

PRODUCCIÓN DE POLIETILENO POR ALTA PRESION

CONTENIDO

OBJETIVOS

INTRODUCCIÓN AL POLIETILENO. HISTORIA

1. **PRODUCCION MUNDIAL. PRODUCCION COLOMBIANA. Y CLASIFICACION CIU.**
2. **UTILIZACION, APLICABILIDAD DEL POLIETILENO.**
3. **METODOS DE PRODUCCION. CARACTERÍSTICAS DEL PRODUCTO FINAL.**
4. **MATERIA PRIMA.**
5. **LOCALIZACION DE LA PLANTA.**
6. **CONSIDERACIONES DEL PROCESO.**
7. **MAQUINARIA Y EQUIPOS.**
 - 7.1 **DISEÑO A PRIORI**
8. **ESTIMACION DE COSTOS**

CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA

INTRODUCCIÓN AL POLIETILENO.

Los polietilenos son polímeros olefinicos y/o resinas termoplásticas producidas mediante procesos a alta y baja presión, en los que se usan varios sistemas catalíticos complejos. Como resultado se obtienen varias familias de polímeros cada una con características muy diferentes de comportamiento y cualidades técnicas siendo los polietilenos polímeros que poseen propiedades eléctricas excelentes, una resistencia a los disolventes orgánicos y compuestos químicos; en si son materiales traslucidos, de peso ligero, resistentes y flexibles.

La experimentación que condujo al descubrimiento del polietileno tuvo su origen en estudios sobre los efectos de las altas presiones en las reacciones químicas, los cuales fueron conducidos por la álcali Div de ISI en 1932, los cuales al experimentar una serie de reacciones con etileno y benzaldehido a 170 C y 140 Mpa produjeron un sólido blanco ceroso depositado sobre las paredes del recipiente de prueba el cual fue identificado como polímero de etileno.

En los años siguientes se llevo a cabo una experimentación exhaustiva hasta que en 1939 se construyo la primera planta comercial la cual se dirigía hacia el mercado de cables telefónicos submarinos; otros usos iniciales del polietileno, entonces llamado politeno fueron acelerados por las necesidades de la segunda guerra mundial, entre las que se encuentran el perfeccionamiento de la radiolocalización, extrusión de películas y el moldeado.

Dentro de las técnicas de polimerización del polietileno trabajos hacia los años de 1940 demostraron que si se alteraba a favor de la reacción de ramificación de cadenas laterales,

entonces las propiedades físicas del polímero reflejaban las de un material menos cristalino de mas baja densidad con cadenas laterales altamente ramificadas.

Otro avance espectacular ocurrió a fines de 1953, Karl Ziegler en Alemania encontró que el trietilaluminio añadido al etileno formaba muy fácilmente compuestos alquílicos de aluminio superiores con bajos pesos moleculares.

1. PRODUCCION MUNDIAL. PRODUCCION COLOMBIANA. CLASIFICACION CIU.

A partir del fin de la Segunda Guerra Mundial se produce una expansión formidable de la industria de los plásticos. En el Reino Unido, entre 1950 y 1961 se cuadruplica la producción: Pasa de 150 mil toneladas anuales a 600 mil.

El volumen de la producción mundial anual de plásticos en los 90 se está equiparando al de la producción mundial total de metales. Los principales países productores de materia prima para producción de plásticos (industria petroquímica) estaban alojados en el Tercer Mundo: México, Venezuela, Irak, Irán, Arabia Saudita, Libia, Kuwait, a los que había que agregar Estados Unidos y la ex-URSS, pero estos últimos no eran exportadores de petróleo.

Debido al bajo costo de la materia prima se da una expansión colosal en las ramas de actividad que el plástico "conquista" en los 50 y los 60: caños y tubos, recipientes del más diverso tipo, objetos de uso doméstico como baldes, palas o peines, la industria automotriz (carrocerías, tableros, engranajes), expansión hacia la industria de la construcción e ingreso arrollador en la industria del envase.

DATOS ECONOMICOS DE PRODUCCION.

En 1999 se produjeron en U.S.A cerca de 30 millones de toneladas métricas de polímeros.

<i>Polímero</i>	<i>Producción (x 10⁹ Kg.)</i>
Polietileno	9.9
PVC	4.53
Polipropileno	3.82
Poliestireno	2.29

Como se observa en la tabla anterior la producción de polietileno en los Estados Unidos es la mas grande con respecto a otros polímeros debido a sus múltiples aplicaciones, por lo cual pensar en instaurar una exportación hacia este país no seria muy viable ya que la competencia es alta.

En 1999, la producción global de poliolefinas alcanzó 4.9 billones de libras. Aunque las regulaciones medioambientales hayan influido sobre la producción de estos productos.

El mercado americano de poliolefinas para compuestos de moldeo y revestimientos se prevé descenderá, debido a la existencia de otros materiales más baratos y a las estrictas regulaciones medioambientales.

El mercado de Europa Occidental en 1999 produjo 1 billón de libras, lo que significa un 20 % de la demanda global.

En Japón, la demanda está dirigida principalmente por el mercado de laminados y compuestos de moldeo. También se utilizan en industrias electrónicas y de telecomunicaciones. El mercado aumentará próximamente debido a la recuperación de los mercados asiáticos.

Haciendo alusión a eventos que se llevan a cabo a nivel internacional se encuentra la Feria Internacional del Plástico, PLAST-IMAGEN 2002 que se llevo a cabo en México en el 2002 con la participación de importantes compañías como: TIPSA, IPSA, POLIFLEX, PLASTIMET, PLASTIPAK, BESTPLAST, CELPAC, CONDUSAL, Distribuidora Cuscatlán, MONTACHEM, MULTIPLAST, PLASAL, POLISA Y PROTECNO ,

Alli se dejo claro que en el viejo continente Asia lleva el primer lugar en producción con el 32 por ciento, de los cuales el 8 por ciento se lo adjudica Japón y el 24 por ciento, la zona del Sudeste asiático. Se estima que para el 2010 la producción de materia prima del plástico superara los 260 millones de toneladas, en donde Europa Occidental manejara el 4 por ciento, el NAFTA el 4.7 por ciento y la región asiática del pacífico el 6.7 por ciento. En

este mismo año se estima que el polietileno crecerá el 5 por ciento, el polipropileno el 6 por ciento, poliestireno el 5 por ciento y el PVC el cuatro por ciento.

Al igual que la mayoría de las resinas de consumo masivo, todos los tipos de polietileno mostraron durante el 2000 una tendencia al alza, ocurrida básicamente durante la primera mitad del año. A diferencia del año inmediatamente anterior, los incrementos en esta oportunidad fueron unos de los más moderados entre las resinas.

Esta moderación obedeció principalmente a la entrada en operación de una nueva capacidad de producción hacia finales de 1999. Durante el año 2000, la ocupación de las plantas que manufacturan productos de polietileno se mantuvo aproximadamente en 85%, un valor inferior al 90% observado con anterioridad.

Los proveedores de polietileno hicieron lo posible por lograr sus incrementos durante la primera mitad del 2.000, dado que esperaban la entrada en operación de dos nuevas plantas. Una de ellas, *Union Carbide*, con capacidad de 590.000 toneladas anuales de LLDPE/HDPE, entró en funcionamiento en agosto. Y la otra, *Nova Chemicals*, con capacidad de 390.000 toneladas por año de las resinas de polietileno Sclairtech, inició producción hacia finales del año. La entrada en operación de estas plantas produjo que la ocupación promedio de la capacidad disponible se redujera a cerca de 80%, por lo cual se espera que en la primera mitad del nuevo año no se presenten incrementos.

El aumento de los precios de los polietilenos se adjudicó principalmente a la fortaleza del desarrollo económico de Estados Unidos durante el año, a la tendencia al alza del precio del petróleo crudo y a la suspensión de operación de varias plantas para efectos de mantenimiento.

2. UTILIZACION, APLICABILIDAD DEL POLIETILENO Y PROYECCION DE MERCADO (análisis de consumo).

El polietileno puede clasificarse en Polietileno de alta densidad (HDPE), de baja densidad (LDPE), de baja densidad lineal (LLDP), de muy baja densidad (VLDPE) y de ultrabaja densidad (ULDPE); es así que NASDALY se ha interesado en el polietileno en el cual la cultura colombiana ha utilizado por mas tiempo como en el caso de polietileno de baja densidad.

La empresa ha observado en el LDPE una buena proyección para el mercado el cual cuenta con las siguientes aplicaciones según el procesamiento que se le aplique:

Películas

- ✓ Bolsas para pan.
- ✓ Plástico estirable para envolturas.
- ✓ Bolsas para emparedaos.
- ✓ Bolsas para prendas de vestir.

Sustratos recubiertos por extrusión:

- ✓ Cartones para leche.
- ✓ Empaque de alimentos.

Moldeados por soplado

- ✓ Envases de leche.
- ✓ Envases de productos químicos

Moldeados por inyección

- ✓ Enceres domésticos.
- ✓ Tapas para latas.
- ✓ Juguetes y cubetas.
- ✓ Forrado de cables y alambres.
- ✓ Soportes de alfombras.

- ✓ Esponja para salvavidas.
- ✓ Empaques de cojines.

