que se pueda prevenir cualquier tipo de fenómenos que pueden causar daños secundarios al proceso.

V. BIBLIOGRAFÍA

- ALI, T. T., AL-THABAITI, S. A., ALYOUBI, A. O., & MOKHTAR, M. 2010.** Copper substituted heteropolyacid catalyst for selective dehydration of ethanol. *Journal of Alloys and Compounds*, 496, 553-559.
- APEC – Asia Pacific Economic Cooperation. 2008.** Bio-refineries for energy and trade in the APEC region. Paper presented at workshop on Implication of Bio-refineries for Energy and Trade in the APEC Region, Chinese Taipei.
- BARRACAS, V., JOAO, B., & COUTINHO, R. 1978.** Process for preparing ethane. United State Patent, US 4232179
- CAMERON GREGORY. 2012.** Process Design for the production of ethylene from ethanol. Department of Chemical and Biomolecular Engineering University of Pennsylvania. School of Engineering and Applied Science.
- CASANOVAS, J.G.; MORELL, V.M.; BLANCO, L.C.; MARTINEZ, J.L.; MATA, R.S. & CARBALLO, C.N. 2010.** Planta de producción de acetaldehído. Tesis de pregrado. Universidad Autónoma de Barcelona.
- CHEN, G., LI, S., JIAO, F., & YUAN, Q. 2007.** Catalytic dehydration of bioethanol to ethylene over $\text{TiO}_2/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ catalysts in microchannel reactors. *Journal of Catalysis Today*, 125 (1-2), 111-119.
- DIQUIMA. 2014.** Etileno y derivados. Tecnología Química Industrial.
- FARIHA, A. 2010.** Green technologies: From ethanol to ethylene. Paper presented in International Organization of Pakistani Women Engineers.
- GARCIA, N. & MARTINEZ, E. 2008.** Diseño de Tanque para Almacenamiento de Etanol Anhidro, Capacidad 5000 barriles, con membrana flotante y domo geodésico. *Revista Tecnológica ESPOL*.
- GRUPO TECNICO DE BIOCOMBUSTIBLES. 2013.** Propuesta para la promoción del uso de biocombustibles líquidos en el Perú. Consejo Nacional de Medio Ambiente.
- ICIS pricing. 2014.** Ethylene – Contract Prices. Editor Nel Weddle.
- KOJIMA, M., AIDA, T., & ASAMI, Y. 1981.** Catalyst for production of ethylene from ethanol. United State Patent, US 4302357.
- LINDE. 2014.** Etileno: hoja de seguridad del material (MSDS). Grupo Linde Gas Argentina S.A. Boletín.

LE VAN MAO, R; NGUYEN, T.M. & MCLAUGHLIN, G.P. 2009. The bioethanol-to-ethylene (B.E.T.E.) process. *Applied Catalysis*. 48(2):265-277.

LU, Y. & LIU, Y. 2011. Effects of P content in a P/HZSM-5 catalyst on the conversion of ethanol to hydrocarbons. *Journal of Natural Gas Chemistry*, 20 (2), 162-66.

LUJAN RUIZ, C.A. 2015. Competitividad e innovación, integración de la cadena petroquímica de plásticos en el Perú con origen en las olefinas a partir del gas natural de Camisea. Tesis pre-grado. Universidad Nacional de Ingeniería, Facultad de Petróleo, gas natural y petroquímica. Lima.

MAO, R. L. V., LEVESQUE, P., MCLAUGHLIN, G., & DAO, L. H. 1987. Ethylene from ethanol over zeolite catalyst. *Journal of Applied Catalysis*, 34, 163-179.

MORSCHBACKER, A. 2009. Bio-ethanol based ethylene. *Journal of Polymer Reviews*, 49, 79-84.

PETRÓLEOS MEXICANOS. 2012. Petroquímica. Base de Datos Institucional. www.pemex.com.

PRAXAIR, INC. /AMKO SERVICE COMPANY. 2004. Handling and Transportation Guide for Ethylene, Refrigerated Liquid. 3424-V1-0404.

QUIMICA DELTA S.A. 2008. Alcohol Anhidro SD-40-2, Hoja de datos de seguridad. Boletín técnico.

QUIPUSCO, E. J. 2004. Proyecto técnico económico para la implementación de un complejo petroquímico que produzca polietileno y polipropileno a partir del propano obtenido de los líquidos del gas natural de Camisea. Tesis pre-grado. Universidad Nacional de Ingeniería, Facultad de Ingeniería de Petróleo. Lima, Perú.

RAMALHO, R.S. 2006. Tratamiento de aguas residuales. Facultad of Science and Engineering, Laval University, Quebec-Canadá.

ROCA, F. F., MOURGUES, L. D., & TRAMBOUZE, Y. 1969. Catalytic dehydration of ethanol over silica alumina. *Journal of Catalysis*, 14 (2), 107-113.

SALAZAR VALDEZ, J.F. 2001. Diseño de Equipos de Transferencia de Calor. Tesis de postgrado. Universidad Autónoma de Nuevo León. Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica.

SURINDER THIND. 2003. Analysis of impurities in polymer-grade ethylene, propylene and 1, 3-butadiene - Measurement and testing. PIN June/July. Applications Chemist. C.I. Analystics.

USDA – United States Department of Agriculture. 2014. Chinese National Development and Reform Commission. Sao Pablo Sugar Cane Agroindustry. Secretaria de Energía.

UTAH TSAO & HOWARD B.Z. 1979. Production of ethylene from ethanol. The Lummus Company, Bloomfield. United States Patent: 4,134,926.

YIM YUEN YAN. 2012. Ethanol to ethylene (ETE). Case Study. A Project report submitted in partial fulfilment of the requirements for the award of Bachelor of Engineering (Hons.) Chemical Engineering. Faculty of engineering and Science. University Tunku Abdul Rahman. Malaysia.

YNFX. 2014. Weekly Price Watch Report. Detailed market analysis. Issue N° 44 – 4th November 2014.

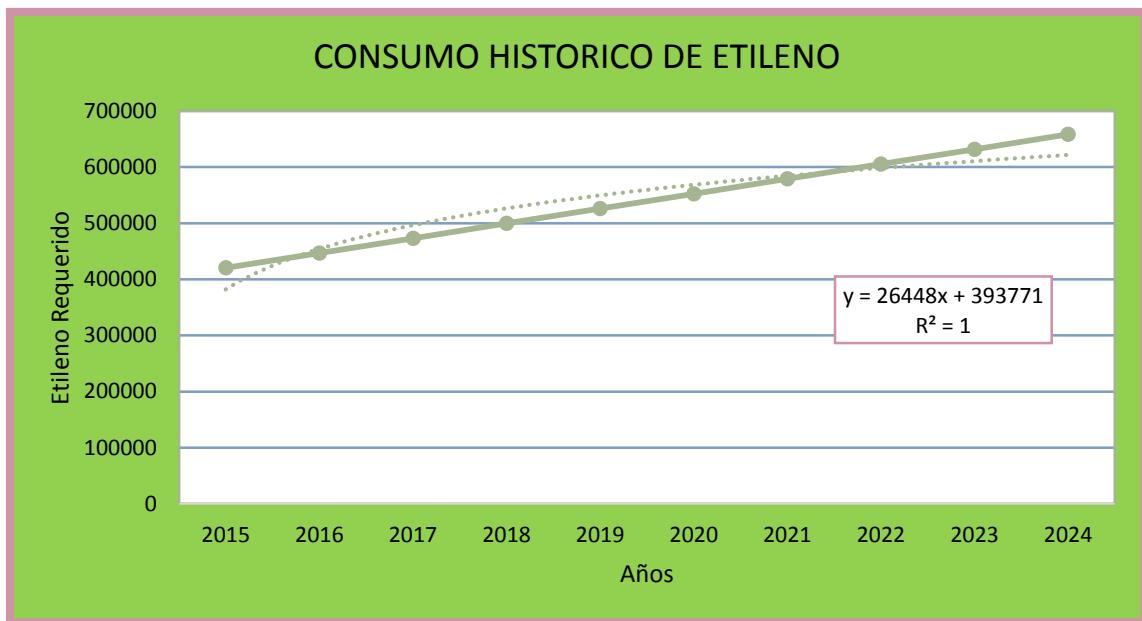
VI. APENDICE

Tasa de crecimiento de la demanda de etileno en base al consumo de polietilenos y PVC

Utilizando los datos de la Tabla 1.3 se obtiene la siguiente gráfica.

