



**UNIVERSIDAD NACIONAL
PEDRO RUIZ GALLO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

TESIS

**“PROYECTO DE PRE-FACTIBILIDAD DE
INSTALACION DE UNA PLANTA DE
PRODUCCION POLIETILENO A PARTIR
DE ETILENO”**

PARA OPTAR EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

Bachiller: DEYMI DARLINE BARBOZA ELERA

Bachiller: DEISY RIMAPA LLANOS

**ING. DR. CESAR ALBERTO GARCÍA ESPINOZA
ASESOR**

Lambayeque – Perú

2017



**UNIVERSIDAD NACIONAL
PEDRO RUIZ GALLO**

**FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA E INDUSTRIAS
ALIMENTARIAS**



**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA DE INDUSTRIAS
ALIMENTARIAS**

TESIS

**“PROYECTO DE PRE-FACTIBILIDAD DE
INSTALACION DE UNA PLANTA DE
PRODUCCION POLIETILENO A PARTIR DE
ETILENO”**

PARA OPTAR EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

Bachiller: DEYMI DARLINE BARBOZA ELERA

Bachiller: DEISY RIMAPA LLANOS

Aprobado por:

Ing. Dr. Blanca Margarita Romero Guzmán _____
PRESIDENTE

Ing. MSc. Carlos Arce Cruzado _____
SECRETARIO

Ing. MSc. José Enrique Hernández Ore _____
VOCAL

Ing. Dr. Cesar Alberto García Espinoza _____
ASESOR

LAMBAYEQUE – PERÚ

2017

INDICE

I.RESUMEN.....	1
I.ABSTRATC.....	2
II.INTRODUCCION.....	3
III.ESTUDIO DE MERCADO.....	5
3.1 HISTORIA DEL POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD.....	5
3.2 DESCRIPCION DEL PRODUCTO.....	6
3.2.1 Clasificación del polietileno de alta densidad.....	6
3.2.2 Usos del polietileno de alta densidad.....	7
3.2.3 Propiedades Fisico-Quimicas del PEAD.....	9
3.3 MATERIAS PRIMAS PARA PRODUCCION DE POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD.....	12
3.3.1 ETILENO.....	12
3.3.2 ADITIVOS.....	17
3.4 ESTUDIO DE MERCADO.....	19
3.4.1 Demanda histórica de polietileno.....	20
3.4.2 Demanda proyectada de polietileno de alta densidad.....	20
3.4.3 Oferta actual y proyectada de polietileno de alta densidad...	21
3.4.4 Demanda insatisfecha proyectada de polietileno de alta densidad.....	22
3.5 COMERCIALIZACION DEL POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD...	24
3.6 PRECIO DEL POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD.....	24
3.7 CAPACIDAD DE PRODUCCION Y TAMAÑO DE LA PLANTA.....	25
3.7.1 El tamaño del proyecto y la demanda.....	25
3.7.2 El tamaño del proyecto y los suministros de insumos.....	26
3.7.3 El tamaño del proyecto del proyecto, la tecnología y los equipos.....	26
3.7.4 El tamaño del proyecto y el financiamiento.....	26
3.7.5 el tamaño del proyecto y la organización.....	26
3.7.6 Conclusiones del tamaño de la planta.....	27
3.8 Localización de la planta.....	28
3.9 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MARCADO.....	30
IV. ESTUDIO DE INGENIERIA.....	31

4.1 SELECCIÓN DEL PROCESO.....	31
4.1.1 Tipos de catalizadores para la polimerización del polietileno de alta densidad.....	31
4.1.2 Formas de obtención de polietileno de alta densidad.....	34
4.1.2.1 Suspensión.....	34
4.1.2.2 Solución.....	38
4.1.2.3 Fase gaseosa.....	39
4.1.2.4 Otros procesos mixtos.....	41
4.1.3 Criterios de selección de proceso.....	42
4.1.3.1 Selección del proceso en fase gas.....	42
4.1.4 selección del catalizador.....	43
4.2 DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO.....	44
4.3 QUIMICA DE LA POLIMERIZACION.....	47
4.4 BALANCE DE MASA Y DE ENERGIA.....	48
4.5 DISEÑO Y SELECCIÓN DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESO.....	50
4.5.1 REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO.....	50
4.5.2 COMPRESORA DE GASES-Corriente D.....	50
4.5.3 COMPRESORA DE GASES – Corriente H.....	51
4.5.4 INTERCAMBIADOR DE CALOR – Corriente D.....	51
4.5.5 INTERCAMBTADOR DE CALOR - Corriente H.....	52
4.5.6 CHILLERS.....	52
4.5.7 TORRES DE ENFRIAMIENTO.....	53
4.5.8 TURBINA DE GAS.....	53
4.5.9 EXTRUSORA- PELLETIZADORA.....	54
4.6 DISTRIBUCION DE LA PLANTA.....	54
V. CONSIDERACIONES AMBIENTALES.....	56
5.1 MEJORES TECNICAS DISPONIBLES PARA LA FABRICACION DE PEAD.....	60
5.1.1 RECOMENDACIONES GENERICAS PARA LA INDUSTRIA DE POLIMEROS.....	61
5.1.2 RECOMENDACIONES ESPECÍFICAS PARA LA INDUSTRIA DE POLIETILENO.....	63

VI.EVALUACION ECONOMICA.....	64
6.1 ESTIMACION DE INVERSION TOTAL.....	66
6.1.1 INVERSION DE CAPITAL FIJO.....	66
6.1.2 CAPITAL DE TRABAJO.....	66
6.1.3 ESTIMACION DE COSTO DEL PRODUCTO TOTAL.....	68
6.1.3.1 COSTO DE FABRICACION.....	68
6.1.3.2 GASTOS GENERALES.....	70
6.1.3.3 COSTO UNITARIO.....	71
6.1.4 ANALISIS DEL ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS.....	72
6.1.4.1 Precio de venta por unidad.....	72
6.1.4.2 Ingreso de ventas anuales.....	72
6.1.4.3 Costos de fabricación.....	72
6.1.4.4 Unidad bruta.....	72
6.1.4.5 Impuesto a la renta.....	72
6.1.4.6 Utilidad neta.....	72
6.1.5 ANALISIS ECONOMICO.....	73
6.1.5.1 RETORNO SOBRE LA INVERSION.....	73
6.1.5.2 TIEMPO D ERECUPERACION DE LA INVERSION....	73
6.1.6 PUNTO DE EQUILIBRIO.....	73
VII.CONCLUSIONES.....	75
VIII.RECOMENDACIONES.....	76
IX.BIBLIOGRAFIA.....	77
X.APENDICE.....	82
XI.ANEXOS.....	109

DEDICATORIAS

A Dios.

Por haberme permitido llegar hasta este punto, por sus bendiciones a diario y por haberme dado salud para lograr mis objetivos, además de su infinita bondad y amor.

(Bachiller Barboza Elera Deymi Darline)

A mis padres Cecilio Barboza Marin y Maritza Elera Castillo.

Por ser el pilar fundamental en todo lo que soy, en toda mi educación, tanto académica, como de la vida, por su incondicional apoyo perfectamente mantenido a través del tiempo. Todo este trabajo ha sido posible gracias a ellos.

(Bachiller Barboza Elera Deymi Darline)

A mi amada princesita Cecilia Samara, mi hija.

Por ser la inspiración para seguir adelante en los instantes que sentí decaer, tu afecto y cariño son los detonantes de mi felicidad, de mi esfuerzo, de mis ganas de buscar lo mejor para ti. Aun a tu corta edad, me has enseñado y me sigues enseñando muchas cosas de esta vida. Te agradezco por ayudarme a encontrar el lado dulce y no amargo de la vida. Fuiste mi motivación más grande para concluir con éxito este proyecto de tesis.

(Bachiller Barboza Elera Deymi Darline)

DEDICATORIAS

Dedico esta tesis a mis padres: Santos Rimapa y Lucia Llanos, por haber confiado en mi persona, por su apoyo incondicional en todo lo largo de este camino y hacerme una gran profesional de éxito.

(Bachiller Rimapa Llanos Deisy)

A mi hermano Mariel Rimapa, por haberme apoyado en todo el periodo de mi carrera universitaria y hasta ahora.

(Bachiller Rimapa Llanos Deisy)

A mis sobrinos: Por motivarme cada día a ser una persona de bien y ser un ejemplo para ellos.

(Bachiller Rimapa Llanos Deisy)

AGRADECIMIENTO

Agradecemos a Dios por sobre todas las cosas y a nuestros queridos padres por brindarnos apoyo espiritual y moral; que son necesarias para lograr cada una de nuestras metas.

Agradecemos a nuestra Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo por respaldarnos durante nuestra formación académica, a nuestro asesor Ing. Cesar García Espinoza, así como a nuestro decano Ing. Juan Carlos Díaz Visitación.

Agradecemos a nuestro jurado calificador, los docentes Dr. Blanca Margarita Romero Guzmán, Ing. MSc. Carlos Arce Cruzado, Ing. MSc. José Enrique Hernández Ore, quienes revisaron nuestro trabajo y lo enriquecieron con sus sugerencias y opiniones.

RESUMEN

La industria de plásticos en nuestro país se basa en las importaciones de los polímeros. Existe un proyecto de producción de 1.2 millones de etileno como parte de un complejo petroquímico en el Sur del país. Con la finalidad de cubrir la demanda de polietileno se ha realizado un estudio de prefactibilidad para la instalación de una planta de producción de este insumo.

Teniendo en cuenta que existen diferentes tipos de polietileno, en el proyecto se consideró conveniente, por ser el más utilizado, la producción de polietileno de alta densidad (PEAD).

En el Capítulo III, en base a datos históricos de las importaciones se realizó un estudio de mercado para determinar la demanda proyectada. La capacidad de la planta se ha considerado igual que la demanda proyectada y asciende a un valor de 250000 toneladas por año. En caso de riesgo en la disminución de la demanda interna se considera el abastecimiento de PEAD a países vecinos. La ubicación de la planta se decidió por la cercanía al futuro abastecimiento de etano, que se convertirá en etileno que a su vez servirá para producir PEAD. Este lugar corresponde a Ilo, Moquegua.

El Capítulo IV incluye la selección del proceso más adecuado. Por su simplicidad se escogió la polimerización en fase gas con reactor de lecho fluidizado empleando un catalizador Phillips. El balance de masa se realizó en base a la capacidad de planta y 8000 horas de operación por año, lo que dio una producción de 31250 kg/hr.

En el Capítulo V se establece algunas consideraciones ambientales que hay que tener en cuenta por la futura instalación de esta planta.

En el Capítulo VI se realizó el estudio Económico del proyecto. Los cálculos indican que la inversión total del proyecto asciende a 144'049,890 dólares americanos. El costo de producción asciende a 131.2 dólares por tonelada y a un precio de venta de 1500 dólares por tonelada se obtendrá un retorno sobre la inversión de 58.08% antes de impuestos y 41.14% después de impuestos. El tiempo de recuperación de dinero es 1.71 años. El punto de equilibrio es igual a 17.99%.

Se concluye que el proyecto es técnica y económicamente factible.

ABSTRACT

The plastics industry in our country is based on imports of polymers. There is a 1.2 million ethylene production project as part of a petrochemical complex in the south of the country. In order to cover the demand for polyethylene, a pre-feasibility study has been carried out for the installation of a production plant for this input.

Taking into account that there are different types of polyethylene, the production of high density polyethylene (HDPE) was considered to be the most used in the project.

In Chapter III, based on historical import data, a market study was carried out to determine the projected demand. The capacity of the plant has been considered equal to the projected demand and amounts to a value of 250000 tons per year. In case of risk in the reduction of domestic demand, the supply of HDPE to neighboring countries is considered. The location of the plant was decided by the proximity to the future supply of ethane, which will be converted into ethylene which in turn will serve to produce HDPE. This place corresponds to Ilo, Moquegua.

Chapter IV includes the selection of the most appropriate process. For simplicity the gas phase polymerization was chosen with a fluidized bed reactor using a Phillips catalyst. The mass balance was made based on plant capacity and 8000 operating hours per year, which gave a production of 31250 kg / hr.

Chapter V sets out some environmental considerations that must be taken into account for the future installation of this plant.

In Chapter VI the economic study of the project was carried out. Estimates indicate that the total investment of the project amounts to 144'049,890 US dollars. The cost of production amounts to \$ 1131.2 per ton and at a sale price of \$ 1,500 per ton you will get a return on investment of 58.08% before tax and 41.14% after tax. The time of recovery of money is 1.71 years. The break-even point is equal to 17.99%.

It is concluded that the project is technically and economically feasible.

INTRODUCCION

Una molécula del polietileno no es nada más que una cadena larga de átomos de carbono, con dos átomos de hidrógeno unidos a cada átomo de carbono. A veces algunos de los carbonos, en lugar de tener hidrógenos unidos a ellos, tienen asociadas largas cadenas de polietileno. Esto se llama polietileno ramificado, o de baja densidad, o LDPE. Cuando no hay ramificación, se llama polietileno lineal, o HDPE. El polietileno lineal es mucho más fuerte que el polietileno ramificado, pero el polietileno ramificado es más barato y más fácil de fabricar (Allende & Arriagada, 2013).

A pesar de la reciente crisis, la Industria del Plástico ha mantenido en todo el mundo un crecimiento constante que se refleja en las cifras de aumento del consumo de todo tipo de materiales plásticos. El consumo global creció de 1.5 millones de toneladas en el año 1950 a 250 millones de toneladas en el 2010 con una ligera caída en el año 2009, y se prevé que llegará a 330 millones en el 2015, lo que significaría un crecimiento anual promedio de 6.5% en los últimos 5 años. En cuanto al consumo de los distintos tipos de plásticos, la familia de las Poliolefinas ocupa en suma más de la mitad del consumo total. Los diferentes tipos de Polietilenos en el mundo representan el 32%, el Polipropileno (PP), el 20%, seguido por el PET, con el 8%; el Policloruro de vinilo (PVC), con el 13%, el Poliestireno (PS), con el 7%, los Copolímeros de estireno (ABS, SAN, ASA), Termofijos, con 10% y los plásticos de ingeniería y de especialidad, con el 6% (Castro, 2011).

En el Perú la importación de plásticos en su forma primaria también es un gran mercado dentro del cual el polietileno ocupa un gran porcentaje. Entre polietileno de baja densidad y de alta densidad, nuestro país ha aumentado sus importaciones desde cerca de 120 mil toneladas en el 2015 hasta 300 mil toneladas en el 2014, lo cual representa un crecimiento de aproximadamente de 15% anual. En millones de dólares es una salida de divisas de cerca de 380 millones de dólares (IEES, 2015).

En el Perú no existe una industria Petroquímica que provea las resinas necesarias para la fabricación de productos en base a plásticos (Cárdenas, 2011). Sin embargo, somos un país con grandes reservas de gas natural, una

materia prima que a su vez sirve para la producción de etileno grado polímero. En el Sur del Perú se tiene planificado la instalación de una planta de producción de 1.2 millones de toneladas de etileno a partir del gas de Camisea (Braskem, 2012).

Entonces, si se considera que se va a disponer de etileno en gran cantidad es necesario considerar la instalación de una planta de polietileno. Según el estudio de mercado se tendrá que decidir entre la producir polietileno de baja densidad o de alta densidad. El mayor uso del **polietileno de baja densidad** (PEBD) es en el sector del envase y empaque: bolsas, botellas compresibles para pulverizar fármacos, envase industrial, laminaciones, película para forro, película encogible y estirable, aislante para cables y conductores, tubería conduit, película para invernadero, tubería de riego y sistemas de irrigación (Guerrero, 2003). El **polietileno de alta densidad** (PEAD) tiene usos en bolsas para mercancía, bolsas para basura, botellas para leche y yogurt, cajas para transporte de botellas, envases para productos químicos, envases para jardinería, detergentes y limpiadores, frascos para productos cosméticos y capilares, recubrimientos de sobres para correo, sacos para comestibles, aislante de cable y alambre, contenedores de gasolina, entre otros (Roca, 2005).

Debido a que los procesos de producción de PEBD y PEAD son diferentes, en este proyecto de inversión se basará en la producción de polietileno de alta densidad.

Finalmente el ámbito social sería positivamente impactado debido a la creación de fuentes de empleo y capacitación técnica, a raíz de una industria naciente.

III. ESTUDIO DE MERCADO

Se demuestra en este capítulo que la demanda en nuestro país de polietileno de alta densidad y de baja densidad es similar (tabla 3.6). Sin embargo los métodos de producción de ambos tipos de polietileno son diferentes, y se debe empezar definiendo el tipo de polietileno que se producirá.

Se ha tomado la decisión que el desarrollo del proyecto se basa en la producción de polietileno de alta densidad, que tiene mayores usos que el polietileno de baja densidad.

3.1 HISTORIA DEL POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD (PEAD)

La historia del Polietileno se remonta al año 1898 cuando Von Pechmann obtiene un polímero de estructura equivalente al Polietileno llamada Polimetileno. Esta síntesis se produjo accidentalmente a partir de diazometano, obteniendo un polímero de bajo peso molecular. En Bamberger y Tschirner (1900), analizan un producto similar, encontrando que tenía la fórmula $(CH_2)_n$. El Polietileno de baja densidad fue obtenido accidentalmente por los estudios de alta presión del etileno que Michaels realizó en Ámsterdam.

Este descubrimiento lo aprovechó Gibson para producir Polietileno, a partir de una mezcla de etileno y benzaldehído. Faucett et al. (1935), en Inglaterra, polimerizan etileno utilizando altas presiones y temperaturas. Este descubrimiento permitió a la Imperial Chemical Industries la fabricación del Polietileno en 1938 por medio de la primera planta piloto, iniciándose la producción comercial en 1939 en Northwich, Cheshire.

Ziegler et al. (1953), estudian el proceso de polimerización a baja presión.

La reacción con un complejo catalítico de alquil aluminio y tetracloruro de titanio daba lugar a la fabricación de un Polietileno de mayor densidad y temperatura de fusión, como consecuencia de su mayor regularidad. A este Polietileno se le denominó de alta densidad (PEAD o sus siglas en inglés HDPE), haciendo mención a sus propiedades, o de baja presión, debido a su método de obtención. En 1955 se inauguró en Alemania la primera fábrica de este material. Simultáneamente la Phillips Petroleum Co. en USA, desarrollaba un proceso industrial de obtención de Polietileno de alta densidad, altamente

cristalino utilizando presiones medias, y como catalizador óxido de cromo soportado sobre sílice. La primera planta industrial se montó en Pasadena en 1957 (Lester, 2010).

3.2 DESCRIPCION DEL PRODUCTO – Polietileno de alta densidad (PEAD)

Es un polímero sintético, termoplástico miembro de las poliolefinas obtenido a partir de una reacción conocida con el nombre de polimerización del etileno elaborado a partir de etano, un componente del gas natural.

El Polietileno de alta densidad es semicristalino (70 – 80%), incoloro, inodoro, no tóxico, lácteo y se puede encontrar en todas las tonalidades transparentes y opacas.

El Polietileno de alta densidad, es un polímero con estructura lineal y muy pocas ramificaciones. Se obtiene por polimerización del etileno a presiones relativamente bajas utilizando catalizadores Ziegler-Natta o Proceso Phillips, aunque existe un tercero utilizado; los catalizadores Metalocenos, utilizados únicamente para obtener Polietileno de ultra alta masa molecular (PEADUAPM o sus siglas en inglés UHMWPE).

Es un polímero con densidad comprendida entre 0.941 – 0.954 gr/cm³ es incoloro, inodoro, no tóxico y resistente tanto a esfuerzos como a agentes químicos.

A nivel mundial en el 2011 se produjo 25.5 millones de toneladas de PEAD, mientras que de polietileno de baja densidad (PEBD) y de polietileno lineal de baja densidad (PELBD) se produjo 23.3 y 7.4 millones de toneladas respectivamente (The Essential Chemical Industry, 2016).

3.2.1 Clasificación del polietileno de alta densidad

Para la clasificación de los distintos tipos de Polietileno de alta densidad, existen criterios que intervienen, como lo son: la Densidad, Contenido de Monómeros, Peso molecular, Distribución de peso molecular, Índice de fluidez y Modificación. La clasificación que más se utiliza es la densidad, pues este parámetro es un buen indicativo de las cualidades entre los Polietilenos, donde

en general, con densidades altas, mayores propiedades mecánicas. De acuerdo a la densidad el Polietileno de alta densidad se puede dividir en:

- Polietileno de alta densidad
- Polietileno de alta densidad alta masa molecular (PEAD-APM o sus siglas en ingles HMW-HDPE)
- Polietileno de ultra alta masa molecular
- Polietileno modificado por entrecruzamiento

El contenido de monómeros determina en gran medida la estructura del Polímero de etileno, en particular el grado de ramificación. En este sentido, de esto dependen las cualidades del plástico. Los Polímeros de etileno por el contenido de monómeros se puede clasificar como:

- Homopolímeros
- Copolímeros

La distribución del peso molecular se refiere al estudio estadístico del tamaño que tienen las cadenas, describiendo una curva de distribución generalmente normal, es decir “la campana de Gauss”. Se definen dos tipos de pesos moleculares promedio; promedio en peso M_w y promedio en número M_n . La diferencia relativa entre ambos promedios depende de lo ancha o estrecha que sea la distribución del peso molecular. Su cociente M_w/M_n es un índice de la anchura de la distribución o dispersión. M_w/M_n es siempre mayor que la unidad, y se aleja tanto más de 1 cuando mayor es la dispersión (Guerrero, 2003).

3.2.2 Usos del Polietileno de alta densidad

Las aplicaciones del Polietileno de alta densidad están encaminadas al sector del envase, empaque, industria eléctrica, automotriz y otros. Estas aplicaciones son consecuencia de sus propiedades ya que es un material de bajo costo, no tóxico (característica muy importante en la industria del envase, empaque y usos domésticos), no conductor y resistente.

Envases: Se utiliza el envase de Polietileno de alta densidad debido a: su ligereza de peso, transparencia, resistencia a la rotura, manejabilidad,

seguridad en uso y fundamentalmente en la versatilidad en cuanto a novedades de diseño. En el sector de envase se pueden encontrar botellas, envases y frascos. En los envases destinados para la limpieza se pueden almacenar detergentes, limpiadores, jabones líquidos, shampo y muchos más, ya que debido a sus propiedades químicas el Polietileno de alta densidad es completamente inerte. En el sector alimenticio se pueden encontrar diferentes tipos, tamaños y estilos de envases, tan variado que sirve para cumplir todas las exigencias del consumidor, y en ellos se pueden almacenar productos lácteos en general, agua, aceite y muchos más productos.

Empaque: El empaque es un recipiente contenedor o envoltura con características de flexibilidad y facilidad de doblar. Las propiedades fisicoquímicas del Polietileno de alta densidad lo colocan como un material flexible, transparente, resistente y químicamente inerte, provocando que se convierta en una de las mejores alternativas entre los materiales sintéticos utilizados para la fabricación de empaques. Las aplicaciones que se encuentran en el sector de empaque son: bolsas, empaques y recubrimientos de otros materiales.

Industria eléctrica: Su principal aplicación en este sector es de aislante de cable, alambre y para conexiones y cuerpos de bobina. En este sector como en otros se recomienda que el Polietileno de alta densidad este acompañado con negro de humo, para proporcionar protección contra los rayos ultravioleta. Se puede utilizar como aislante de cualquier calibre de cable y longitud, así como para cualquier tamaño de bobina.

Automotriz: Se utiliza principalmente en contenedores para aceite y gasolina, conexiones, tanques para agua, tubos y mangueras.

Otras aplicaciones: se puede fabricar cajas para almacenar y distribuir productos como botellas, frutas, pescado, cervezas, leche, refrescos y más. También se puede utilizar para recubrimiento de sobres para correo, sacos para comestibles, bandejas, botes de basura, cubetas, platos, redes para pesca, regaderas para aceite mineral y agua, tejidos técnicos, artículos de cordelería tapices, cuerdas, cables, tinas de baño para bebé, toda clase de juguetes y otros (ANAIP, 1991).

3.2.3 Propiedades físico-químicas del PEAD

En la Figura 3 y la Tabla 3.1 se muestran las estructuras de los principales tipos de polietileno y sus características generales del polietileno de alta densidad (PEAS) comparado con el polietileno de baja densidad (PEBD) y el polietileno lineal de baja densidad (PELBD).



Figura 3.1. Diferentes tipos de polietileno

Tabla 3.1

Características generales de distintos tipos de polietileno

Características	TIPOS DE POLIETILENO		
	PEBD	PEAD	PELBD
Densidad (kg/m ³)	910-930	941-970	890-930
Grado de cristalinidad, %	40-50	60-80	30-40
Temperatura fusión, °C	108-115	140	115-128
MFI, g/10 min	02.-70	0.01-80	0.2-50
Módulo Elástico, MPa	250	900	200
Resistencia a la tracción, MPa	10	28	21
Elongación, %	550-600	20-120	600-800
Dureza, Shore	40-45D	60-70D	50-70D
Calor específico, Kcal/kg.°C	0.55	0.55	0.55
Temperatura de fusión, °C	110-115	130-140	115-130

Nota: tomado de Delgado (2007)

El grado de cristalinidad que se alcanza depende de la estructura, además del proceso seguido para la cristalización. Según la temperatura a la que se efectuó ésta, la rapidez con que se generan los cristalitas, y el tratamiento térmico y mecánico posterior del polímero, así la cristalinidad resulta mayor o menor. La cristalinidad juega un papel muy importante en las propiedades del

Polietileno de alta densidad, principalmente en las propiedades mecánicas y térmicas ya que estas se ven favorecidas entre más cristalino es el Polietileno.

La combinación de las diversas características del Polietileno de alta densidad como lo son: la densidad, índice de fluidez, peso molecular, distribución del peso molecular, contenido de monómeros, proporcionan los diversos grados que el mercado ofrece de este plástico.

Propiedades Químicas

La estructura no-polar del Polietileno de alta densidad permite que mantenga alta resistencia al ataque de agentes químicos. En general, esta resistencia mejora con el aumento de la densidad y el peso molecular. La forma de medir este comportamiento es considerando ciertos cambios en las muestras al contacto con la sustancia en prueba; estos cambios son hinchamiento, pérdida de peso o de elongación a la ruptura.

Este plástico soporta muy bien a ácidos fuertes (no oxidantes) y bases fuertes. En niveles superiores a 60 °C, el material resiste muchos solventes, excepto hidrocarburos aromáticos y halogenados, aceites, grasas y ceras que inducen hinchamiento, mismo que es menor con los solventes alifáticos.

El Polietileno de alta densidad es parcial o totalmente soluble en ciertos casos extremos, por ejemplo en benceno o xileno a punto de ebullición. Los halógenos y las sustancias altamente oxidantes atacan a este plástico, por ejemplo ácidos inorgánicos concentrados como ácido nítrico, sulfúrico, perclórico, etc. (Roca, 2005). En la Tabla 3.2 se registra las principales propiedades del polietileno de alta densidad.

Tabla 3.2

Principales propiedades químicas del polietileno de alta densidad.

Reactivo	Resistencia
Ácidos – concentrados	Buena
Ácidos – diluidos	Buena
Álcalis	Buena
Alcoholes	Buena
Cetonas	Buena

Grasas y aceites	Aceptable
Halógenos	Mala
Hidrocarburos aromáticos	Aceptable-buena

Nota .Fuente: Roca, (2005).

Propiedades Mecánicas

Las propiedades mecánicas de un material se refieren a su capacidad para soportar fuerzas, el modo como se deforman y ceden ante dichas fuerzas. Así las propiedades mecánicas del Polietileno de alta densidad dependen básicamente de su estructura, que comprende lo que es la distribución del peso molecular, el peso molecular y la cristalinidad. Pero también depende de factores externos como lo son la temperatura, entorno químico y el tiempo, entendido este último como medida de la rapidez con que se aplican fuerzas, así como de la duración de éstas. A continuación se detalla las propiedades mecánicas más importantes del polietileno de alta densidad.

Tabla 3.3

Principales propiedades mecánicas del polietileno de alta densidad

Propiedad	Valor
Coeficiente de fricción	0.29
Dureza – Rockwell	D60-73-Shore
Módulo de tracción, GPa	0.5 – 1.2
Relación de Poisson	0.46
Resistencia a la tracción, MPa	15 – 40
Resistencia al impacto Izod (J/m)	20 -210

Nota. Fuente: Roca, (2005).

Propiedades térmicas

El Polietileno de alta densidad muestra un punto de fusión entre 130 y 136 °C. El calor específico del Polietileno de alta densidad es de los mayores entre los termoplásticos y es altamente dependiente de la temperatura.

La temperatura máxima de servicio depende de la duración y la magnitud del esfuerzo mecánico presente durante el calentamiento: en pruebas sin carga mecánica en períodos cortos, la temperatura máxima es de 90 a 120 °C, en períodos mayores este valor desciende a intervalos entre 70 y 80 °C. El coeficiente de dilatación térmica tiene un valor entre $100 - 200 \times 10^6 \text{ K}^{-1}$.