COMPRADORES

La empresa pretende vender la resina a diferentes manufactureras a nivel nacional y latinoamericano, en forma de comprimidos (pellets), donde los posibles compradores al hacer un análisis de mercado y consulta bibliografica son:

Compradores **colombianos:**

- **Colempaques**

empresa colombiana fundada en 1965, dedicada la fabricación de productos plásticos para almacenamiento de agua y químicos para diferentes sectores productivos

- **IMUSA**

Producción, Comercialización de utensilios metálicos y plásticos.

- **Industrias Plásticas Mm S.A.**

Transformación de resinas plásticas, mediante los procesos de inyección y soplado y la comercialización de los mismos.

- **Interplast**

Empresa encargada de empaques plásticos, dosificadores para sólido, crema y gel, sistema de llenado.

- **Jordao**

Es una empresa 100% Colombiana, dedicada a la fabricación y comercialización de insumos plásticos, de la más alta calidad y tecnología, con una experiencia de mas de 15 años en el mercado de la confección.

- **Pavaplast Ltda.**

Industrias pavaplast Ltda fundada con el objetivo de fabricar y comercializar productos plásticos por el proceso de soplado e inyección, con énfasis en la fabricación de envases y tapas, atendiendo así la industria farmacéutica, cosmética, aseo y otros.

- **Plásticos Rimax S.A.**

Industria colombiana especializada en la fabricación de productos plásticos para el hogar

- **Ralco Tuberia y Accesorios En PVC y Polietileno**

Ralco S.A. Fabricamos y comercializamos tuberia y accesorios en PVC y polietileno, para los sectores de construcción e infraestructura.

- **Sellopack Ltda.**

Empaques flexibles en polietileno con cierre hermético.

A nivel **internacional:**

Plásticos del desierto (Mexico)

Se interesan en nuevas propuestas para compra de materia prima (resina AD, BD y Lineal -Polietileno -) Y se ofrece la venta de bolsas y rollos de polietileno .

COMPETENCIA

Ya que la empresa se desea montar en Colombia y quiere extenderse a otros mercados debe tener en cuenta la competencia a nivel latinoamericano y nacional para efectos de costos y control de calidad

A nivel nacional:

- **Fluoroplasticos**

Proveedor de plasticos y fabricantes.

- **SC Recycling S.A. (Antioquia)**

Compra de desechos industriales plásticos , limpios .Venta de HDPE y LDPE reciclados peletizados para extrusión .Venta de LDPE y PP reciclados peletizados y aglutinados para inyección. Venta de mezclas especiales de PP+PE peletizados y aglutinados para inyección.

EXPORTACIONES E IMPORTACIONES

La empresa NASDALY ha tenido en cuenta los requerimientos necesarios para llevar a cabo las exportaciones e importaciones.

Ademas la empresa conoce los convenios que existen sobre el polietileno a nivel latinoamericano.

3. METODOS DE PRODUCCIÓN. MODIFICACIONES DEL PRODUCTO.

POLIETILENO DE ALTA DENSIDAD

Las resinas HDPE son una solución efectiva en cuanto a costos para muchas aplicaciones de productos duraderos y envases actuales. Las mismas ofrecen rigidez y resistencia, y resultan el material preferido para botellas de poco peso, moldeadas por soplado y otros recipientes.

Las resinas de HDPE poseen inmejorables propiedades ópticas y de procesamiento, lo que conlleva a que sean utilizadas en aplicaciones de gran visibilidad. Asimismo, los polietilenos de alta densidad ofrecen una excelente rigidez, resistencia a temperaturas bajas y a medios agresivos.

POLIETILENO LINEAL DE BAJA DENSIDAD

Es un copolímero de etileno alfaolefina siendo el buteno, hexeno, octeno los comonomeros mas usados comercialmente; el LLDPE podría asimilarse a una modificación del LDPE, con diferentes propiedades.

Industrialmente se utiliza el proceso de lecho fluidizado en fase gaseosa y el proceso en disolución.

✓ Proceso de lecho fluidizado en fase gaseosa.

Se alimenta en forma continua etileno gaseoso, hidrógeno, un catalizador de titanio y un comonomero a un reactor de lecho fluidizado que opera a una presión de 2.1 Mpa y una temperatura entre 80 y 100 C.

El producto polimerico y el gas se descargan intermitentemente del reactor y el gas se separa del polimero. El polimero en forma pulverizada es transportado luego por aire para su almacenamiento o hacia maquinas de compresión.

✓ **Proceso en disolución**

El proceso ocurre en un reactor bien agitado a temperatura entre 150 – 300 C y presiones de 435 a 725 Psi. Se alimenta continuamente etileno frío, disolvente, un catalizador tipo Ziegler Natta y el comonòmero al reactor. Al reciclar el disolvente extraído de la corriente de polímero se elimina el calor de reacción del recipiente donde se realiza esta.

POLIETILENO DE BAJA DENSIDAD

NASDALY en su afán de dar a conocer su producto ha querido implementar un nombre comercial para el polietileno que produce, denominado Policol (Polietileno Colombiano); siendo así la existencia de tres métodos comerciales como:

Proceso de reactor autoclave.

El proceso implica que se lleve a cabo en un reactor autoclave, agitado y de flujo continuo operando entre 150 y 300 C. Se alimenta el etileno frío que se mezcla íntimamente con la masa en polimerización disipándose así la mayor parte del calor de reacción, por tal razón el proceso también se llama térmicamente autorregulado.

Los tiempos de residencia están comprendidos entre 30 segundos y 2 minutos. Existen autoclaves divididos en dos zonas, con lo cual la conversión llega al 20 %, en los simples esta es del 15%.

Proceso con reactores tubulares

Los reactores constan de tubos encamisados en los cuales hay una zona de precalentamiento entre 150 y 250 C, la reacción solo comienza cuando la mezcla está suficientemente caliente, alcanzándose en esta zona temperaturas hasta de 350 C, entonces la remoción de calor se hace a través de las paredes conservando en la camisa temperaturas entre 180y 230 C. El uso de catalizadores mixtos ha proporcionado conversiones relativamente alta (24%) . El tiempo de residencia varía entre 20 y 2 minutos, aunque la mayor Parte de la conversión se realiza antes de los 15 segundos.

Proceso slurry o de sistema acuoso.

El etileno se polimeriza por iniciación de radical libre en presencia de uno a seis partes de agua y 0.1 a 0.5 partes de benceno con o sin agentes emulsificantes, que se agregan después de la polimerización y antes de la reducción de presión en el separador. La temperatura de reacción está alrededor de los 200 C y la conversión cerca del 17%.

MODIFICACIONES DEL PRODUCTO

✓ procesado del polietileno

El polietileno de baja densidad puede ser utilizado por algunas industrias manufactureras para obtener los productos mencionados anteriormente, siendo las técnicas del procesado del polietileno muy conocidas a nivel internacional entre las que se encuentran:

1. La extrusión.
2. Extrusión de películas
3. Extrusión de película soplada.
4. Extrusión de película plana.
5. Termosoldado.
6. Calandrado moldeado por inyección.
7. Moldeo por soplado.
8. Moldeo por compresión.
9. Termoformación.
10. Moldeo rotacional.
11. Moldeo por espuma.

4. MATERIA PRIMA. SUBPRODUCTOS Y PRODUCTOS DE DESECHO.

MATERIA PRIMA

✓ Etileno

CAS-No.: 74-85-1 No. del índice CEE: 601-010-00-3

Peso molecular 28.05 g/mol Número CE: 200-815-3

1. Propiedades físicas y químicas

Estado físico: gas

Color: incoloro

Olor: dulzón

Valor pH no disponible

Punto de fusión -169 °C

Punto de ebullición -104 °C

Punto de ignición 425 °C

Punto de destello -136 °C

Límites de explosión bajo 2.7 Vol%

alto 32 Vol%

Presión de vapor (0 °C) 41000 hPa

Densidad no disponible

Solubilidad en

agua (20 °C) insoluble

2. Identificación de peligros

Extremadamente inflamable.

3. Primeros auxilios

Tras inhalación: aire fresco.

Tras contacto con la piel: aclarar con abundante agua. Eliminar ropa contaminada. Llamar inmediatamente al médico.

Tras contacto con los ojos: Aclarar con abundante agua, manteniendo abiertos los párpados.

4. Medidas de lucha contra incendios

Medios de extinción adecuados:

Agua, CO₂, espuma, polvo.

Riesgos especiales:

Combustible. En caso de incendio posible formación de gases de combustión o vapores peligrosos. ¡Riesgo de explosión en caso de descomposición!

En caso de incendio puede producirse: monóxido de carbono.

Equipo de protección especial para el personal de lucha contra incendios:

Permanencia en el área de riesgo sólo si va provisto de sistemas respiratorios artificiales independientes del entorno.

Referencias adicionales:

Evitar la penetración del agua de extinción en acuíferos superficiales o subterráneos.

5. Manipulación y almacenamiento

Manipulación:

Mantener alejado de fuentes de ignición. Evitar la carga electrostática.

Almacenamiento:

De +15°C a +25°C. Alejado de sustancias inflamables y de fuentes de calor.

Bien cerrado.