Año	Etileno requerido
2015	420219
2016	446667
2017	473115
2018	499563
2019	526011
2020	552459
2021	578907
2022	605355
2023	631803
2024	658251

Fuente: Elaboración Propia , 2015



Con la ecuación obtenida se determina la demanda proyectada para los siguientes 10 años:

$$2015: 26448 \times 11 + 129291 = 420219 \text{ ton}$$

$$2016: 26448 \times 12 + 129291 = 446667 \text{ ton}$$

$$2017: 26448 \times 13 + 129291 = 473115 \text{ ton}$$

$$2018: 26448 \times 14 + 129291 = 499563 \text{ ton}$$

$$2019: 26448 \times 15 + 129291 = 526011 \text{ ton}$$

$$2020: 26448 \times 16 + 129291 = 552459 \text{ ton}$$

$$2021: 26448 \times 17 + 129291 = 578907 \text{ ton}$$

$$2022: 26448 \times 18 + 129291 = 605355 \text{ ton}$$

$$2023: 26448 \times 19 + 129291 = 631803 \text{ ton}$$

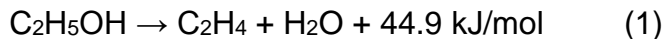
$$2024: 26448 \times 20 + 129291 = 658251 \text{ ton}$$

Entonces para el año 2024 se necesitará 658251 tn de etileno al año.

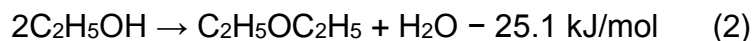
BALANCE DE MASA

Datos considerados:

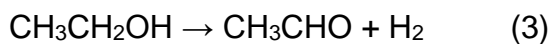
Reacciones principales:



$$46 \text{ kg} = 28 \text{ kg} + 18 \text{ kg}$$



$$92 \text{ kg} = 74 \text{ kg} + 18 \text{ kg}$$



$$46 \text{ kg} = 44 \text{ kg} + 2 \text{ kg}$$

Según Chen et al., 2007, la reacción por ser exotérmica es favorecida por bajas temperaturas (250 – 300°C), como la reacción es a 380°C es mínima. Con las condiciones de operación se favorece la reacción (3) en lugar de la (2).

Composición del etanol (% en peso):

93% de etanol

7% de agua

Conversión de etanol: 99.9%

Selectividad a etileno: 99.7%

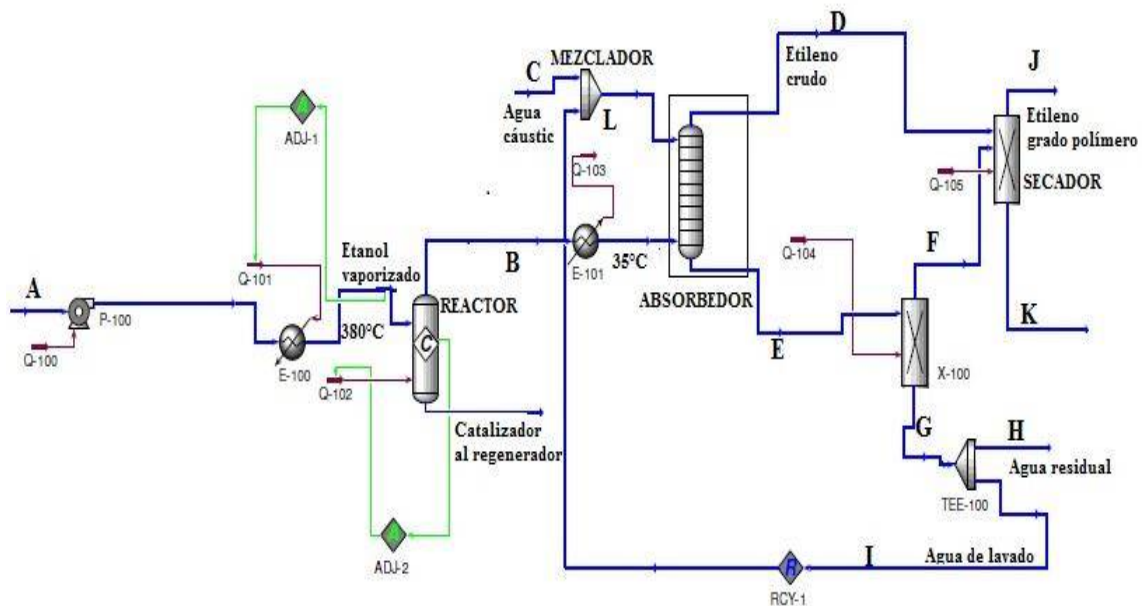
Selectividad a acetaldehído: 0.25%

Selectividad a éter dietílico: 0.05%

Producción anual de etileno: 50,000 ton

Producción horaria: $50000/8000 = 6.25 \text{ ton/h} = 6250 \text{ kg/h}$

Composición de producto: 99.9% en vol, min.



CORRIENTE A:

Formada por etanol de 96°GL (93% en peso de etanol y 7% de agua)

Masa total de A: 11077.1567 kg/hr

Etanol en A: $0.93 \times 11077.1567 = 10301.7557$ kg/hr

Agua en A: $0.07 \times 11077.1567 = 775.401$ kg/hr

CORRIENTE B:

Se asume que por el fondo del reactor no hay pérdidas. Por este fondo sale solo el catalizador para su regeneración.

Reacciona 99.9% del etanol alimentado:

Consumo de etanol: $0.999 \times 10301.7557 = 10291.454$ kg/hr

Etanol en B: $10301.7557 - 10291.454 = 10.3018$ kg/hr

Etileno en B: $0.997 \times 10291.454 \times (28/46) = 6245.5702$ kg/hr

Acetaldehído en B: $0.0025 \times 10291.454 \times (44/46) = 24.61$ kg/hr

Éter dietílico en B: $(0.05/100) \times 10291.454 \times (74/92) = 4.139$ kg/hr

Agua producida en la reacción 1: $6245.5702 \times (18/28) = 4015.0094$ kg/hr

Agua producida en la reacción 2: $24.61 \times (18/74) = 1.0068$ kg/hr

Agua en B: $775.401 + 4015.0094 + 1.0068 = 4791.4172$ kg/hr

Hidrogeno en B: $(0.25/100) \times 10291.454 \times (2/46) = 1.1186$ kg/hr

Masa B: 11077.1567 kg/hr

CORRIENTE L:

Esta corriente se calculó iterativamente con programa de matemática para que se cumpla que “masa que ingresa es igual que masa que sale” y el resultado es comprobado y correcto.

$$\text{Agua en L: } 0.80 \times \text{Masa B} = 8861.7254 \text{ kg/hr}$$

$$\text{NaOH en L: } 0.001 \times 8861.7254 = 8.8617 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Etanol en L: } 0.001846 \times 8861.7254 = 16.3587 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Acetaldehído en L: } (24.61/10.3018) \times 16.3587 \times 1.25 = 48.8495 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa L: } 8861.7254 + 8.8617 + 16.3587 + 48.8495 = 8935.7954 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE D:

Sale 95% de etileno (5% es absorbido por el agua), 90% de Eterdietílico y 2% de agua presente en L y todo el hidrogeno de B:

$$\text{Etileno D: } 0.95 \times 6245.5702 = 5933.2917 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Eterdietílico en D: } 0.80 \times 4.139 = 3.3112 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Agua en D: } 0.02 (8861.7254 + 4791.4172) = 273.0629 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Hidrogeno en D} = 1.1186 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa D} = 6117.7362 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE E:

Sale el agua caustica arrastrando el acetaldehído, todo el etanol, todo el NaOH, 5% de etileno y 20% de Eterdietílico:

$$\text{Agua en E: } 8861.7254 + 4791.4172 - 273.0629 = 13380.0797 \text{ kg/hr}$$

$$\text{NaOH en E: } 8.8617 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Etileno en E: } 0.05 \times 6245.5702 = 312.2785 \text{ kg/Hr}$$

$$\text{Etanol en E: } 16.3587 + 10.3018 = 26.6605 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Acetaldehído en E: } 48.8495 + 24.61 = 73.4595 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Eterdietílico en E: } 0.20 \times 4.139 = 0.8278 \text{ kg/Hr}$$

$$\text{Masa E} = 13802.1677 \text{ kg/hr}$$

COMPROBACION:

$$\text{Masa L} + \text{masa B} = 20012.9521 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa D} + \text{masa E} = 20012.9521 \text{ kg/hr}$$

OK

CORRIENTE F:

La corriente E entra a un separador flash con calentamiento a 60°C, de tal forma que se separa todo el Eterdietílico y todo el etileno y 20% del etanol presente en E. Hay un arrastre de 2% del agua presente en E.