La densidad tiene cierta variación decreciente con un ascenso de la temperatura, este comportamiento es responsable en algunas ocasiones del incontrolable encogimiento en piezas moldeadas de grandes dimensiones. El encogimiento de los productos moldeados con Polietileno de alta densidad es aproximadamente de 1.5 – 4% y sucede principalmente en la fase de cristalización del polímero.

Propiedades eléctricas

El Polietileno de alta densidad consiste en largas cadenas unidas entre sí con enlace de tipo covalente y por ello es un excelente aislante eléctrico, es decir un material no conductor de la electricidad. Aunque tiene el inconveniente de almacenar cargas eléctricas estáticas, induciendo la aparición de "micro" arcos eléctricos que atraen el polvo y pueden provocar descargas.

Para evitar estos efectos, es posible agregar algunos agentes antiestáticos al Polímero como amidas, etoxi-amidas, esteres, glicerol, y otros, que migran a la superficie del Polímero y captan humedad del medio ambiente, formando una delgada capa conductora, que disipa las cargas estáticas.

La constante dieléctrica, en frecuencias desde 60 hertz a 1.0 megahertz es de 2.2 a 2.4, es decir, mantiene este parámetro dentro de límites muy estrechos, en un amplio cambio de frecuencias. Por otro lado, la resistividad volumétrica es mayor a 10^{16} ohms-cm.

Propiedades ópticas

Las propiedades ópticas están relacionadas con la estructura molecular del polímero, así como con la cristalinidad y la homogeneidad del material. El Polietileno de alta densidad es semicristalino, incoloro, inodoro, no toxico, lácteo y se puede encontrar en todas las tonalidades transparentes y opacas. En el mercado este polímero se puede encontrar en cualquier color.

3.3 MATERIAS PRIMAS PARA PRODUCCION DE POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD

3.3.1 ETILENO

El etileno es un bien intermedio o insumo que representa el segmento más importante de la industria petroquímica y se convierte en una gran cantidad de productos intermedios o finales, como plásticos, resinas, fibras, elastómeros, solventes, recubrimientos, plastificantes y anticongelantes.

En 2010 la demanda mundial de etileno fue de 120 millones de toneladas, principalmente por el incremento en la demanda de su principal derivado, el polietileno.

A nivel mundial el etileno se produce principalmente a partir de nafta (53%), debido a su fácil transportación, predominando su uso en Europa y Asia. Por su parte, el etano como materia prima (33%) se utiliza principalmente en regiones con producción de petróleo crudo asociado con gas natural.

Calidad del Etileno

Ya que el etileno se utiliza en la fabricación de una amplia gama de compuestos, el etileno tiene unas especificaciones de pureza muy exigentes, especialmente para el etileno grado polímero como se indica en la tabla a continuación:

Tabla 3.4
Especificaciones Comerciales del Etileno

Parámetro	Especificaciones
Etileno, % volumen mínimo	99.95
Agua, ppm peso máximo	1
Acetileno, ppm peso máximo	1
Monóxido de carbono, ppm peso máximo	3
Dióxido de carbono, ppm peso máximo	1
Hidrogeno, ppm peso máximo	1
Propileno, ppm peso máximo	10
Inertes ligeros, ppm peso máximo	1000

Fuente: Fichas Técnica Venezolana de Etilen

Propiedades Fisicoquímicas

Dentro de sus características técnicas tenemos que el etileno es un gas incoloro, de aroma similar al éter etílico, más liviano que el aire, sumamente

inflamable y volátil; muy hidrosoluble. Es el compuesto insaturado más sencillo, a continuación se indican algunas propiedades del gas (Tabla 3.5)

Tabla 3.5

Propiedades Fisicoquímicas del Etileno

Propiedad	Valor
Peso molecular, g/mol	20.054
Temperatura de autoignición; °C	425
Densidad del gas, 1.013 bar y 15°C	1.178
Gravedad específica (aire = 1), 1.013 bar y 0°C	0.874
Volumen específico, m ³ /kg; 1.013 bar y 21°C	0.862
Viscosidad, poise; 1.013 bar y 0°C	9.51E-05
Solubilidad en agua, 1.013 bar y 0°C	0.22%

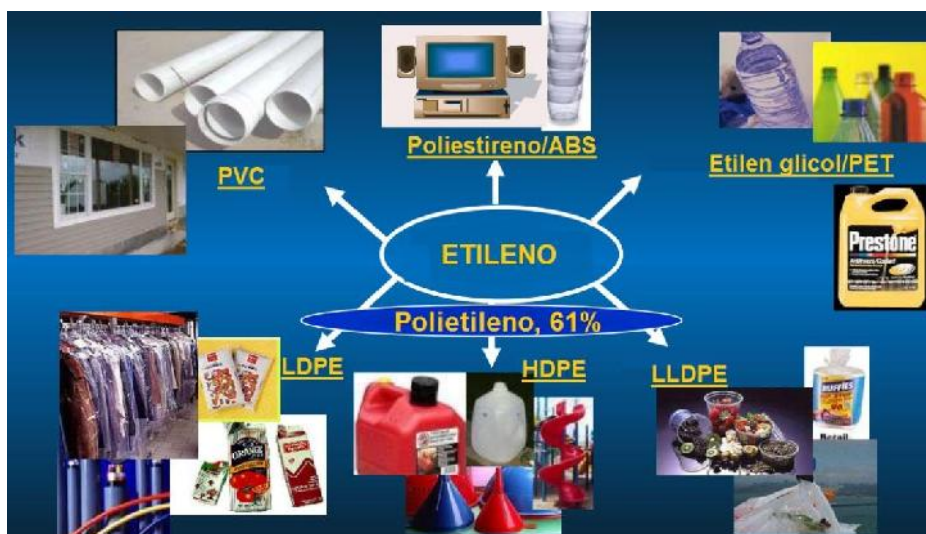
Fuente: Fichas Técnica Venezolana de Etileno

Usos del etileno

El etileno es una de las principales materias primas de la cual derivan gran cantidad productos químicos en la industria petroquímica internacional en función de la reacción tal como se detalla a continuación:

- La polimerización del etileno se usa en la obtención de polietileno.
- La oxidación del etileno da oxido de etilenglicol, acetaldehído y acetato de vinilo.
- La halogenación del etileno produce dicloruro de etileno del cual se obtiene PVC
- La alquilación del etileno produce etilbenceno y etiltolueno
- La oligomerización produce alfaolefinas y alcoholes primarios.
- La hidratación del etileno produce etanol

En la Figura 3.2 se resume los productos finales que se pueden obtener a partir del etileno.



Nota. Tomado de: Stekla, (2011).

Figura 3.2. La demanda de etileno es impulsada por lo que se consume

Producción de etileno en el Perú

De acuerdo a Bühler-Vidal (2012) el Perú tiene proyectado producir 1. 2 millones de toneladas al año de etileno a partir del etano, el cual puede ser usado para producir los diferentes tipos de polietileno.

El proyecto desarrollado por Braskem (2012) contempla la separación de 37000 Barriles/día (BPD) de etano en los lotes 88/56 de Camisea, 43000 Barriles/día de etano de los lotes 57/58 y otros; y etano de la fraccionadora de líquidos provenientes de los lotes 57/58, que después de su transformación hace un total de 1.2 millones de etileno por año. Ver detalle en la Figura 3.3.

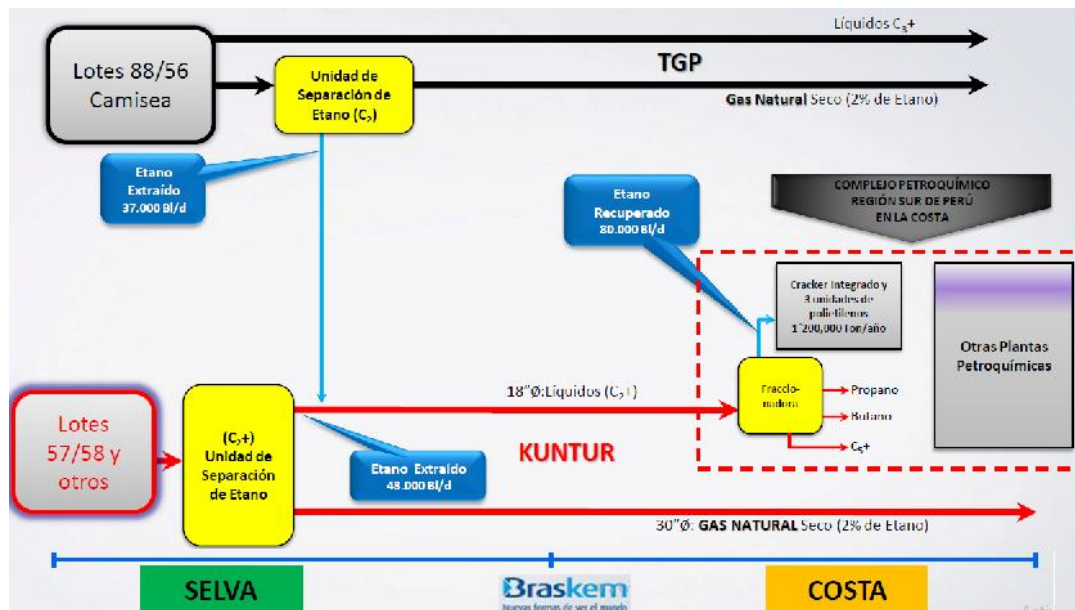


Figura 3.3. Logística total del etano, desarrollada por Braskem

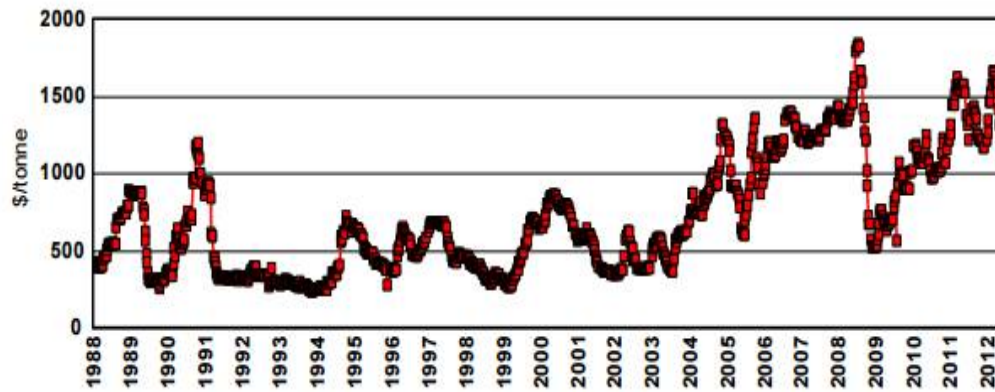
Por lo tanto se puede asegurar que el abastecimiento de etileno está asegurado para desarrollar el proyecto de polietileno de alta densidad.

Precio del etileno

De acuerdo a Platt Global Petrochemical Index, publicación de empresa internacional de estudios de mercados (S&P Global Platts, 2014) el precio del etileno que estaba a fines del 2013 a 1177 dólares por tonelada métrica, tuvo un precio promedio en el 2014 de 978 dólares por tonelada. La proyección que hace, a pesar de la baja de los precios internacionales de crudo y de naftas, pero la demanda creciente de polietilenos, el precio se mantendrá y tenderá a una ligera subida en los próximos años.

En la Figura 4.4 se presenta el precio spot de etileno en los Estados Unidos desde 1988 hasta el 2012.

Para la evaluación económica del presente proyecto se va a considerar un precio promedio de 1000 dólares la tonelada.



Fuente: Duncan Seddon & Associates Pty. Ltd., 2012.

Figura 3.4. Tendencia del precio spot del etileno en el mercado americano

3.3.2 ADITIVOS

Los aditivos son productos que se mezclan con el Polietileno de alta densidad con el objeto de mejorar las propiedades del polímero, como facilitar su procesado o dar un determinado color o textura. Los aditivos suelen pertenecer a alguno de los siguientes grupos (Beltran & Marcilla, 2012):

Colorantes: Los ingredientes usados para colorear los materiales plásticos son tintes, pigmentos orgánicos o inorgánicos, o ciertos compuestos especiales como escamas metálicas o pigmentos fluorescentes. Los tintes se usan en general para obtener colores brillantes en materiales plásticos transparentes o traslucidos. Los pigmentos orgánicos están formados por partículas sólidas discretas constituidas por agregados de moléculas de tinte. Los pigmentos inorgánicos son sales y óxidos metálicos y no son brillantes. Se emplean en concentración muy bajas entre 0.1 a 0.5 phr.

Agentes antiestáticos: Se añaden para disminuir la creación de cargas electrostáticas en el producto final.

Estabilizantes: Estos productos se utilizan para prevenir la degradación del material cuando la temperatura de procesado es alta o para alargar la vida del producto en entornos degradantes. Se pueden emplear en concentraciones entre 1 y 6 phr. Existen estabilizantes ultravioleta que generalmente se utilizan junto con los antioxidantes. Estos estabilizantes absorben energía a una

longitud de onda y la reemiten a una longitud de onda diferente. Se utilizan las 4-alcoxibenzofenonas, benzotriazoles, acrilnitrilos sustituidos, entre otros.

Retardadores de llama: Son productos que actúan de cuatro formas distintas:

- Produciendo una reacción química que da lugar a productos menos combustibles.
- Produciendo gases pesados que tienen un efecto sofocante o aislante del fuego.
- Impidiendo el paso de oxígeno.
- Produciendo un descenso de la temperatura por absorción del calor en una reacción endotérmica.

Los sistemas retardantes de llama más utilizados comercialmente son bromuros y cloruros orgánicos. Se pueden emplear acompañados de óxidos de antimonio, compuestos de fósforo y boro.

Lubricantes: Se emplean para mejorar la procesabilidad del material y la apariencia del producto plástico. Se suelen emplear lubricantes internos y lubricantes externos. Los lubricantes externos más usados son el ácido esterarico, estearato cálcico y de plomo, ceras de parafina, ciertos esteres y se usa en concentraciones entre 0.5 a 1.0 phr. Como lubricante interno se puede usar ésteres de cera de Montana, gliceril esterés, alcoholes de cadena larga y emplea en dosis de 1 a 2 phr.

Rellenos: Estos productos tienen una función múltiple: reducen el coste, proporcionan solidez, aumentan la velocidad de endurecimiento o curado, minimizan la contracción debida a la polimerización que dificulta el moldeo del material, reducen el agrietamiento, mejoran la resistencia térmica y proporcionan determinadas propiedades eléctricas, mecánicas o químicas. Se utilizan desde las sustancias inorgánicas como carbonato de calcio, sulfatos de metales alcalinotérreos, silicatos, sílices y otros óxidos, hasta negro de humo, microesferas de vidrio o cerámica, entre otras. Entre las cargas orgánicas se encuentran la celulosa, almidón, cáscara de almendra, etc. Se emplean generalmente en concentraciones de entre 5 y 50 phr.

Plastificantes: Son productos estables desde el punto de vista químico y térmico que se añaden al polímero para mejorar la flexibilidad, maleabilidad y la procesabilidad del plástico. Se emplean en concentraciones que pueden oscilar entre 40 y 180 phr. Los plastificantes más utilizados son DINP (diiso-nonil ftalato), TFF (trifenil fosfato), DOA (diiso-octil adipato) y epoxiestearato de octilo.

Antioxidantes: Son aditivos que retardan o inhiben la oxidación del material durante su procesado, o para unas determinadas condiciones de uso. Muchos de los estabilizantes primarios son fenoles estéricamente impedidos o aminas aromáticas.

3.4 ESTUDIO DE MERCADO

El polietileno en forma general tiene varias presentaciones en el mercado: polietileno de baja densidad (PEBD o LDPE), polietileno de alta densidad (PEAD o HDPE), polietileno lineal de baja densidad (PELBD o LLPDPE), polietileno de ultra alto peso molecular (PEUAPM o UHMWPE) y polietileno de ultra baja densidad (PEUBD o ULPDE).

A nivel mundial el polietileno de alta densidad es la familia de resina dentro de los polietilenos que tiene la mayor demanda. En el 2007 el consumo mundial de PEAD fue de alrededor de 31.6 millones de toneladas, con los productores operando a 91% de su capacidad instalada. En ese mismo año la demanda mundial de los polietilenos de baja densidad y lineal de baja densidad llegaron a 18.9 y 19.6 millones de toneladas con un uso de capacidad instalada de la industria de 90% y 94% respectivamente (Arias, 2008). En la actualidad la tendencia es similar con expectativas en el crecimiento en el consumo del polietileno de baja densidad entre 4.2 a 4.9% del 2015 al 2020.

Entonces, por ser el polietileno de alta densidad el de mayor consumo a nivel mundial, en esta sección se hace un estudio de mercado de este tipo de polietileno en nuestro país, el cual permitirá definir el tamaño de mercado y por ende la capacidad de la futura planta industrial.

Otra razón de definir desde ahora el producto final es que para cada tipo de polietileno es necesario diferente tipo de proceso de polimerización y diferente catalizador.

3.4.1 Demanda histórica de Polietileno en el Perú

En la Tabla 3.6 se presenta la demanda histórica de polietileno en nuestro país. Teniendo en cuenta que no se produce, y tampoco se exporta, el consumo aparente se iguala a las importaciones que se realiza de este producto. La tabla muestra para comparación las importaciones de polietileno de baja densidad.

Tabla 3.6

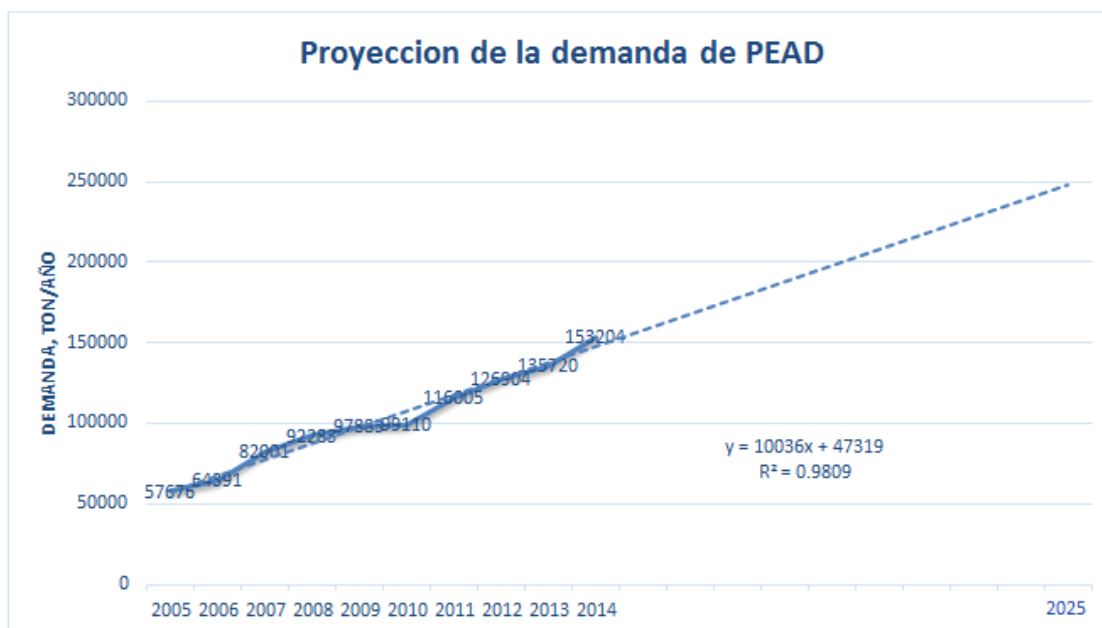
Demanda histórica de polietileno de baja y alta densidad, ton/año

Año	Polietileno de baja densidad < 0.94	Polietileno de alta densidad >0.94	Total polietileno
2005	60158	57676	117834
2006	65711	64391	130102
2007	80132	82001	162133
2008	92779	92283	185062
2009	96674	97883	194557
2010	97988	99110	197098
2011	113951	116005	229956
2012	124268	126904	251172
2013	131257	135720	266977
2014*	151340	153204	304544
2015*	161340	163240	324580

Nota Fuente: Lujan R., (2013). 2014*,2015 *valor estimado, por las autoras

3.4.2 Demanda proyectada de polietileno de alta densidad.

En base a los datos históricos de la demanda de polietileno, usando Excel de Office, se realizó la proyección de esta demanda para el 2025. El resultado se muestra en la Figura 3.5.



Nota: Elaborado por las autoras

Figura 3.5. Demanda histórica y proyectada de PEAD en el Perú

De acuerdo a la gráfica el crecimiento es sostenido, a un ritmo de 10036 toneladas por año. Para el 2025 la demanda proyectada llegaría aproximadamente a 250000 toneladas por año.

3.4.3 Oferta actual y proyectada de polietileno de alta densidad

La oferta actual de PEAD en nuestro país es nula debido a que no existe producción. Los diferentes tipos de polietileno que utiliza la industria transformadora de plásticos en el Perú provienen de la importación. En el 2013 las importaciones de polímeros en forma general supero los 2000 millones de dólares, un valor 25% mayor que el 2010 que se llegó a importar polímeros en un valor cercano a 1600 millones de dólares. Las importaciones de sólo polietilenos alcanza el valor de 415 millones de dólares que representa cerca del 20% del total de polímeros (IEES, 2015).

Respecto a la oferta proyectada de polietilenos se puede considerar el proyecto desarrollado por Braskem de instalación de un complejo petroquímico cerca del puerto de Matarani en la región Arequipa, con una capacidad nominal de un millón de toneladas de polietileno por año. Se estima que la región andina requerirá en el futuro dos millones de toneladas (Gestión, 9 marzo 2015).

No obstante debe considerarse los productores latinoamericanos que limitaría la capacidad de exportación si se considera vender el producto a los países vecinos. Los productores latinoamericanos con su capacidad instalada se muestran en la Tabla 3.7. A pesar de su producción, estos países para cubrir su demanda interna tienen que importar. Por ejemplo Brasil, México y Argentina cubren su demanda importando 108, 713 y 48 miles de toneladas por año (Arias, 2008).

Tabla 3.5
Capacidad instalada de PEAD en Latinoamérica

País	Empresa	Localización	Capacidad (M ton/año)
Argentina	PBB Polisor	Bahia Blanca	120
Brasil	Ipiranga Petroquímica	Triunfo	350
	BP Solvay PE	Santo André, SP	82
	Braskem	Camacari	150
Venezuela	Polinter	El Tablazo	100
México	Pemex	Morelos	100
		Escolin	100

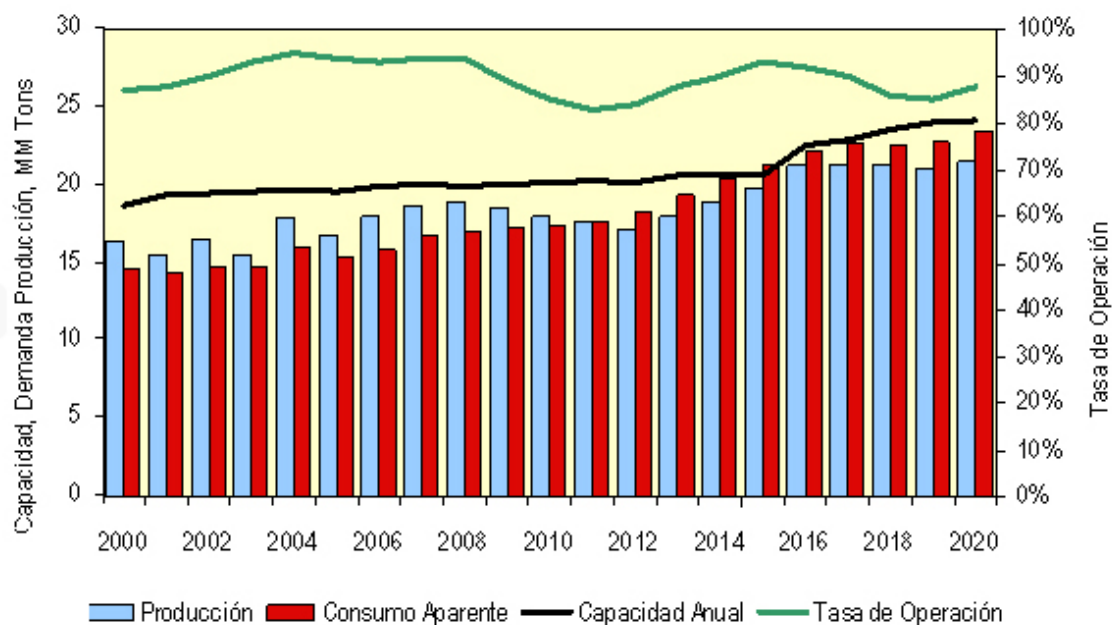
Nota: tomado de: Arias, (2008).

Una justificación de instalar una nueva planta de producción de polietileno es la oferta limitada de los productores, tanto a nivel de Norteamérica como de América Latina. En las Figuras 3.6 y 3.7 se representa el porcentaje de uso de capacidad instalada proyectada hasta el año 2020. Se puede notar que tanto a nivel de Norteamérica como a nivel de América Latina el uso de capacidad instalada superaría los 95%, lo cual es un indicador real que habría cabida para nuevas plantas de polietileno en dichas regiones del mundo.

3.4.4 Demanda insatisfecha proyectada de polietileno de alta densidad

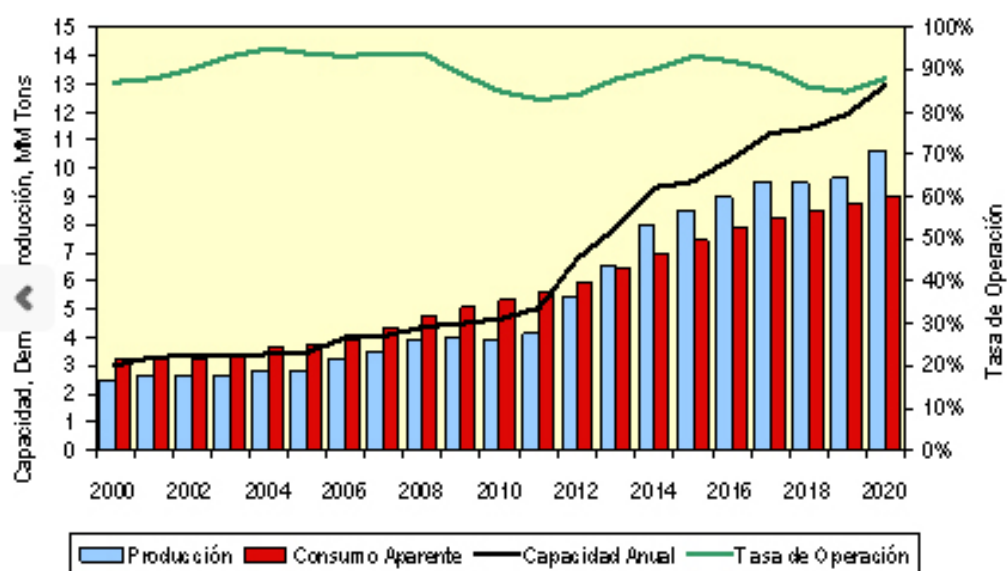
Teniendo en cuenta que no existe oferta actual o proyectada de polietileno de alta densidad en nuestro país, matemáticamente la demanda insatisfecha proyectada para el año 2025 será igual a demanda proyectada, es decir 250000 toneladas de polietileno de alta densidad. Este valor sólo cubriría la demanda interna debido a que no se ha considerado en la proyección la posible exportación a países vecinos, en especial Brasil, México, Argentina,

Chile, Bolivia y Ecuador que cubren sus necesidades de polietileno con importaciones. Por lo tanto el mercado potencial sería mayor.



Nota: tomada de Arias, (2008)

Figura 3.6. Producción y Tasa de capacidad instalada de fábricas de polietileno en Estados Unidos.



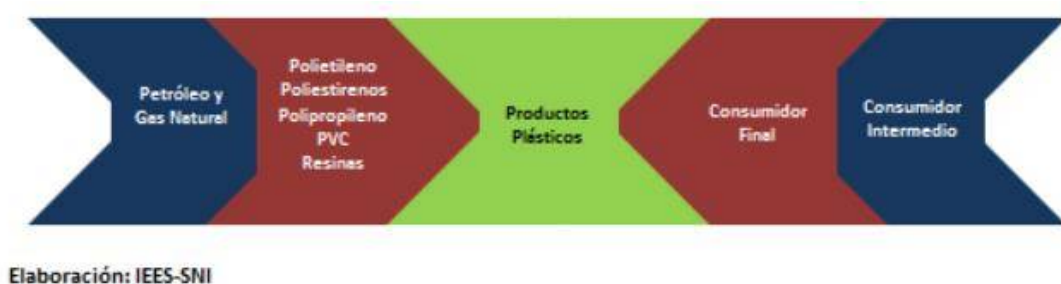
Nota: tomada de Arias, (2008).

Figura 3.6. Producción y Tasa de capacidad instalada de fábricas de polietileno en América Latina.

3.5 COMERCIALIZACION DEL POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD

En el Perú la fabricación de Productos de Plásticos transforma en productos finales los insumos plásticos elaborados por la industria petroquímica de otros países, los cuales son importados en su forma primaria y representan la base de la cadena productiva de esta industria.