6. Controles de exposición/protección personal

Parámetros específicos de control:

Regulaciones alemanas:

MAK (Alemania)

nombre Etileno

valores ver lista MAC - Apartado IX: Sustancias de trabajo cancerígenas

Cancerígeno catálogo 3 Sospecha fundamentada de potencial cancerígeno

Protección personal:

Los tipos de auxiliares para protección del cuerpo deben elegirse específicamente según el puesto de trabajo en función de la concentración y cantidad de la sustancia peligrosa.

Debería aclararse con el suministrador la estabilidad de los medios protectores frente a los productos químicos.

Protección respiratoria: precisa

Protección de los ojos: precisa

Protección de las manos: precisa

Medidas de higiene particulares:

Sustituir la ropa contaminada. Se recomienda protección preventiva de la piel. Lavar manos y cara al finalizar el trabajo.

7. Estabilidad y reactividad

Condiciones a evitar

información no disponible

Materias a evitar

compuestos favorecedores de incendios.

Productos de descomposición peligrosos

en caso de incendio: véase capítulo 5.

Información complementaria

Mantener alejado de fuentes de ignición.

8. Información toxicológica

Toxicidad aguda

No nos constan datos cuantitativos sobre la toxicidad de este producto.

Toxicidad subaguda a crónica

La sospecha sobre su efecto cancerígeno precisa de mayor aclaración.

Informaciones adicionales sobre toxicidad

Característica no excluible en base a consideraciones en relación con efectos estructurales:

Posibles síntomas: cansancio, cefaleas, vértigo, ansiedad, espasmos, narcosis.

Información complementaria

El producto debe manejarse con las precauciones apropiadas para los productos químicos.

9. Información relativa al transporte

Transporte terrestre GGVS, GGVE, ADR, RID

Clasificación 2/1FIndicación

de peligro 1962 ETHYLEN, VERDICHTET

Transporte fluvial ADN, ADNR

Clasificación no ensayado

Transporte marítimo IMDG, GGVSee

Clasificación 2.1/UN 1962/-

Ems: 2-07

MFAG: 310

Indicación de peligro ETHYLENE,COMPRESSED

Transporte aéreo ICAO, IATA

Clasificación 2.1/UN 1962/- prohibido

Indicación de peligro ETHYLENE,COMPRESSED

Las informaciones relativas al transporte se mencionan de acuerdo a la reglamentación internacional y en la forma como se aplican en Alemania (GGVS/GGVE). Pueden existir posibles

diferencias a nivel nacional en otros países comunitarios.

✓ **Catalizadores, aditivos solventes y otros.**

CATALIZADORES

Los iniciadores mas utilizados son:

1. Oxigeno 0.1%
2. Peroxido de dietilo 18 ppm
3. Peroxido de benzoilo. 300 ppm.
4. .Hidroperoxido de terbutilo.

Para el proceso que se quiere implementar en la producción de policol se utilizara **Peroxido de benzoilo.**

1. Propiedades físicas y químicas

Estado físico: sólido

Color: blanco

Olor: a almendras amargas

Valor pH no disponible

Punto de fusión 100-105 °C (descomposición)

Punto de ebullición no disponible

Punto de ignición no disponible

Punto de destello no disponible

Límites de explosión bajo no disponible
alto no disponible

Densidad 0.53 g/cm³

Densidad de amontonamiento 500-600 kg/m³

Solubilidad en
agua casi insoluble

2. Identificación de peligros

Riesgo de explosión por choque, fricción, fuego u otras fuentes de ignición. Irrita los ojos.

Posibilidad de sensibilización en contacto con la piel.

3. Primeros auxilios

Tras inhalación: Aire fresco.

Tras contacto con la piel: aclarar con abundante agua. Eliminar la ropa contaminada.

Tras contacto con los ojos: aclarar con abundante agua y párpados abiertos. En caso de persistir

los dolores, llamar al oftalmólogo.

Tras ingestión: Beber abundante agua, provocar vómito y llamar al médico.

4. Medidas de lucha contra incendios

Medios de extinción adecuados:

agua.

Medios de extinción que no deben utilizarse por razones de seguridad:

espuma.

Riesgos especiales:

Combustible. Favorece un incendio. Alejar de sustancias combustibles. Evitar golpes y fricción.

¡Riesgo de explosión en caso de descomposición! En caso de incendio posible formación de gases

de combustión o vapores peligrosos.

Equipo de protección especial para el personal de lucha contra incendios:

Permanencia en el area de riesgo sólo si va provisto de sistemas respiratorios artificiales independientes del entorno.

Referencias adicionales:

5. Manipulación y almacenamiento

Manipulación:

Sin otras exigencias.

Almacenamiento:

Bien cerrado. Seco. Por separado o solamente junto con otros peróxidos orgánicos, lejos de fuentes

de ignición y caloríficas. De +15°C a +25°C.

6. Estabilidad y reactividad

Condiciones a evitar

Temperaturas por encima del punto de fusión. (descomposición explosiva)

Materias a evitar

alcoholes, aminas, iniciadores de polimerización, reductor, soluciones de hidróxidos alcalinos,

ácidos inorgánicos, ácidos orgánicos.

Productos de descomposición peligrosos

información no disponible

Información complementaria

combustible, sensible al roce, sensible a golpes (riesgo de explosión).

7. Información toxicológica

Toxicidad aguda

DL50 (oral, rata): >5000 mg/kg.

CL50 (inhalativo, rata): >24.3 mg/l /4 h.

8. Información relativa al transporte

Transporte terrestre

Clasificación GGVS 5.2/4b

GGVE 5.2/4b prohibido

ADR 5.2/4b

RID 5.2/4b

Indicación de peligro 3104 ORGANISCHES PEROXID TYP C, FEST (DIBENZOYLPEROXID)

Transporte fluvial ADN, ADNR

Clasificación no ensayado

Transporte marítimo IMDG, GGVSee

Clasificación 5.2/UN 3104/PG II

Ems: 5.2-0

MFAG: 735

Indicación de peligro ORGANIC PEROXIDE TYPE C, SOLID (DIBENZOYL PEROXIDE)

Transporte aéreo ICAO, IATA

Clasificación 5.2/UN 3104/PG II

Indicación de peligro ORGANIC PEROXIDE TYPE C, SOLID (DIBENZOYL PEROXIDE)

Las informaciones relativas al transporte se mencionan de acuerdo a la reglamentación internacional y en la forma como se aplican en Alemania (GGVS/GGVE). Pueden existir posibles

diferencias a nivel nacional en otros países comunitarios.

SOLVENTES

➤ PROPANO

CAS-No.: 74-98-6 No. del índice CEE: 601-003-00-5

Peso molecular 44.10 g/mol Número CE: 200-827-9

1. Propiedades físicas y químicas

Estado físico: gas

Color: incoloro

Olor: casi inodoro

Valor pH no disponible

Punto de fusión -186 °C

Punto de ebullición -42 °C

Punto de ignición 470 °C

Punto de destello no disponible

Límites de explosión bajo 2.1 Vol%

alto 9.5 Vol%

Presión de vapor (20 °C) 7700 hPa

Densidad no disponible

Solubilidad en

agua (20 °C) insoluble

2. Estabilidad y reactividad

Condiciones a evitar

información no disponible

Materias a evitar

información no disponible

Productos de descomposición peligrosos

información no disponible

Información complementaria

Mantener alejado de fuentes de ignición.

3. Identificación de peligros

Extremadamente inflamable.

4. Primeros auxilios

Tras inhalación: aire fresco. Consultar con el médico en caso de malestar.

Tras contacto con la piel: aclarar con abundante agua. Eliminar ropa contaminada. Tras contacto con los ojos: aclarar con abundante agua, manteniendo abiertos los párpados. En caso necesario, llamar al oftalmólogo.

5. Medidas de lucha contra incendios

Medios de extinción adecuados:

Agua, CO₂, espuma, polvo.

Riesgos especiales:

Combustible. En caso de incendio posible formación de gases de combustión o vapores peligrosos. Posible formación de mezclas explosivas con aire.

Equipo de protección especial para el personal de lucha contra incendios:

Permanencia en el área de riesgo sólo si va provisto de sistemas respiratorios artificiales independientes del entorno.

Referencias adicionales:

Evitar la penetración del agua de extinción en acuíferos superficiales o subterráneos.

6. Manipulación y almacenamiento

Manipulación:

Evitar la carga electrostática.

Trabajar bajo vitrina extractora. No inhalar la sustancia.

Mantener alejado de fuentes de ignición.

Almacenamiento:

Alejado de sustancias inflamables y de fuentes de calor. De +15°C a +25°C.

Bien cerrado.

7. Información toxicológica

Toxicidad aguda

No nos constan datos cuantitativos sobre la toxicidad de este producto.

Toxicidad subaguda a crónica

En la comprobación de la sustancia no se encontraron todavía investigaciones sobre la cuestión de posibles efectos teratógenos.

Informaciones adicionales sobre toxicidad

Característica no excluible en base a consideraciones en relación con efectos estructurales:

Tras inhalación: Posibles síntomas: Sueño, mareos, euforia, ansiedad, espasmos, incluso narcosis.

Información complementaria

El producto debe manejarse con las precauciones apropiadas para los productos químicos.