Éter dietílico en F: 0.8278 kg/hr

Etileno en F: 312.2785 kg/hr

Etanol en F: $0.20 \times 26.6605 = 5.3321$ kg/hr

Agua en F: $0.02 \times 13380.0797 = 267.6016$ kg/hr

Masa de F: $0.8278 + 312.2785 + 5.3321 + 267.6016 = 586.04$ kg/hr

CORRIENTE G:

Es la diferencia de E menos F

Etanol en G: $0.80 \times 26.6605 = 21.3284$ kg/hr

Agua en G: $0.98 \times 13380.0797 = 13112.4781$ kg/hr

NaOH en G: 8.8617 kg/hr

Acetaldehído en G: 73.4595 kg/hr

Masa de G: $21.3284 + 13112.4781 + 8.8617 + 73.4595$ kg/hr

Masa de G: 13216.1277 kg/hr

CORRIENTE H:

Es la purga que se va considerar para balancear 35% de la corriente G

Agua en H: $0.35 \times 13112.4781 = 4589.3673$ kg/hr

NaOH en H: $0.35 \times 8.8617 = 3.1016$ kg/hr

Etanol en H: $0.23301 \times 21.3284 = 4.9697$ kg/hr

Acetaldehído en H: $0.335015 \times 73.4595 = 24.61$ kg/hr

Masa de H: $4589.3673 + 3.1016 + 4.9697 + 24.61 = 4622.0487$ kg/Hr

% de materia orgánica en G: $[(\text{etanol H} + \text{acetaldehído H})/4622.0487] \times 100$

% de materia orgánica en G: 0.64%

CORRIENTE I: por diferencia

Agua en I: $13112.4781 - 4589.3673 = 8523.1107$ kg/hr

NaOH en I: $8.8617 - 3.1016 = 5.7601$ kg/hr

Etanol en I: $21.3284 - 4.9697 = 16.3587$ kg/hr

Acetaldehído en I: $73.4595 - 24.61 = 48.8495$ kg/hr

Masa I: 8594.079 kg/hr

CORRIENTE C:

Es la reposición de agua y de NaOH

$$\text{Agua en C: } 8861.7254 - 8523.1107 = 338.6146 \text{ kg/hr}$$

$$\text{NaOH en C: } 8.8617 - 5.7601 = 3.1016 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa C: } 338.6146 + 3.1016 = 341.7162 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE D + F:

La suma ingresa al secador

$$\text{Etileno en D + F} = 6245.5702 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Eterdietílico en D+ F} = 4.139 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Etanol en D + F} = 5.3321 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Agua en D + F} = 540.6644 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Hidrogeno en D + F} = 1.1186 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa D + F} = 6796.8243 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE K:

Se separa todo el agua y etanol, con 20% del Eterdietílico

$$\text{Agua en K: } 540.6644 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Etanol: } 5.3321 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Eterdietílico: } 0.20 \times 4.139 = 0.8278 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa de K: } 540.6644 + 5.3321 + 0.8278 = 546.8243 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Carga orgánica: } \{(5.3321 + 0.8278)/546.8243\} \times 100 = 1.126\%$$

CORRIENTE J:

Es el producto del proceso y se obtiene por diferencia

$$\text{Etileno en J: } 6245.5702$$

$$\text{Eterdietílico en J: } 0.80 \times 4.139 = 3.3112 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Hidrogeno en J: } 1.1186 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa J: } 6250 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Pureza del producto: } (6245.5702/6250) \times 100 = 99.93\%$$

DISEÑO Y SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS DEL PROCESO

Tanque de almacenamiento de etanol 96°GL

Por la cercanía de la planta de etanol respecto a la futura planta de etileno se considera solo un día de abastecimiento

Capacidad de almacenamiento: $11077.1567 \times 24 = 265851.7608 \text{ kg}$

Capacidad en volumen:

$265851.7608 \text{ kg} \times 1/0.81 \text{ L/kg} = 328212.0504 \text{ litros}$

Capacidad nominal del tanque: se considera 20% adicional

$328212.0504 \times 1.2 = 393854.4604 = 393.854 \text{ m}^3$

Se va a considerar 400 m^3

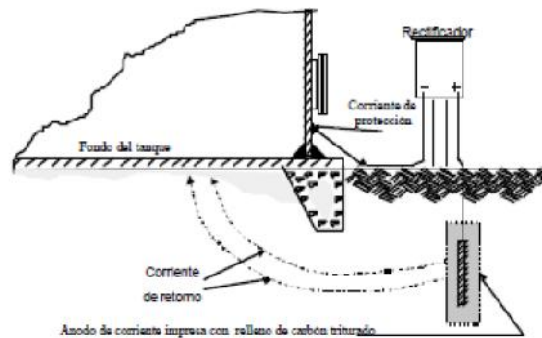
Dimensiones básicas: $H = 1.1 D$

Formula del tanque: $V = (\pi D^2/4) \times 1.1D$

Entonces $D: 7.736 \text{ m} = 7736 \text{ mm}$

$H: 7736 \times 1.1 = 8509 \text{ mm}$

Según García & Martínez, 2008, el tanque más recomendable es el de hierro dulce con membrana interna flotante y domo geodésico. Además recomienda protección catódica con corriente impresa con ánodo de titanio.



Pintura:

Primera capa: epóxido fenólico holding primer

Espesor seco: 75 micras

Color: claro

VOC: Max 328 g/litro

Perfil de rugosidad: 50 – 75 micras

Preparación de superficie: ISO SA2 ½

Segunda capa:

Pintura: epóxido fenólico

Espesor: no menor a 300 micras secas

Color: claro

VOC: MAX 131 g/litro

Instrumentación:

Interruptores de nivel: para prevenir rebosamiento

Medidor de nivel: para determinar volumen de producto

Transmisor de presión: utilizado en combinación con radar y sensor de temperatura para análisis del nivel de líquido almacenado en el tanque.

Sensor de temperatura: utilizado en combinación con radar y medidor de presión para análisis del nivel de líquido almacenado en el tanque.

Bomba de etanol 96°GL

Volumen de bombeo: $11077.1567/0.81 = 13675.5021$ litros/hr

Flujo nominal: 60.22 galones por minuto

Presión del reactor: 10 psig = 24.7 psi

Caída de presión en el calentador: 5 psi

Caída de presión en tubería y accesorios: 10 psi (estimado)

Presión de bombeo: $24.7 + 5 + 10 \sim 40$ psi

Utilizando software online: <http://www.checalc.com/calc/pump.html>

PUMP SIZING CALCULATION
Does hydraulic calculation for a pump and estimates differential head, hydraulic power, motor power, NPSH available.

Data	
Flowrate	
65	US gpm
Density	
50.544	lb/ft³
Viscosity	
1.2	cP
Vapor Pressure	
0.9	PSIA
Pump Efficiency	
70	%

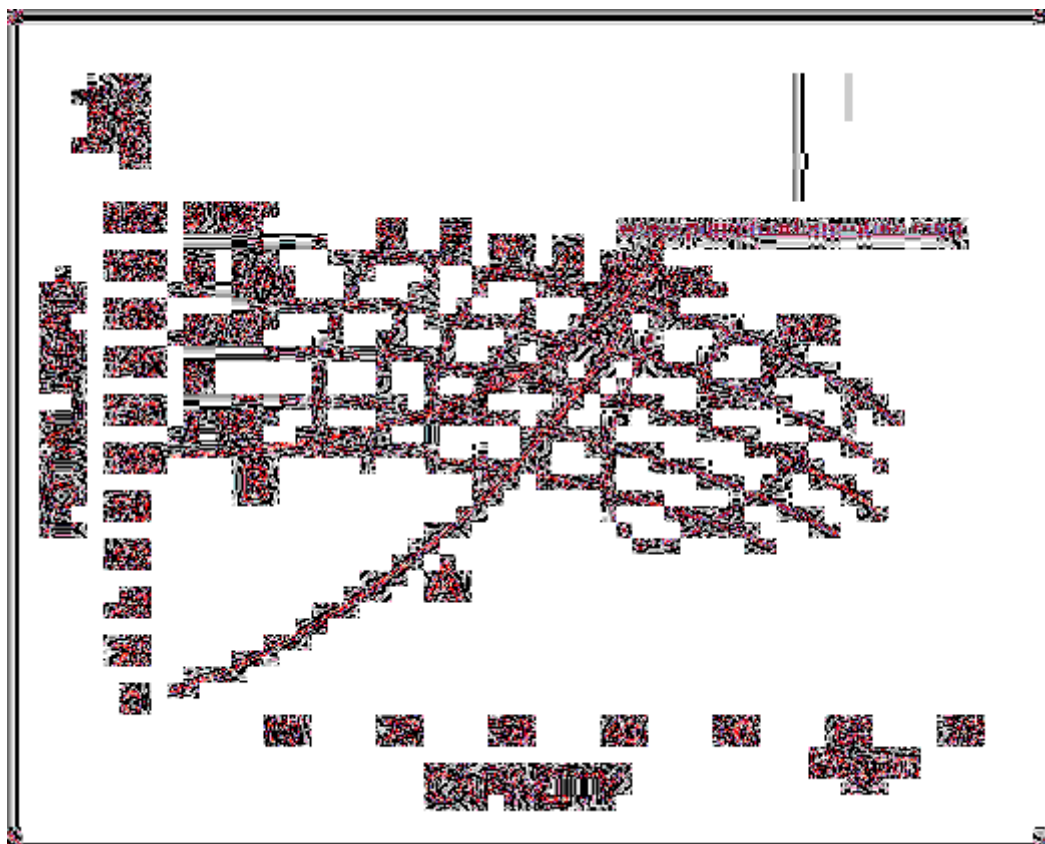
Result		
Suction Pressure	20.74	PSIA
Discharge Pressure	65.19	PSIA
Differential Pressure	44.44	PSIA
Differential Head	126.75	ft
Hydraulic Power	1.69	bhp
Pump BHP	2.41	bhp
NPSH Available	56.59	ft