Como se muestra en la Figura 3.7, la industria petroquímica se convierte así en una plataforma importante como primer eslabón en la cadena productiva de la industria del plástico, y de otras industrias conexas, generando encadenamientos con los sectores de alimentos y bebidas, farmacéutico, pesca, agricultura, construcción, comercio al por mayor y menor, entre otros, a los cuales les provee de productos.



Fuente: IEES, 2015.

Figura 3.7. Industria del plástico, una cadena productiva.

Según la cadena productiva, la comercialización del producto de la futura planta de polietileno tendrá un solo canal de comercialización, debido a que será un insumo primario para la producción de diferentes productos finales que adquiere el consumidor final.

Entonces para la venta final se tendrá una lista de los principales importadores de esta resina, quienes a su vez venderán el producto a otros intermediarios y productores finales.

3.6 PRECIO DEL POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD

En el 2012 los precios locales del polietileno de alta densidad en Argentina, Brasil, México y Venezuela fueron 2000, 2500, 1600 y 1400 dólares la tonelada respectivamente. En el mismo año, Argentina, Brasil, Chile, Colombia, México y Venezuela compraron polietileno de alta densidad a

precios FOB de 1650, 1500, 1720, 1600, 1550 y 1620 dólares la tonelada respectivamente (ICIS, 2014).

El polietileno de alta densidad tipo resina en el 2015 llegó a un precio mínimo de 1250 y un máximo de 1600 dólares la tonelada (The Plastic Exchange -TPE, 2016).

El precio a considerar en el proyecto para el análisis económico será de 1800 dólares la tonelada en forma estimada.

3.7 CAPACIDAD DE PRODUCCION Y TAMAÑO DE LA PLANTA

La importancia de conocer la capacidad del sistema de producción radica en que este conocimiento define los límites competitivos de la empresa. De manera específica, establece la tasa de respuesta de la empresa a un mercado, su estructura de costos, la composición de su personal, y la estrategia general de inventarios.

Algunos conceptos importantes de la capacidad tienen que ver con su efectividad de operación, por ejemplo, un mejor nivel operativo, definido como el punto de la capacidad donde es menor el costo promedio por unidad. De la misma forma, las economías de escala afectan su eficiencia, ya que, al aumentar el tamaño de una planta y su volumen, baja el costo promedio por unidad producida, puesto que cada unidad absorbe parte de los costos fijos. A continuación se hace un análisis de los principales factores que afectan la determinación de la capacidad de la planta.

3.7.1 El tamaño del proyecto y la demanda.

Existe una demanda demostrada de polietileno de alta densidad. A nivel nacional la demanda insatisfecha proyectada para el 2025 será 250000 toneladas al año. El valor proyectado está en concordancia con el 1.2 millones de toneladas de polietilenos realizado por la empresa PetroPeru-Braskem, que se consumirían en el mercado nacional y países vecinos (Salguero, et al., 2015).

3.7.2 El tamaño del proyecto y los suministros de insumos

El insumo primario para la producción de polietileno es el etileno. Según el proyecto de PetroPeru-Braskem se tendrá a disposición 1.2 millones de toneladas de etileno que se producirá a partir del etano proveniente de Camisea. Ver Figura 3.3. Por lo tanto con los 1.2 millones de etileno se podrá producir 1.2 millones de distintos tipos de polietilenos.

Dado que el etileno es un insumo para otros productos, se considera que este sería el factor limitante para determinar el tamaño de la futura planta de producción de polietileno de alta densidad.

3.7.3 El tamaño del proyecto, la tecnología y los equipos

Hay ciertos procesos o técnicas de producción que exigen una escala mínima para ser aplicable, ya que por debajo de ciertos niveles, los costos serían tan elevados que no se justificaría la operación de la planta.

En la Tabla 3.5 se presenta tamaños de plantas instaladas de polietileno en diferentes países latinoamericanos. La capacidad menor es de 80000 ton/año y la mayor es 350000 ton/año. Este es un segundo factor a tomar en cuenta.

3.7.4 El tamaño del proyecto y el financiamiento

Existen capitales peruanos capaces de realizar inversiones de alto valor, además el Estado Peruano con inversiones privadas tiene en sus planes dar pase a la instalación de dos complejos petroquímicos basados en el gas de Camisea. Por lo tanto se considera que este no es un factor que influiría en el tamaño de la planta.

3.7.5 El tamaño del proyecto y la organización

Por ser una industria de gran escala y la venta de producto se realiza en grandes espacios geográficos se recomienda una organización por departamentalización por territorio (López & Peñuela, 2013). Se considera que no es factor limitante para determinar el tamaño de la planta.

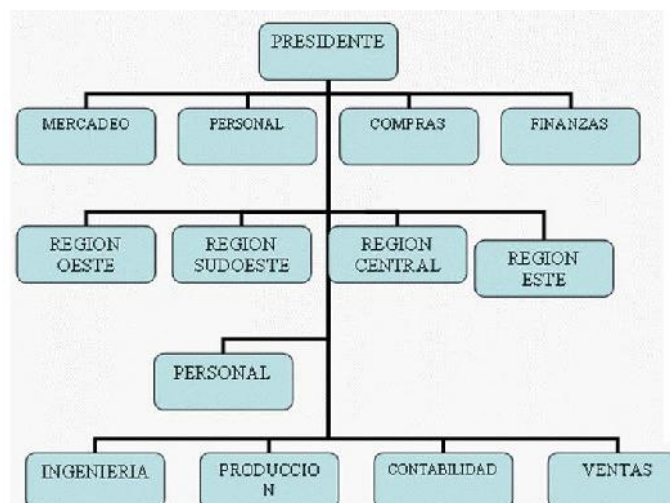


Figura 3.8. Esquema Departamentalización por Territorio

3.7.6 Conclusiones del tamaño de planta

Dado que el factor más importante es la disposición de materia prima, en este caso el etileno, se tiene que ajustar el tamaño a esta disponibilidad. De acuerdo al proyecto de Petroperú-Braskem se dispondrá de 1.2 millones de toneladas al año de etileno. Este etileno servirá para producir no solo polietilenos sino también otros productos.

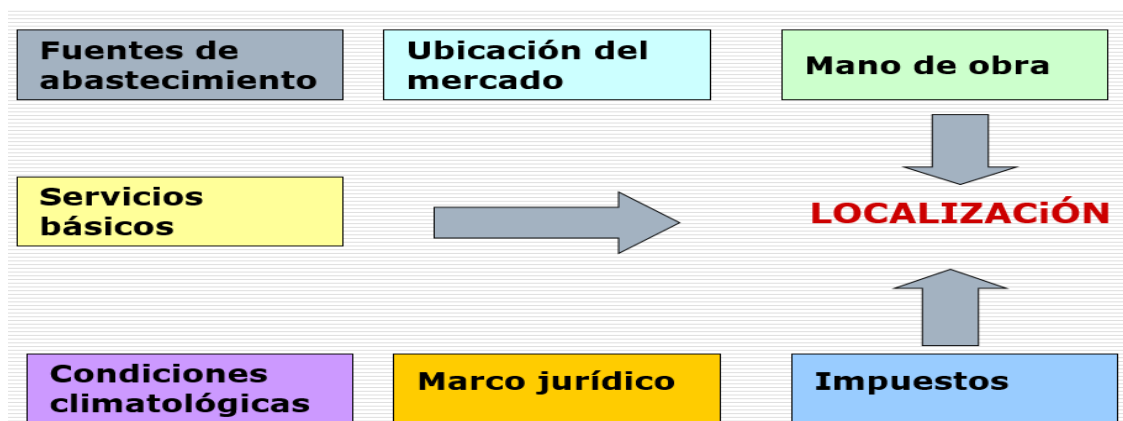
Para cubrir la demanda total proyectada de polietileno de alta densidad se necesitaría 250000 toneladas de etileno, un valor que representa sólo el 20.8% de la disposición total de etileno. Queda el 79.2% para dar uso al etileno para otras industrias.

El rango de tamaños de plantas instaladas en Latinoamérica varía entre 80 a 350 mil toneladas.

Con la intención de cubrir la demanda interna, que en la actualidad se provee con importaciones se decide instalar una planta de producción de polietileno de alta densidad de 250000 toneladas al año. En caso de disminución de la demanda interna se tiene posibilidades de exportar a países vecinos que tienen déficit de este producto.

3.8 LOCALIZACION DE LA PLANTA

Los factores que influyen en la localización de una planta industrial son los que se muestran en la Figura 3.9.



Fuente: elaboradora por las autoras

Figura 3.9. Factores que influyen en las decisiones de localización de una planta industrial.

Dependiendo de cada tipo de industria cada factor tiene una influencia diferente. En el caso de la producción de polietileno el factor de mayor peso es el abastecimiento de la materia prima, es decir el etileno.

El otro factor importante es la ubicación del mercado. La industria plástica a nivel nacional suma un total de 950 unidades productivas activas, y la mayor concentración de plantas de fabricación plástica están en Lima (95%) donde predominan las pequeñas empresas que representan 75% del total (Tecnología del Plástico, abril 2014). Por lo tanto la planta industrial debe ser ubicada muy cerca de Lima.

Según el Proyecto Integrado Gas Sur Peruano (PetroPeru-Braskem) en las Malvinas se hará la separación de etano del gas de Camisea, el cual será conducido por el gaseoducto Kuntur hasta la zona de los puertos de Matarani o Ilo, donde se adicionará al etano separado por fraccionamiento de la parte líquida del gas de Camisea. El conjunto de etano se procesará para producir etileno.



Figura 3.10. Proyecto Integrado Gas Sur Peruano

Por lo tanto por la cercanía al abastecimiento de etileno y por la cercanía al mercado de procesadores de plástico la futura planta debe ubicarse en Matarani o en Ilo.

El gran problema del puerto de Matarani es la escasez de agua para el proceso, en cambio Ilo tiene disposición de agua en grandes cantidades. Además considerando la instalación de un complejo petroquímico con facilidades de exportación, el puerto de Ilo tiene mayores ventajas.

Se debe tomar en cuenta que en el 2009, el ministerio de Energía y Minas, declaró un terreno en Lomas de Ilo como zona geográfica para la petroquímica, en el marco de la Ley de Promoción para el Desarrollo de la Industria Petroquímica. El terreno tiene 1,505 hectáreas. Está ubicado al frente de la planta de Enersur, por lo tanto también habrá una fuente excelente de energía eléctrica (La Republica, 8 de abril 2012).

Por las razones expuestas el mejor lugar para ubicación de la futura planta de producción de polietileno de alta densidad será Ilo, ubicado en el norte de Moquegua.

3.9 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO

Existe un gran potencial para el consumo de polietileno de alta densidad. La demanda insatisfecha proyectada para el 2025 se fija en 250000 toneladas al año. Cualquier riesgo en la demanda interna por distintos factores se considera que se puede exportar el producto a países vecinos como Chile, Ecuador, Bolivia, Argentina, Brasil y otros.

El tamaño de la futura planta se ha fijado en 250000 ton/año, el cual similar a la demanda interna proyectada.

La planta debe estar ubicada, por la cercanía de materia prima y al mercado de consumidores, en Ilo, Moquegua, en el lugar denominado Las Lomas de Ilo, lugar destinado para un complejo petroquímico.

IV. ESTUDIO DE INGENIERIA

En esta sección se realiza el estudio de ingeniería que comprende la selección del proceso o procesos adecuados, descripción detallada del proceso, balance de masa y energía, diseño y selección de los equipos de procesos tanto principales como auxiliares, la distribución de los equipos y la distribución general de la planta industrial.

4.1 SELECCIÓN DEL PROCESO

4.1.1 Tipos de catalizadores para la polimerización del Polietileno de alta densidad.

Para la polimerización del Polietileno de alta densidad se pueden utilizar diferentes tipos de catalizadores, sabiéndose que el mismo es una sustancia que acelera la velocidad de la reacción química sin sufrir en sí ningún cambio químico.

Los catalizadores utilizados para la obtención de Polietilenos de alta densidad tienen en común que trabajan a temperaturas y presiones relativamente bajas, y producen un material de bajo nivel de derivación y alta densidad. Dentro de los catalizadores utilizados para la obtención de Polietileno de Alta Densidad se encuentran los siguientes:

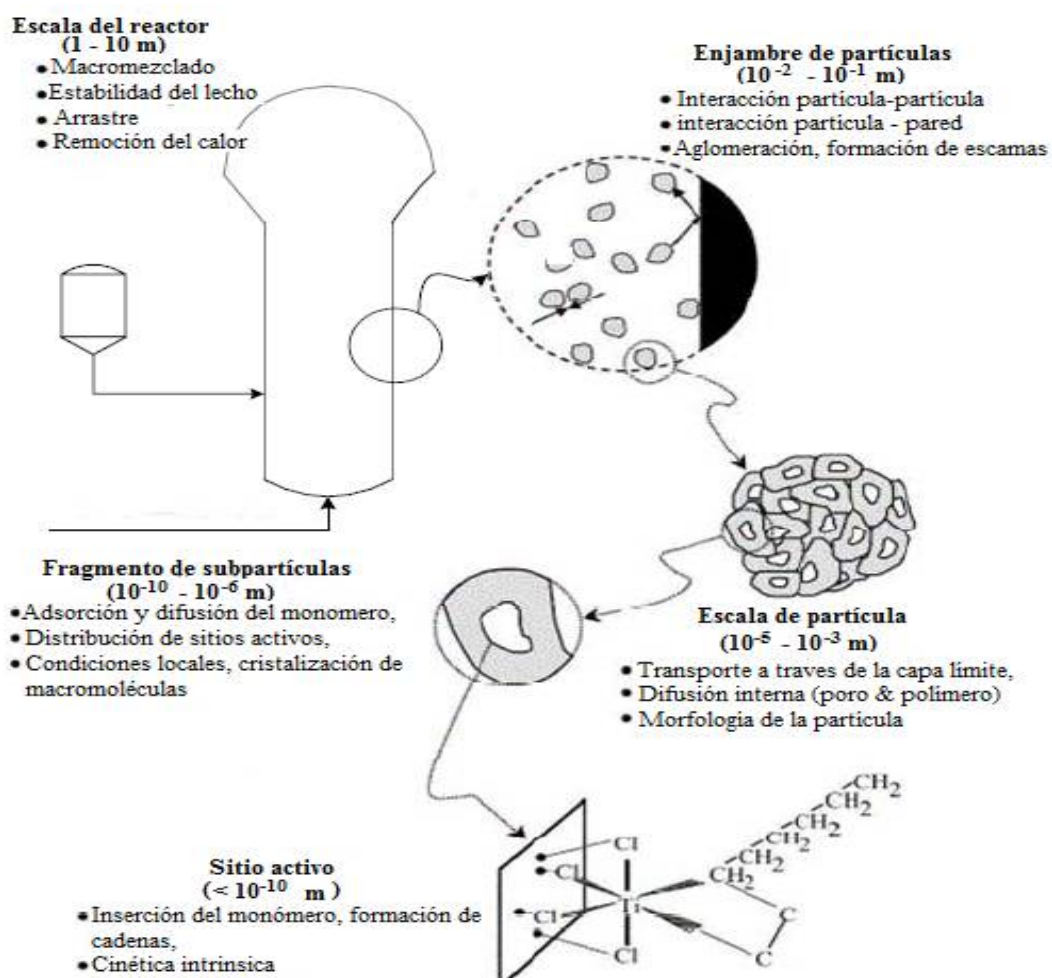
- a. Catalizador Ziegler – Natta
- b. Catalizador proceso Phillips
- c. Catalizador Metaloceno

a) Catalizador Ziegler – Natta

Este catalizador fue descubierto a principios de la década de los cincuenta por Ziegler en Alemania y Natta en Italia. Consiste en un complejo catalítico de alquil aluminio y tetracloruro de titanio y trabaja a presión atmosférica y temperatura de entre 50 – 100 °C.

La reacción que se lleva a cabo es de tipo de coordinación y la molécula crece como un cabello a partir de la superficie del catalizador. Los monómeros de etileno se difunden a través del solvente hasta la superficie del catalizador y de allí al punto de crecimiento; en donde se produce la ruptura del enlace

covalente y se genera la adición del monómero. Debido a que el monómero es insertado en un punto específico de la cadena, no existe posibilidad para el mecanismo de back-biting (Retromordida). El proceso de retromordida es cuando se generan polímeros ramificados, ya que un electrón (e^-) desapareado al final de la cadena arrebató uno de un enlace carbono hidrógeno a su propia cadena principal, cerrando la cadena final y dejando una posibilidad de enlace en una zona intermedia de la cadena. Los Polietilenos sintetizados con catalizadores Ziegler-Natta presentan un nivel despreciable de ramificación, del orden de uno cada cien átomos de carbono. El catalizador Ziegler-Natta está compuesto de un cocatalizador, el alquil aluminio y un catalizador que es el tetracloruro de titanio, provocando una catálisis heterogénea con estereoquímica controlada. En la Figura 4.1 se muestra una ilustración de como el polímero se forma con el catalizador Ziegler-Natta en un reactor de lecho fluidizado.



Fuente: Alizadeh et al., 2004.

Figura 4.1. Polimerización del etileno utilizando el catalizador Ziegler-Natta

Los catalizadores Ziegler_natta de primera generación de la década del 50 con baja actividad catalítica (1000 g de polímero/g de Ti) han evolucionado hasta los de cuarta generación que aparecieron en la década del 70, los cuales tienen una mayor actividad (500000 g de polímero/g de catalizador). En los de cuarta generación los catalizadores son soportados sobre partículas esféricas de MgCl_2 o SiO_2 , lo cual permite un mayor control morfológico del polímero formado (Velilla, 2007).

b) Catalizador del proceso Phillips

Este tipo de catalizador lo patentó la Phillips Petroleum Co, que consiste en un óxido metálico, ya sea de cromo o titanio, soportado sobre sílice aluminio. Este tipo de catalizador trabaja a presiones medias de 4.8 - 14.5 atm y temperatura de 100 a 170° C, con un hidrocarburo disolvente, como lo puede ser el hexano.

Con esta reacción se obtiene un Polietileno de alta densidad de estructura lineal y altamente cristalino. Este proceso también recibe el nombre de "partícula".

Los catalizadores Phillips (Cr/SiO_2), son responsables de la fabricación de más de un tercio de todo el polietileno que se fabrica mundialmente. Una de las razones de su éxito es su versatilidad, ya que existe un gran número de catalizadores de cromo a partir de los cuales se pueden obtener hasta 50 tipos diferentes de polietileno, es decir, se pueden controlar las propiedades del polímero mediante el adecuado diseño del catalizador (Carrero, Moreno, Calleja & Aguado, 2007).

c) Catalizadores Metallocenos

Esta familia de catalizadores Metallocenos fue descubierta en la década de los setenta en Alemania por Kaminsky y Sinn, constituidos por dos componentes de Zirconoceno y un compuesto orgánico-metálico que permite distribuir los comonomeros más uniformemente en las cadenas poliméricas. Este tipo de catalizadores se utilizan para sintetizar al Polietileno de ultra alta masa molecular, con pesos moleculares que va de 3'000,000 a 6'000,000, dando al producto final alta cristalinidad con un excelente resistencia al

impacto. Con este material se producen fibras tan fuertes que puede utilizarse para fabricar chalecos a prueba de balas.

Entre sus ventajas se menciona que pueden polimerizar casi cualquier monómero, produce polímeros extremadamente uniformes y permite hacer polímeros con tacticidades muy específicas (Blanco, 2015).

4.1.2 Formas de obtención de polietileno de alta densidad

Existen tres métodos para la obtención de Polietileno de alta densidad, en los cuales se requieren de presiones y temperaturas bajas. Los métodos se conocen como en suspensión, en solución y en fase gaseosa.

4.1.2.1. Suspensión

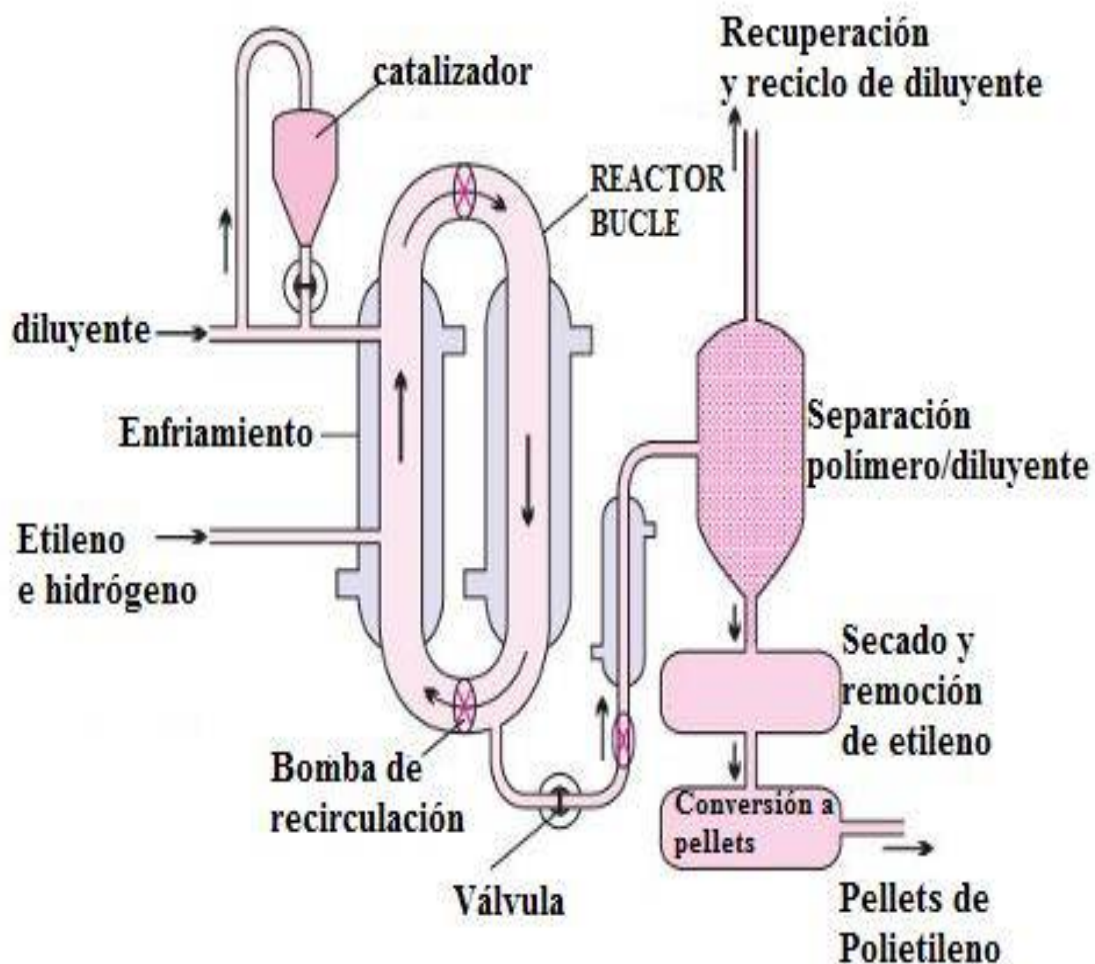
La polimerización se efectúa por la mezcla de etileno e hidrocarburos disolventes en un catalizador de lecho fijo, para después separar el polímero del hidrocarburo disolvente. Las condiciones de la reacción son, de 100 a 170 °C de temperatura y de 5 a 15 Kg/cm² de presión. El Polietileno obtenido se caracteriza por una estructura lineal y gran densidad. Este proceso fue patentado por la compañía Phillips Co.

También se puede obtener PEAD utilizando el catalizador Ziegler-Natta en suspensión. En este caso el catalizador en forma de gránulos, es mezclado con un hidrocarburo líquido (por ejemplo 2-metilpropano, isobutano o hexano), el cual simplemente actúa como diluyente. Una mezcla de hidrógeno y etileno se pasa bajo presión dentro de la suspensión y el etileno es polimerizado a PEAD. La reacción se realiza en un reactor CSTR o un reactor de tipo bucle. Se prefiere el reactor de bucle porque la suspensión es impulsada por una bomba axial con lo que alcanza velocidades lo suficientemente altas evitando la deposición de polímero en las paredes del reactor. Además se debe decir que el área de transferencia de calor por unidad de volumen es más alta que en un CSTR, y de esta manera se controla mejor la temperatura y se logra mayores productividades.

En forma continua y controlada utilizando una válvula el producto sale del reactor tipo bucle y el solvente es evaporado para dejar el polímero, el cual todavía contiene catalizador. Vapor de agua, acompañado de nitrógeno fluyen

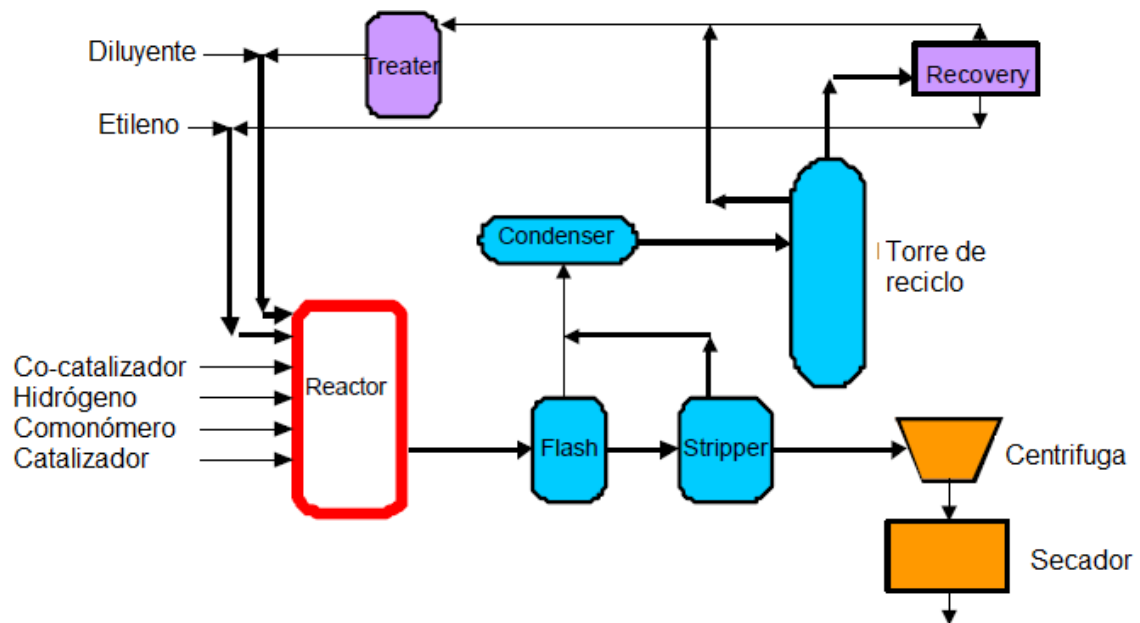
a través del polímero, reacciona con los sitios catalíticos, destruyendo su actividad. El residuo del catalizador, óxidos de titanio (IV) y aluminio, permanecen mezclados, en cantidades muy pequeñas, en el polímero.

De los distintas empresas comercializadoras de plantas de producción de polietileno de alta densidad por el método de suspensión se presenta a partir de la Figura 4.2 distintos procesos en el siguiente orden: Proceso en suspensión con Bucle de Phillips, Proceso con reactor tipo bucle de Solvay, el Proceso Hostalen de Basell, el Proceso Nissan y el proceso CX de Mitsui.



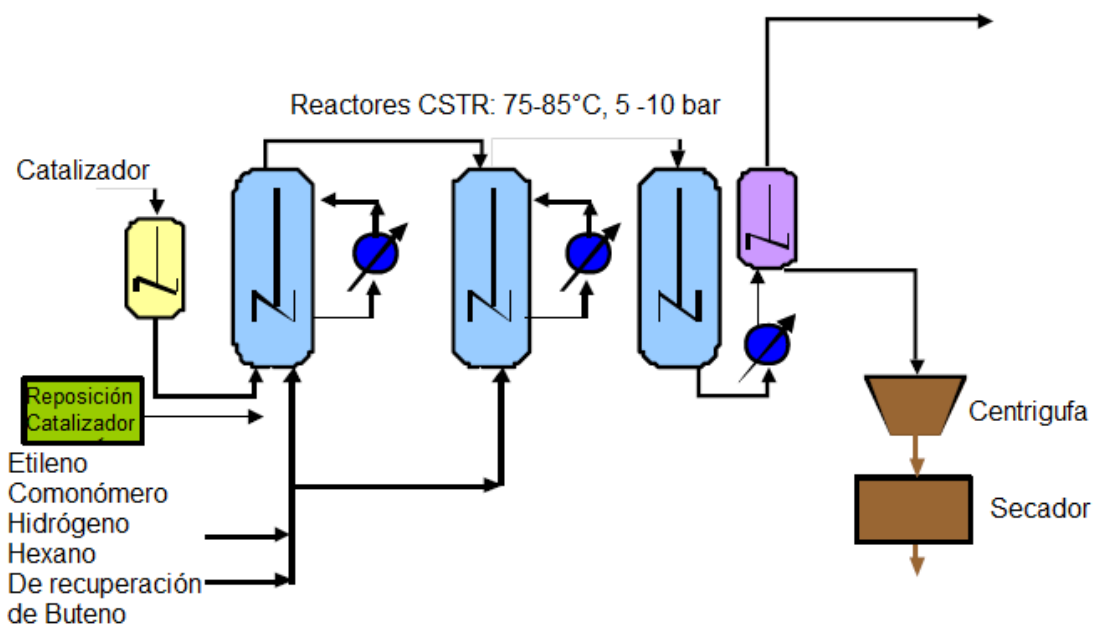
Fuente: tomado de Essential Chemical Industry, 2016

Figura 4.2. Polimerización en suspensión con reactor bucle de Phillips.