8. Información relativa al transporte

Transporte terrestre GGVS, GGVE, ADR, RID

Clasificación 2/2FIndicación

de peligro 1978 PROPAN

Transporte fluvial ADN, ADNR

Clasificación no ensayado

Transporte marítimo IMDG, GGVSee

Clasificación 2.1/UN 1978/-

Ems: 2-07

MFAG: 310

Indicación de peligro PROPANE

Transporte aéreo ICAO, IATA

Clasificación 2.1/UN 1978/- prohibido

Indicación de peligro PROPANE

Las informaciones relativas al transporte se mencionan de acuerdo a la reglamentación internacional y en la forma como se aplican en Alemania (GGVS/GGVE). Pueden existir posibles

diferencias a nivel nacional en otros países comunitarios

➤ **BENCENO**

CAS-No.: 71-43-2 No. del índice CEE: 601-020-00-8

Peso molecular 78.11 g/mol Número CE: 200-753-7

Fórmula molecular:

1. Propiedades físicas y químicas

Estado físico: líquido

Color: incoloro

Olor: característico

Valor pH no disponible

Viscosidad dinámica (20 °C) 0.66 mPa*s

Viscosidad cinemática 0.75 mm²/s

Punto de fusión 5.5 °C

Punto de ebullición 80.1 °C

Punto de ignición 555 °C (DIN 51794)

Punto de destello -11 °C (DIN 51755)

Límites de explosión bajo 1.4 Vol%

alto 8.0 Vol%

Presión de vapor (20 °C) 101 hPa

Densidad (20 °C) 0.88 g/cm³

Solubilidad en

agua (20 °C) 1.770 g/l

2. Identificación de peligros

Puede causar cáncer. Fácilmente inflamable. También tóxico: riesgo de efectos graves para la salud en

caso de exposición prolongada por inhalación, contacto con la piel e ingestión. Restringido a usos profesionales. Atención -Evítese la exposición - recábense instrucciones especiales antes del uso.

3. Primeros auxilios

Tras inhalación: aire fresco. Tras parada respiratoria: Inmediatamente proceder a respiración

instrumental. En su caso, aplicar oxígeno. Llamar inmediatamente al médico. Tras contacto con la piel: aclarar con abundante agua. Extraer la sustancia por medio de algodón impregnado con polietilenglicol 400. Despojarse inmediatamente de la ropa contaminada.

4. Medidas de lucha contra incendios

Medios de extinción adecuados:

polvo, espuma.

Riesgos especiales:

Combustible. Vapores más pesados que el aire. Son posibles mezclas explosivas con el aire a temperaturas normales. En caso de incendio posible formación de gases de combustión o vapores peligrosos.

5. Manipulación y almacenamiento

Manipulación:

Evitar la carga electrostática. Mantener alejado de fuentes de ignición. Trabajar bajo vitrina extractora. No inhalar la sustancia. Evítese la generación de vapores/aerosoles.

Almacenamiento:

Bien cerrado. En lugar bien ventilado. Alejado de fuentes de ignición y calor. De +15°C a +25°C.

6. Información toxicológica

Toxicidad aguda

DL50 (oral, rata): 930 mg/kg.

CL50 (inhalativo, rata): 44 mg/l /4 h.

DLLo (oral, hombre): 50 mg/kg.

7. Información relativa al transporte

Transporte terrestre GGVS, GGVE, ADR, RID

Clasificación 3/3b

Indicación de peligro 1114 BENZEN

Transporte fluvial ADN, ADNR

Clasificación no ensayado

Transporte marítimo IMDG, GGVSee

Clasificación 3.2/UN 1114/PG II

Ems: 3-03

MFAG: 312

Indicación de peligro BENZENE

Transporte aéreo ICAO, IATA

Clasificación 3/UN 1114/PG II

Indicación de peligro BENZENE

Las informaciones relativas al transporte se mencionan de acuerdo a la reglamentación

internacional y en la forma como se aplican en Alemania (GGVS/GGVE). Pueden existir posibles diferencias a nivel nacional en otros países comunitarios.

Después de una exhaustiva investigación industria **NASDALY** decidió que el trabajo a altas presiones debería de hacerse con un compuesto que estuviera en condiciones gaseosas a las condiciones del proceso como la alta presión de reacción, por ello un hidrocarburo ofrecería las mejores condiciones para lo anterior, por lo que el propano es el compuesto que ofrecerá sus servicios como solvente.

5. LOCALIZACION DE LA PLANTA.

Gracias a las perforaciones en Barrancabermeja que proporciona un gas natural rico en etano, sera posible cargar a la nueva planta, etileno proveniente del craqueo de este gas, en vez del producido via craqueo de gases de refinería, de composición variable, no deseable para una materia prima.

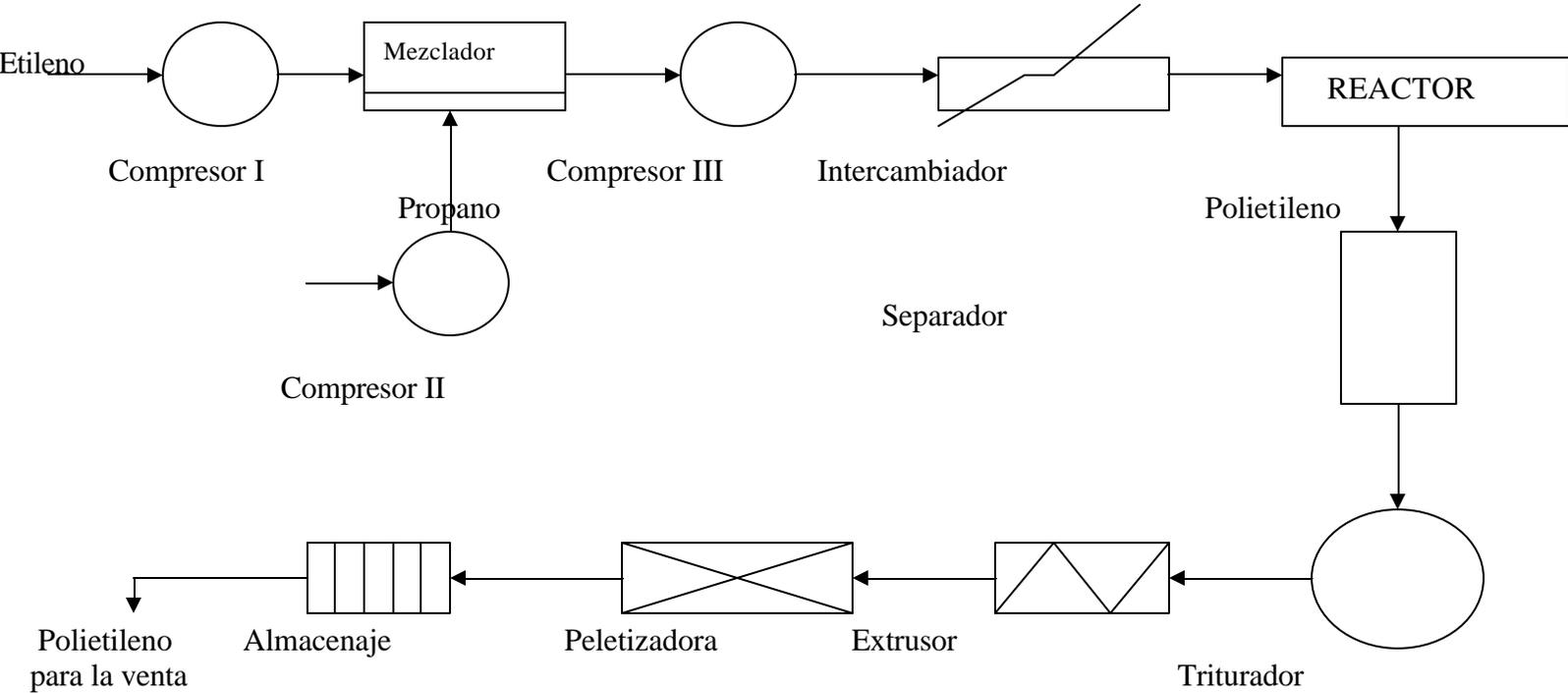
Entre las ventajas que ofrece al desarrollo de la industria petroquímica la ciudad de Barrancabermeja se encuentran:

- Disponibilidad de gas natural que proviene de las Cuencas Austral y Neuquina
- Proximidad de puertos de gran calado
- Posibilidad de transporte por carretera, tren o vía marítima.
- Servicios esenciales, como agua y energía eléctrica

Recursos Humanos capacitados gracias a la existencia de dos universidades .

6. CONSIDERACIONES DEL PROCESO.

DIAGRAMA DE FLUJO:



suspensión en el solvente inerte (benceno) que evitaría que el polímero se pegue; la presión y la temperatura en el reactor aseguran en todo momento el llenado completo del reactor, con la mezcla reaccionante.

El reactor consta de dos partes, la primera de un haz de tubos por donde se hace pasar el etileno junto con el polimerizado que se va formando, esto se hace rápidamente para que la temperatura no supere los 125 C..

La segunda sección del reactor consta de una refrigeración que substrahe la cantidad de calor precisa para que la temperatura se mantenga en el valor deseado .

La mayor parte del etileno se ha polimerizado y se hace entrar en un separador, donde se hace una expansión parcial para liberar el etileno no polimerizado y el solvente.