Debido a que la presión de descarga (65.19 psi) es mayor que el requerido (40 psi), se considera aceptable:

Potencia de bomba: 2.5 HP

Succión: 3 pulg (velocidad 2.821 pies/segundo, Reynolds, 45207)

Descarga: 3 pulg



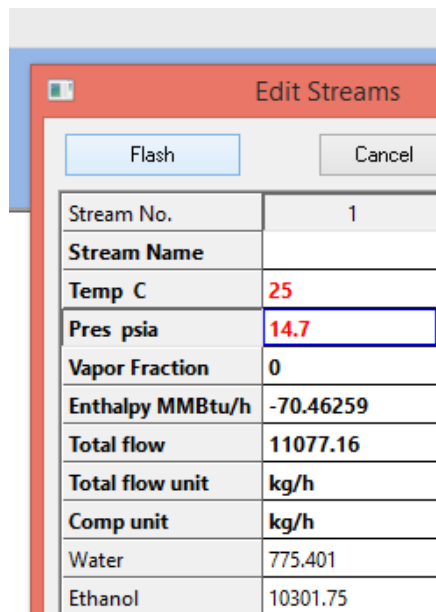
Para 60 – 65 gpm y una columna de 60 psi (140 pies de agua) se necesita un impulsor de 9 pulgadas de diámetro.

Evaporador de etanol 96°GL

Temperatura de entrada 25°C

Temperatura de salida: 380°C

Utilizando CHEMCAD 6.3



Stream No.	1
Stream Name	
Temp C	25
Pres psia	14.7
Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	-70.46259
Total flow	11077.16
Total flow unit	kg/h
Comp unit	kg/h
Water	775.401
Ethanol	10301.75

Considerando una caída de presión en intercambiador de 5 psi

Temperatura de salida: 380°C

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: Untitled Date: 02/29/2016 Time: 08:31:33

Heat Exchanger Summary

Equip. No.	1
Name	
1st Stream dp psi	5.0000
1st Stream T Out C	380.0000
Calc Ht Duty MMBtu/h	18.0347
LMTD Corr Factor	1.0000
1st Stream Pout psia	9.7000

Calor requerido: 18.0347×10^6 BTU/hr

Fluido de calentamiento: sistema de calentamiento por aceite térmico

Según fabricante Sigma Thermal, se recomienda un aceite sintético que puede calentarse hasta 427°C en condiciones de muy baja presión con un adecuado sistema de calentamiento del aceite

<http://www.sigmathermal.com/es/sistemas-de-fluido-termico/>

Calentador de aceite fabricado de acuerdo a la norma ASME Sección VIII y típicamente no es requerida la operación de personal con licencia para operación de calderas. Modelo HC-2.



Evaporador de casco y tubo

Fluido frio: ingresa a 25°C y sale a 380°C – sustancia orgánica media

Fluido caliente: ingresa a 427°C y sale a 80°C – sustancia orgánica media

Coeficiente global de transferencia de calor:

30 – 90 Btu/hr.pie².°F (Salazar, 2001), Tabla 2.1.

<http://eprints.uanl.mx/4681/1/1020145448.PDF>

Considerando un promedio de 80 Btu/hr.pie².°F (debido a fluido térmico)

Diferencia logarítmica de temperatura: $[(427-380) - (80 - 25)]/\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)$

LMTD = 50.90°C = 91.62°F

Área necesaria: $A = Q/U \times \text{LMTD}$

$A = 18.0347 \times 10^6 \text{ BTU/hr} / 80 \times 91.62 = 2460.53 \text{ pie}^2$

Tipo de intercambiador: intercambiador horizontal

Fluido frio: coraza

Fluido caliente: tubos

Intercambiador propuesto (Kern, pag 221)

DI: 35 pulg

Numero de tubos: 454 de 1 pulg DE, 11 BWG y 12' largo

Arreglo de tubos: cuadro con 1/1/4 de paso

Numero de pasos: 2 casco, 6 en tubos

Deflectores con corte vertical espaciados 7 pulg

Deflector horizontal soldado a la coraza

Área de transferencia: 1425 pie²

Intercambiadores necesarios: 2 (2850 pie²)

Sobre diseño: $(2850 - 2460.53)/2460.53 \times 100 = 15.8\%$

Reactor de lecho fluidizado:

Se considera los datos dados en la Patente 4, 134,926 de Utah Tsao & Howard B. Zasloff, 1979.

- Velocidad de entrada de etanol: 0.74 pies/s
- Tiempo de residencia: 2.0 segundos
- Presión de operación: 9.6 psig
- Temperatura de operación: 390°C

Flujo molar:

Agua: $775.401/18 = 43.0778$ kmol/hr

Etanol: $10301.75/46 = 223.951$ kmo/hr

Total: 267.029 kmol/hr

Flujo volumétrico:

Temperatura: 390°C = 663.15 K

Presión: 9.6 psig = 24.3 psia = 0.98 atm

Empleando: $PV = nRT$

R: 0.08205746 m³.atm/kmol.K

$V = (267.029 \times 0.08205746 \times 663.15)/0.98$

$V = 14827.304$ m³/hr

Volumen de la cámara de lecho fluidizado para etanol vaporizado

Tiempo de residencia: 2.0 segundos

Flujo volumétrico: $14827.304 \text{ m}^3/\text{hr} = 4.12 \text{ m}^3/\text{seg}$

Tiempo de residencia = $V_{\text{reactor}}/\text{flujo volumétrico}$

$V_{\text{reactor}} = 4.12 \times 2 = 8.24 \text{ m}^3$ (Sólo para el vapor de etanol)

Considerando que 15% del volumen ocupa el catalizador y 85% ocupa el vapor, entonces tenemos que:

Volumen de trabajo total del reactor: $8.24/0.85 = 9.69 \text{ m}^3$

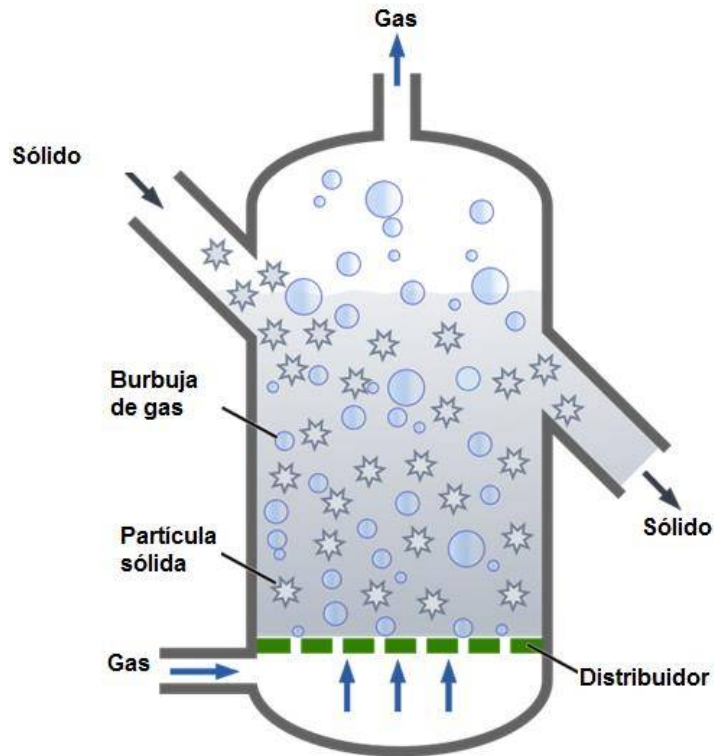
Además se debe considerar:

10% del volumen total para la sección de distribución:

10% del volumen total para la sección de salida

Entonces:

$$\text{Volumen total de reactor: } 1.2 \times 9.69 = 11.628 \text{ m}^3$$



Las dimensiones del reactor, considerando un depósito cilíndrico con relación altura/diámetro de 2.0, serán:

$$\text{Volumen: } 2.0 D \times (\pi D^2/4)$$

$$\text{Diámetro: raíz cubica de: } (4 \times 11.628)/(2.0 \times 3.1416)$$

$$\text{Diámetro: } 1.949 \text{ m} = 1949 \text{ mm}$$

$$\text{Altura: } 1.949 \times 2.0 = 3.898 \text{ m}$$

Ahora se puede calcular el peso de catalizador:

$$\text{Volumen de catalizador: } 15\% \text{ de } 9.69 = 1.4535 \text{ m}^3$$

$$\text{Densidad del catalizador: } 4200 \text{ kg/ m}^3$$

$$\text{Peso de catalizador: } 4200 \times 1.4535 = 6104.7 \text{ kg}$$

Enfriador de la corriente gaseosa que sale del reactor

Composición de la corriente B:

Etanol: 10.3018 kg/h

Agua: 4791.417 kg/h

Etileno: 6245.570 kg/h

Acetaldehído: 24.61 kg/h

Eterdietílico: 4.139 kg/hr24.