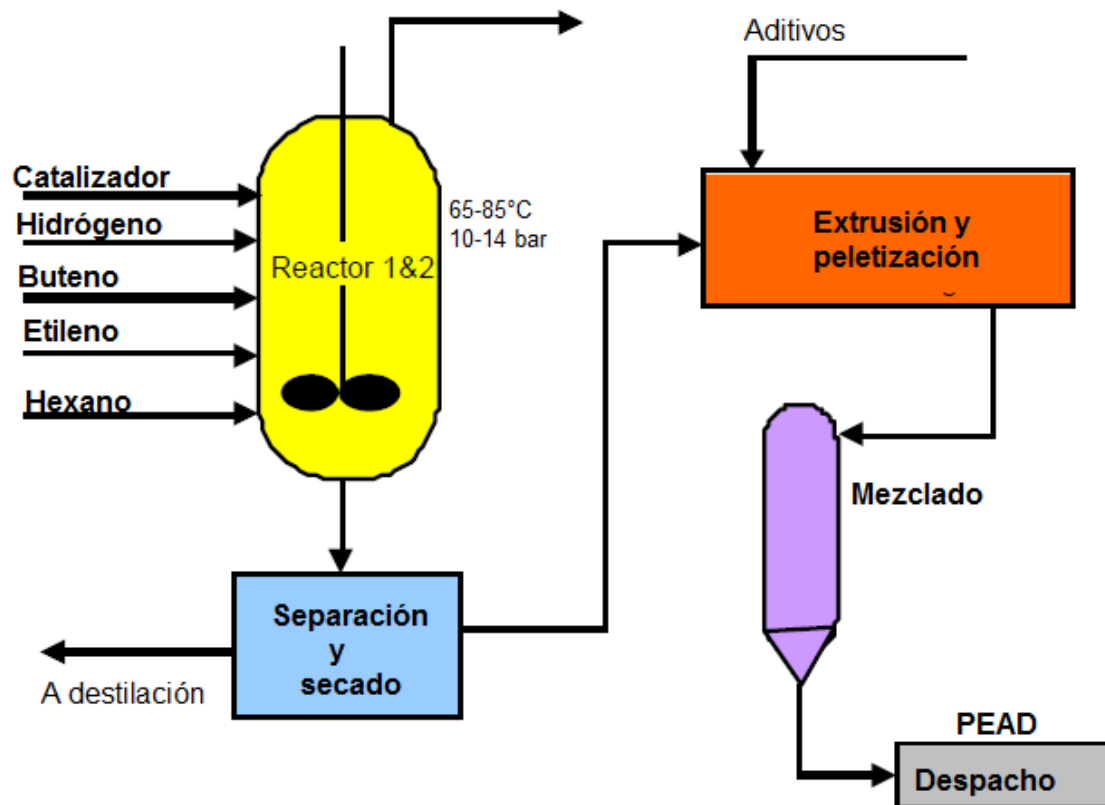
Fuente: Tomado de Syed & Vernon, 2002.

Figura 4.3. Polimerización en suspensión con reactor bucle de Solvay.



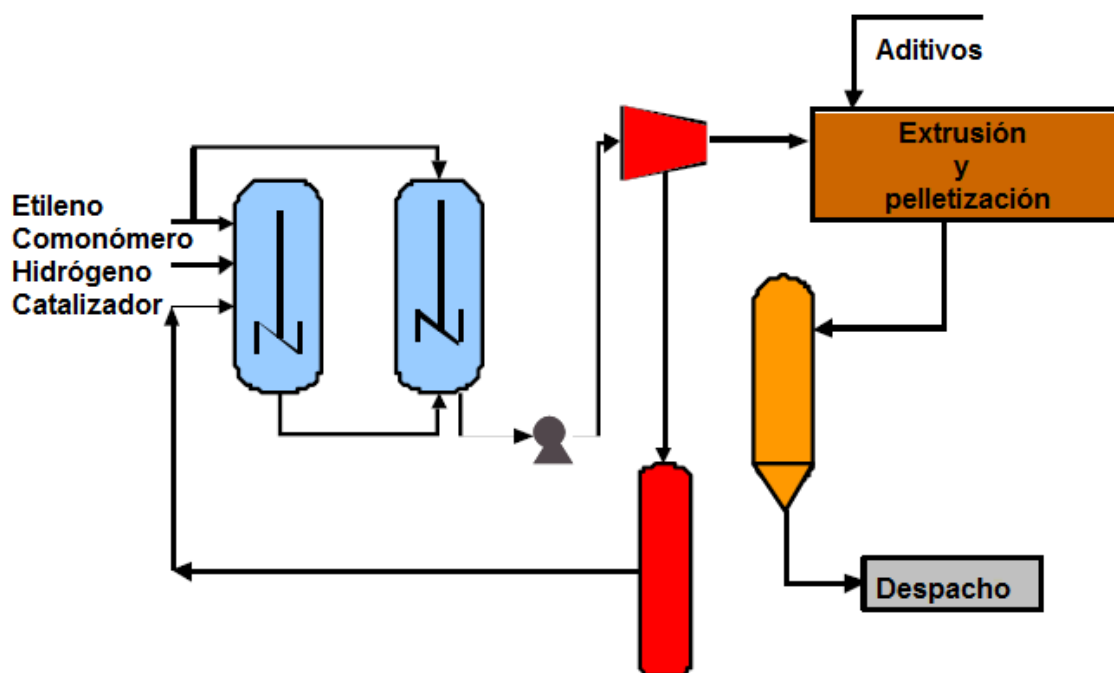
Fuente: Tomado de Syed & Vernon, 2002.

Figura 4.4. Polimerización en suspensión de Hostalen



Fuente: tomado de Syed & Vernon, 2002.

Figura 4.5. Polimerización en suspensión de Nissan



Fuente: tomado de Syed & Vernon, 2002.

Figura 4.6. Polimerización en suspensión CX de Mitsui

4.1.2.2 Solución

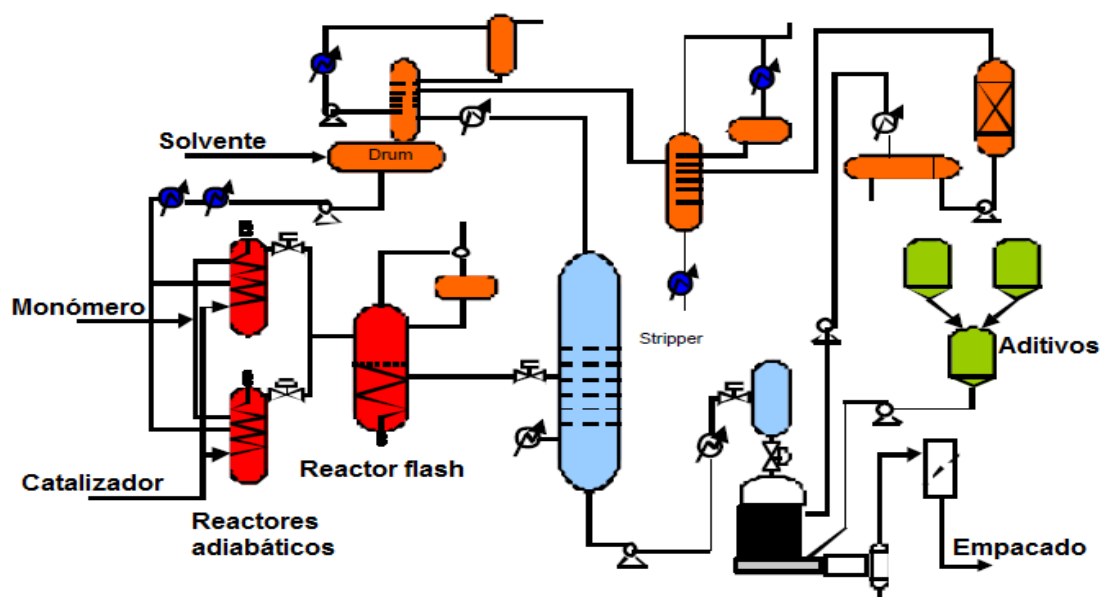
Este segundo método comprende el paso del etileno e hidrogeno bajo presión dentro de una solución del catalizador Ziegler-Natta disuelto en un hidrocarburo, que puede ser un alcano de 10 o 12 carbonos. El polímero se obtiene de la misma forma que el método de suspensión. En este caso tanto el catalizador y el polímero resultante permanecen disueltos en un solvente que debe ser separado para aislar el polímero.

Comercialmente existen tres procesos en solución para la producción de PEAD: el proceso Dowlex de Dow, el proceso Sclairtech/AST de NOVA y el proceso Compact de Stamicarbon-SABIC. Ver Figuras 4.7, 4.8 y 4.9.

El proceso Dowlex utiliza dos CSTR en serie con un solvente que es una mezcla de isoparafinas con 8 y 9 carbonos. Opera as 160°C y 27 bares. El tiempo de residencia total de los dos reactores es 30 minutos.

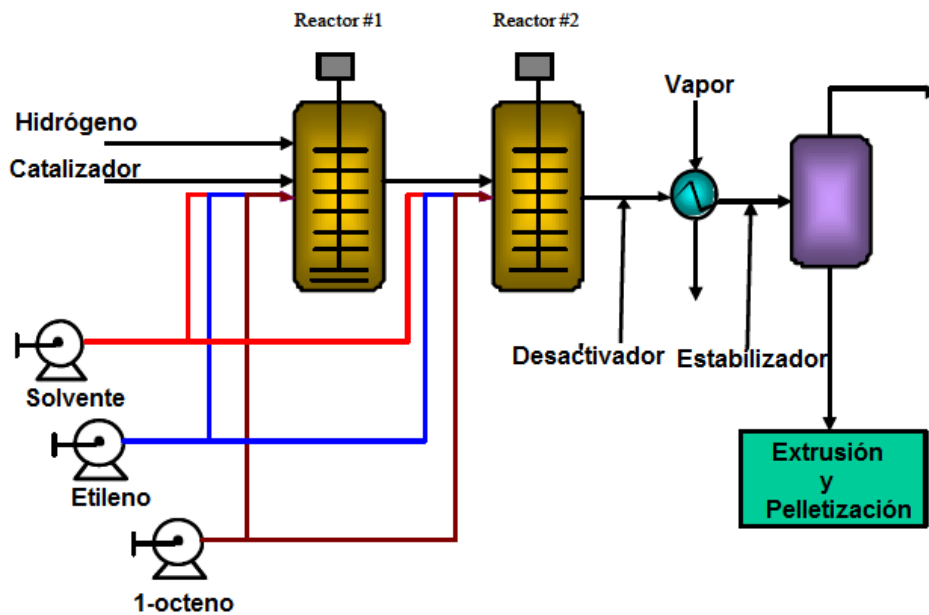
El proceso Sclairtech/AST de NOVA opera a una temperatura de 300°C en una solución de ciclohexano. La polimerización es rápida, y requiere menos de 2 minutos de modo que los reactores son pequeños. El comonómero para producir PEAD es el 1-octeno.

El proceso Compact, etileno y el comonómero (1-octeno) se disuelve en hexano, enfriado, y alimentado al reactor CSTR, que opera adiabáticamente llegando a una temperatura de 200°C. La conversión es cerca de 95% y el tiempo de residencia es muy corto.



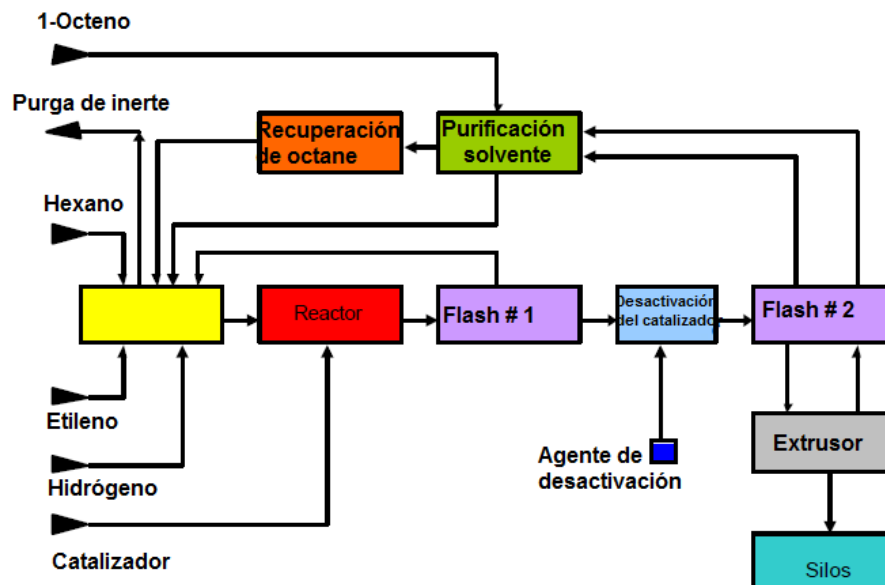
Fuente: tomado de Syed & Vernon, 2002.

Figura 4.7. Polimerización en solución Dowlex de Dow



Fuente: tomado de Syed & Vernon, 2002.

Figura 4.8. Polimerización en solución Sclairtech/AST de NOVA



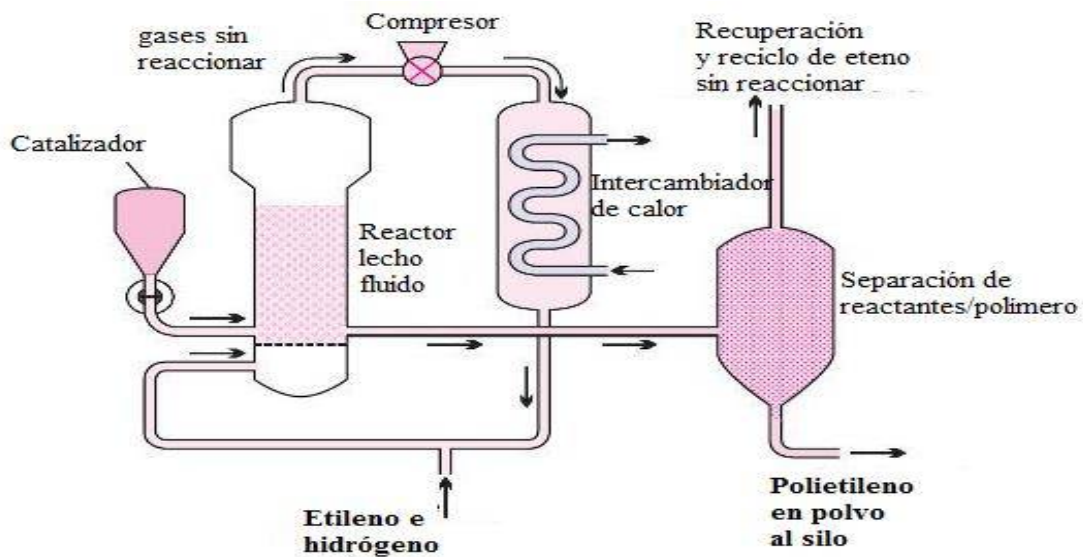
Fuente: tomado de Syed & Vernon, 2002.

Figura 4.9. Polimerización en solución Compact de Stamicarbon-SABIC

4.1.2.3 Fase gaseosa

La polimerización en fase gaseosa comienza con la alimentación directa del etileno, que debe ser de alta pureza (aproximadamente del 99.8%), y el catalizador en polvo (cromo modificado con sílice). Ambos se alimentan continuamente y el polietileno es desalojado intermitentemente del reactor, a través de una cámara con sello para gases. El catalizador utilizado en este

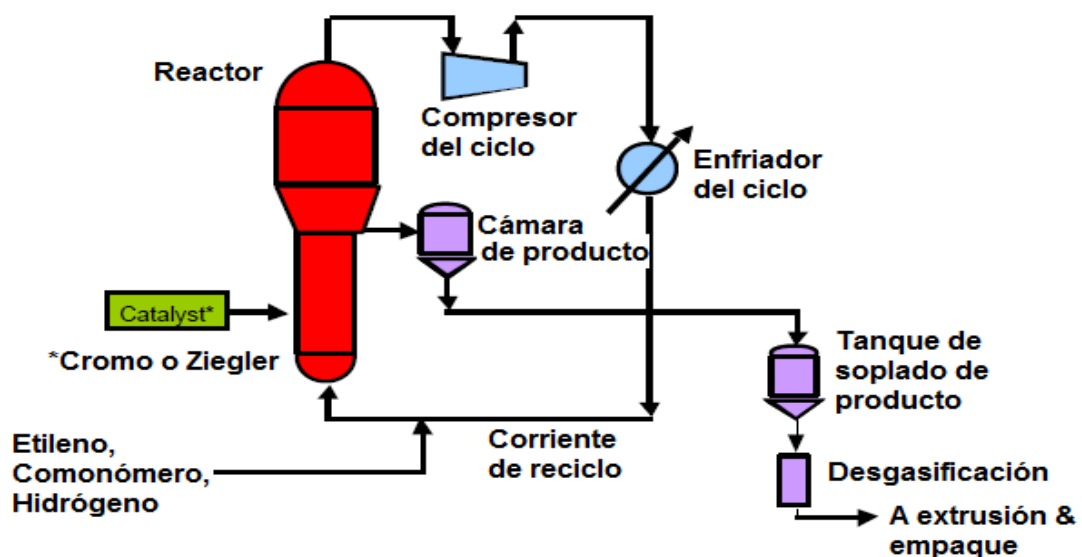
caso es de Phillips. Se puede utilizar un reactor de lecho fijo o lecho fluidizado, siendo este último el más recomendado.



Fuente: tomado de Essential Chemical Industry, 2016

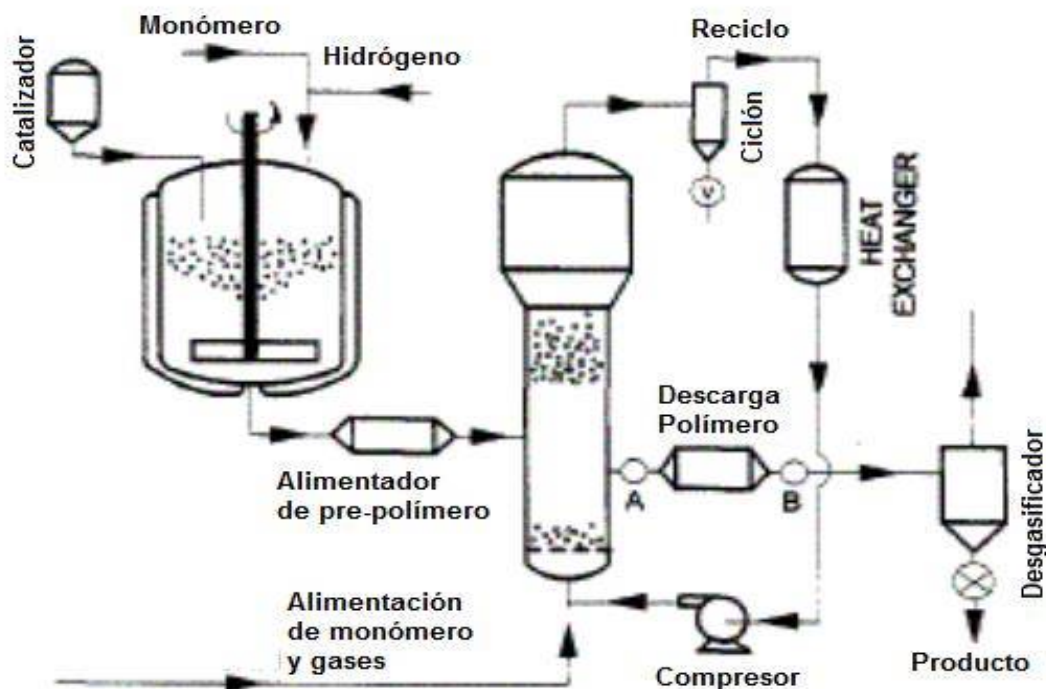
Figura 4.10. Polimerización en fase gaseosa con reactor de lecho fluidizado

En el procedimiento en fase gas existen dos procesos comerciales: el proceso UNIPOL de Univation y el proceso Innovene de BP Amoco. Ambos procesos se muestran en las Figuras 4.11 y 4.12.



Fuente: tomado de Syed & Vernon, 2002.

Figura 4.11. Polimerización en fase gas UNIPOL de Univation Technologies



Fuente: tomado de vHavas & Lalanne-Magne, 1994.

Figura 4.11. Polimerización en fase gas Innovene de BP Amoco

4.1.2.4 Otros procesos mixtos

En plantas modernas algunas veces usan dos o más de los reactores individuales en serie (por ejemplo dos o más reactores en suspensión o dos reactores en fase gas) cada uno de los cuales están bajo condiciones de operación ligeramente diferentes, de modo que las propiedades de los diferentes productos de los reactores están presentes en una mezcla resultante de polímero, con lo que se asegura una amplia distribución de masa molecular. Esto asegura obtener un producto con propiedades mecánicas mejoradas.

El desarrollo de tecnologías híbridas están en investigación activa. A la fecha se conoce dos procesos comerciales:

- Tecnología en fase gas de Spherilene: el proceso tiene un reactor de bucle y dos reactores de lecho fluidizado en serie. Se adapta para producir polietileno de muy baja densidad, polietileno lineal de baja densidad y polietileno de alta densidad.
- Tecnología UNIPOL PP: utiliza dos reactores de lecho fluidizado en serie.

4.1.3 Criterios de selección del proceso

En la Tabla 4.1 se resumen las condiciones de operación de los tres principales métodos de producción de PEAD.

Las condiciones de temperatura y presión son menores en el proceso de polimerización por suspensión y en fase gas. Por lo tanto se desecha el proceso en solución.

Hace 10 años cerca del 65% de la producción mundial de PEAD se producía por suspensión y 25% en fase gas. Sin embargo, el proceso en fase gas en lecho fluidizado está ganando presencia a nivel mundial por distintas razones: en el proceso en suspensión se usa solvente el cual obliga al uso de equipo adicional, como por ejemplo tanques de almacenamiento de solvente, purificación del solvente, separación del solvente y una sección de secado del polvo de polímero obtenido. Además los procesos en fase gas son más compactos y simples, los costos de inversión y operación son más bajos y su impacto ambiental es menor cuando se compara con el proceso en suspensión (Daftaribesheli, 2009). Además desde el 2010 los reactores de lecho fluidizado en fase gas permiten que en un solo reactor se produzca polietileno biomodal, es decir un polímero con características duales de alta y baja densidad.

Por lo expuesto se selecciona la polimerización en fase gas con el uso de un reactor de lecho fluidizado.

Tabla 4.1

Condiciones de operación para los procesos de producción de PEAD

	Solución	Suspensión	Fase-gas
Tipo de reactor	CSTR	Bucle o CSTR	Lecho fluidizado
Presión, atm	100	30-35	30-35
Temperatura, °C	140-200	85-110	80-105
Estado del catalizador	Solvente	Sólido	Sólido
Densidad, g/cm ³	0.910-0.970	0.930 – 0.970	0.910-0.970
Mecanismo de reacción	Coordinación	Coordinación	Coordinación

Fuente: tomado de Xie, 1994.

4.1.3.1 Selección del proceso en fase gas

La primera planta comercial de polimerización en fase gas usando un reactor de lecho fluidizado fue construido por Unión Carbide en 1968 en Texas. Este

proceso fue desarrollado inicialmente para producción de PEAD. El proceso en fase gas de Unión Carbide es conocido comúnmente como el proceso UNIPOL y ha sido descrito en varias patentes. La tecnología fue más tarde transferida a Dow Chemical Co., y finalmente a **Univation Technologies**, un proyecto conjunto entre Dow y ExxonMobil. Hasta la fecha tienen 96 plantas instaladas en el mundo.

Otra tecnología en lecho fluidizado comercializado fue desarrollado por Naphtachimie en 1970. Esta tecnología ha sido transferida a BP Chemical Ltd. El diseño es similar al proceso UNIPOL de Univation Technologies con la excepción que el proceso de BP Chemical Limited incluye una etapa de pre-polimerización, que básicamente es una reactor tipo tanque agitado donde se alimenta el monómero, el catalizador e hidrogeno. Los sólidos catalíticamente activos formados llamados “pre-polímeros” se decanta y se alimenta al reactor de lecho fluidizado. Esta diferencia hace decidir por el proceso más simple, es decir por el proceso UNIPOL (Wagner, Goeke & Karol, 1981).

De los licenciadores de este proceso se prefiere UNIPOL™ por su simplicidad. Este proceso requiere solo tres piezas de equipo pesado rotativo: un compresor de gas de reciclo, un compresor de recuperación de gases ventilados y un sistema de granulación. Otra ventaja tecnológica incluye un sistema que alimenta la resina directamente del tanque desgasificador al equipo de peletización, eliminando la necesidad de almacenamiento intermedio y por lo tanto reduciendo los costos de capital y operación. El costo de capital del Proceso PE de UNIPOL es hasta 35% menor que otros procesos. Los gastos de operación poder ser hasta 10% más bajos que otros procesos (Univation Technologies, 2014).

4.1.4 Selección del catalizador

En base que se ha seleccionado el proceso UNIPOL, que es un proceso de polimerización en fase gaseosa en un reactor de lecho fluidizado, para la producción de polietileno de alta densidad se tiene dos tipos de catalizadores:

- Catalizador Ziegler-Natta: adecuado para producir polietileno para aplicaciones de moldeo, especial para rotomoldeo. Puede también tener aplicaciones en procesos de monofilamentos y estiramiento en cinta.

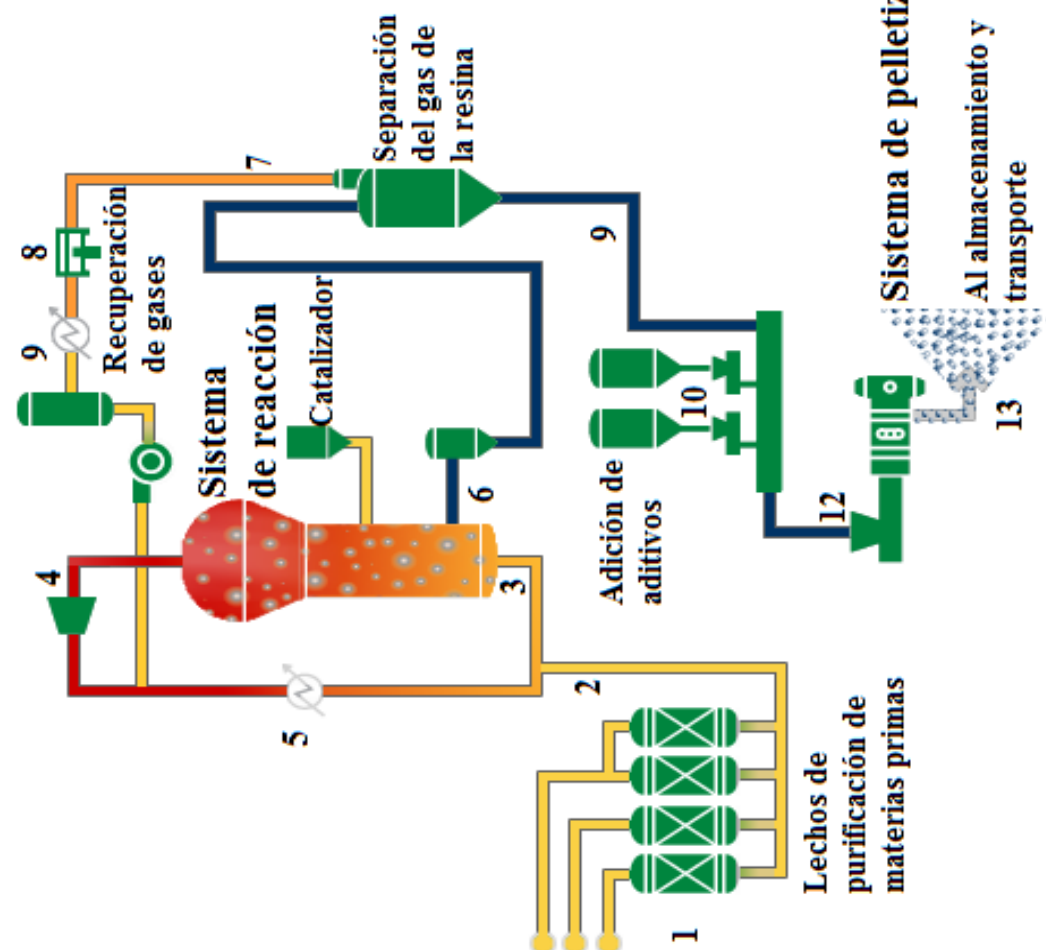
- Catalizador de cromo: conocido como catalizador Phillips, produce un PEAD que puede aplicarse para moldeo por soplado con peso molecular intermedio como para botellas de bebidas; moldeo por soplado con peso molecular amplio como para tanques y otros partes grandes; y producción de tuberías de alta resistencia.