El PE aun caliente se manufactura finalmente por el extrusor donde se refrigera y sale de el ya sólido, para luego ser troceado por un cortador.

ANALISIS TERMODINÁMICO

Para llevar acabo el diseño de todo el proceso es preciso hacer un análisis termodinámico de la reacción de polimerización de etileno para producir polietileno; este análisis se lleva a acabo en un simulador MATLAB siendo el programa el siguiente:

```
% Programa para calcular el análisis termodinámico del proceso de producción de polietileno...
```

```
... REACCION BASE  ETILENO (g) -----> POLIETILENO (s)
```

```
% según bibliografía se reporta para la reacción de polimerización a una temperatura de 615 K...
```

```
Delta H = -25,5 Kcal/mol  y Delta G = -22,5 cal/mol
```

```

clear all
clc
DELTAH=-25500; % CAL/MOL    T=615 K    P= 1 ATM
DELTAG=-22.5;% CAL/MOL    T=615 K    P= 1 ATM
T(1)=615 % KELVIN
R=1.9860; %CAL/MOL.K
KP(1)=exp((-DELTAG)/(R*T(1))); % Constante de equilibrio
KPI=KP(1)
T=300:10:500;
n=length(T);
for i=2:n
    INVT(i)=1/T(i);
    AP=41.53;
    BP=-0.05;
    CP=0.00028;
    AE=62.90;
    BE=-380.07e-4;
    CE=379.04e-6;
    ICPE=-0.2388*(AE*(T(i)-615)+BE*(T(i).^2-615^2)/2+CE*(T(i).^3-615^3)/3);
%CAL/MOL    Capacidad Calorifica Integrada del Etileno
    ICPP=-0.2388*(AP*(T(i)-615)+BP*(T(i).^2-615^2)/2+CP*(T(i).^3-615^3)/3);
%CAL/MOL    Capacidad Calorifica Integrada del polimero
    DELTAH(i)=DELTAH(1)+ICPP+ICPE; % CAL/MOL
    KP(i)=KPI.*(exp(-DELTAH(i).*((1/(R*T(i))-1/(R*615))))));
    DELTAG(i)=-R.*(T(i).*log(KP(i)));
end

figure(1)
plot(T(2:n),DELTAH(2:n),'r-')
title('CALOR DE REACCION Vs TEMPERATURA')

```

```
ylabel('CALOR DE REACCION (KJ/mol)')
```

```
xlabel('TEMPERATURA (K)')
```

```
figure(2)
```

```
plot(T(2:n),DELTA_G(2:n),'r-')
```

```
title('ENERGIA LIBRE DE GIBBS Vs TEMPERATURA')
```

```
ylabel('ENERGIA LIBRE DE GIBBS (KJ/mol)')
```

```
xlabel('TEMPERATURA (K)')
```

```
figure(3)
```

```
plot(INVT(2:10),KP(2:10),'r-')
```

```
title('Kp Vs 1/T')
```

```
ylabel('CONSTANTE DE EQUILIBRIO')
```

```
xlabel('1/T')
```

Las graficas que se necesitan para evaluar la temperatura de reaccion son:

Análisis termodinámico (gráficas)

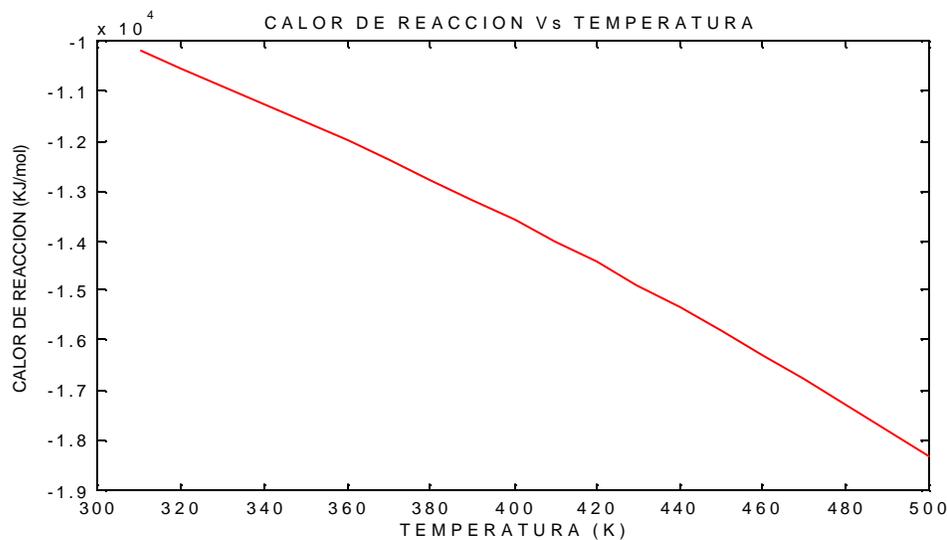


Figura 1. Calor de reacción Vs Temperatura

La anterior figura muestra la exotermicidad de la reacción de polimerización, con lo anterior nos damos cuenta que la necesidad de un reactor con un sistema de transferencia de calor se hace importante para llevar a cabo correctamente el proceso.

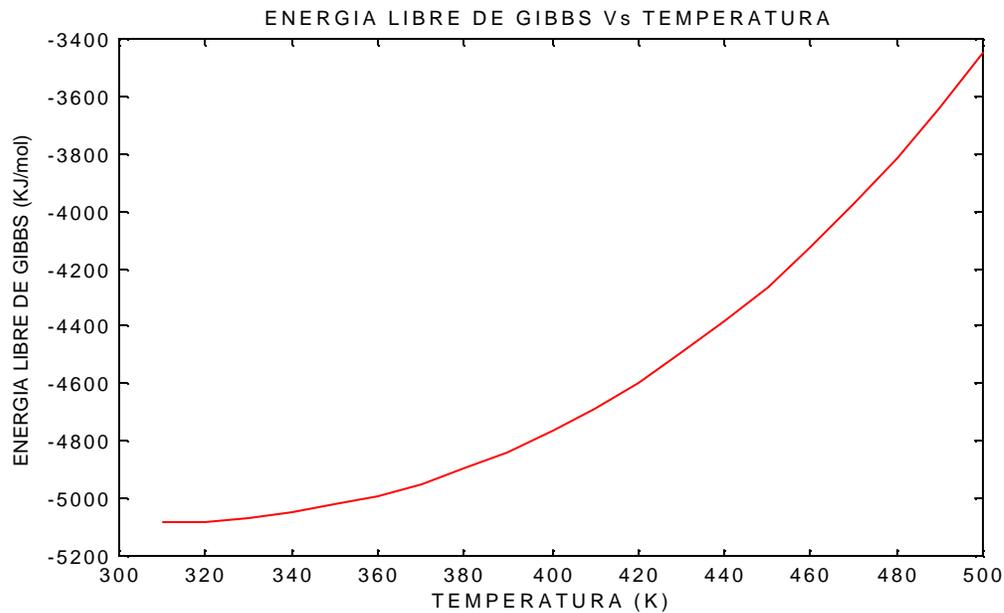
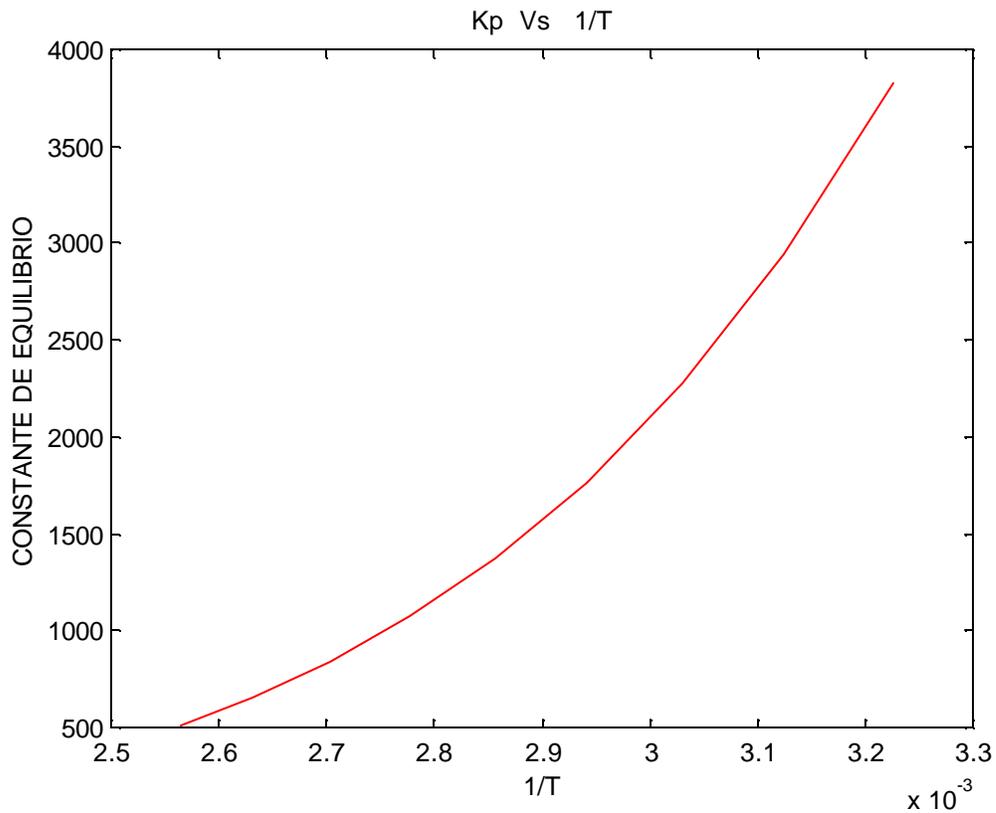


Figura 2. Energía libre de Gibbs Vs Temperatura

Lo anterior demuestra que la reacción es posible, gracias a que la energía libre de Gibbs es negativa y con ello se comprueba además que los datos de bibliografía son reales.