Hidrogeno: 1.1186 kg/hr

Total: 11077.156 kg/h

Temperatura de entrada corriente B: 390°C

Temperatura de salida corriente B: 35°C

Temperatura de entrada agua de enfriamiento: 4°C

Temperatura de salida de agua de enfriamiento: 55°C

Utilizando el programa Chemcad 6.1:

Flujo de agua de enfriamiento: 90744.1091 kg/h

Fracción de vapor en la salida de corriente B: 47.213% (% mol)

Calor que debe retirarse: 18.275×10^6 Btu/hr

LMTD: 127.723°C

Intercambiador seleccionado: Placa y marco

Placa: corrugado tipo chevron

Altura: 10.4167 pies

Ancho: 3.08333 pies

Espaciado: 0.0098425 pies

Angulo del chevron: 80°

Número de placas: 50

Arreglo de los pasos: ambos lados tienen el mismo número de pasos.

Número de pasos: 1

Conexiones:

Lado frio: entrada y salida: 0.83333 pies = 10 pulg

Lado caliente: entrada y salida: 0.8333 pies = 10 pulg

Material: Acero al carbono

Absorbedor

Corriente gaseosa: corriente D: 6210.784 kg/h

Composición:

Vapor de agua: 273.0629 kg/h = 15.170 kmol/hr

Etileno: 5933.292 kg/hr = 211.903 kmol/hr

Eterdietílico: 3.311 kg/hr = 0.0446 kmol/hr

Hidrogeno: 1.118 kg/hr = 0.559 kmol/hr

Total: 227.676 kmol/hr

Temperatura: 30°C = 303.17K

Presión: 1 atmósfera

Peso molecular promedio:

$$6210.784/227.676 = 27.28 \text{ kg/kmol}$$

Densidad del gas: $(27.28 \times 273) / (22.4 \times 303.17)$

Densidad del gas: 1.097 kg/m³

Corriente Liquida: Corriente L

Composición:

Etanol: 16.3587 kg/hr

Agua: 8861.725 kg/hr

Acetaldehído: 48.8495 kg/hr

NaOH: 4.2093 kg/hr

Total: 8935.795 kg/hr

Densidad promedio: se considera 1050 kg/hr

Calculo del diámetro: método de Richardson & Coulson, volumen 6

$$\text{Calculando: } [L/G] \times \{(\rho G/\rho L)\}^{0.5} = 0.0465$$

Utilizando grafica de la Figura 11.44 (Pag. 603):

$$K_4 = 5.2$$

Escogiendo el siguiente empaque:

Material: anillos Rashing, 3 pulg, cerámicos

Tamaño nominal: 76 mm

Densidad global: 561 kg/m³

Área superficial: 69 m²/m³

Factor de empaque: 65 m⁻¹

Espacio vacío: 75%

Calculando G^* :

$$G^* = \left[\frac{K_4 \times \rho^* g (\rho_L - \rho_G)}{13.1 \times F_p (\rho_L / \mu_L)^{-0.1}} \right]^{0.5}$$

$$G^* = \left[\frac{5.2 \times 1.097 (1050 - 1.097)}{13.1 \times 65 \times (0.002/1050)^{-0.1}} \right]^{0.5}$$

$$G^* = 2.12 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Realizando el diseño para una caída de presión de 42 mm de agua por cada m de empaque, se tiene:

$$K_4 = 1.9$$

Entonces:

$$\% \text{ de carga: } \{1.9/5.2\}^{0.5} \times 100\% = 60.44\%$$

$$\text{Corrigiendo } G^* = 0.6044 \times 2.12 = 1.2813 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Entonces la sección transversal requerida:

$$G = 6210.784/3600 = 1.72 \text{ kg/s}$$

$$A = 1.72/1.2813 = 1.3423 \text{ m}^2$$

$$\text{Diámetro: } \left[\frac{4 \times 1.3423}{3.1416} \right]^{0.5}$$

$$\text{Diámetro: } 1.307 \text{ m}$$

Con el mismo método de Richardson & Coulson, volumen 6

$$\text{Altura del empaque: } 5.84 \text{ m}$$

Considerando 15% para la entrada de líquido (esparcidor) y 15% para la distribución de gas

$$\text{Altura total del absorbedor: } 1.3 \times 5.84 = 7.6 \text{ m}$$

Separador flash:

Corriente de ingreso: corriente E: 13802.167 kg/hr

Etanol: 26.6605 kg/h

Agua: 13380.079 kg/hr

Etileno: 312.278 kg/hr

Acetaldehído: 73.4595 kg/hr

Eterdietílico: 0.8278 kg/hr

NaOH. 8.8617 kg/hr

Utilizando Chemcad 6.1.3:

Separador vertical:

Tipo de cabezal: elipsoidal
Diámetro mínimo: 3.0 pies
Altura de desgasificación: 4 pies
Eliminador de niebla: 0.5 pies
Pantalla de entrada: 1.5 pies
Tiempo de retención: 5 minutos
Altura total: 12.776 pies

Secador de etileno:

El sistema de secado de etileno consta de un separador flash y un adsorbedor.

Separador flash:

Alimentación: corriente D + corriente F
Etanol: 5.3321 kg/hr
Agua: 540.6639 kg/hr
Etileno: 6245.57 kg/hr
Eterdietílico: 4.1388 kg/hr
Hidrogeno: 1.118 kg/hr
Total: 6796.823 kg/hr

Utilizando Chemcad 6.1.3

Se obtiene que la corriente de gases contiene 130.3944 kg/hr de agua.

Dimensiones del separador flash:

Diámetro interno: 3.5 pies
Altura total: 6.1515 pies

Adsorbedor:

Se va utilizar los parámetros de diseño recomendados por Kovach, 1988 (Encontrado en Environmental Engineers' Handbook, Liu & Liptak, 1997; Tabla 5.20.5), especial para separar agua del etileno.

Material adsorbente:

Adsorbente molecular con poros de 3 A°

Aspecto: pellets

Densidad global: 44 lb/pie³

Capacidad de agua en equilibrio: 23 % en peso.

Adsorbedor (Tabla 5.20.7).

Velocidad superficial de gas: 40 cm/seg

Altura de lecho adsorbente: 5 HAZ (height adsorption zone)

Tiempo de adsorción: 4 horas

Temperatura: 25°C

Tamaño de partícula adsorbente: 4 a 8 mm

Volumen vacío del adsorbente: 45%

Tiempo de regeneración: ½ del tiempo de adsorción

Numero de adsorbedores: 2

Dimensionamiento del adsorbedor:

Flujo de agua: 130.3944 kg/hr

Agua adsorbida en 4 h: $130.3944 \times 4 = 521.5776$ kg

Adsorbente necesario: $521.5776 / 0.23 = 2267.72$ kg

Densidad de adsorbente puro: 1800 kg/m³

Volumen de adsorbente: $2267.72 / 1800 = 1.26$ m³

Volumen total de adsorción: $1.26 / 0.55 = 2.29$ m³

Se va utilizar 5 lechos de adsorbente separados por un espacio de 20 cm.

Diámetro: 1.0 m

Altura según volumen: 2.92 m

Adicionando 4 secciones de 20 cm

Altura total del adsorbedor: $2.92 + 4 \times 0.20 = 3.72$ m

Bomba de reciclo: corriente I = 8594.079 kg/hr

Etanol: 16.3587 kg/h

Agua: 8523.110 kg/hr

Acetaldehído: 48.8495 kg/hr

NaOH: 5.7601 kg/hr

Total: 8594.079 kg/hr

% de agua: $(8523.110/8594.079) \times 100 = 99.17\%$

Se considera densidad igual al agua: 1000 kg/m^3

Caudal: $8.594 \text{ m}^3/\text{hr}$

Utilizando carta de selección de bombas SACI, serie K, cuerpo de bomba y soporte de fundición con tratamiento anticorrosivo. Turbina en tecnopolimero, eje en acero inoxidable.