Se selecciona el catalizador basado en cromo por la mayor amplitud de aplicaciones del PEAD obtenido con este catalizador. El catalizador es un óxido de cromo soportado sobre un material amorfo poroso tal como sílice altamente poroso. Para fase gas se recomienda un catalizador Phillips de mínimo 0.2% de cromo. La polimerización con solo etileno con el catalizador Phillips produce polietileno de alta densidad (HDPE), mientras que si se usa un comonomero como olefinas con C4 a C8 produce un polietileno lineal ramificado (LLDPE) – Thüne, 2000.

4.2 DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO

La descripción del proceso se basa en la Figura 4.12 del licenciador UNIPOL y detallado por Chee (2011).

El reactor del proceso consiste de una zona de reacción y una zona de separación. La zona de reacción tiene una relación de altura a diámetro de 6.0 – 7.5. La zona de separación tiene una relación diámetro a altura de 1 a 2. Para mantener un lecho fluidizado viable, el flujo superficial a través del lecho es cerca de 2 a 5 veces el flujo mínimo requerido para la fluidización. Es esencial que el lecho contenga siempre partículas de polímero para prevenir la formación de “zonas calientes” localizadas y para entrapar y distribuir el catalizador en polvo.



1. Las materias primas pasan a través de lechos de purificación
2. La mezcla ingresa al bucle de circulación
3. Las materias primas ingresan al reactor y reaccionan con el catalizador
4. Los gases salen del reactor y pasan a través de un compresor
5. Los gases pasan a través de un intercambiador de calor
6. La resina sale del reactor a través de un sistema de descarga
7. Las materias primas sin reaccionar son separadas de la resina
8. Las materias primas sin reaccionar son comprimidas
9. Las materias primas sin reaccionar son enfriadas y licuadas
10. La resina se mueve hacia el sistema de aditivos
11. Los aditivos son introducidos dentro del producto
12. La mezcla de resina con aditivos ingresa a una tolva de alimentación hacia el extrusor
13. Los pellets obtenidos son enviados a almacenamiento y despacho

Figura 4.12. Proceso UNIPOL de Univation Technologies

Al arrancar el proceso, la zona de reacción es cargada con partículas de polímero base antes que se inicie el flujo de gas. El monómero (etileno gas) es alimentado a la entrada del compresor, mientras que se añade el comonómero una alfa-olefina (buteno o 1-hexeno) a la entrada del reactor. El catalizador se almacena en un alimentador de catalizador bajo una capa de nitrógeno. El catalizador se inyecta en el lecho a una velocidad igual a su velocidad de consumo en una altura de $\frac{1}{4}$ a $\frac{3}{4}$ de la altura del lecho. La concentración del catalizador en el lecho fluidizado es esencialmente igual a la concentración del catalizador en el producto, es decir en el orden de cerca de 0.005 a 0.50% del volumen del lecho. La fluidización es lograda por una alta velocidad del gas reciclado a y través del lecho, típicamente en el orden de 50 veces la velocidad de alimentación del gas de reposición. La caída de presión a través de lecho es típicamente del orden de 0.07 atm (1 psi). El gas de reposición es alimentado al lecho a una velocidad igual a la velocidad a la cual las partículas de polímero son retiradas. Un analizador de gas, posicionado sobre el lecho, determina la composición del gas que está siendo reciclado, y la composición del gas de reposición es ajustado en concordancia para mantener una composición gaseosa esencialmente en estado estacionario dentro de la zona de reacción. A velocidad del gas para lograr una buena fluidización es relativamente alta, aproximadamente 0.6 m/s, con una conversión de solo 5% por paso⁽¹⁾. La mezcla de gas sin reaccionar/gas inerte es enfriada, comprimida y luego reciclada al reactor hasta que la conversión global sea 100%. La temperatura de reacción se mantiene entre 90°C a 110°C y la presión se mantiene a 300 psi con lo cual la productividad del catalizador se mantiene en el rango de 2 – 20 kg PE/g de catalizador. El polímero se forma como gránulos pequeños de 0.5 a 1.0 mm de diámetro, tamaño logrado en un tiempo de 3 a 5 horas. El producto granular se descargado intermitentemente dentro de un tanque donde los gases que no han reaccionado son retirados, y el producto está listo para ser mezclado con aditivos para estabilizarlo y darle propiedades comerciales, peletizándolo para la venta. La distribución del peso molecular es controlada por la selección del catalizador. Un rango de densidad de 0.94 a 0.96 g/cm³ es producido y controlado por la cantidad de monómero adicionado.

Nota (1): Tomado de International Journal of Industrial Chemistry 2013

La forma de controlar la salida del polímero del reactor es manteniendo la altura del lecho fluidizado constante.

El gas que no ha sido consumido en el lecho pasa a través de la zona de separación ampliada donde las partículas arrastradas caen de nuevo dentro del lecho. El arrastre de partículas se reduce aún más por la presencia de un ciclón y un filtro para evitar la deposición de polímero sobre las superficies de transferencia de calor y los álabes del compresor. El calor de polimerización es retirado por un intercambiador de calor antes que el gas reciclado se comprima y se retorne al reactor. El lecho fluidizado puede auto mantenerse a temperatura esencialmente constante bajo condiciones de estado estable. Para incrementar la capacidad de remoción de calor y la productividad, los reactores UNIPOL pueden operar con una temperatura del gas de entrada en el fondo del lecho fluidizado que puede estar debajo del punto de rocío de ese gas. El gas reciclado se condensa en el enfriador externo, y las gotas de líquido se revaporizan cuando entran en el lecho. Se ha observado que las gotas pasan a través del distribuidor como un rocío y rápidamente humedecen la superficie y poros de las partículas catalíticas. El líquido se vaporiza muy rápidamente sobre el distribuidor. Existe un cambio dramático en el patrón de flujo del gas en la región de alimentación del gas debajo del distribuidor. Sin embargo, no hay un efecto aparente sobre el patrón de circulación global de las burbujas y partículas de resina encima del distribuidor de gas.

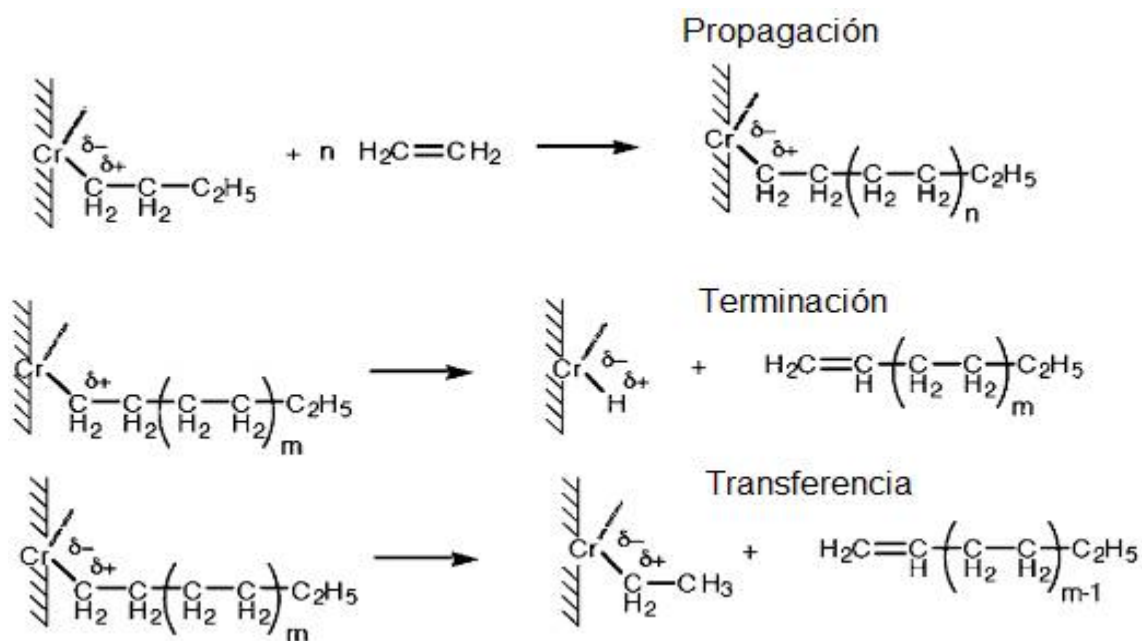
El plato de distribución en el fondo del reactor juega un rol importante en la operación del reactor. Conforme las partículas de polímero, se calientan y se comienzan a activar, se debe prevenir que estas se asienten para evitar aglomeración. El mantenimiento suficiente de reciclo y flujo de gas de reposición a través del distribuidos para conseguir la fluidización en la base del lecho es muy importante en la operación del rector de polimerización de lecho fluidizado. Las partículas de polímero se retiran cerca del distribuir a través del funcionamiento secuencial de un par de válvulas temporizadas, definiendo una zona de segregación.

4.3 QUIMICA DE LA POLIMERIZACION

El calor de polimerización del polietileno es 93.k kJ/mol (3.34 kJ/g). Desde que el calor específico del etileno es 2.08 J/°C.g, la elevación de la temperatura en

la fase gas aproximadamente 16°C por cada 1% de conversión a polímero. La remoción de calor es por lo tanto el factor principal en los procesos de polimerización comercial. En el proceso UNIPOL se emplea una conversión limitada por paso, y el calor de reacción es absorbida por los reactantes fríos. Por lo tanto el monómero sin reaccionar es enfriado y reciclado.

Según la Figura 4.13 el catalizador Phillips basado en cromo realiza la catálisis heterogénea sobre la superficie en la cual la cadena crece sobre átomos metálicos de bajo nivel de oxidación (Cr^{2+}). Las reacciones de terminación y transferencia en el proceso Phillips ambos conducen a grupos terminales no saturados, lo cual resulta en cadenas que un extremo saturado y otro no saturado. La principal característica de la polimerización del etileno en cadena del proceso Phillips produce muy pocas ramificaciones. El polímero resultante es altamente lineal y puede alcanzar altos niveles de cristalinidad, y densidades mayores a 0.94 gr/cm³ (Chalmers & Meier, 2008).

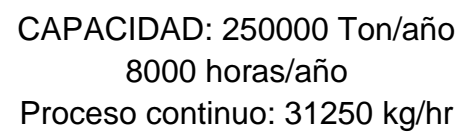


Fuente: tomado de : Chalmers & Meier, 2008

Figura 4.13. Reacciones de propagación, terminación y transferencia en la polimerización del etileno por el proceso Phillips.

4.4 BALANCE DE MASA Y DE ENERGIA

El balance de masa se ha realizado en base a la capacidad instalada de la futura planta de PEAD que será de 250000 toneladas al año. La operación es continuo y por lo tanto se operara 8000 horas al año.

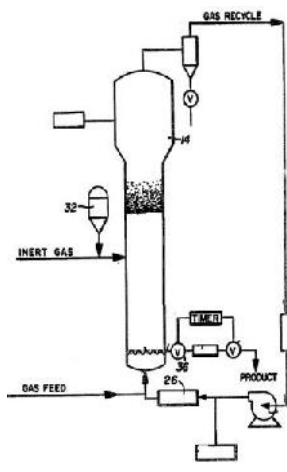


FUENTE: Elaborado por las autoras


4.5 DISEÑO Y SELECCIÓN DE LOS PRINCIPALES EQUIPOS DE PROCESO

Se ha realizado el diseño y selección de los principales equipos de proceso de obtención polietileno de alta densidad en fase gas. Los equipos grandes y consumidores de energía son las compresoras que permiten reciclar el etileno no reaccionado. A continuación se presenta los detalles de dichos equipos.


4.5.1 REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO

Función: realizar la reacción de polimerización del etileno a PEAD, separar el polímero, recircular el etileno no reaccionado.	
Modelo: reactor de lecho fluidizado, catalizador Phillips basado en cromo.	
Cantidad: uno	
Condiciones de operación: 85°C, 22 bar	
Dimensiones principales: Volumen total: 380 m ³ Altura total: 20.842 m Diámetro de lecho: 4.638 m Diámetro de zona desgasificación: 4.3 m	
Material de construcción: acero al carbono	


4.5.2 COMPRESORA DE GASES – Corriente D

Función: comprimir corriente D	
Modelo: CP320, fabricante MAN Diesel & Turbo	
Cantidad: tres	
Condiciones de operación: de 85°C y 15 atm a 113.14°C y 22 atm.	
Dimensiones principales: Potencia real: 5000 HP, cada uno	

4.5.3 COMPRESORA DE GASES – Corriente H

Función: comprimir corriente H	
Modelo: CP128, fabricante MAN Diesel & Turbo	
Cantidad: uno	
Condiciones de operación: de 80°C y 8 atm a 158.1°C y 22 atm.	
Dimensiones principales: Potencia real: 3600 HP	

4.5.4 INTERCAMBIADOR DE CALOR – Corriente D

Función: enfriar corriente D	
Modelo: Casco y tubo, 1-1	
Cantidad: tres	
Condiciones de operación: enfriar de 113.14°C a 65°C. Presión 22 atm	
Dimensiones principales:	
Diámetro del casco: 3.75 pies Número de tubos: 1851 Tubos: 16 pies de largo, ¾ pulg DE Arreglo de tubos: triangular Área efectiva de transferencia: 5716.59 pie ² Número de baffles: 2 Espaciado entre baffles: 6.91 pies	

4.5.5 INTERCAMBIADOR DE CALOR- Corriente H

Función: enfriar corriente H	
Modelo: Casco y tubo, 1-1	
Cantidad: tres	
Condiciones de operación: enfriar de 158.10°C a 65°C. Presión 22 atm	
Dimensiones principales: Diámetro del casco: 2.25 pies Número de tubos: 652 Tubos: 12 pies de largo, ¾ pulg DE Arreglo de tubos: triangular Área efectiva de transferencia: 1500.2 pie ² Número de baffles: 3 Espaciado entre baffles: 2.49 pies	

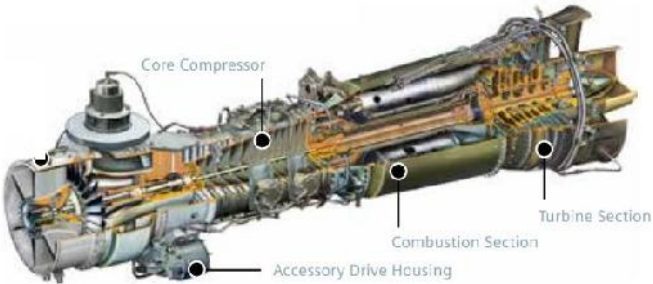
4.5.6 CHILLERS

Función: obtener agua fría a 10°C	
Modelo: EWAD-C-PS/PL, fabricante DAIKIN Europe N.V.	
Cantidad: dos	
Condiciones de operación: refrigerante R-134a	
Dimensiones principales: Capacidad enfriamiento: 1384 kW Potencia necesaria: 432 kW Electricidad: 3~/50/400 Altura: 2540 mm Ancho: 2285 mm Largo: 12085 mm	

4.5.7 TORRES DE ENFRIAMIENTO

Función: enfriar agua de proceso	
Modelo: FNB-250, fabricante TOWERTECH, Cooling System PVT, LTD.	
Cantidad: dos	
Condiciones de operación: enfriar agua de 55°C a 25°C	
Dimensiones principales: Potencia térmica: 1453 kW Potencia del ventilador: 7.5 kW Potencia del spray del agua: 7.5 kW	

4.5.8 TURBINA DE GAS

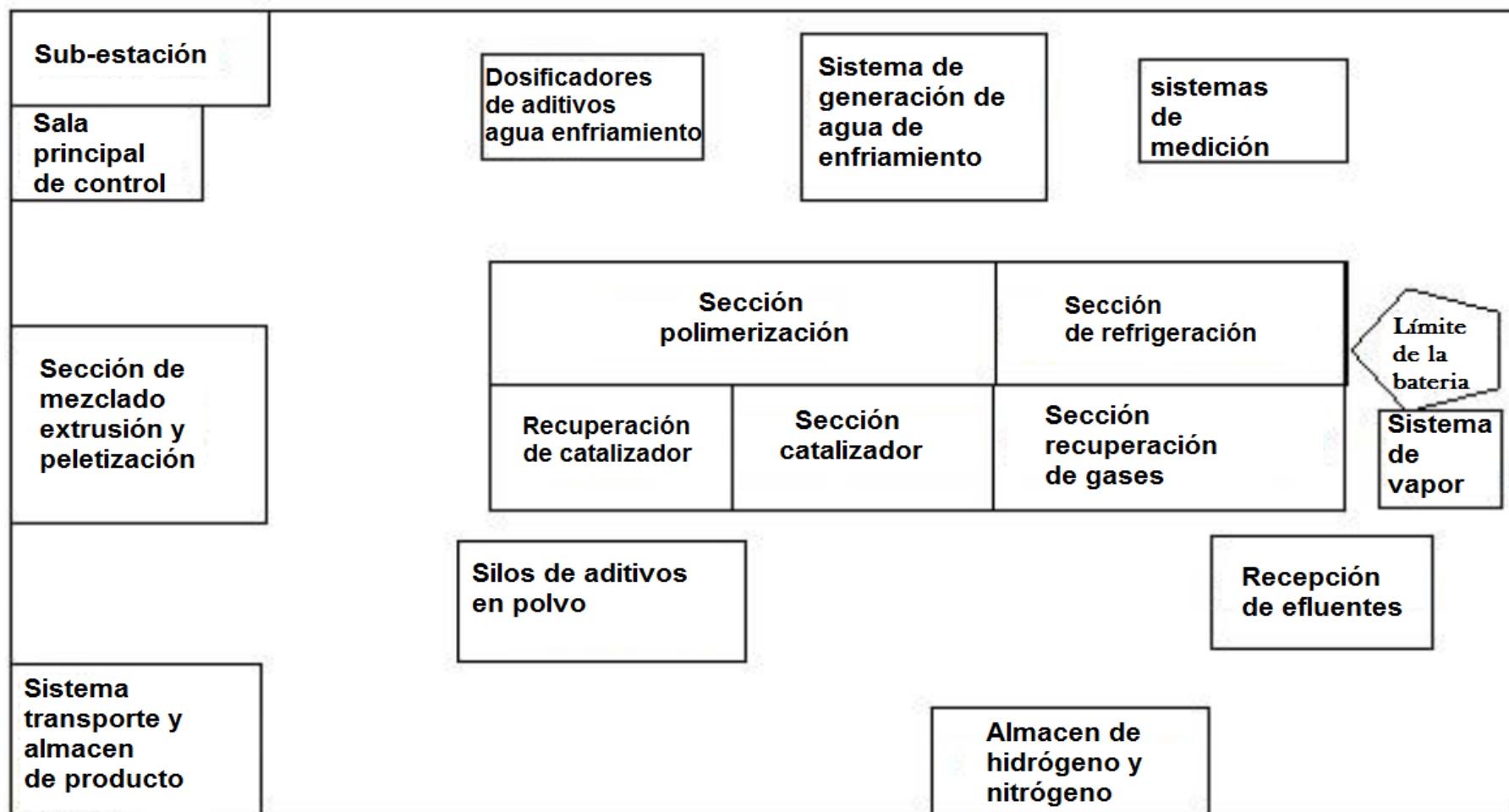
Función: producir energía mecánica para las compresoras.	
Modelo: 501-KB55, fabricante SIEMENS.	
Cantidad: cuatro	
Condiciones de operación: combustible gas natural	
Dimensiones principales: Potencia producida: 4000 kW - nominal Temperatura del gas de salida: 560°C	

4.5.9 EXTRUSORA – PELLETIZADORA

Función: Producir el producto final en forma de pellets	
Modelo: SE-250, fabricante TOSHIBA MACHINE	
Cantidad: uno	
Condiciones de operación: continua	
Dimensiones principales: Motor principal: 300 kW Calentamiento: 180 kW Velocidad del tornillo: 150 min ⁻¹ Longitud: 10 m; altura: 2.2 m y ancho, 3.0 m Capacidad nominal: 30000 – 40000 kg/hr	

4.6 DISTRIBUCION DE LA PLANTA

El plano unitario se representa en la Figura 4.14. Incluye las secciones principales de operación de la futura planta de polietileno de alta densidad conexas a la planta de etileno, que es parte de un complejo petroquímico.



Elaborado por los autores

Figura 4.14. Plano unitario de la producción de polietileno de alta densidad

V. CONSIDERACIONES AMBIENTALES

Los Fabricantes de Plásticos Europeos (European Plastic Manufacturers) publicaron en el 2008 en la revistas PlasticEurope los parámetros de ingresos y salidas para la producción de 1 kg de polietileno de alta densidad. Ambos se muestran en las Tablas 5.1 y 5.2.

Tabla 5.1

Parámetros de entrada para producción de 1 kg de PEHD

Indicador	unidad	Valor
Materiales no-renovables		
• Minerales	g	2.6
• Combustibles fósiles	g	1.595 – 7
• Uranio	g	0.006
Materiales renovables (biomasa)	g	8.704
Agua utilizada ⁽¹⁾	g	3378
Recursos de energía no-renovable ⁽²⁾		
• Para energía	MJ	21.7
• Para materia prima	MJ	54-3
Recursos de energía renovable (biomasa) ⁽²⁾		
• Para energía	MJ	0.8
• Para materia prima	MJ	0

Nota: (1) Este indicador comprende solo agua de proceso. No incluye agua de enfriamiento. (2) Calculado como valor calorífico superior (VCS). Recuadro de http://www.lasticseurope.org/documents/document/20100312112214-final_hdpe_280409-20081215-017-en-v1.pdf

De la Tabla 5.1 se deduce que el módulo de agua de proceso es relativamente alta. Por cada kilogramo de PEHD se necesita 3.378 kg de agua, sin considerar el agua de enfriamiento. Por lo tanto se tiene que considerar un método de reciclaje de esta agua para disminuir el posible impacto ambiental que ocasionaría, y en especial hacer frente a la futura escasez de agua.

Respecto al consumo de materiales no-renovables se tiene que buscar formas de optimizar los procesos para que estos valores disminuyan, en especial a lo que se refiere a los combustibles fósiles utilizados.

Tabla 5.2

Impacto ambiental y parámetros de salida en la producción de 1 kg de PEHD

Impacto ambiental y parámetros de salida	Unidad	Rango	Valor
*GWP – Potencial de calentamiento global	Kg CO ₂ eq	3.4-11:00	1.96
POCP – Potencial de creación de oxidantes fotoquímicos	gEteno eq		1.23
*NP – Potencial de nitrificación	g PO ₄ eq		0.43
Polvo/material particulado	g MP10		0.64
Total de material particulado	G		0.64
• Residuos No-peligrosos	Kg		0.032
• Residuos Peligrosos	Kg		0.006
* Agua de proceso	Kg		3.378

Nota: (1) * el valor de GWP está por debajo del promedio de la industria de producción de plásticos que registra valores de 3.4 a 11.0 kg de CO₂ por kg de material. Recuperado de

: http://www.plasticseurope.org/documents/document/20100312112214-final_hdpe_280409-20081215-017-en-v1.pdf

Según la Tabla 5.2 el valor de GWP está por debajo del promedio de la industria de producción de plásticos que registra valores de 3.4 a 11.0 kg de CO₂ por kg de material (Azapagic, Perdan & Clift, 2011). Pero de acuerdo a las Nuevas disposiciones que se aplicarán en las industrias del futuro se debe proveer de algún sistema de captura de CO₂ que evite eliminarlo a la atmosfera. La captura y almacenamiento de CO₂ al presente es una tecnología conocida y en desarrollo. Se espera que en próximos años sea más eficiente y de bajo costo.

Respecto al material particulado, se tiene que disponer de sistema de captación de polvos para evitar que estos salgan a la atmosfera. El nivel de residuos peligrosos se considera relativamente bajo. Se tiene que considerar un sistema de tratamiento químico o biológico para mitigar este posible efecto sobre el ambiente.

Para disminuir el potencial de nitrificación se propone un sistema de lodos activados con aireación extendida.

De acuerdo al diseño de nuestra planta y frente al impacto Ambiental se considera las siguientes medidas de control:

Con respecto al Aire

Tabla 5.3 *Medidas de Control frente al Impacto Ambiental en el Aire*

Peligro	Riesgo	Medida de Control
Emisiones atmosféricas de material particulado.	Contaminación al aire por material particulado.	Filtros de mangas para retención de finos, sistemas de captación de polvos y filtros de carbono activado.
Emisiones de gases y vapores	Contaminación atmosférica	Equipo de descontaminación atmosférica (equipo lavador de gases y filtro electrostático), Realizar sembríos de árboles alrededor de la Planta Industrial.
Polvo en el ambiente	Afectación a la salud	Sistemas de captación y recuperación de polvos. Utilización de máscaras para polvos y protección ocular
Volátiles generados en el proceso	Afectación a la salud por una sobre exposición a sustancias nocivas	Ventilación del área. Utilización de máscaras durante el arranque de máquinas.

Elaboración: Propia, 2016.

Con respecto al Ambiente de trabajo

Tabla 5.4 *Medidas de Control frente al Impacto Ambiental en el Ambiente de Trabajo.*

Peligro	Riesgo	Medida de Control
Calor	Stress Térmico en los trabajadores	Aislamiento térmico de los sistemas. Ropa de trabajo liviana y ventilación del área
Ruido	Hipoacusia en los trabajadores	Aislamiento acústico de los sistemas, mantenimiento preventivo y utilización de protección auditiva. Manejo del tiempo de exposición. Programas de vigilancia Epidemiológica

Elaboración: Propia, 2016.

Con respecto al Agua

Tabla 5.5

Medidas de Control frente al Impacto Ambiental en el Agua

Peligro	Riesgo	Medida de Control
Consumo de agua.	Afectación de recursos por desperdicio de agua.	Reutilización de aguas en los procesos previamente Tratadas.
Vertimientos de aguas residuales del proceso.	Contaminación del agua con sustancias contenidas en los vertimientos.	Cerrar los circuitos evitando vertimientos y reutilizando el agua del proceso. Medición y control de la Calidad fisicoquímica del agua.

Tratamiento de las aguas residuales mediante la Instalación de una planta de tratamiento de aguas residuales para disminuir la carga contaminante de los efluentes líquidos.

Implementar un sistema de lodos activados que remueva la carga orgánica.

Elaboración: Propia, 2016.

Con respecto al Suelo

Tabla 5.6

Medidas de Control frente al Impacto Ambiental en el Suelo.

Peligro	Riesgo	Medida de Control
Derrames o fugas de materia prima.	Contaminación del suelo	Líneas de conducción cerradas.
	En altas concentraciones es tóxico para la fauna, flora y seres humanos que tengan contacto o consuman el agua contaminada	Sistemas de retención de productos tóxicos en el proceso.
Invasión del espacio público	Contaminación visual.	Disposición en rellenos sanitarios.
Por almacenamiento de materia prima o producto terminado.		Establecer sitios especiales de recepción en el centro de acopio. Capacitar el recurso humano. Recoger el material que se esparce durante el cargue y descargue de camiones, impedir que los residuos plásticos se coloquen en zonas diferentes al centro de acopio.

Elaboración: Propia, 2016.

5.1 MEJORES TECNICAS DISPONIBLES PARA LA FABRICACION DE POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD

Bajo la filosofía de producción más limpia, es decir operar la producción de polímero con alta eficiencia sin permitir pérdidas o fugas de material que conlleva a un ahorro significativo de energía y materias primas, asegurando una disminución de contaminación en forma rentable, la Comisión Europea ha elaborado un documento de “Prevención y control integrados de la contaminación” en la producción de polímeros.

A continuación se resume estas mejores técnicas disponibles para la fabricación de polímeros elaborado por la Comisión Europea, bajo el Centro Común de Investigación.