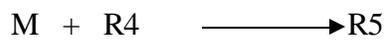
Comercialmente los reactores tubulares que se utilizan para la polimerización de polietileno, son tubos encamisados donde existen zonas de precalentamiento entre 150° C a 250° C, la reacción alcanza zonas de reacción de 350°C, entonces la remoción de calor se hace a través de las paredes conservando en la camisa temperaturas entre 180 y 230°C. Es de recordar que el LDPE funde a una temperatura superior a los 115 °C (240°F), por lo cual se desea manejar temperaturas que estén acordes a los requerimientos de trabajo, escogiéndose una temperatura de reacción de 200°C, con ello se asegura que la temperatura de descomposición del hidropéroxido se supere y se inicie la reacción.

La reacción de polimerización poseerá un calor de reacción de $\Delta H_{rxn} = -17961.3467$ cal/mol, una constante de equilibrio de 38.766 y $\Delta G_{rxn} = -3581.1004$ cal/mol

REACCIÓN DE POLIMERIZACIÓN DEL ETILENO (BALANCE DE MASA)

La polimerización del etileno es una reacción en cadena (por adición), requiere un iniciador, en este caso el oxígeno, luego se va adicionando unidad por unidad.

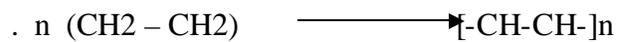
Mecanismo:



I: Iniciador (oxígeno)

M: monomero (etileno)

Reacción:



La polimerización por radicales libres comprende 3 pasos:

Iniciación

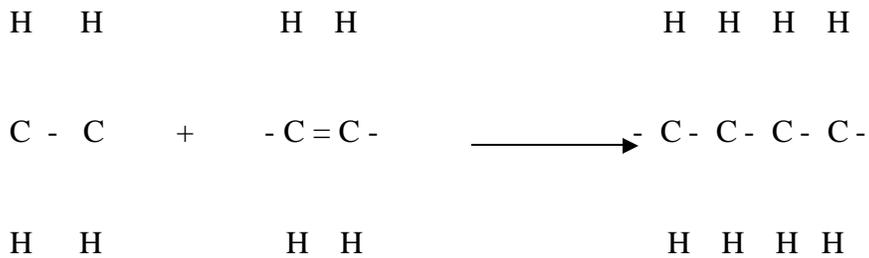
Consiste en la activación del monomero (etileno) por acción de sustancias químicas (iniciador).

La activación se refiere a la apertura del doble enlace formando un centro activo radical en uno de los carbonos que soporta el enlace:



Propagación

Es la adición sucesiva y rápida de moléculas de etileno a los centros activos que se van regenerando en cada adición.



Terminación

Consiste en la desactivación de las especies activas formándose un polímero muerto.

Para el proceso se utilizaron los siguientes datos tomados del libro "POLYMER'S HANDBOOK":

$$K_d = 2.85 \times 10^{-5} \text{ s}^{-1}$$

$$K_p = 2600 \text{ M}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

$$K_t = 480 \text{ M}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

$$\rho_{\text{etileno}} = 0.975 \text{ kg/l}$$

$$PM = 44 \text{ g/gmol}$$

$$[M] = \frac{\text{moles de etileno}}{\text{volumen de etileno}}$$

$$[M] = \frac{1290 \text{ Kmol/h}}{58153.85 \text{ l/h}}$$

$$[M] = 0.022 \text{ kmol/l} \cong 22.1825 \text{ mol/l}$$

$$[I] = 300 \text{ ppm} \cong 8.5983e-4 \text{ mol/l}$$

f = 0.3 el factor de efectividad es una constante que varia entre 0.2 y 1.2.

$$r_i = \frac{d}{dt} [RM.] = 2 * f * Kd * [I]$$

$$- \frac{d[I]}{dt} = Kd * [I]$$

$$- \int \frac{d[I]}{[I]} = 2 * Kd * \int dt$$

t de cero a 120 segundos.

$$- \text{Ln} [I]_{8.6e-7}^C = 2.85e-5 * 120s$$

$$[I] = 8.5689e-4 \text{ mol/l}$$

$$r_i (2 \text{ min}) = Kd * [I]_{2 \text{ min}}$$

$$r_i (2 \text{ min}) = 8.5689e-4 \text{ mol/l.s}$$

La concentración de radical libre a los 2 minutos es:

$$[RM] = \sqrt{\frac{2 * f * Kd * [I]}{2 * Kt}}$$

$$[RM] = \sqrt{\frac{2 * 0.3 * 2.85e-5 * [8.5689e-4]}{2 * 480}}$$

$$[RM] = 3.9068e - 6 \text{ mol/l}$$

Velocidad de polimerización a los dos minutos:

$$r_p = [M] * [RM]$$

$$-\frac{d[M]}{[t]} = K_p * [M] * \sqrt{\frac{K_d * f * [I]}{K_t}}$$

$$\int_{0.022}^M \frac{d[M]}{[M]} = K_p * \sqrt{\frac{K_d * f * [I]}{K_t}} \int_0^t dt$$

$$- \ln [M]_{0.022}^M = 2600 * \sqrt{\frac{2.85e - 5 * 0.3 * 8.5689e - 4}{480}} * 120$$

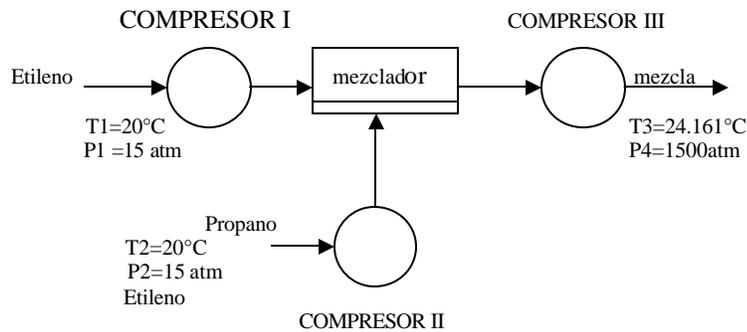
$$[M] = 0.0133 \text{ mol/l}$$

7. MAQUINARIA Y EQUIPOS.

7.1 DISEÑO A PRIORI DE MAQUINARIA Y EQUIPO.

COMPRESORES

Para el análisis y diseño de los compresores asumimos que los reactivos etileno y propano salen a una temperatura de 20°C y a una presión de 15 atmósferas de tanques de almacenamiento, y luego entran al compresor respectivo.



Cálculo de la potencia teórica necesaria en el primer compresor (de etileno):

$$H_p = \frac{0.085 * n * T_1}{a} * \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{a-1} \right]$$

Ecuación extraída de libro “Economía de los Procesos químicos” (pág 425)

donde :

H_p : potencia necesaria para comprimir un gas ideal

.n : numero de millones de pies cúbicos por día

T₁ : Temperatura inicial (R)

T₂ : Temperatura final (R)

P₁ y P₂: Presiones absolutas inicial y final.

$$a : 1.99/C_p$$

$$a = 1.99/C_p \text{ etileno} = \left(\frac{1.99}{10.47 \text{ BTU}/(\text{lbmol} * \text{R})} \right)$$

$$a=0.19$$

$$P_2=250 \text{ atm}$$

$$P_1=15 \text{ atm}$$

$$T_1=530 \text{ R}$$

Cálculo de T_2 :

Por la ecuación del libro **“Economía de los Procesos químicos”**

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{((K_o - 1)/K_o * E_p)}$$

Donde :

$$K_o = C_p/C_v$$

$E_p=77$ valor extraído de la grafica de la bibliografía

$$K_o=1.23$$

“Economía de los Procesos químicos”

Luego :

$$T_2 = 530 \text{ R} \left(\frac{250}{15} \right)^{2.43e-3}$$

$$T_2=533.6 \text{ R}$$

Calculo del **flujo volumetrico** de etileno :

$$1300 \text{Kmol/h} * 28 \text{Kg/Kmol}$$

$$36400 \text{Kg/h}$$

$$36400\text{Kg/h} / 0.975\text{Kg/L} = 37333 \text{ L/h} = \mathbf{1318.4 \text{ ft}^3/\text{h}}$$

$$n = 1318.4 \text{ ft}^3/\text{h} * 24\text{h} / 1\text{dia} * 1 \text{ e-}6$$

$$n = \mathbf{0.032 \text{ ft}^3/\text{dia}}$$

Reemplazando en la ecuación para la potencia:

$$H_p = \frac{0.085 * 0.032 * 530}{0.19} * \left[\left(\frac{250}{15} \right)^{0.19-1} \right]$$

$$H_p = \mathbf{5.36 \text{ hp}}$$

Calculo de la potencia teórica necesaria en el segundo compresor (de propano):