Utilizando la carta de selección: tipo K 31-T

Flujo: $10.5 \text{ m}^3/\text{hr}$

Altura de columna de agua: 32 m

Potencia: 3 HP

Diámetro tubería succión: 2 pulg

Diámetro tubería de descarga: 1 ¼ pulg

Centrífugas Serie "K"



Tipo Type	Potencia		"A"			Cond. µF	Caudal m³/h / Flow m³/h													Diámetro	
	HP	KW	II 230	III 230	III 400		1,2	3	4,5	6	7,5	9	10,5	12	18	24	27	ASP	IMP.		
							Altura m.c.a. / Height w.c.m.														
K 20-M	2,5	1,83	9	-	-	40	49	48	45	42	37	30	23					1½"	1"		
K 20-T			-	6,2	3,6	-															
K 25-M	2,5	1,83	12,8	-	-	40	60	55	47	35								1¼"	1"		
K 25-T			-	8,4	4,8	-															
K 30-T	3	2,2	-	11,6	6,7	-	63	60	57	52	45	39						1½"	1"		
K 31-T	3	2,2	-	9	5,2	-	37	36	36	35	34	33	32	31	25			2"	1¼"		
K 40-T	4	3	-	14,6	8,4	-	72	68	65	61	57	52						1½"	1"		
K 41-T	4	3	-	11,1	6,4	-	41	41	41	40	39	38	37	35	28			2"	1¼"		
K 55-T	5,5	4	-	16,5	9,5	-	82	80	78	73	69	61	51					1½"	1"		
K 56-T	5,5	4	-	16,3	9,4	-		55	55	54	53	52	52	51	43			2"	1¼"		
K 75-T*	7,5	5,5	-	-	12,9	-				73	72	71	70	69	58	43		2"	1¼"		
K 100-T*	10	7,5	-	-	15	-				93	93	91	90	89	79	59		2"	1¼"		
K 125-T*	12,5	9,2	-	-	18	-						84	83	82	74	65	55	2"	1¼"		
K 150-T*	15	11	-	-	21	-						95	95	95	88	77	70	2"	1¼"		

<http://www.sacipumps.com/DESCARGAS/General%20Catalogue%202014.pdf>

Se considera que la columna de 33 m de agua es suficiente para el proceso.

Bomba de agua de rechazo: corriente H: 4622.048 kg/hr

Caudal: $4.6 \text{ m}^3/\text{hr}$

Centrífugas
Serie "K"



A

Tipo Type	Potencia		"A"			Cond. µF	Caudal m³/h / Flow m³/h										Diámetro	
	HP	KW	II 230	III 230	III 400		1,2	2,4	3,6	4,8	6,0	7,2	8,4	9,6	10,8	ASP.	IM	
							Altura m.c.a. / Height w.c.m.											
K 5-M	0,5	0,37	3	-	-	10	22	19	17	14	7					1"	1"	
K 5-T			-	2,3	1,3	-												
K 8-M	1	0,75	6	-	-	20	30	27,5	23	19	16	12				1"	1"	
K 8-T			-	4,3	2,5	-												
K 10-M	1	0,75	5,5	-	-	20	42	41	36	27	14					1"	1"	
K 10-T			-	3,8	2,2	-												
K 15-M	1,5	1,1	7,1	-	-	25	39	38	36	34	32	28	24	18	14	1 1/2"	1"	
K 15-T			-	5,4	3,1	-												
K 17-M	1,5	1,1	8,3	-	-	31,5	52	47	42	34	24					1 1/4"	1"	
K 17-T			-	6	3,5	-												

Se selecciona K 8-M

Caudal: 6.0 m³/hr

Columna en m de agua: 16

Potencia: 1 HP

Diámetro de tubería succión: 1 pulg

Diámetro de tubería descarga: 1 pulg

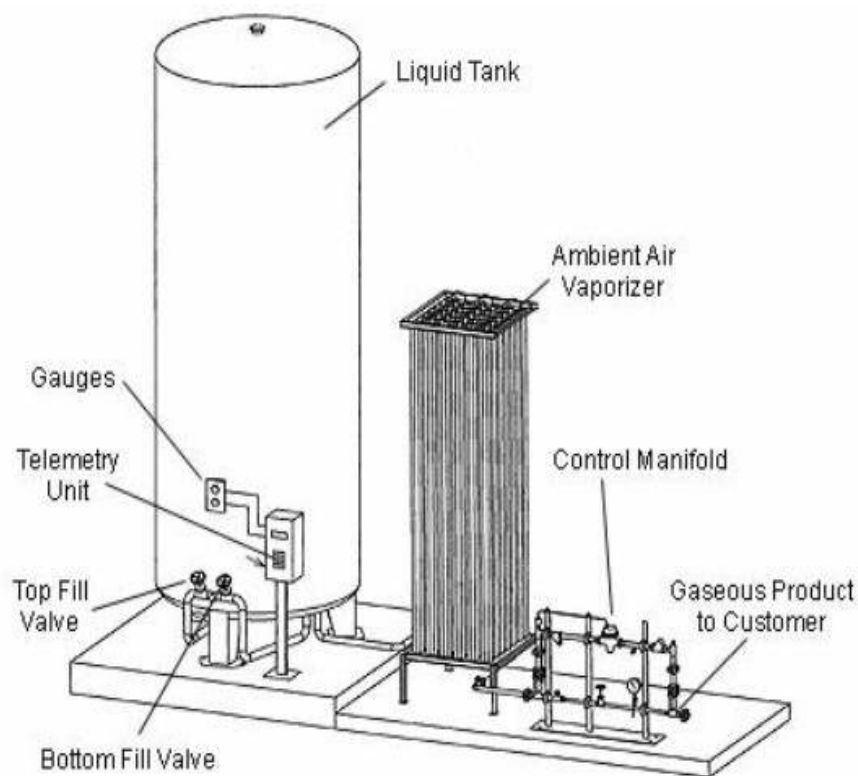
Tanque de almacenamiento de etileno:

Por la cercanía a la futura planta de polietileno el tanque de etileno se va a considerar para un día de producción.

Se almacenara como un gas licuado en tanques criogénicos (Casanovas et al, 2010).

Temperatura de almacenamiento: - 60°C

Presión de almacenamiento: 8 atm



Tanque criogénico consta de dos recipientes de cuerpo tipo virola cilíndrica.

Material de construcción: interior de acero al níquel al 9% y exterior de plancha de acero al carbono.

Espacio intermedio: material aislante tipo perlita expandida

Tubería y conexiones: AISI 304, Sch 10s.

Datos del autor: 5751 kg/h = 276.45 m³/día

Datos del proyecto: 6250 kg/hr = 300.44 m³

Dimensiones del tanque: longitud: 38 m, diámetro: 3.658 m



EVALUACIÓN ECONÓMICA

EQUIPO	PRECIO FOB - 2015 DOLARES
Tanque de almacenamiento etanol, 400 m ³	120000
Bomba de etanol, 2.5 HP	1500
Evaporador de etanol, con sistema de calentamiento	85000
Reactor de deshidratación, con sistema de regeneración	450000
Enfriador de corriente que sale del reactor, incluye chiller	140000
Absorbedor, con relleno Rashing.	250000
Separador flash	90000
Secador de etileno, incluye separador flash y adsorbedor	15000
Bomba de recirculación	3200
Tanque almacenamiento etileno, con refrigeración	140000
Sistema de tratamiento de agua del secador	120000
Bomba de recirculación	1200
TOTAL	1'415,900

- COSTO DE EQUIPO PRINCIPAL Y AUXILIAR:

COSTOS FIJOS

- Costo FOB: 1'415,900 dólares
- Costo CIF equipo principal y auxiliar = $1'415,900 \times 1.3 = 1840670$ dólares

❖ Costo de equipo en la planta:

$$\text{CEP} = 1.02 \times 1840670 = 1877483 \text{ dólares}$$

❖ Costo de instalación de todos los equipos :

$$\text{Costo de instalación} = 0.15 \times 1877483$$

$$\text{Costo de instalación} = 281623 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de tubería y accesorios:** 5 % de costo equipo

$$CTubAcc = 0.05 \times 1877483 \quad CTubAcc = 9387415 \text{ Dólares}$$

- ❖ **Costo de control por instrumentación:** 5% del costo CIF del equipo principal puesto en planta.

$$\text{Costo control.} = 0.05 \times 1877483$$

$$\text{Costo control} = 93874 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de auxiliares y servicios:** 15% del costo CIF del equipo puesto en planta.

$$\text{Costo servicios} = 0.15 \times 1877483$$

$$\text{Costo de servicios} = 281623 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de instalaciones eléctricas:** 4% del costo CIF del equipo principal. Puesto en planta.