5.1.1 Recomendaciones genéricas para la industria de polímeros

- a) reducir las emisiones fugitivas mediante un equipo de diseño avanzado que incluya:
 - ✓ uso de válvulas de fuelle o de doble junta de estanqueidad, u otro equipo igual de eficaz; las válvulas de fuelle están especialmente recomendadas para aplicaciones altamente tóxicas,
 - ✓ bombas de accionamiento magnético o de motor hermético, o bombas de doble junta y barrera líquida
 - ✓ compresores de accionamiento magnético o de motor hermético, o compresores de doble junta y barrera líquida o agitadores de accionamiento magnético o de motor hermético, o agitadores de doble junta y barrera líquida o minimización del número de bridas (empalmes) o juntas eficaces o sistemas cerrados de muestreo o drenaje de efluentes contaminados en sistemas cerrados o sistemas de captura en las salidas de aire;
- a) llevar a cabo una evaluación y medición de las pérdidas fugitivas para clasificar los componentes según el tipo, aplicación y condiciones del proceso con el fin de identificar los elementos con el potencial de pérdida por fuga más alto;
- b) Implantar y mantener un equipo de control y mantenimiento (M&M) y/o un programa de Detección y reparación de fugas (LDAR) con una base de datos de componentes y Aplicaciones junto con la evaluación y medición de las pérdidas fugitivas;
- c) Reducir las emisiones de polvo combinando las siguientes técnicas:

- ✓ el transporte en fase densa, que es más eficaz para evitar las emisiones de polvo que el de fase diluida.
- ✓ reducción de las velocidades a los valores más bajos posibles en los sistemas de transporte en fase diluida
- ✓ reducción de la producción de polvo en las líneas transportadoras mediante tratamientos de superficie y una adecuada disposición de las tuberías
- ✓ uso de ciclones y/o filtros en las salidas de aire de las unidades de eliminación de polvo; el uso de sistemas de filtro de tela es más efectivo, especialmente para el caso del polvo fino
- ✓ uso de lavadores de gases;
- d)** minimizar las puestas en marcha y paradas de las instalaciones para evitar los picos de emisiones y reducir el consumo general (por ejemplo, de energía o de monómeros por tonelada de producto);
- e)** Asegurar los contenidos del reactor en caso de producirse una parada de emergencia (usando por ejemplo sistemas de contención);
- f)** reciclar el material contenido o bien usarlo como combustible;
- g)** evitar la contaminación del agua mediante el uso de tuberías con un diseño y materiales adecuados; para facilitar la inspección y la reparación, los sistemas de captura de efluentes en nuevas instalaciones y en sistemas reacondicionados son:
 - ✓ tuberías y bombas colocadas en la superficie
 - ✓ Tuberías situadas en conductos accesibles para inspección y reparación;
- a)** usar sistemas de recogida diferentes para los siguientes efluentes:
 - ✓ Efluentes contaminados del proceso
 - ✓ Agua que pueda estar contaminada procedente de fugas u otras fuentes, incluyendo el agua de refrigeración y la de escorrentía de superficie correspondiente a las áreas de proceso
 - ✓ Agua no contaminada;
- b)** tratar las corrientes de purga de aire que provienen de tanques de desgasificación o de los venteos de los reactores con una o varias de las siguientes técnicas:
 - ✓ reciclado

- ✓ oxidación térmica
 - ✓ oxidación catalítica
 - ✓ adsorción
 - ✓ combustión en antorcha (sólo en corrientes discontinuas);
- c)** usar sistemas de combustión en antorcha para tratar emisiones discontinuas provenientes del sistema del reactor; esta combustión es una MTD sólo si dichas emisiones no pueden volver a utilizarse en el proceso o no pueden usarse como combustible;
- d)** usar, cuando sea posible, la energía y el vapor de las instalaciones de cogeneración; normalmente una instalación usa la cogeneración cuando utiliza el vapor producido o cuando hay una salida comercial disponible para el vapor producido; la electricidad generada puede usarse en la propia instalación o bien ser exportada;
- e)** recuperar el calor de reacción mediante la producción de vapor a bajas presiones en procesos o en plantas que disponen de consumidores internos o externos del vapor así producido;
- f)** reutilizar los potenciales residuos que se produzcan en las plantas de polímeros;
- g)** utilizar sistemas de transporte con válvulas de inspección (pigs) con materias primas o productos líquidos en instalaciones donde se fabrican diversos productos;
- h)** usar un tanque de almacenamiento para el agua residual antes de la depuradora de aguas residuales para lograr así mantener constante la calidad del agua residual; esto se aplica a todos los procesos que generan agua residual como los de producción de PVC y de caucho de estireno-butadieno polimerizado por emulsión (ESBR);
- i)** tratar eficazmente el agua residual, lo que puede hacerse en una depuradora central o en una que se dedique a una actividad específica; dependiendo de la calidad del agua residual, deberá hacerse o no un pretratamiento específico.

5.1.2 recomendación específicas para la industria de polietileno

- a)** monómeros de los compresores de émbolo en los procesos de fabricación de polietileno de baja densidad para: reciclarlos en el proceso y/o o enviarlos a un oxidador térmico; recoger los gases

expulsados de los extrusores; los gases emanados de la sección de extrusión (la junta trasera del extrusor) en los procesos de fabricación de polietileno de baja densidad, son ricos en COV; si se aspiran los vapores producidos en la sección de extrusión, se reduce la emisión de monómeros;

- b)** reducir las emisiones de las secciones de almacenamiento y acabado mediante un tratamiento del aire de purga;
- c)** operar el reactor con la mayor concentración posible de polímeros; al aumentar la concentración de polímeros en el reactor, se optimiza el rendimiento energético general del proceso de producción;
- d)** utilizar sistemas de refrigeración de circuito cerrado.

VI. EVALUACIÓN ECONÓMICA

La evaluación económica, desarrollada de la forma tradicional, se sustenta en indicadores como, Tasas Internas de Retorno (TIR), tiempo de recuperación de la inversión (Pay-Out) y punto de equilibrio. Estos valores son calculados en base a los elementos de costos conocidos como **ISBL** (Inside Battery Limits - Costos dentro de los Límites de la Batería) y **OSBL** (Outside Battery Limits - Costos fuera de los Límites de la Batería).

La base de los costos ISBL y OSBL son estimadas para plantas en la Costa del Golfo de EEUU al presente año. Un factor de ubicación ha sido usado por ABB-Lummus, líder a nivel mundial en tecnología y construcción para este tipo de procesos, para ajustar el costo estimado para el lugar de la planta propuesta.

La inversión **ISBL** contiene los siguientes elementos de costos:

- ✓ Equipo, Sistemas de Control e Instrumentación y material menor.
- ✓ Montaje (construcción directa e indirecta), equipos y supervisión.
- ✓ Ingeniería. Análisis previos, detalle de diseño y conclusión del trabajo.
- ✓ Licencias de Operación.

- ✓ Seguros de flete, manipulación y riesgos.
- ✓ Riesgos y Contingencias.
- ✓ Utilidad del Contratista.

La inversión **OSBL** contiene los siguientes elementos de costos:

- Sistemas de Generación de Servicios (vapor, agua de enfriamiento, agua desmineralizada, planta de aire).
- Sistemas de Tratamiento de residuos.
- Sistemas de Tratamiento de agua fresca.
- Sub-Estación Primaria, Transmisión y Distribución.
- Construcciones de Cuarto de Control, Administración y Almacenes (warehouse).
- Almacenamiento de Producto terminado.
- Flare (quemador).

Los costos que no comprende la inversión (costos excluidos de ISBL y OSBL) son los siguientes:

- Aranceles de Importación y otros impuestos estarán a cargo del operador o previa coordinación con el Licenciatario.
- Costo del Terreno.
- Preparación del área para la construcción y pilotaje.
- Remoción de equipo existente u obstrucciones enterradas en el área para la construcción.
- Gastos de sobretiempo.
- Arranque y operaciones iniciales.
- Catalizadores y productos químicos.
- Repuestos.
- Costos de permisos para operar (Municipalidad, Región, DGH, OSINERG, DIGESA, etc.).
- Estudios de pre-factibilidad y/o de mercado.
- Costos de Estudios Ambientales (EIA, Estudios de Riesgos, Plan de Contingencias, Estudio de Impacto Social, Plan de Abandono, INC, etc.).

- Construcción del Campamento para la Construcción.
- Generación Eléctrica.
- Almacenamiento de la Carga (Materia Prima).
- Desembarcaderos y ductos.
- Terminales de Carga y Descarga.
- Construcciones de Laboratorio y Áreas de Mantenimiento.
- Asesorías de especialistas.
- Auditorías Técnicas y Administrativas.
- Apoyos sociales a Comunidades Campesinas / Pueblos Jóvenes.
- Monitoreos de emisiones durante la construcción (agua, aire y ruido).

6.1 ESTIMACION DE INVERSION TOTAL

La inversión total está constituida por la suma de la inversión de capital fijo y capital de trabajo. En total asciende a 144'049,890 dólares.

6.1.1 INVERSION DE CAPITAL FIJO

La **Inversión de capital fijo** asciende a **135'160,814** dólares americanos que resulta de la suma de los costos ISBL y OSBL, basados en el costo de los equipos principales del proyecto que asciende a 32 millones de dólares. Los cálculos en detalle se muestran en el Apéndice.

➤ Costos ISBL.....	62'999,760 dólares
➤ Costos OSBL.....	29'280,000 dólares
➤ Adicionales.....	13'590,000 dólares
➤ Impuestos.....	29'291,054 dólares
Total:	135'160,814 dólares

6.1.2 CAPITAL DE TRABAJO

Este renglón abarca los gastos efectuados para realizar pruebas y reajustes del equipo del proceso antes de la operación comercial de la planta. Se calculó un capital de **\$8'889,076**

Se considera que se va operar en forma continua, 8000 horas por año.

A. inventario de materia prima

La futura planta de producción de PEAD estará conectada a la planta de producción de etileno como parte de un complejo petroquímico. Por lo tanto se considera solo el costo de una semana de materia prima. Asciende a **\$2'711,298.**

B. inventario de materia en proceso

Se considera un día de costo total de producción. En promedio es **\$900,000.**

C. inventario de producto en almacén

Se considera el costo de manufactura para una semana de producción. El valor alcanzado es **\$1'666,667.**

D. cuentas por cobrar

Equivale a un mes de ventas. Pero por los motivos expuestos en el ítem anterior llega a **\$1'944,444.**

E. Disponibilidad en caja

Sirve para pagar salarios, suministros e imprevisto. Se considera un mes de producción. Asciende a **\$1'666,667.** El resumen de la Inversión total del proyecto se muestra en la Tabla 6.1

Tabla 6.1

Inversión total del Proyecto, dólares americanos

1. INVERSION DE CAPITAL FIJO		
Costos ISBN	\$ 62'999,760	\$ 135'160,814
Costos OSBN	\$ 29'280,000	
Adicionales	\$ 13'590,000	
Impuestos	\$ 29'291,054	
2. CAPITAL DE TRABAJO		
Capital de Trabajo	\$8'889,076	\$8'889,076
INVERSION TOTAL DEL PROYECTO		\$ 144'049,890

Elaboración: Propia, 2016.

6.1.3 ESTIMACION DE COSTO DEL PRODUCTO TOTAL

El costo total de fabricación está constituido por el costo de fabricación y los gastos generales. El costo total anual es de **\$282'923,931**. El resumen de la estima del costo de producción y del costo unitario se muestra en la Tabla 6.2.

6.1.3.1 COSTO DE FABRICACION

Este costo es **\$281'717,051**. Está constituido por:

- A.** Costo directo de fabricación.
- B.** Costo indirecto de fabricación
- C.** Costo fijo de fabricación.

Detallamos a continuación cada costo:

A. COSTO DIRECTO DE FABRICACION

Constituido por los costos de materia prima, mano de obra, supervisión e ingeniería, mantenimiento, suministros de operación y auxiliares. El costo asciende a **\$263'856,083**.

- Costo de materia prima

La materia prima utilizada para la producción de PEAD incluye principalmente el etileno. También se usa hidrogeno, nitrógeno y el catalizador. Para la capacidad diseñada el costo total asciende a **\$260'284,623**.

- Costo de mano de obra

Depende del número de personas por turno lo cual está en relación con el grado de automatización de la planta. Se considera 20 de personal por turno a un sueldo de 350 dólares. El costo asciende a **\$273,000**

- Costo de supervisión e ingeniería

En este renglón se considera todo el personal comprometido con la supervisión directa de las operaciones de producción de las distintas instalaciones, el costo de supervisión e ingeniería es de **\$ 54,600**.

- **Costo de mantenimiento y reparación**

Están comprendidos los gastos que se requieren para mantener la planta en óptimas condiciones de operación, y se estima como el 2% del capital fijo que es **\$2'703,216**.

- **Costo de auxiliares y servicios**

Se considera los gastos por conceptos de lubricantes, pintura, materiales de limpieza, agua, energía eléctrica, etc. para su estimación se ha considerado el 10% del costo anual de mantenimiento, cuyo costo es de **\$270,322**.

- **Costo de suministros de operación**

Se considera el 10% del costo de mantenimiento o 0.5 al 1% de la inversión de capital fijo. Cuyo costo es **\$270,322**.

B. COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACIÓN

Constituido por las cargas a la planilla, gastos de laboratorio y gastos generales de planta. Varía entre 50 - 70% del costo de la mano de obra. El costo asciende a **\$166,530**.

- **Cargas a la planilla**

Constituye todos los gastos por concepto de beneficios sociales. Se ha considerado el 21% del costo de la mano de obra. El costo asciende a **\$57,330**.

- **Gastos de 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. Se ha considerado el 20% del costo de mano de obra. El costo asciende a **\$ 54,600**.

- **Gastos generales de planta**

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

etc. Se ha considerado el 20% del costo de mano de obra. Ascende a \$ **54,600.**

C. COSTOS FIJOS DE FABRICACION

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 **\$17'570,906.**

- 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, que asciende a **\$13'516,081.**

- Impuestos

El pago de impuestos a la propiedad para zonas poco pobladas se considera el 2% del capital fijo, **\$2'703,216.**

- Seguros

Se ha considerado el 1% del capital fijo, **\$1'351,608.**

6.1.3.2 GASTOS GENERALES (VAI)

Comprende los gastos realizados por concepto de: administración, ventas, investigación y desarrollo. El total asciende a **\$1'195,277.**

- Ventas

Gastos en oficina de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución. Se considera el 5 % del costo fijo de fabricación. Ascende a **\$878,545.**

- Administración

Salario de ejecutivos, plantilla de oficinistas, suministros de oficinas, comunicaciones. Se considera el 10% del costo de la mano de obra, supervisión y mantenimiento. Ascende a **\$303,082.**

- **Investigación y desarrollo**

Este renglón está encaminado a mejorar la calidad, proceso y en general para abaratar los costos de producción. Se considera el 5% de la mano de obra, **\$13,650.**

❖ **COSTO TOTAL DE FABRICACION**

Es igual a la suma del costo de fabricación y los gastos generales (VAI).
Asciende a **\$282'788,796.**

6.1.3.3 **COSTO UNITARIO**

Trabajando 8000 horas al año a un ritmo de 31250 kg/hr la producción anual sería 250,000 toneladas, por lo tanto el costo unitario es de **1131.2 dólares por tonelada.**

Tabla 6.2

Costo de Fabricación y Costo Unitario

1. COSTOS DE FABRICACION		
1.1. COSTO DIRECTO DE FABRICACION		
Costos de materia prima	\$260'284,623	\$263'856,083
Costo de mano de obra	\$273,000	
Costo de supervisión e ingeniería	\$54,600	
Costo de mantenimiento y reparación	\$2'703,216	
Costo de auxiliares y servicios	\$270,322	
Costo de suministros de operación	\$270,322	
TOTAL COSTOS DIRECTOS		
1.2. COSTO INDIRECTO DE FABRICACION		
Cargas a la planilla	\$57,330	\$166,530
Gastos de laboratorio	\$54,600	
Gastos generales de planta	\$54,600	
TOTAL COSTOS INDIRECTOS		
1.3. COSTO FIJO DE FABRICACION		
Depreciación	\$13'516,081	\$17'570,906
Impuestos	\$2'703,216	
Seguros	\$1'351,608	
TOTAL DE COSTOS FIJOS		
1.4. GASTOS GENERALES		
Ventas	\$878,545	\$1'195,277

Administración	\$303,082	
Investigación y proyectos	\$13,650	
TOTAL GASTOS GENERALES		
COSTO TOTAL DE FABRICACION		\$282'788,796
2. COSTO UNITARIO, 250,000 toneladas/año		1131.2 \$/ton

Elaboración: Propia, 2016.

6.1.4 ANALISIS DE ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS

6.1.4.1 Precio de venta por unidad

Se considera un precio de venta de **1500 dólares/tonelada**.

6.1.4.2 Ingreso de ventas anuales

Es el producto del precio de venta por el volumen de producción anual. Se considera un ingreso de ventas de **\$375'000,000**.

6.1.4.3 Costo de fabricación

Se considera un costo de fabricación de **\$282'788,796**.

6.1.4.4 Utilidad bruta

La diferencia entre los ingresos por ventas y total de fabricación. Se considera una utilidad bruta de **\$92'211,204..**

6.1.4.5 Impuesto a la renta

Se considera 30% de la utilidad neta. Se considera un impuesto a la renta de **\$21'279,509**.

6.1.4.6 Utilidad neta

Es la utilidad bruta menos los impuestos a la renta. Se considera una utilidad neta de **\$70'931,696**.

6.1.5 ANALISIS ECONOMICO

6.1.5.1 RETORNO SOBRE LA INVERSION

- Antes de Impuesto

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

El retorno sobre la inversión antes de los impuestos obtenidos es de **58.08 %**, lo que demuestra la factibilidad económica del proyecto

- Después del Impuesto.

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

El retorno sobre la inversión después de impuestos obtenidos es de **41.14%**, lo que demuestra nuevamente la factibilidad económica del proyecto (Ver Apéndice).

6.1.5.2 TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN

Es el tiempo expresado en años, en que se recupera la inversión de capital fijo, operando 8000 horas por año.

El tiempo de repago antes de impuestos es de **1.36** y después de impuestos es de **1.71 años**.

6.1.6 PUNTO DE EQUILIBRIO

El punto de equilibrio ocurre cuando el costo de producto total anual iguala a las ventas anuales totales. El costo total de 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. El punto de equilibrio es **17.99%**.

Tabla 6.3*Estado de Pérdidas y Ganancias.*

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS		
Producción anual	250,000	ton
Precio de venta por unidad	1500	\$/ton
Ingreso neto de ventas anuales	375'000,000	\$
Costo total de fabricación (producción)	282'788,796.	\$
Utilidad Bruta	92'211,204	\$
Impuesto a la renta (30 %)	21'279,509	\$
Utilidad neta	70'931,696	\$

Ingreso neto de ventas anuales = Producción anual * Precio de venta unitario

Utilidad Bruta = Ingreso Neto de Ventas Anuales - Costo Total de Fabricación

Utilidad Neta = Utilidad Bruta - Impuesto a la Renta.

Elaboración: Propia, 2016.

Tabla 6.4*Análisis Económico.*

VALORES CALCULADOS	VALOR	ACEPTABLE
a. Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos	58.08 %	> 35 %
b. Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos	41.14%	> 12 %
c. Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos	1.36	< 5 años
d. Tiempo de recuperación del dinero después de impuesto	1.71	
e. Punto de equilibrio	17.99%	< 50%

Elaboración: Propia, 2016.

VII. CONCLUSIONES

- ✎ En base a datos históricos se concluye que existe una demanda insatisfecha por cubrir en forma total por un insumo importado. La demanda para el 2025 asciende a 250000 toneladas por año. La capacidad de la planta se ha determinado igual que la demanda insatisfecha. En caso de existir riesgo en la demanda estimada se considera abastecer el producto a países vecinos. La ubicación está basada en la cercanía al abastecimiento de etileno y se definió a Ilo, Moquegua.
- ✎ Se concluye que es técnicamente factible y se decidió por un proceso moderno y simple que es la polimerización en fase gas con el uso de reactor de lecho fluidizado con el uso de catalizador Phillips.
- ✎ Se concluye que económicamente es rentable. La inversión total asciende a 144'049,890 dólares americanos. El costo de producción asciende a 1131.2 dólares por tonelada y a un precio de venta de 1500 dólares por tonelada se obtendrá un retorno sobre la inversión de 58.08% antes de impuestos y 41.14% después de impuestos. El tiempo de recuperación de dinero es 1.71 años. El punto de equilibrio es igual a 17.99%.
- ✎ Se establece en base a datos promedio de esta industria que existirá un impacto ambiental que tendrá que ser controlado, para lo cual se deberá establecer buenas prácticas en el procesamiento.

VIII. RECOMENDACIONES

- ✍ Realizar un nuevo estudio técnico-económico de la instalación de equipos que permitan producir dentro de esta planta otros tipos de polietilenos, como son el de baja densidad o el lineal de baja densidad.
- ✍ Estar al tanto de nuevos catalizadores con mayor poder de conversión. El actual llega sólo a 3.3% en un solo paso. Una mayor conversión permitiría disminuir el tamaño del reactor y otros equipos.

IX BIBLIOGRAFIA

- **ALIZADEH, M.; MOSTOUFI, N.; POURMAHDIAN, S.; SOTUDEH, G. 2004.** Modeling of fluidized bed reactor of ethylene polymerization. *Chemical Engineering Journal*, 97,27-35.
- **ALLENDE, P.S. & ARRIAGADA, G.P. 2013.** *Polietileno de alta y baja densidad. Universidad de Chile. Tecnología de Materiales Plásticos.*
- **ANAIP. 1991.** Los plásticos, materiales de nuestro tiempo. Confederación Española de fabricantes de plásticos.
- **ARIAS, RAUL. (2008).** *Panorama de precios y disponibilidad de polietilenos en América Latina, para los próximos años.*
- **AZAPAGIC, A; PERDAN, S. & CLIFT, R. 2011.** Sustainable Development in Practice - Case Studies for Engineers and Scientists, John Wiley & Sons, Second edition, 2011: ISBN 978-0-470-71872-8.
- **BELTRAN, R.M. & MARCILLA, G.A. 2012.** *Tecnología de los Polímeros: tipos de plásticos, aditivación y mezclado. Publicaciones Universidad de Alicante.*
- **BLANCO, ALVAREZ F. 2015.** Materiales Poliméricos y Compuestos. Lección 2: Técnicas de Polimerización. Universidad de Oviedo – La Universidad de Asturias. Tomado de <http://www6.uniovi.es/usr/fblanco/EXP.T2.1MPyC.Tema2.TecnicasPolimerizacion.pdf>
- **BRASKEM. 2012.** Inversión en Petroquímica. Foro: gasoducto Sur Andino y Petroquímica. Tomado de <http://regionmoquegua.gob.pe/archivos/Petroquimica.pdf>

- **BREF 08.2007.** Mejores Técnicas Disponibles de Referencia Europea – Producción de Polímeros. Serie Prevención y Control Integrados de la Contaminación (IPPC).
- **BÜHLER-VIDAL, JORGE O. 2012.** ICIS World Chemical Purchasing Summit. Latin America petrochemical and Polymers Outlook. Boston.
- **CARDENAS, WALTER. 2011.** Industria Petroquímica. Osinergmin – Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería. Lima, Perú.
- **CARRERO, A.; MORENO, J.; CALLEJA, G. y AGUADO. J. 2004.** Catalizadores de cromo soportado para la polimerización de etileno. Revista de plásticos modernos: Ciencia y tecnología de Polímeros. Pags. 584-592.
- **CASTRO PUIG, LEONARDO. 2011.** Los plásticos en el ámbito mundial. Tomado de: <https://airdplastico.wordpress.com/2011/06/02/los-plasticos-en-el-ambito-mundial/>
- **CHALMERS, J.M. & MEIER, R.J. 2008.** Molecular characterization and analysis of polymers. Elsevier, Amsterdam, The Netherlands.
- **CHE MUN THAN. 2011.** Production of Polyethylene Using Gas Fluidized Bed Reactor. 3rd International Congress on Green Process Engineering; Malaysia.
- **DAFTARIBESHELI, M. 2009.** Comparison of catalytic ethylene polymerization in slurry and gas phase. Thesis. University of Twente, The Netherlands.
- **DELGADO VARGAS, K.A. 2007.** Estudio de la polimerización de etileno en sistemas homogéneos y heterogéneos. Tesis de pregrado. Universidad de Chile. Departamento de Ingeniería Química y biotecnología.
- **DOCUMENTO BREF. 2009.** Mejores Técnicas Disponibles de referencia europea. Producción de Polímeros. Gobierno de España, Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino.

- **FARID, Y.H.; FARAG, H.S; OSSMAN, M.E.; & MANSOUR, M.S. 2012.** Development of mathematical model for a polyethylene fluidized bed reactor. IRACST – *Engineering Science and Technology: An International Journal* (ESTIJ), ISSN: 2250-3498, Vol.2, N°. 5.

- **HAVAS, L., LALANNE-MAGNE, C. 1994.** Gas phase polymerization process, US Patent 5,306,792, assigned to BP Chemicals Limited.

- **ICIS. 2014.** Tendencias de Precios de Polietileno en Latinoamérica. Pemex Petroquímica. Tequila, Jalisco, México.

- **IEES (Instituto de Estudios Económicos y Sociales). 2015.** Industria de Fabricación de Productos de Plástico. Resumen Ejecutivo. Sociedad Nacional de Industrias. Lima, Perú.

- **GESTION – Empresas. 2015.** Braskem espera visto bueno del Gobierno para proyecto petroquímico de US \$ 5000 millones. Lima, 9 de marzo del 2015.

- **GUERRERO, C. 2003.** Morfología y propiedades de politereftalato de etilenglicol y polietileno de baja densidad. Ciencia UANL. Vol.2: 34-29.

- **LESTER H. GABRIEL.2010.** History and Physical Chemistry of HDPE and HDPE Pipe. Plastic-Pipe-Institute. Irving, Texas. Tomado de https://plasticpipe.org/pdf/chapter-1_history_physical_chemistry_hdpe.pdf

- **LOPEZ, N.G. & PEÑUELA, F.G. 2013.** Elementos de la historiografía de la Universidad Santiago de Cali y la departamentalización en estos tiempos del paradigma de la economía global. Texto, Vol. I. Universidad Santiago de Cali, Colombia.

- **LUJAN RUIZ, C.A. 2013.** 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.

- **ROCA GIRON, IVAN. 2005.** Estudio de las propiedades y aplicaciones industriales del polietileno de alta densidad (PEAD). Tesis, pregrado. Universidad de San Carlos de Guatemala. Facultad de Ingeniería Química.
- **SALGUERO, L.; CÁCERES, I.; CHINO, S.; HUARCACHO, N.; MOLLERICON, L.; VELASCO, J.; Y VELÁSQUEZ, M. 2015.** Producción de poliolefinas en Bolivia; una investigación de mercados, tecnologías y procesos catalíticos involucrados (revisión). *Revista Boliviana de Química*. Vol. 32, N°5
- **S&P GLOBAL PLATTS. 2014.** Platts Global Ethylene Price Index. Tomado de: <http://www.platts.com.es/news-feature/2014/petrochemicals/pgpi/ethylene>.
- **STEKLA, JOHN. 2011.** Etileno/Propileno Update. Foro PEMEX Petroquímica 2011. IHS.
- **SYED, F.H. & VERNON, W.D. 2002.** Status of Low Pressure PE Process Licensing. *Chemical Market Resources, Inc.* June/July/Volume 7/Issue N°6.
- **TECNOLOGIA DEL PLASTICO. 2014.** Sector del plástico en Perú tiene su cita en EXPOPLAST Perú 2014. Equipo editorial de Tecnología del Plástico.
- **THE ESSENTIAL CHEMICAL INDUSTRY ON LINE.** Polyethylene. CIEC Promoting Science at the University of York, York, UK. Tomado de <http://www.essentialchemicalindustry.org/polymers/polyethene.html>
- **THÜNE, P.C. 2000.** A Surface science Model for the Phillips Ethylene Polymerization Catalyst. Thesis, Technische Universiteit Eindhoven.
- **UNIVATION TECHNOLOGIES. 2014.** PE Opportunities Start Here. Tomado de http://www.chemwinfo.com/private_folder/Uploadfile2014October/Univation_Technologies_UNIPOL.pdf
- **VELILLA T. 2007.** Estudio de la polimerización de etileno y propileno en sistemas homogéneos y heterogéneos: correlación estado del catalizador-

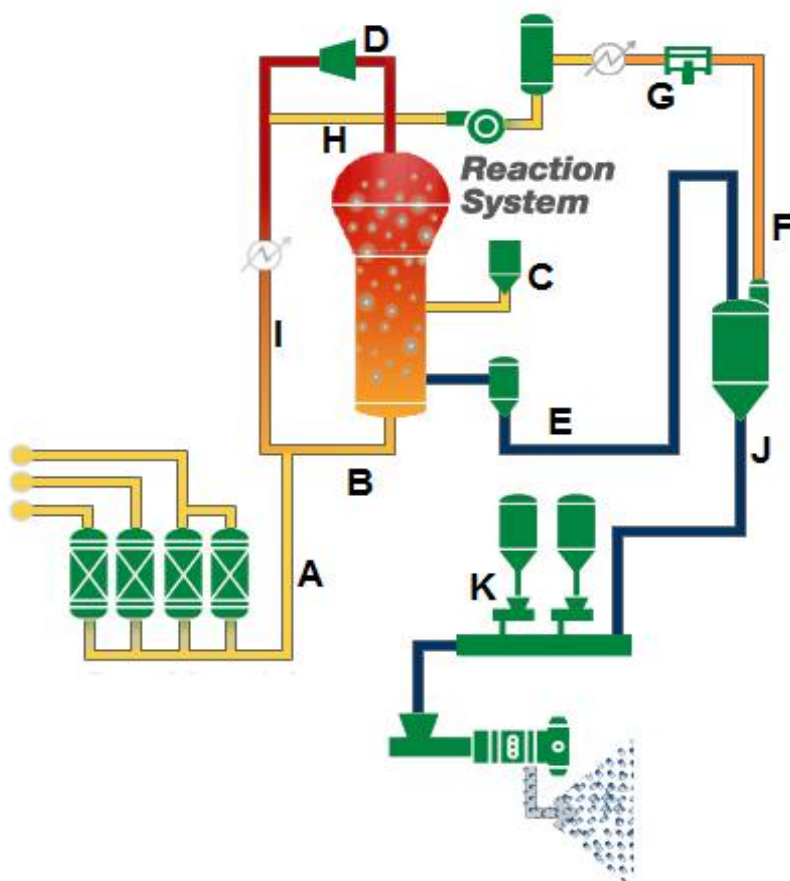
propiedades de los polímeros formados. Universidad de Chile, Departamento de Ciencias de los Materiales. Tesis (Doctor en Ciencias de la Ingeniería, mención Química). Santiago, Chile.

- **WAGNER, B.E.; GOEKE, G.L.; KAROL, F.J. 1981.** Process for preparation of high density ethylene polymers in fluid bed reactor, US Patent 4,303,771, assigned to Union Carbide Corporation.

- **XIE, T.Y. 1994.** Gas-Phase Ethylene Polymerization - Production Processes, Polymer Properties, and Reactor Modeling. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **33** (3): p. 449-47

X APENDICE

A.1 BALANCE DE MASA



Datos técnicos para el balance de masa: Farid, Farag, Ossman & Mansour, 2012.

Ecuación de polimerización:

1 kg de etileno.....1 kg de polietileno

Concentración recomendada de etileno e hidrogeno:

Etileno (mol/m^3): 4×10^{-4}

Hidrogeno (mol/m^3): 9.6×10^{-5}

Conversión de etileno por paso (%): 3.33

Conversión total de etileno (%): 100

Temperatura del reactor: 108°C

Presión: 21.5 bar

Catalizador: 20 kg de PE/g de catalizador

Transformando la proporción molar a proporción en peso:

Etileno: $4 \times 10^{-4} \text{ mol/m}^3 = 4 \times 28 \times 10^{-4} = 0.0112 \text{ g/m}^3$

$$\text{Hidrógeno: } 9.6 \times 10^{-5} \text{ mol/m}^3 = 9.6 \times 2 \times 10^{-5} = 0.000192 \text{ g/m}^3$$

$$\text{Relación en masa de etileno a hidrogeno: } 0.0112/0.000192 = 58.33$$

CORRIENTE A: alimentación

Se alimenta una mezcla de etileno e hidrogeno en la proporción calculada anteriormente:

$$\text{Etileno en A: } 29490.103 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Hidrógeno en A: } 10\% \text{ de exceso, menos la recirculación}$$

$$1.10 (29490.103 / 58.33) - 46.233 = 509.8979 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa A: } 29490.103 + 509.8979 = 30000.000 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE C: es la cantidad de catalizador utilizada, con nitrógeno que sirve como transporte. El rendimiento reportado es 1 g/20 kg de polímero o 1g/2 kg de polímero. Se ha trabajado con este último

$$\text{Catalizador C: } 30000/2 = 15000 \text{ g} = 15 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Nitrógeno C: } 8 \times 15 = 120 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa C: } 120 + 15 = 135 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE B: Se debe considerar que la conversión por paso es 3.33% y que lo que no reacciona se recicla. Por cálculo iterativo se obtuvo:

$$\text{Etileno en B: } 893639.5054 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Hidrógeno en B: } 556.131 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Nitrógeno en B: } 120 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa B: } 908525.5148 + 563.395 + 1362.788 = 894315.636 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE D: se considera que el 90% de los gases sin reaccionar salen en D y 10% restantes en la corriente E.

$$\text{Etileno en D: } 0.90 \times (1 - 0.033) \times 893639.5054 = 777734.462 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Hidrógeno en D: } 0.90 \times (556.131 - 509.8979) = 45.502 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Nitrógeno en D: nitrógeno en C} = 120 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa D: } 790689.756 + 46.26 + 1362.788 = 777899.963 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE E: sale el polímero formado con 0.5% de catalizador y 10% de los gases no reaccionados.

Polietileno en E:

$$0.033 \times 893639.5054 + 0.033 \times 556.131 = 29508.456 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Catalizador en E: } (0.5/100) \times 15 = 0.075 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Etileno en E: } 0.10 \times (1 - 0.033) \times 893639.5054 = 86414.94 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Hidrógeno en E: Hidrógeno en D} = 45.502 \text{ kg/hr}$$

Nitrógeno en E: Nitrógeno en B = 120 kg/hr

Masa E: suma de todas las corrientes anteriores

$$29508.456 + 0.075 + 86414.94 + 45.502 + 120 = 116088.973 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE F: se separan todos los gases que acompañan al polietileno y catalizador

Etileno en F = etileno en E = 86414.94 kg/hr

Hidrogeno en F = hidrogeno en E = 45.502 kg/hr

Nitrógeno en F = nitrógeno en E = 120 kg/hr

$$\text{Masa F: } 86414.94 + 45.502 + 120 = 86580.442 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE G: se separa con la utilización de membrana todo el nitrógeno e hidrogeno, quedando solo el etileno.

Nitrógeno en G: 120 kg/hr

Hidrógeno en G: 45.502 kg/hr

$$\text{Masa G: } 120 + 45.502 = 165.502 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE H: está constituido por todo el etileno recuperado.

Etileno en H: etileno en F = 86414.94 kg/hr

$$\text{Masa H: } 86414.94 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE I: es la suma de las corrientes H y D

$$\text{Etileno en I: } 777734.462 + 86414.94 = 864149.402 \text{ kg/hr}$$

Hidrógeno en I: hidrógeno en D = 45.502 kg/hr

Nitrógeno en I: 120 kg/hr

$$\text{Masa I: } 864149.402 + 45.502 + 120 = 864314.903 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE J: se retira todo el polímero con el catalizador que se pierde

Polietileno en J: 29508.456 kg/hr

Catalizador en J: 0.075 kg/hr

$$\text{Masa J: } 29508.456 + 0.075 = 29508.531 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE K: es la cantidad de aditivos que se adiciona, es aproximadamente 5.6% en peso. Exactamente se ha calculado por iteración que es 5.572701%.

Aditivos en K:

$$[29508.531 / (1 - 0.05572701)] \times 0.05572701 = 1741.469 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Masa K} = 1741.469 \text{ kg/hr}$$

CORRIENTE L: es el producto final

$$\text{Masa L: masa J} + \text{masa K} = 31250 \text{ kg/hr}$$

A.2 DISEÑO DEL REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO.

Datos de diseño: Farid, Farag, Ossman & Mansour, 2012

Velocidad de fluidización: 0.61 m/s; por seguridad se considera un 45% adicional, es decir 0.8845 m/s

Espacio ocupado por el lecho y el polímero formado: 10% (se necesita sólo 454.263 kg – ver balance de masa).

Espacio libre para el flujo de gas: 90%

Relación altura/diámetro del lecho: 16/5 = 3.2

Flujo de corriente B:

Etileno en B: 908525.5148 kg/hr = 32447.34 kmol/hr

Hidrógeno en B: 563.395 kg/hr = 281.697 kmol/hr

Nitrógeno en B: 1362.788 kg/hr = 48.671 kmol/hr

Total flujo molar: 32777.708 kmol/hr

Temperatura del reactor: 85°C = 358.15 K

Presión: 22 bar = 21.7123 atm

Flujo volumétrico de gases:

$$(32777.708 \times 0.08205 \times 358.15)/21.7123 = 44362.528 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Flujo volumétrico de gases: 44362.528/3600 = 12.32 m³/s

Flujo volumétrico total: 12.32/0.90 = 13.689 m³/s

Flujo volumétrico total: Área x velocidad

Área: flujo volumétrico/velocidad = 13.689/0.81 = 16.9 m²

Diámetro transversal – sección fluidización:

$$(4 \times 16.9/3.1416)^{0.5} = 4.638 \text{ m}$$

Altura del lecho: 4.638 x 3.2 = 14.842 m

Volumen del lecho: [(3.1416 x 4.638²)/4] x 14.842 = 250.752 m³

Altura de zona desgasificación: 5.3 m

Diámetro de zona de desgasificación: 5.3 m

Volumen de zona de desgasificación:

$$[(3.1416 \times 5.3^2)/4] \times 5.3 = 116.928 \text{ m}^3$$

Zona del esparcidor de gas:

Altura 0.7 m

Diámetro: 4.638 m

Volumen de zona de esparcir gases:

$$[(3.1416 \times 4.638^2)/4] \times 0.6 = 11.826 \text{ m}^3$$

Volumen total del reactor de lecho fluidizado:

$$250.752 + 116.928 + 11.826 = 379.506 \text{ m}^3$$

$$\text{Altura total: } 14.842 + 5.3 + 0.7 = 20.842 \text{ m}$$

Comprobación: el reactor está dentro del rango de reactores industriales de producción de polietileno en fase gas. Ver siguiente cuadro.

Tabla 3.6: Parámetros técnicos del proceso de HDPE

Tipo de reactor	Lecho fluidizado	De mezcla perfecta	De recirculación
Volumen del reactor	200 - 400 m ³	15 - 100 m ³	15 - 100 m ³
Presión de polimerización	0,7 - 2 MPa	0,5 - 1 MPa	3 - 6,5 MPa
Temperatura de polimerización	80 - 105 °C	70 - 90 °C	80 - 110 °C
Agente de suspensión	Ninguno	Hidrocarburos C5 - C8	Isobutano, hexano, propano
Catalizador/cocatalizador	Compuesto organometálico, alquil aluminio	Compuesto organometálico, alquil aluminio	Compuesto organometálico, alquil aluminio
Capacidad máx. de la planta	450 kt/año	320 kt/año	350 kt/año

Fuente: documento BREF, 2009.

A.3 DISEÑO DE COMPRESORA DE GASES QUE SALEN PARTE SUPERIOR DEL REACTOR LECHO FLUIDIZADO – corriente D

Flujo:

$$\text{Etileno: } 790689.756 \text{ kg/hr} = 28238.92 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Hidrógeno: } 46.26 \text{ kg/hr} = 23.13 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Nitrógeno: } 1362.788 \text{ kg/hr} = 48.67 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Total flujo molar: } 28310.72 \text{ kmol/hr}$$

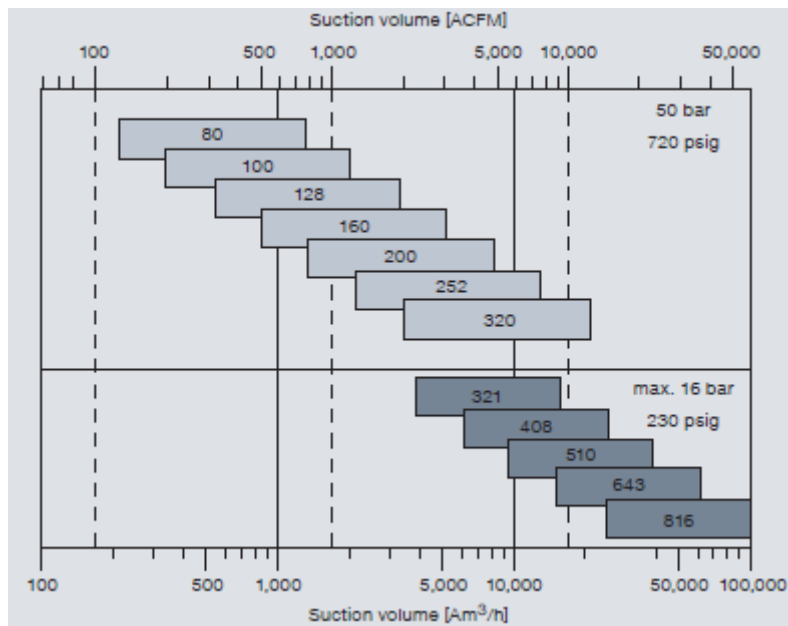
$$\text{Temperatura: } 85^\circ\text{C} = 368.15 \text{ K}$$

Presión: 15 atm, por la descompresión en la zona de desgasificación.

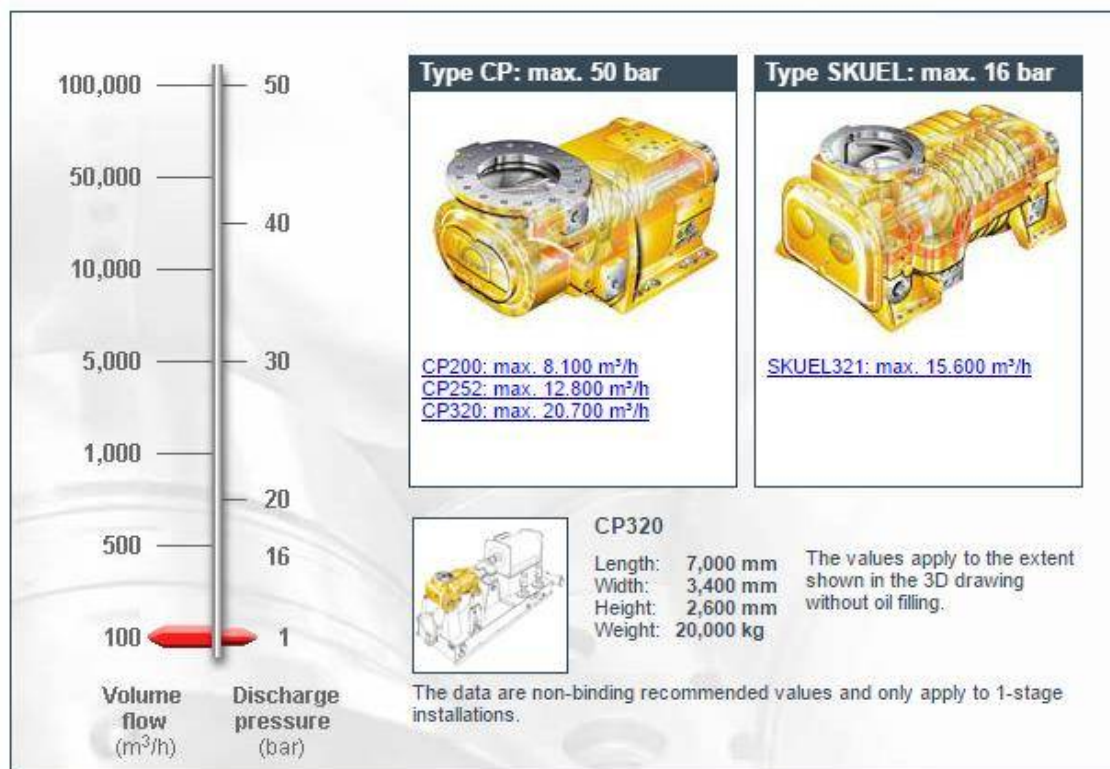
Flujo volumétrico horario real:

$$(28310.72 \times 0.08205 \times 368.15)/15.0 = 55463 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Flujo volumétrico a condiciones normales: } 10575 \text{ m}^3/\text{min}$$



Selector for Screw Compressors



De acuerdo al catálogo de MAN Diesel & Turbo, para compresoras helicoidales se tiene que el modelo que puede manejar grandes flujos y altas presiones es el modelo CP320, con una capacidad a condiciones reales de 20700 m³/h.

Capacidad de diseño: 55463 m³/hr (valor real) = 32644.289 pie³/min

Número teórico de compresores: $55463/20700 = 2.68$

Número real de compresores: 3

Presión de entrada: 15 atm

Presión de salida: 22 atm

Relación de compresión: $22/15 = 1.46$

Temperatura de entrada: $85^{\circ}\text{C} = 358.15 \text{ K} = 644.67 \text{ R}$

$C_p/C_v = k = 1.2461$

$a = (k-1)/k = 0.1975$

<http://encyclopedia.airliquide.com/encyclopedia.asp?GasID=29&CountryID=19&LanguageID=9#GeneralData>

Temperatura de salida: $358.15 \times (22/15)^{0.1975} = 386.29 \text{ K} = 113.14^{\circ}\text{C}$

Flujo volumétrico, a condiciones normales:

$10575 \text{ m}^3/\text{min} = 373452.6 \text{ pie}^3/\text{min}$

Se ha seleccionado tres compresores trabajando en paralelo:

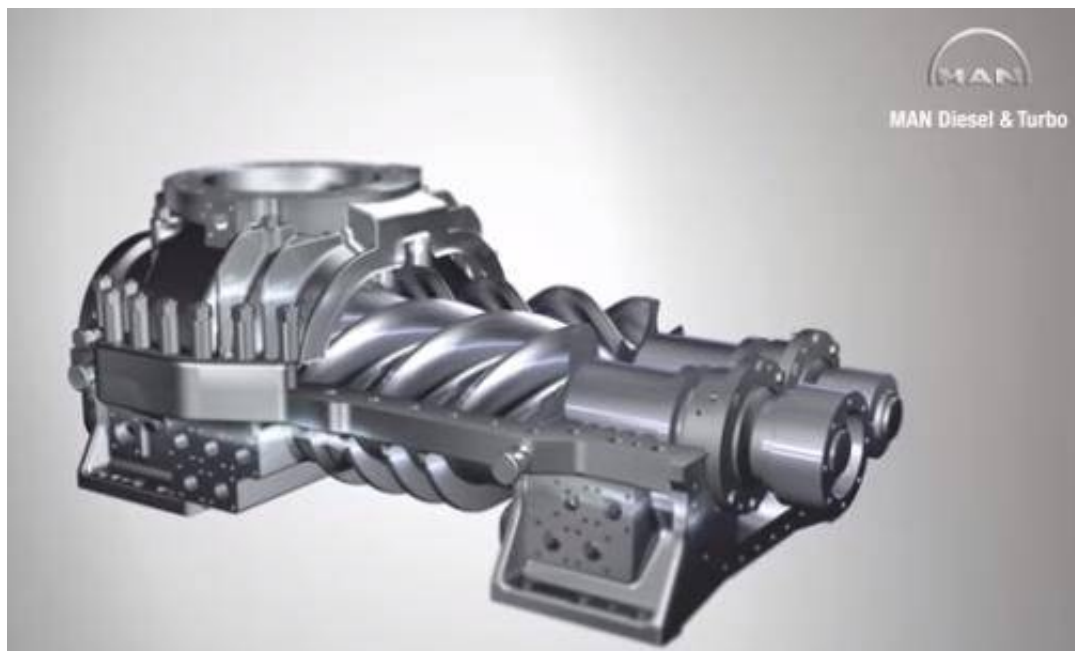
Flujo de cada compresor: $373452.6/3 = 124484.2 \text{ pie}^3/\text{min}$

Potencia teórica: $[(124484.2 \times 644.67)/(8130 \times 0.1975)][1.46^{0.1975} - 1]$

Potencia teórica: 3878.67 HP

Eficiencia: 78% (Walas, 2010)

Potencia real: 4972.6 HP, se considera 5000 HP



A3. DISEÑO DE COMPRESORA DE ETILENO QUE SE RECUPERA – Corriente H

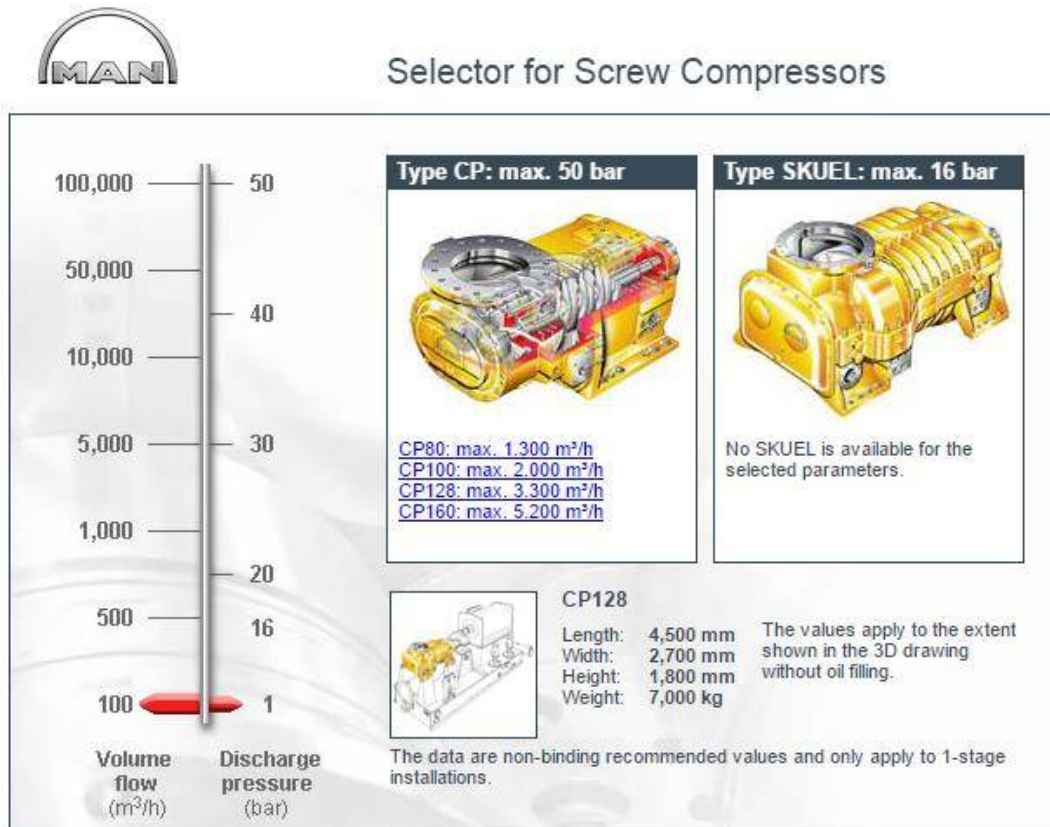
Etileno en H: etileno en F = 87854.417 kg/hr = 3137.66 m³/h

Presión entrada: 8 atm

Presión de salida: 22 atm

Temperatura de entrada: 80°C = 353.15 K = 635.67R

Temperatura de salida: $353.15 \times (22/15)^{0.1975} = 431.25 \text{ K} = 158.10 \text{ °C}$



Se selecciona el modelo CP128, que tiene una capacidad nominal de 3300 m³/h a condiciones reales, ligeramente mayor que la capacidad de diseño (3138 m³/hr).

Relación de compresión: $22/8 = 2.75$

Etapas: una

Flujo volumétrico, a condiciones normales:

$$3137.6 \times (273.15/353.15) \times (22/1) = 53390.28 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$53390.28 \text{ m}^3/\text{hr} = 31424.33 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$\text{Potencia teórica: } [(31424.33 \times 635.67)/(8130 \times 0.1975)][2.75^{0.1975} - 1]$$

Potencia teórica: 2751.2HP

Eficiencia: 78% (Walas, 2010)

Potencia real: 3527.18 se considera 3600 HP

A.4 DISEÑO DE INTERCAMBIADOR DE CALOR – Enfriar gas comprimido (Corriente D).

Temperatura de entrada: 113.14 °C

Temperatura de salida: 65°C (20°C menos que la temperatura de polimerización – Patente USA 5,028,670, Jul. 2, 1991)

Presión de operación: 22 atm

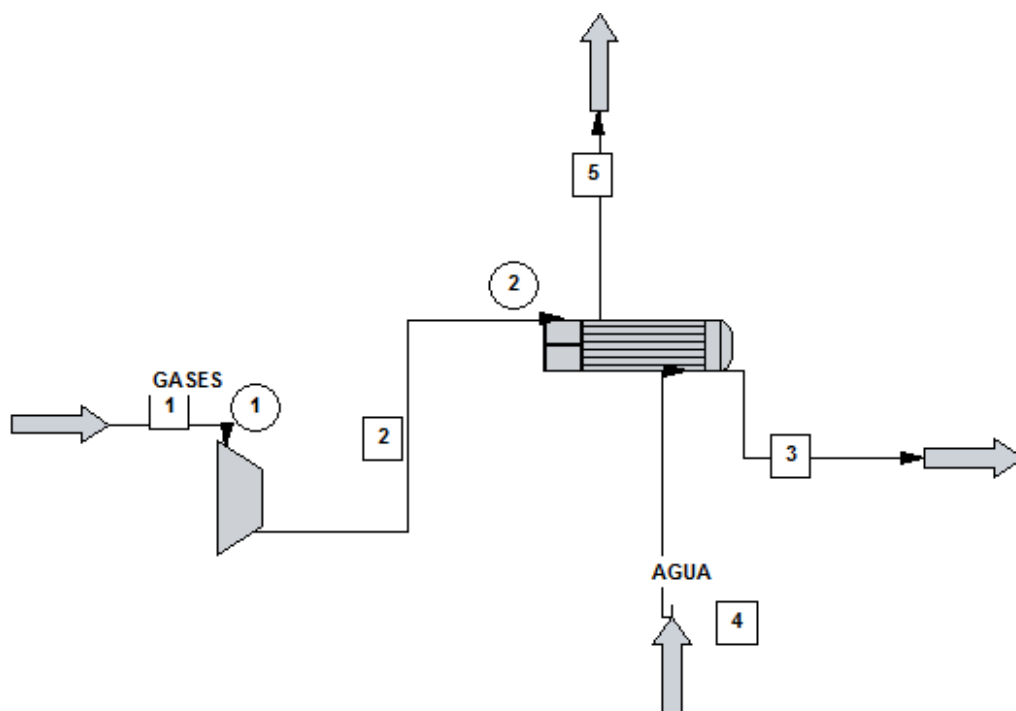
Componentes:

Etileno: 790689.756 kg/hr

Hidrógeno: 46.26 kg/hr

Nitrógeno: 1362.788 kg/hr

Utilizando el simulador Chemcad, diviendo el flujo en tres debido al uso de tres compresores, se tiene:



Datos de entrada:

Corriente 2: 264033 kg/hr

Temperatura de agua de enfriamiento: 10°C

Temperatura de salida de agua de enfriamiento: 55°C

Datos de salida: agua necesaria: 128882.7 kg/hr

Stream No.	2	Stream No.	4
Stream Name	GASES	Stream Name	AGUA
Temp C	113.1561	Temp C	10.00001
Pres atm	22.58	Pres atm	1
Vapor Fraction	1	Vapor Fraction	0
Enthalpy MMBtu/h	496.7884	Enthalpy MMBtu/h	-1947.142
Total flow	264033	Total flow	128882.7
Total flow unit	kg/h	Total flow unit	kg/h
Comp unit	kg/h	Comp unit	kg/h
Hydrogen	15.42	Hydrogen	0
Nitrogen	454.262	Nitrogen	0
Ethylene	263563.3	Ethylene	0
Water	0	Water	128882.7

SUMMARY REPORT

General Data:		Heat Transfer Data:	
Exch Class/Type	R/AEL	Effective Transfer Área	5716.59
Shell I.D.	3.75	Area Required	4112.97
Shell in Series/Parallel	1/1	COR LMTD	56.56
Number of Tubes	1851	U (Calc/Service)	54.97/39.55
Tube Length	16.00	Heat Calc	31.99
Tube O.D./I.D.	0.0625/0.0517	Heat Spec	23.02
		Excess %	38.99
Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	1.000E-03/1.000E-003
Tube Pitch	0.08	Del P (S/T)	0.42/0.18
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	172.43
Number of Baffles	2	SS CS Vel	16.44
Baffle Spacing	6.91	TW Resist	0.000201
Baffle Cut %	45	TS Film Coeff	121.19
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.33

Resultados importantes:

Diámetro del casco: 3.75 pies

Número de tubos: 1851

Longitud de tubos: 16 pies

Diámetro exterior de tubos: ¾ pulg

Arreglo tubos: triangular

Numero de pasos en el casco: 1

Número de pasos en los tubos: 1

Área efectiva de transferencia: 5716.59 pies²

A5. DISEÑO DE ENFRIADOR DE ETILENO – Corriente H

Flujo: 87854.417 kg/hr

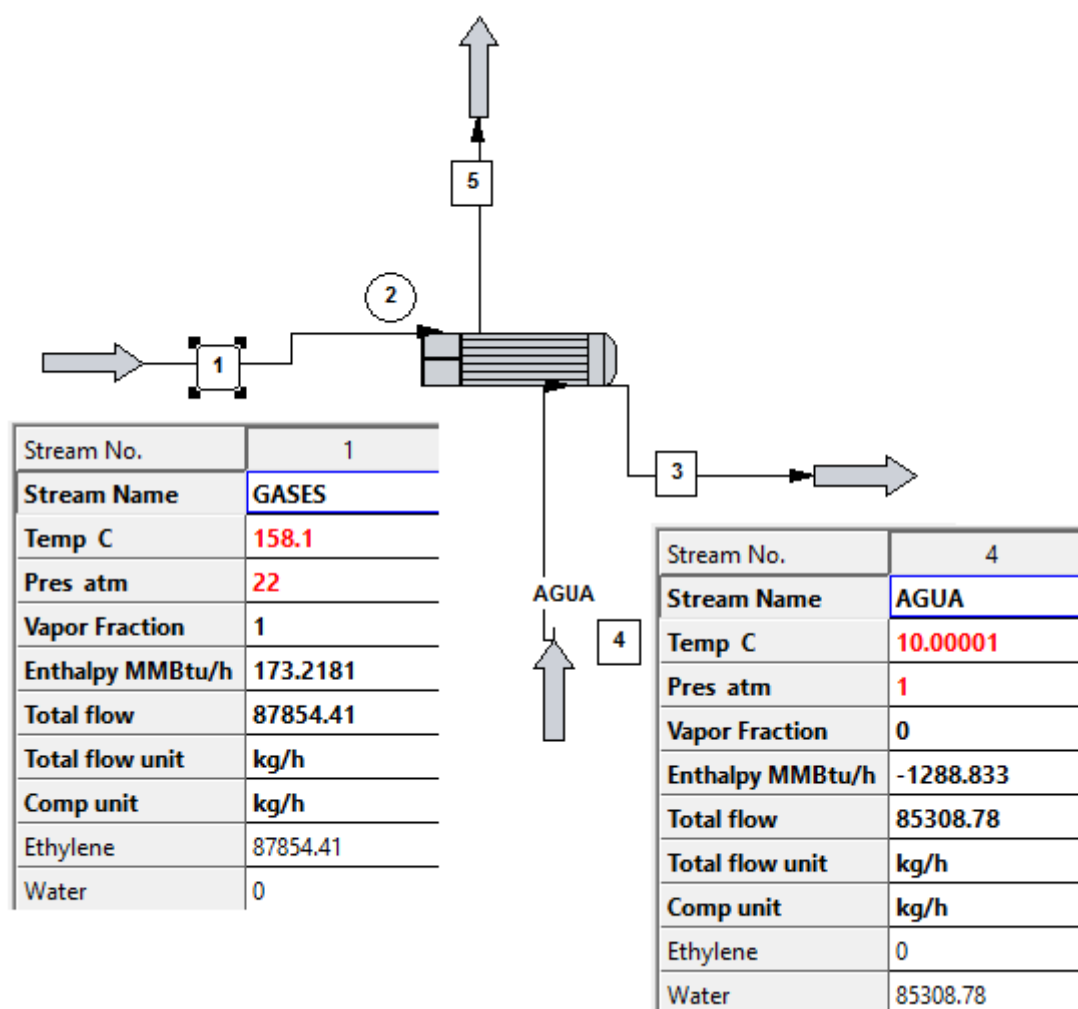
Temperatura de entrada: 158.10 °C

Temperatura de salida: 65°C

Presión de operación: 22 atm

Agua de enfriamiento a 10°C

Resolviendo con el simulador Chemcad:



El agua de enfriamiento necesaria: 85308.78 kg/hr

Temperatura de agua de salida: 55°C

Resultado del simulador del intercambiador de calor de casco y tubo:

SUMMARY REPORT

General Data:

Exch Class/Type
Shell I.D.
Shell in Series/Parallel
Number of Tubes

R/AEL
2.25
1/1
652

Heat Transfer Data:

Effective Transfer Area 1500.20
Area Required 1412.98
COR LMTD 76.55
U (Calc/Service) 78.26/73.71

Tube Length	12.00	Heat Calc	16.18
Tube O.D./I.D.	0.0625/0.0517	Heat Spec	15.24
		Excess %	6.17
Tube Pattern	TRI60	Foul (S/T)	1.000E-03/1.000E-003
Tube Pitch	0.08	Del P (S/T)	0.34/0.13
Number of Tube Passes	1	SS Film Coeff	236.07
Number of Baffles	3	SS CS Vel	25.94
Baffle Spacing	2.49	TW Resist	0.000202
Baffle Cut %	41	TS Film Coeff	197.34
Baffle Type	SSEG	TS Vel	0.62

Principales resultados:

Clase y tipo de intercambiador: R/AEL

Área de transferencia efectiva: 1500.20 pie²

Área de transferencia requerida: 1412.987 pie²

LMTD: 76.55°C

Casco: 1 paso, diámetro 2.25 pies

Tubos: 1 paso, 652 tubos, 12 pies de longitud, ¾ pulg de diámetro

Arreglo tubos: triangular

Número de baffles: 3

A6. SELECCIÓN DE CHILLER

Requerimiento de agua

Intercambiador corriente D: 128882.7 x 3 = 386648.1 kg/hr

Intercambiador corriente H: 85308.78 kg/hr

Total de agua de enfriamiento: 471956.88 kg/hr = 131.1 kg/seg

Usando el catalogo del fabricante DAIKIN Europe N.V.