$$\text{Costo instalación eléctrica Elec} = 0.04 \times 1877483$$

$$CElec = 75099 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de cimientos y estructuras:** 45 dólares por m². El área para colocar estructuras y cimentaciones será 2000 m² (incluye almacén)

$$\text{Area} = 2000 \text{ m}^2$$

$$CCimEst = \$ 45 / \text{m}^2 \times 2000 \text{ m}^2$$

$$CCimEst = 90000 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de Edificios:** incluyendo servicios se considera el 25% del costo de equipo de la planta:

$$\text{CostEdif} = 0.25 \times 503055 = 125764 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos de Terrenos y Mejoras:** se considera área para carretera, áreas verdes y poza de tratamiento. Se considera un factor de 1.2 para preparar el terreno. El costo por m² cuadrado se considera 30 dólares. Las mejoras también tienen un factor de 1.2. El factor es 3% del precio del equipo:

$$\text{CostMej} = 0.03 \times 1877483.4 = 56324.502 \text{ dólares}$$

COSTOS DIRECTOS TOTALES

$$\text{CD} = \text{CEInst} + \text{CTubAcc} + \text{Casi} + \text{Cont.} + \text{CauxSer} + \text{CElec} + \text{CCimEst} + \text{CEdif} + \text{CTerrMej}$$

$$\text{CDT} = 2835000 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos de Ingeniería y supervisión:** 10% de los costos directos

$$\text{CIngsp} = 0.10 \times \text{CEP} \qquad \text{CIngsp} = 187748 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos de construcción:** 10% de los costos directos

$$\text{Const} = 0.10 \times \text{CEP} \qquad \text{Const.} = 187748 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos de honorarios para contratistas:** 5% de los costos directos

$$\text{Chon} = 0.05 \times \text{CEP} \qquad \text{Chon} = 93874 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costos imprevistos:** 4% de los costos directos

$$\text{Cimpr} = 0.04 \times \text{CEP} \qquad \text{Cimpr} = 75099 \text{ dólares}$$

COSTOS INDIRECTOS TOTALES

$$\text{CIDT} = \text{CIngsp} + \text{Const.} + \text{Chon} + \text{Cimpr}$$

$$\text{CIDT} = 600795 \text{ dólares}$$

INVERSION DE CAPITAL FIJO

Es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales.

$$\text{ICF} = \text{CDT} + \text{CIDT} = 3435794.622 \text{ dólares}$$

COMPROBACION: El capital fijo en plantas de industria química es 3.1 por el costo del equipo de proceso para procesar sólidos 4.7 por el costo del equipo de proceso para procesar líquidos 3.6 por el costo del equipo de proceso para procesar sólidos/líquidos.

Para plantas de industria Química debido a que los costos instalación, tubería, instrumentación y control son menores. Los costos de los equipos son mayores, debido a que en su mayoría son de acero inoxidable. Los factores que se usan varían entre 1.5 a 2.5.

$$\text{ICF1} = 4.7 \text{ EP}$$

$$\text{ICF1} = 8824171.98 \text{ dólares}$$

El valor calculado es semejante al valor empleando el factor Lang.

COSTO PUESTA MARCHA

Capital de puesta en marcha: se toma 10% de la suma de costos directos y costos indirectos. Se considera 75 a 89% del costo del equipo de la planta. Se va a considerar 78%.

$$\text{CPM} = 0.78 \times 1877483$$

$$\text{CPM} = 146443674 \text{ dólares}$$

INTERESES DE FINANCIAMIENTO

Los intereses por financiamiento se consideran el 13.9% de la suma de costos directos, costos indirectos y capital de puesta en marcha.

$$IF = 0.139 (CD + CI + CPM)$$

$$IF = 20833246 \text{ dólares}$$

CAPITAL FIJO TOTAL

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

$$CFT = CDT + CIDT + CPM + IF$$

$$CFT = 149895933 \text{ dólares}$$

❖ Inventario de Materia Prima:

Por cercanía de la planta de etanol se considera sólo cuatro días de inventario.

$$Dol = 1$$

$$\text{Mat Prima 1} = 10301.755 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \quad \textbf{Etanol}$$

$$\text{Mat Prima 2} = 60 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \quad \textbf{Catalizador}$$

$$\text{Precio 1} = 0.75 \frac{\text{dol}}{\text{Kg}}$$

$$\text{Precio 2} = 4 \frac{\text{dol}}{\text{Kg}}$$

Operación Continua = 8000 horas al año

Operación intermitente = 300 días al año

$$\text{InvMP 1} = \frac{8000}{12.8} \text{ hr. Mat Prima 1. Precio 1} = \text{Inv MP1} = 643859.6875 \text{ dol}$$

$$\text{InvMP 2} = \frac{8000}{12.8} \text{ hr. Mat Prima 2. Precio 2} = \text{Inv MP2} = 20000 \text{ dol}$$

$$\text{Inv MP Total} = \text{Inv MP 1} + \text{Inv MP 2}$$

$$\text{Inv MP Total} = 663859.6875 \text{ dol}$$

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

- Producto: 6250 kg/hr
- Costo Producto: 1.1 dólares/kg (costo aproximado)

$$\text{InvMPProc} = \text{Producto} \times 24 \text{ horas} \times \text{Costo Producto} = 165000 \text{ dólares}$$

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

$$\text{InvPro Almc} = \frac{8000}{12 \times 15} \text{ hr} \times \text{Producto} \times \text{Costo Producto} = 305556 \text{ dólares}$$

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

- Precio de venta = 1.4 dólares/kg (Precio aproximado)

$$\text{Cuenta por cobrar} = \frac{8000}{12 \times 15} \text{ hr} \times \text{Producto} \times \text{Precio venta}$$

$$\text{Cuenta por cobrar} = 388889 \text{ dólares}$$

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

$$\text{DispCaja} = \frac{8000}{12 \times 15} \text{ hr} \times \text{Producto} \times \text{Costo Producto} = 305556 \text{ dólares}$$

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.

$$\text{CTra} = \text{InvMatPri} + \text{InvMatPro} + \text{InvPro} + \text{Cuentas} + \text{DispCj}$$

$$\text{CTraj} = 1828860.688 \text{ dólares}$$

INVERSIÓN TOTAL DEL PROYECTO

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

$$\text{INVTP} = \text{ICF} + \text{CTraj}$$

$$\text{INVTP} = 5264655 \text{ dólares}$$

COSTOS DE MANUFACTURA (COSTO TOTAL DEL PRODUCTO)

- ❖ **Costo de Materia Prima:** Es el costo para un año de producción (10-50% del costo del producto total).

Días	8000	hr
Materia prima	10301.755	kg
Precio	0.75	dólares/kg

$$\text{CostMatPri 1} = \text{MatPrima 1} \times 8000 \text{ hr} \times \text{Precio 1}$$

$$\text{CostMatPri 1} = 61810530 \text{ dólares}$$

$$\text{CostMatPri 2} = \text{MatPrima 2} \times 8000 \text{ hr} \times \text{Precio 2}$$

$$\text{CostMatPri 2} = 1920000 \text{ dólares}$$

$$\text{CMPT} = \text{CostMatPri 1} + \text{CostMatPri 2}$$

$$\text{CMPT} = 63730530 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de mano de obra:** dependen 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.

$$\text{Trabj turno} = 10$$

$$\text{Mens} = 300 \text{ dol}$$

$$\text{CMobra} = 10 \times 3 \times 13 \times \text{mens}$$

$$\text{CMobra} = 117000 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de supervisión e ingeniería:** de 10 - 20% del costo de la mano de obra

$$CSing = 0.20 \times 117000$$

$$CSing = 23400 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de mantenimiento y reparación:** de 2 - 6% del capital fijo total se va a considerar 2%.

$$Cmant \text{ rep} = 0.02 \times ICF$$

$$Cmant \text{ rep} = 68715.89244 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de auxiliares y servicios:** El 15% del costo de mantenimiento.

$$Caux \text{ ser} = 0.15 \times Cmant$$

$$Caux \text{ ser} = 6871.5892 \text{ dólares}$$

- ❖ **Costo de suministros de operación:** 10 - 20 % del costo de mantenimiento o 0.5 al 1% de la inversión de capital fijo.

$$Csum \text{ op} = 0.10 \times Cmant$$

$$Csum \text{ op} = 6871.5892 \text{ dólares}$$

COSTO DIRECTO DE MANUFACTURA (O DE FABRICACIÓN)

$$CDF = CMP + CMobra + Cing + Cmant + Caux + Csum$$

$$CDF = 63953389.0709 \text{ dólares}$$

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

$$Cplan = 0.21 \times CMobra$$

$$Cplan = 24570 \text{ dólares}$$

- ❖ **Gastos de laboratorio:** de 10 - 20% del costo de mano de obra

$$G_{lab} = 0.20 \times CM_{obra}$$

$$G_{lab} = 23400 \text{ dólares}$$

- ❖ **Gastos generales de planta:** de 10 – 20 % del costo de mano de obra

$$G_{gen} = 0.20 \times CM_{obra}$$

$$G_{gen} = 23400 \text{ dólares}$$

COSTO INDIRECTO DE MANUFACTURA (O DE FABRICACIÓN)

$$CIF = C_{plan} + C_{lab} + G_{gen}$$

$$CIF = 71370 \text{ dólares}$$

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

$$Dep = 0.01 \times CFT = 0.10 (3435794.622)$$

$$Dep = 34357.94622 \text{ dólares}$$

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

$$Imp = 0.02 \times CFT$$

$$Imp = 68715.89244 \text{ dólares}$$

- ❖ **Seguros:** 0.4 a 1% del capital fijo total

$$Seg = 0.01 \times CFT$$

$$Seg = 34357.94622 \text{ dólares}$$

COSTOS FIJOS DE FABRICACIÓN: la suma de los ítems, J, K y L

$$CFF = Dep + Imp + Seg$$

$$CFF = 446653.3009 \text{ dólares}$$

COSTO DE FABRICACIÓN)

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

$$C \text{ Fab} = CDF + CIF + CFF$$

$$C \text{ Fab} = 64471412.3718 \text{ dólares}$$

- ❖ **Ventas:** gastos en oficina de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución se considera 5% del costo fijo de fabricación.

$$\text{Vent} = 0.05 \times CFF$$

$$\text{Vent} = 22332.6650 \text{ dólares}$$

- ❖ **Administración:** salario de ejecutivos, planilla de oficinistas, suministros de oficinas, comunicaciones. Corresponde al 10% de costo de mano de obra, supervisión y mantenimiento.

$$\text{Adm} = 0.10 (CMobra + Csupeing + Cmant)$$

$$\text{Adm} = 20911.5892 \text{ dólares}$$

- ❖ **Investigación y Desarrollo:** se considera 5% del costo de Mano de obra.

$$\text{Inv Des} = 0.05 CMobra$$

$$\text{Inv Des} = 5850 \text{ dólares}$$

GASTOS GENERALES (VAI): es la suma de M, N y Ñ

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

$$\text{VAI} = 49094.2542 \text{ dólares}$$

COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN

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

$$CTF = CFab + VAI$$

$$CTF = 64520506.63 \text{ dólares}$$

TOTAL DE UNIDADES PRODUCIDAS AL AÑO.

$$NumProd = \text{Producto} \times 8000 \text{ hr} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}} = 333.3333 \text{ días/año}$$

$$NumProd = 6250 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{24}{1 \text{ día}} \times 333.333 \text{ días/año}$$

$$NumProd = 50000000 \text{ kg/año}$$

COSTO UNITARIO

$$CostUnit = \frac{CTF}{NumProd} = \frac{64520506.63 \text{ dol}}{50000000 \text{ Kg}}$$

$$\text{Costo Unitario} = 1.2904 \text{ dólares/kg}$$

ANALISIS DEL ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS

❖ **Producción Anual**

$$Panual = 50000000 \text{ kg}$$

❖ **Precio de ventas por unidad (Ex Fabrica)**

$$Pventa = 1.40 \text{ dólares/kg}$$

❖ **Ingreso neto de ventas anuales**

$$Ingventas = Panual \times Pventa = 70000000 \text{ dólares}$$

❖ **Costo total de fabricación (producción)**

$$CTF = CFab$$

$$CTfabri = 64520506.63 \text{ dólares}$$

❖ **Utilidad Bruta** : la diferencia entre los ingresos por ventas y el costo Total de Fabricación

$$Ubruta = Ingventas - CTF$$

$$Ubruta = 5479493.37 \text{ dólares}$$

❖ **Impuesto a la renta:** se considera 30% de la utilidad neta.

$$ImpRenta = \frac{Ubruta}{1.3} \cdot 0.30$$

$$ImpRenta = 1264498.47 \text{ dólares}$$

❖ **Utilidad Neta**

$$Uneta = Ubruta - ImpRenta$$

$$Uneta = 4214995.26 \text{ dólares}$$

ANÁLISIS ECONÓMICO

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

P: inversión total: 5264655 dólares

IV: ingreso neto de ventas: 70000000 dólares

VS: depreciación: 34357.94622 dólares

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

i: tasa interna de retorno

ia = 2 Valor supuesto

Aplicando la fórmula:

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

Dado:

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

$$\text{Find } (ia) = 0.8492$$

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

U = utilidad neta, después de impuestos

Retorno sobre la inversión después de los impuestos

Inversión total: P

Ingreso por ventas: IV

Depreciación: VS

Periodo de recuperación de dinero, años n: 5

ia = 2 Valor supuesto

Dado:

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

$$\text{Find } (ia) = 0.7556$$

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

Se aplica la siguiente formula:

$$TR Ia = \text{INVET} / (\text{Ubruta} + \text{Dep})$$

$$TR Ia = 5264655 / (5479493.37 + 34357.94622)$$

$$TR Ia = 0.9041 \text{ años}$$

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

Se aplica la siguiente formula:

$$TRId = INVET / (Uneta + Dep)$$

$$TRId = 5264655 / (4214995.26 + 34357.94622)$$

$$TRId = 1.1549 \text{ años}$$

❖ **Punto de Equilibrio:** el punto de equilibrio ocurre cuando el costo de producto total anual iguala a las ventas anuales totales. El costo total del producto es igual a la suma de los costos fijos (Costos fijos de fabricación, costos indirectos de fabricación y VAI) y los costos directos de fabricación para n unidades al año. Las ventas anuales totales es el producto del número de unidades por el precio de venta por unidad.

$$CDF = 63953389.0709 \text{ dólares}$$

Costo unitario directo de fabricación

$$CUDF = \frac{CDF}{P \text{ anual}}$$

$$n = 50000000 \text{ kg}$$

Dado:

Para no perder ni ganar el número de unidades que se debe producir será:

$$(CIFab + CFF + VAI) + CUDF * n$$

$$n = 1238847702.4611 \frac{\text{Kg}}{m^3} * gal$$

En porcentaje:

$$PtoEq = \frac{n}{P \text{ anual}} * 100$$

$$PtoEq = 9.3791 \%$$

❖ **Relación Beneficio/costo:**

$$\text{Utilidad neta/Costo total de fabricación} = 0.065$$

VII ANEXOS

RESULTADOS DE CHEMCAD, 6.1.3

Separador flash: alimentación corriente E

Job Name: Untitled Date: 03/26/2016 Time: 08:14:29

Preliminary Vertical Vessel Sizing for Unit # 1

Loadings and Properties

	Vapor	Liquid
Flowrate	346.7468 kg/h	
13455.4190 kg/h		
Flowrate	16331.7051 ft3/hr	479.0067
ft3/hr		
Density	0.0468 lb/ft3	61.9284
lb/ft3		
K constant	0.1450 ft/sec	
Min disengaging height	4.0000 ft	
Min liq to inlet height	1.5000 ft	
Mist eliminator	0.5000 ft	
Design pressure	12.0000 psia	
Allowable stress	15015.0000 psia	
Shell joint efficiency	1.0000	
Head joint efficiency	1.0000	
Head type	Ellipsoidal	
Corrosion allowance	0.0104 ft	
Vessel density	489.0240 lb/ft3	
Weight percent allowance	20.0000	
Inside diameter ID	3.0000 ft	
V_max	5.2725 ft/sec	
Surge time	1.0000 min.	
Retention time	5.0000 min.	
High liquid level HLL	6.7766 ft	
Normal liquid level NLL	5.6471 ft	
Length	12.7766 ft	
Length / Diameter ratio	4.2589	
Shell thickness	0.0208 ft	
Head thickness	0.0208 ft	
Shell weight	560.3326 kg	
Head weight	122.3209 kg	
Total weight (empty)	682.6534 kg	
Total vessel volume	97.3807 ft3	
Total weight (full)	3418.1026 kg	
Total weight (full) w/allow.	3554.6333 kg	

Separador flash: alimentación corriente D + corriente F

Composición de la corriente superior:

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: flash etileno etanol Date: 03/26/2016 Time: 21:47:04

Stream No.	2
Stream Name	
Temp C	25.0000
Pres psia	14.7000
Enth MMBtu/h	9.3383
Vapor mole fraction	1.0000
Total kmol/h	230.5726
Total kg/h	6385.7363
Total std L ft3/hr	635.7420
Total std V scfh	182505.25
Flowrates in kg/h	
Water	130.3944
Ethylene	6245.5204
Ethanol	4.5688
Diethyl Ether	4.1352
Hydrogen	1.1180