Modelo de chiller: EWAD-C-PS/PL

Capacidad nominal del modelo C14: 66.3 kg/s

Número de chiller: 131.1/66.3 = 1.977

Se considera: 2 chiller

Características más importantes:

Capacidad de enfriamiento – nominal: 1384 kW

Potencia necesaria: 432 kW

Refrigerante: R-134a

Abastecimiento de electricidad: 3~/50/400

Dimensiones:

Altura: 2540 mm

Ancho: 2285 mm

Largo: 12085 mm

EWAD-C-PS/PL



Cooling only				EWAD-C-PS/PL		820	890	980	C11	C12	C13	C14	C15	C16	820	890	980	C11	C12	C13	C14	C15	C16
Cooling capacity	Nom.			kW		818	886	973	1,070	1,153	1,274	1,384	1,467	1,554	818	886	973	1,070	1,153	1,274	1,384	1,467	1,554
Power input	Cooling	Nom.		kW		229	253	276	306	335	368	402	432	461	229	253	276	306	335	368	402	432	461
Capacity control	Method					Stepless																	
	Minimum capacity			%		12.5																	
EER						3.57	3.51	3.52	3.49	3.44	3.46	3.44	3.40	3.37	3.57	3.51	3.52	3.49	3.44	3.46	3.44	3.40	3.37
ESEER						4.22	4.25	4.30	4.29	4.14	4.23	4.07	4.06	4.03	4.22	4.25	4.30	4.29	4.14	4.23	4.07	4.06	4.03
IPLV						4.78	4.67	4.79	4.69	4.73	4.68	4.73	4.71	4.78	4.67	4.79	4.69	4.73	4.68	4.73	4.71	4.78	4.71
Dimensions	Unit	Height		mm		2,540																	
		Width		mm		2,285																	
		Depth		mm		8,985																	
Weight	Unit			kg		7,530	7,660	8,290	8,550	9,390		9,730			7,820	7,950	8,580	8,840	10,380		10,720		
	Operation weight			kg		8,130	8,700	9,330	9,590	10,380		10,720			8,420	8,990	9,620	9,880	10,670		11,010		
Water heat exchanger	Type					Single pass shell & tube																	
	Water flow rate	Cooling	Nom.	l/s		39.2	42.5	46.5	51.2	55.2	61.0	66.3	70.3	74.5	39.2	42.5	46.5	51.2	55.2	61.0	66.3	70.3	74.5
	Water pressure drop	Cooling	Nom.	kPa		58	67	31	61	70	60	70	81	88	58	67	31	61	70	60	70	81	88
	Water volume			l		599	1,043	1,027	995		979				599	1,043	1,027	995		979			
Air heat exchanger	Type					High efficiency fin and tube type with integral subcooler																	
Compressor	Type					Asymmetric single screw compressor																	
	Quantity					2																	
Fan	Type					Direct propeller																	
	Quantity					18			20	22		24			18			20	22		24		
	Air flow rate	Nom.		l/s		96,196			106,885	117,573		128,262			96,196			106,885	117,573		128,262		
	Speed			rpm		900																	
Sound power level	Cooling	Nom.		dBA		101			102		103		104		98			99	100	99		100	
Sound pressure level	Cooling	Nom.		dBA		80			81	80		81			77							78	
Operation range	Air side	Cooling	Min.-Max.	°CDB		-18~-52																	
	Water side	Cooling	Min.-Max.	°CDB		-8~-15																	
Refrigerant	Type/GWP					R-134a/1,430																	
	Circuits	Quantity				2																	
Refrigerant charge	Per circuit			kg		102.0			115.0	120.0	137.5		140.0		102.0			115.0	120.0	137.5		140.0	
				TCO ₂ Eq		145.9			164.5	171.6	196.6		200.2		145.9			164.5	171.6	196.6		200.2	
Piping connections	Evaporator water inlet/outlet (OD)					219.1mm			273mm						219.1mm			273mm					
Unit	Starting current	Max		A		630	665		702	978		1,037	1,080	1,093	630	665		702	978		1,037	1,080	1,093
	Running current	Cooling	Nom.	A		386	424	465	511	555	614	671	711	752	386	424	465	511	555	614	671	711	752
		Max		A		534	577	621	670	747	819	891	945	998	534	577	621	670	747	819	891	945	998
Power supply	Phase/Frequency/Voltage			Hz/V		3~/50/400																	

Cooling: entering evaporator water temp. 12°C; leaving evaporator water temp. 7°C; ambient air temp. 35°C; full load operation.
Equipment contains fluorinated greenhouse gases. Actual refrigerant charge depends on the final unit construction, details can be found on the unit labels.

https://my.daikin.eu/dam/document-library/catalogues/as/air-cooled-chiller/ewad-c-pl/EWAD-C-PS_PL%20Product%20flyer_ECPEN15-428_5_Product%20Catalogues_English.pdf

A7. SELECCIÓN TORRE DE ENFRIAMIENTO

Flujo total de agua a enfriar: 471956.88 kg/hr = 471.956 m³/hr

Catálogo del fabricante de torres de enfriamiento, TOWERTECH, Cooling System PVT. LTD.

Modelo: FNB-250: capacidad nominal 250 m³/hr

Número de torres de enfriamiento: 471.956/250 = 1.888

Se va a considerar: 2 torres FNB-250

Datos importantes:

Potencia térmica: 1453 kW

Potencia del ventilador: 7.5 kW

Model	Cooling Capacity		Overall Dimension			Fan System			Spray Pump	Pipe moutd				Weight	
	Max. Water Flow	tdermal Power	L	W	H	Diameter	Power	Air capacity	Power	Inlet Outlet	Overflow	Discharge	Make-up	Dry	Running
	m3/h	kW	mm	Mm	mm	mm	kw	m3/h	Kw	DN mm	DN mm	DN mm	DN mm	kg	kg
FNB-10	10	58	1800	900	2500	Φ700 Φ700	0.55 0.55	6400 6400	0.75	65	25	25	DN25	620	1290
FNB-15	15	87	1800	900	2600	Φ750 Φ750	0.75 0.75	9600 9600	0.75	65	25	25	25	640	1320
FNB-175	175	1017	5000	2500	4400	Φ2000 Φ2000	5.5 5.5	112000 112000	5.5	125×2 125×2	40	40	40	3460	8900
FNB-200	200	1163	5400	2600	4700	Φ2200 Φ2200	7.5 7.5	128000 128000	5.5	125×2 125×2	40	40	40	3880	9930
FNB-225	225	1308	5600	2800	4800	Φ2500 Φ2500	7.5 7.5	144000 144000	7.5	150×2 150×2	40	40	40	4340	11000
FNB-250	250	1453	6000	2900	4900	Φ2500 Φ2500	7.5 7.5	160000 160000	7.5	150×2 150×2	50	50	50	5970	13500
FNB-300	300	1744	6400	3200	5100	Φ2800 Φ2800	11 11	192000 192000	5.5×2	150×2 150×2	50	50	50	7630	16900
FNB-350	350	2035	8000	3000	4900	Φ2500 Φ2500 Φ2500	7.5 7.5 7.5	150000 150000 150000	5.5×2	125×4 125×4	50	50	50	8100	18600
FNB-400	400	2325	9100	3000	5100	Φ2600 Φ2600 Φ2600	11 11 11	171000 171000 171000	5.5×2	125×4 125×4	50	50	50	9980	22400

<http://www.towertechindia.com/cooling-tower/2015-07-16-13-25-30/counter-flow-closed-circuit-water-cooling-tower.html>

A8. SELECCIÓN DE TURBINAS A GAS

Energía de compresoras:

Tres compresoras de 5000 HP = 3728.499 kW = 3.728 MW

Una compresora de 3600 HP = 2684.52 kW = 2.684 MW

Según catalogo iterativo de SIEMENS

Modelo Industrial 501-KB55:

Potencia nominal: 4.0 MW

Simple cycle power generation			
	Industrial 501-KB55	Industrial 501-KB75	Industrial 501-KH5
Power output	4.0 MW(e)	5.4 MW(e)	6.6 MW(e)
Fuel	Natural gas, liquid fuel, duel fuel; other fuels on request; automatic changeover from primary to secondary fuel at any load		
Frequency	50/60 Hz	50/60 Hz	50/60 Hz
Gross efficiency	30.6%	33.1%	42.1%
Heat rate	11,780 kJ/kWh	10,865 kJ/kWh	8,549 kJ/kWh
Turbine speed	14,200 rpm	14,600 rpm	14,600 rpm
Pressure ratio	10.2:1	13.8:1	10.2:1
Exhaust mass flow	15.4 kg/s	21.3 kg/s	18.4 kg/s
Exhaust temperature	560°C (1,040°F)	494°C (921°F)	530°C (986°F)
NO _x emissions	≤ 25 ppmvd at 15% O ₂ on fuel gas (with DLE)		

Physical dimensions	
Power generation package	
Approx. weight	35,000 kg (85,980 lb)
Length	9 m (29.5 ft)
Width	2.7 m (8.9 ft)
Height	3.1 m (10.2 ft)



file:///D:/DISE%C3%91O%20DE%20EQUIPO%20INDUSTRIAL/gas-turbines-siemens-interactive.pdf

Con el calor de los gases de salida (560°C) se puede producir vapor y enfriamiento en los chillers.

A.9 EXTRUSORA – PELLETIZADORA

Capacidad: 31250 kg/hr

Fabricante Toshiba Machine.

Capacidad nominal: 30000 – 40000 kg/hr

Según catalogo: modelo SE-250

Diámetro del tornillo: 250 mm

Relación L/D, efectiva: 28

Potencia: 300 kW

Capacidad del calentador: 189 kW

Item	Size	SE-250		SE-275	
	Model	C, CV	D, DV	C, CV	D, DV
Screw diameter	mm	250		275	
Effective L/D ratio	L/D	28	32	28	32
Max. Screw speed	min ⁻¹	150		120	
Drive motor	kW	300-800		500-1,000	
Drive system		direct coupling drive			
Allowable screw torque	Mpa	35			
No. of temperature control zones		6	7	7	8
Heater capacity	kW	180	210	250	280
Hopper capacity	L	400			
Screw center height	mm	1,200			
Length	mm	10,000	11,000	11,000	12,000
Width	mm	3,000		3,500	
Heigh (without hopper)	mm	2,200		2,500	
Extrusion output range	Kg/hr	30,000-40,000		35,000-50,000	
Weight mass	kg	1,000-2,700		1,200-3,200	

<http://www.toshiba-machine.co.jp/en/product/oshidashi/lineup/sheet/tanjiku.html>

A.10 EVALUACION ECONOMICA

Primero se detalla los costos de compra de los principales equipos de proceso. En base a este costo, que llega a 32'000,000 de dólares, se calcula los costos ISBL y OSBL:

La inversión total del proyecto es la suma de:

- Inversión de Capital Fijo
- Capital de Trabajo

EQUIPO	PRECIO CIF - 2015 DOLARES
Un reactor de lecho fluidizado, 380 m ³ , sistema control	10000000
Tres compresoras, 5000 HP	3600000
Una compresora, 3600 HP	900000
Tres intercambiadores de casco y tubo, 5716.6 pie ²	1800000
Un intercambiador de casco y tubo, 1500.2 pie ²	300000
Dos chiller, 1384 KW de enfriamiento	1500000
Dos torres de enfriamiento	1400000
Cuatro turbinas de gas, con recuperación de calor, 4000 kW	5000000
Mezcladora de sólidos, incluye silos	400000
Extrusora peletizadora de polietileno	2000000
Tanques de almacenamiento	2000000
Sistema de recuperación de calor	3500000
TOTAL	32'000,000

INVERSION DE CAPITAL FIJO

	Items Principales ISBL		MM US\$
A	Equipos		32
B	Montaje (% de A)	20.00%	6.4
C	Ingeniería (% de A)	16%	5.12
D	Licencia de operación (% de A)	10.50%	3.36
E	Utilidad del Contratista (% de A)	9.00%	2.88
F	Seguros de flete, manipulación y riesgos (% de A)	25.50%	2.88
G	Supervisión (% de A)	5.00%	1.6
H	Inspección (% de A, B,C,D,E,F,G)	1%	0.5424
I	Riesgos y contingencias (% de A,B,C,D,E,F,G,H)	15.00%	8.21736
	sub-total		62.99976
	Items Principales OSBL		MM US\$
J	Sistemas generación de servicios (% de A)	27.00%	8.64
K	sistema de tratamiento de residuos, % de A	20.50%	6.56
L	sistema de tratamiento de agua fresca, % de A	5.50%	1.76
M	sub-estación primaria, transmisión, % A	18.50%	5.92
N	construcciones: control, adm, almacenes, % A	2.00%	0.64
O	Almacenamiento producto terminado, % A	16.00%	5.12
P	Flare (quemador), % A	2%	0.64
	sub-total		29.28
	Items Adicionales		MM US\$
Q	Costo del terreno		1.5
R	Preparación área construcción y pilotaje		0.02
S	construcción campamento		0.02
T	construcción almacenamiento de la carga		0.1
U	construcción laboratorio, áreas mantenimiento		0.2
V	Arranque y operaciones iniciales		0.4
W	Repuestos		0.5
X	Permisos: municipio, Región, DGH; OSINERG;		0.2
Y	Costos de EIA, plan de contingencia, riesgos, etc.		0.15
Z	Gastos administrativos y Operativos		10
A1	Contingencias: apoyo social, const. De empresa,		0.5
	sub-total		13.59
	Impuestos		MM US\$
	Aranceles (% A, J, K,L,M,O, P,W)	15.00%	9.171
	Arbitrios (% de N,S,T,U)	0.50%	0.0048
	IGV (% de ISBL, OSBL, Adicionales)	19.00%	20.1152544
	sub-total		29.2910544
	INVERSION TOTAL FIJA (ISBL+OSBL+Adicionales)		MM US\$
	Sin impuestos		105.86976
	con impuestos		135.160814

CAPITAL DE TRABAJO:

Materias primas:

Materia prima 1	Etileno	29491.103 kg/hr	0.70 dólares/kg
Materia prima 2	Hidrógeno	509.898 kg/hr	2.47 dólares/kg
Materia prima 3	Nitrógeno	120.0 kg/hr	2.2 dólares/kg
Materia prima 4	Catalizador	15 kg/hr	2000 dólares/kg

❖ **Inventario de materia prima:**

Se considera solo el costo para una semana debido a que la planta estará anexada a la planta de producción de etileno que es la materia prima principal.

Inventario de etileno: 1 720 314 dólares

Inventario de hidrogeno. 50990 dólares

Inventario de nitrógeno: 11 000 dólares

Inventario de catalizador: 928 994 dólares

Total inventario materia prima: 2'711,298 dólares

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

$$\text{Producto} = 31250 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$\text{Costo Prod} = 1.2 \frac{\text{dol}}{\text{kg}} \quad \text{Costo Aproximado}$$

$$\text{InvMPProc} = \text{Producto} \times 24 \text{hr} \times \text{CostoProd} \quad \text{InvMPProc} = 900000 \text{ dol}$$

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

$$\text{InvProAlm} = \frac{8000}{12.15} \text{hr} \times \text{Producto} \times \text{Costo Producto} = 1666667 \text{ dólares}$$

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

$$\text{PrecioVen} = 1.4 \frac{\text{dol}}{\text{kg}} \quad \text{Precio aproximado}$$

$$\text{CuentaC} = \frac{8000}{12.15} \text{ hr} \times \text{Producto} \times \text{Precio venta}$$

$$\text{CuentaC} = 1944444 \text{ dólares}$$

❖ **Disponible en Caja:** Costo de un mes de producción. Sirve para pagar salarios, suministros e imprevistos.

$$\text{DispCaja} = \frac{8000}{12.15} \text{ hr} \times \text{Producto} \times \text{Costo Producto} = 1666667 \text{ dólares}$$

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.

$$\text{CapTra} = \text{InvMP} + \text{InvMPProc} + \text{InvProdAlm} + \text{Cuentac} + \text{DispCaja}$$

$$\text{Capital de trabajo: } 8\,889\,076 \text{ dólares}$$

INVERSION TOTAL DEL PROYECTO

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

$$\text{INVT} = 135'160,814 + 8'889,076$$

$$\text{INVT} = 144\,049\,890 \text{ dólares}$$

COSTOS DEL PRODUCTO TOTAL

❖ **Costo de Materia Prima**

$$\text{CostMatPri1} = \text{MatPrima1} \times 8000\text{hr} \times \text{Precio1} = 165150177 \text{ dólares}$$

$$\text{CostMatPri2} = \text{MatPrima2} \times 8000\text{hr} \times \text{Precio2} = 4895021 \text{ dólares}$$

$$\text{CostMatPri3} = \text{MatPrima3} \times 8000\text{hr} \times \text{Precio3} = 105\,6025 \text{ dólares}$$

$$\text{CostMatPri4} = \text{MatPrima4} \times 8000\text{hr} \times \text{Precio4} = 89\,183\,400 \text{ dólares}$$

$$CMP = \text{CostMatPri1} + \text{CostMatPri2} + \text{CostMatPri3} + \text{CostMatPri4} + \text{CostMatPri5}$$

$$CMP = 260\,284\,623 \text{ dólares}$$

❖ **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 20 trabajadores por turno a un costo de 350 dólares mensual.

$$\text{Trabajadores por Turno} = 20$$

$$\text{Mensualidad} = 350 \text{ dólares}$$

$$CMobra = 20 \times 3 \times 13 \times \text{Mens} = 273000 \text{ dólares}$$

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

$$Csuping = 0.20 \times CMobra$$

$$Csuping = 54600 \text{ dólares}$$

❖ **Costo de mantenimiento y reparación:** 2-10% de la inversión de capital fijo. Se va a considerar 2%.

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

$$Cmant = 270\,3216 \text{ dólares}$$

❖ **Costo de auxiliares y servicios:** El 10% del costo de mantenimiento y reparación.

$$Caux = 0.10 \times Cmant$$

$$Caux = 270322 \text{ dólares}$$

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

$$Csum = 0.10 \times Cmant$$

$$C_{sum} = 270322 \text{ dólares}$$

COSTO DIRECTO DE FABRICACIÓN

$$CDF = C_{MP} + C_{Mobra} + C_{SupIng} + C_{mant} + C_{aux} + C_{sum}$$

$$CDF = 263'856,083 \text{ dólares}$$

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

$$C_{plan} = 0.21 \times C_{Mobra}$$

$$C_{plan} = 57330 \text{ dólares}$$

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

$$C_{lab} = 0.20 \times C_{Mobra}$$

$$C_{lab} = 54600 \text{ dólares}$$

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

$$G_{gen} = 0.20 \times C_{Mobra}$$

$$G_{gen} = 54600 \text{ dólares}$$

COSTO INDIRECTO DE FABRICACIÓN

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

$$C_{IFab} = 166530 \text{ dólares}$$

- ❖ **Depreciación:** se considera 10% del capital fijo.

$$Dep = 0.10 \times ICF = 13'516,081 \text{ dólares}$$

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

$$Imp = 0.02 \times ICF$$

$$Imp = 2'703,216 \text{ dólares}$$

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

$$\text{Seg} = 0.01 \times \text{CFT}$$

$$\text{Seg} = 1'351,608 \text{ dólares}$$

COSTOS FIJO DE FABRICACIÓN

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

$$\text{CFF} = 17'570,906 \text{ dólares}$$

COSTO DE FABRICACIÓN

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

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

$$\text{CFab} = 281'593,517 \text{ dólares}$$

- ❖ **Ventas:** gastos en oficina de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución. Se considera 10% del costo fijo de fabricación.

$$\text{Vent} = 0.05 \times \text{CFF} = 878,545 \text{ dólares}$$

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

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

$$\text{Adm} = 303082 \text{ dólares}$$

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

$$\text{Inv} = 0.05 \times \text{CMobra} = 13650 \text{ dólares}$$

GASTOS GENERALES (VAI)

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

$$\text{VAI} = 11'952,77 \text{ dólares}$$

COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN

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

$$\text{CTF} = \text{CFab} + \text{VAI}$$

$$\text{CTF} = 282'788,796 \text{ dólares}$$

COSTO UNITARIO

$$\text{Producto} = 31250 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$\text{ProdAnual} = \text{Producto} \times 8000\text{Hr} = 250,000 \text{ ton}$$

$$\text{Costo Unitario} = \frac{\text{CTF}}{\text{ProdAnual}} = 1131.2 \text{ dolares/tonelada}$$

ANÁLISIS DEL ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS

❖ Precio de ventas por unidad (ex - fábrica)

$$\text{Pventa} = 1500 \frac{\text{dólares}}{\text{ton}}$$

❖ Ingreso neto de ventas anuales

$$\text{ProdAnual} = 250000 \text{ ton}$$

$$\text{Ingventa} = \text{ProdAnual} \times \text{Pventa} = 375'000,000 \text{ dólares}$$

❖ **Costo total de fabricación**

$$CTF = 282'788,796 \text{ dólares}$$

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

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

$$Ubruta = 92'211,204 \text{ dólares}$$

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

$$\text{ImpRenta} = \frac{U_{Bruta}}{1.3} \times 0.3 = 21'279,509 \text{ dólares}$$

❖ **Utilidad Neta:** utilidad bruta menos los impuestos a la renta.

$$Uneta = Ubruta - \text{ImpRenta}$$

$$Uneta = 70'931,696 \text{ dólares}$$

ANALISIS ECONOMICO

❖ **Retorno sobre la inversión antes de impuestos:**

$$\text{Inversión total: } P \qquad P = \text{INVT}$$

$$\text{Ingreso por ventas: } IV \qquad IV = Ubruta$$

$$\text{Depreciación: } VS \qquad VS = \text{Dep}$$

$$\text{Periodo de recuperación de dinero, años} \qquad n = 5$$

$$ia = 2 \qquad \text{Valor Supuesto}$$

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

$$\text{Find } (ia) = 0.5808$$

$$RSIa = 58.08\%$$

❖ **Retorno sobre la inversión después de los impuestos:**

Inversión total: P	$P = \text{INVT}$
Ingreso por ventas: IV	$\text{IV1} = \text{Uneta}$
Depreciación: VS	$\text{VS} = \text{Dep}$
Periodo de recuperación de dinero, años	$n = 5$
$ia = 2$	<i>Valor Supuesto</i>

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

$$\text{Find}(ia) = 0.4.114$$

$$\text{RSId} = 41.14\%$$

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

Se aplica la siguiente formula:

$$\text{TRId} = \frac{\text{INVT}}{\text{Ubruta} + \text{Dep}} = 1.3625$$

$$\text{TRId} = 1.36 \text{ años}$$

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

Se aplica la siguiente formula:

$$\text{TRId} = \frac{\text{INVT}}{\text{Uneta} + \text{Dep}} = 1.7058$$

$$\text{TRId} = 1.71 \text{ años}$$

❖ **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.

$$\text{CDF} = 6775752.059 \text{ dólares}$$

Costo unitario directo de fabricación:

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

$$n = 5000000 \text{ gal}$$

Dado:

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

$$n = \text{Find}(n)$$

$$n = 4941687.3879 \text{ gal}$$

En porcentaje:

$$PtoEq = \frac{n}{ProdAnual} \times 100 = 17.99 \%$$

XI ANEXOS

a) Costos de producción de diferentes procesos de polietileno

Table 11.5 Production costs for polyethene processes in \$/t (1996 US Gulf Coast prices) [16].

Product	LDPE		LLDEP		HDPE		
Process	Autoclave	Tubular	Fluidized bed	Solution	Fluidized bed	Ziegler	Phillips
Capacity (10 ³ t/a)	117	200	225	200	200	200	200
Capital cost (10 ⁶ \$)	85	116	98	138	90	135	105
Monomer	447	443	450 ^a	452 ^a	449	456	445
Catalysts, chemicals	20	18	29	31	26	22	20
Electricity	31	33	15	9	15	16	16
Other utilities	5	2	5	17	5	10	11
Labor	10	6	6	6	6	6	6
Maintenance	15	13	9	15	9	15	13
Overheads	35	29	22	31	22	26	29
Production costs	565	544	534	561	553	553	539
Depreciation	71	59	44	69	45	68	53
Total costs	636	603	578	630	577	620	592

^aIncludes cost of butene monomer at a unit price equal to 1.05 times that of ethane; other locations or the use of other comonomers could lead to a higher monomer cost.

https://books.google.com.pe/books?id=3pQVEnGKvDgC&pg=SA11-PA18&lpg=SA11-PA18&dq=production+of+HDPE+in+a+fluidized+bed&source=bl&ots=g_Dht9qRnA&sig=b30jWSgWYck9MYT91DMeml5Pg8&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwj44iWkrjOAhVB4iYKHxoeDvw4ChDoAQhSMAG#v=onepage&q=production%20of%20HDPE%20in%20a%20fluidized%20bed&f=false

b) Precio de polietileno de alta densidad

Market Prices Effective Mid-August 2016

Resin Grade	¢/lb
POLYETHYLENE (railcar)	
LDPE, LINER	85-87
LLDPE BUTENE, FILM	71-73
NYMEX 'FINANCIAL' FUTURES	51.00
SEPTEMBER.	51.00
HDPE, G-P INJECTION	84-86
HDPE, BLOW MOLDING	79-81
NYMEX 'FINANCIAL' FUTURES	46.25
SEPTEMBER.	46.25
HDPE, HMW FILM	87-89

Tomando como precio promedio: 82 centavos la libra

Toneladas métrica: 2204.62 libras

Precio por tonelada: $0.82 \times 2204.62 = 1807.78$ dólares/tonelada.