El segundo compresor corresponde al propano con las siguientes condiciones:

$$P_1 = \text{presión de entrada} = 15 \text{ atm}$$

$$P_2 = \text{presión de salida} = 250 \text{ atm}$$

$$T_1 = \text{temperatura de entrada} = 530 \text{ R}$$

$$a = 1.99 / C_p \text{ propano} = 1.99 / 17.908 \text{ BTU/lbmol} * \text{R}$$

$$a = 0.1111$$

Calculo del **flujo volumétrico** propano

$$N_3 = 3000 \text{ Kmol/h} * 44.097 \text{ Kg/Kmol} = 132291 \text{ Kg/h}$$

$$132291 \text{ Kg/h} / (0.585 \text{ Kg/L}) = 226138.5 \text{ L/h} = 7986 \text{ ft}^3/\text{h}$$

$$n = 7986 \text{ ft}^3/\text{h} * (24\text{h}/1\text{dia}) * 1 \text{ e-}6$$

$$n = \mathbf{0.1916 \text{ ft}^3 / \text{dia}}$$

$$H_p = \frac{0.085 * 0.1916 * 530}{0.1111} * \left[\left(\frac{250}{15} \right)^{0.1111-1} \right]$$

$$H_p = \mathbf{28.51 \text{ hp}}$$

Calculo de la potencia teórica necesaria en el tercer compresor (de etileno y propano):

Las condiciones en el tercer compresor son las siguientes:

$$P_1 = \text{presión de entrada} = 250 \text{ atm}$$

$$P_2 = \text{presión de salida} = 1500 \text{ atm}$$

$$T_1 = \text{temperatura de entrada} = 533.6 \text{ R}$$

El flujo que entra al tercer compresor es una mezcla de propano y etileno con composiciones de 0.7 y 0.3 respectivamente, (información extractada de la tesis “Modelamiento financiero de una planta de polietileno” y para lo cual debemos calcular la capacidad calorífica de la mezcla (C_{pm}) y la densidad de la mezcla (ρ_m) así:

$$\rho_m = X_{\text{propano}} * \rho_{\text{propano}} + X_{\text{etileno}} * \rho_{\text{etileno}}$$

$$\rho_m = 0.7 * 0.585 \text{ Kg/L} + 0.3 * 0.975 \text{ Kg/L}$$

$$\rho_m = \mathbf{0.702 \text{ Kg/L}}$$

$$C_{pm} = X_{\text{propano}} * C_{p\text{propano}} + X_{\text{etileno}} * C_{p\text{etileno}}$$

$$C_{pm} = 0.7 * (17.908 \text{ BTU/lbmol} * \text{R}) + 0.3 * (10.47 \text{ BTU/lbmol} * \text{R})$$

$$C_{pm} = \mathbf{15.676 \text{ BTU/lbmol} * \text{R}}$$

Peso molecular de la mezcla:

$$0.7 * 44.097 \text{ Kg/Kmol} + 0.3 * 28 \text{ Kg/Kmol} = \mathbf{39.27 \text{ Kg/Kmol}}$$

$$a = 1.99 / C_{pm}$$

$$a = \mathbf{0.127}$$

Calculo del **flujo volumetrico** de la mezcla :

$$N_4 = 4300 \text{ Kmol/h} * (39.27 \text{ Kg/1Kmol}) = 168861 \text{ Kg/h}$$

$$168861 \text{ Kg/h} / 0.702 \text{ Kg/L} = 240542.73 \text{ L/h} = \mathbf{8494.69 \text{ ft}^3/\text{h}}$$

$$n = 8494.69 \text{ ft}^3/\text{h} * (24 \text{ h/dia}) * 1 \text{ e-}6$$

$$n = \mathbf{0.2039 \text{ ft}^3/\text{dia}}$$

$$H_p = \frac{0.085 * 0.2039 * 533.6}{0.127} * \left[\left(\frac{1500}{250} \right)^{0.127-1} \right]$$

$$H_p = 18.61 \text{hp}$$

CALCULO DE LA TEMPERATURA FINAL: (a la entrada del intercambiador)

Por la ecuación anterior :

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(K_o-1)/K_o * E_p}{\gamma}}$$

Donde :

$$K_o = C_{p_m} / C_{v_m}$$

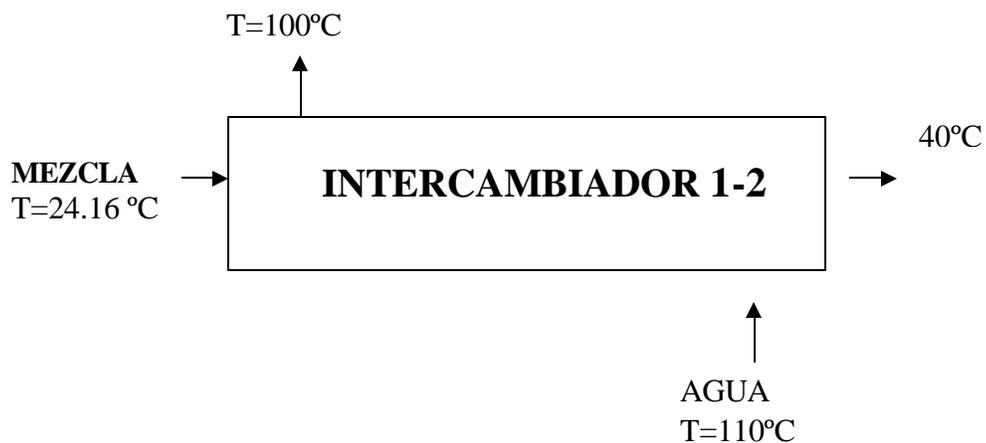
$E_p = 77$ valor extraido de la grafica

$$K_o = 1.144$$

Luego :

$$T_2 = 533.6 \text{ R} * \left(\frac{1500 \text{ atm}}{250 \text{ atm}} \right)^{1.63e-3} \quad \mathbf{T_2 = 535.16 \text{ R}}$$

INTERCAMBIADOR DE CALOR



Temperaturas:

Fluido caliente	Fluido frio
T1 =110 °C	t1 =24.161°C
T2 =100 °C	t2 = 40°C
Tp =105	tp =32.08 °C

$$R=0.6314 \quad S=0.1845 \quad FT=0.995 \quad MLDT=72.8805^{\circ}\text{C}$$

Nota1: uso de vapor sobrecalentado que sale a su temperatura de ebullición.

Nota2: Los gases que deben enfriarse o calentarse a presiones moderadas , usualmente se deben circular por la coraza de los intercambiadores para tener bajo control de la corrosión que resulte por el uso de agua de enfriamiento o condensación de vapor .

$$C_p \text{ mezcla} = \sum x_i \cdot C_{p_i} = 66.0504 \text{ KJ} / (\text{Kmol} \cdot \text{K})$$

$$JPM \text{ mezcla} = 39.284 \text{ Kg} / \text{Kmol}$$

$$N_{\text{gas}} (\text{Flujo de gas}) = 4300 \text{ Kmol/h} = 372445.86 \text{ Lb/h}$$

$$Q = N_{\text{gas}} \cdot C_{p \text{ mezcla}} \cdot (t_2 - t_1)$$

$$Q = 4300 \cdot 66.0504 \cdot (40 - 24.161)$$

$$Q = 4498540.828 \text{ KJ/h} = 4263794.01 \text{ BTU/h}$$

Agua (a $T_p = 105^{\circ}\text{C}$)

$$C_p \text{ agua} = 76.32 \text{ KJ}/(\text{Kmol} \cdot \text{K}) = 1.01 \text{ BTU} / (\text{Lb} \cdot \text{F})$$

$$N_{\text{agua}} = 5894.314 \text{ Kmol/h} = 133905.304 \text{ Lb/h}$$

UD supuesto: 50

$$\text{Area} = 1175.9579 \text{ ft}^2$$

Longitud de tubos = 16 ft

$$a'' = 0.1963 \text{ (tubos de } \frac{3}{4}''\text{)}$$

$$\text{Numero de tubos} = 374.4135$$

Tubos en arreglo triangular $P_t = 1''$

DI coraza = 21 $\frac{1}{4}''$ Un paso por tubos

$$\text{Numero de tubos corregidos} = 361$$

$$\text{BWG} = 16 \quad \text{Area de flujo} = 0.302 \text{ pulg}^2$$

$$\text{Area corregida} = 1133.8288 \text{ ft}^2$$

$$UD \text{ corregido} = 51.8578 \text{ BTU}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F})$$

$$at = 0.757 \text{ ft}^3$$

$$DI \text{ tubos} = 0.62''$$

$$\mu \text{ (a } 105^\circ\text{C)} = 0.31 \text{ cp.}$$

$$K \text{ (a } 105^\circ\text{C)} = 0.2704 \text{ BTU}/(\text{ft} \cdot \text{h} \cdot \text{K})$$

$$Gt = 308950.1548 \text{ lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2$$

$$Re = 21277.56$$

$$hi = 379.5939 \text{ Btu}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F})$$

$$ft = 0.00022 \text{ ft}^2/\text{pulg}^2$$

$$s = 1$$

$$\Delta Pt = 0.1246 \text{ Lb}/\text{pulg}^2$$

$$\Delta Pr = 0.0507 \text{ Lb}/\text{pulg}^2$$

CORAZA:

$$Pt = 15 \frac{1}{6}$$

$$B = 21.25$$

$$\text{Claro} = 0.1875$$

$$\text{Pasos} = 1$$

$$As = 0.627$$

$$Gs = 593851.392$$

$$\text{Arreglo en triángulo. Dequivalente} = 0.06 \text{ ft}$$

Viscosidades: (tomadas de Kern) Conductividades : (tomadas de Kern) en $\text{BTU}/\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$

$$\text{Etileno} = 0.0101 \text{ cp} \quad 0.0116$$

$$\text{Propano} = 0.008 \text{ cp} \quad 0.0119$$

$$K_{\text{mezcla}} = \sum xi \cdot ki = 0.0118 \text{ BTU}/\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\mu_{\text{mezcla}} = \sum xi \cdot \mu_i = 0.00863 \text{ cp}$$

$$Re = 1263425.68$$

$$JH = 800$$

$$Cp = 1.01$$

$$s = \rho_{\text{gas}} / \rho_{\text{agua}}$$

$$\text{Presión de entrada} = 1500 \text{ atm} = 22043.92 \text{ lb/pulg}^2$$

Por gases ideales:

$$\rho_{\text{gas}} = 146.87 \text{ lb/ft}^3$$

$$s = 2.35$$

$$h_o = 257.847 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$f = 0.0008$$

Numero de deflectores: 9.0353

$$\Delta P_{\text{coraza}} = 6.82$$

$$1/U_c = 1/h_i + 1/h_o$$

$$h_{io} = 379.5939 \cdot (0.62 \text{ (DI)} / 0.75 \text{ (DE)}) = 313.7976$$

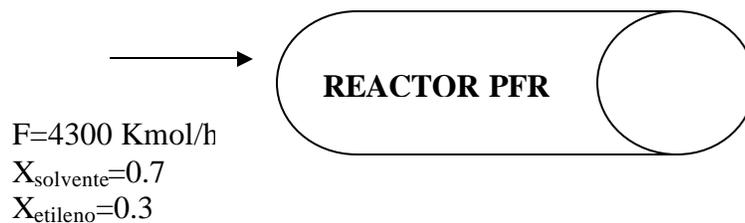
$$U_c = (313.7976 \cdot 257.847) / (313.7976 + 257.847) = 141.5421 \text{ Btu/(h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F)}$$

$$R_d = (141.542 - 51.13) / (141.54 \cdot 51.13) = 0.0125 \text{ (h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F)/Btu}$$

Nota: Las caídas de presión son admitidas al igual que el factor de obstrucción. R_d permitido de 0.01.

REACTOR.

BALANCE MOLAR Y MASICO



ECUACION DE DISEÑO

A Partir del balance de masa en el reactor $\gamma_{\text{propagación}} = K_p [M][RM^*]$

Conversión por balance de masa 0.9994

$$\frac{dF_j}{dV} = r_j \quad \text{si } F_j = F_{j0}(1-X)$$

$$\frac{-F_{A0}dX}{dV} = r_j \quad V = -F_{A0} \int_0^X \frac{dX}{r_j} \quad V = \frac{-v_0}{Kp} \int_0^X \frac{dX}{1-X}$$

$$V = \frac{-v_0}{Kp[RM^*]} \ln\left(\frac{1}{1-X}\right) \quad V = \frac{240542.735 \text{ l/h}}{3600 * 2600 \text{ M}^{-1}\text{s}^{-1} * 3.9068e - 6M} \ln\left(\frac{1}{1-0.9994}\right)$$

$$V = 48800.9896 \text{ litros} = 1723.3907 \text{ pies}^3$$

$$\tau = V/v_0 = 48800.9896/240549.7 =$$

tiempo de 12.17 minutos

Si se observa, la bibliografía reporta que el tiempo de residencia de etileno debe ser de aproximadamente 120 seg. por lo que se diseñará sobre este valor sobredimensionado en 0.25, al conocer que el tiempo de residencia es tan alto, por lo cual desarrollar un reactor de esta magnitud causaría pérdidas.

$$t = 150 \text{ seg.} \approx 0.0417h$$

Según el flujo volumétrico el volumen será de:

$$V = 10022.9042 \text{ litros} \approx 353.95 \text{ pie}^3$$

El reactor se dimensionará como un intercambiador de tubo y coraza.

Longitud de tubos: 16 pies

$$\text{Área transversal} = \frac{416.6333 \text{ pie}^3}{16 \text{ pie}}$$

$$\text{Área transversal} = 22.1222 \text{ pie}^2$$

$$D = 5.3076 \text{ pie} \approx 1.61 \text{ m}$$

(si fuera un sólo tubo)

Tubería de intercambiador de DE = $\frac{3}{4}$ "

$$DE = 0.0625 \text{ pie}$$

$$N^{\circ} \text{ Tubos} = 5.3072 / 0.0625$$

$$N^{\circ} \text{ Tubos} = 84.9153$$

$$\text{Tubos corregidos} = 92 \text{ tubos}$$

$$\text{Pasos} = 1$$

Para un arreglo triangular $pt = 1$ pulg.

Tubos

$$DE = \frac{3}{4}'' \quad BWG = 16$$

$$DI = 0.62''$$

$$a' = 0.302 \quad a'' = 0.1963$$

Área Corregida:

$$\text{Superficial} = 288.9536 \text{ pie}^2$$

Según propiedades del solvente a $T = 200^{\circ} \text{ C}$

$$\mu = 0.0105 \text{ cp}$$

$$K = 0.0151 \frac{\text{Btu}}{\text{hpie}^{\circ} \text{F}}$$

$$cp = 0.41 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^{\circ} \text{F}}$$

$$S = 0.59$$

$$at = 0.192 \text{ pie}^2$$

$$F = 4300 \frac{\text{Kmol}}{\text{h}} \times 39.27 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}} \approx 372274.78 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$Gt = 1929440.2649 \frac{\text{lb}}{\text{hpie}^2}$$

$$R_e = 3923169.89$$

$$h_i = 1313.1384$$

$$\Delta P_t = 2.6203 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = 3.3545 \text{ psi}$$

No existen regresos ya que se intentó diseñar el equipo como si sólo tuviera 1 paso.

Se diseñarán las dos secciones teniendo en cuenta la bibliografía consultada, pues allí se menciona que la mayor parte de la conversión se realiza aproximadamente a los 15 segundos, sobredimensionando a 0.25 se aclarará que la primera sección de calentamiento corresponderá a la sección de $t = 20$ seg.

$$t = 20 \text{ seg.} \approx 0.0056 \text{ h}$$

$$F = 240549.7 \text{ litros/h}$$

$$\text{Si } V_1 = 1336.3872 \text{ litros} \approx 47.1941$$

$$L = \frac{V_1}{A_r} = \frac{47.1941 \text{ pie}^3}{22.1222 \text{ pie}^2} \approx 2.133 \text{ pie}$$

Aproximando la primera sección del intercambiador a 2.15 pie la segunda sección es de enfriamiento igual a 13.85 pie es de aclarar que se deberá calcular la resistencia que debe ofrecer la pared.

$$h_i = 1313.1384 \text{ Btu/h.pie}^{2\circ\text{F}}$$

Para el diseño de la coraza se tendrá en cuenta que estará dividido, lo cual implica que en el diseño deberán considerarse dos secciones, una en la que se entregue calor y la otra donde se retire, el polimero deberá estar al final del reactor en estado liquido para su procesamiento, lo anterior indica que el diseño de la coraza es el siguiente:

SECCION UNO

Pt=1

Diámetro interno de 12 “

Pasos por coraza =1

As=0.25

Gs=360024.36

Arreglo en triangulo

Diámetro equivalente de 0.0592”

Viscosidad de=0.0176 cp

Re=500000

JH=427.29

Ft=0.001

Longitud de tubos de 2.15

s=1

Deflectores .2

Caída de presión por coraza es de 0.0902

Conversión por el balance de energía de 0.1878, con lo anterior industrias nasdaq se da cuenta que esta de acuerdo a la bibliografía que reporta una conversión máxima de 24 %

SECCION DOS

Flujo másico de $1.011e-4$

$G_s=42040.21$

$Re=7000$

$JH=26.95$

$Ho=71.1445$

Longitud del tramo es de 13.85

$S=1$

Deflectores de 14

Caída de presión por coraza es de 0.198

Conversión por el balance de energía $9.6236e-006$, con lo anterior también se esta de acuerdo con lo expuesto en la bibliografía de tener en el primer tramo toda la conversión hacia el producto. Los anteriores cálculos de balance de materia en la coraza y del balance de energía se llevaron a cabo en MATLAB, siendo el programa:

```
% PROGRAMA PARA EL DISEÑO DEL REACTOR PFR DE PRODUCCION DE POLIETILENO...
```

```
%SUPOSICION DE  $U=100$  BTU/LB.°F.PIE2, SEGUN TABLA 8. EN PROCESOS DE...  
... TRANSFERENCIA DE CALOR, DONALD KERN
```

```
... SECCION UNO
```

```
clc
```

```
U=100; %BTU/h°F.PIE2  
hi=1081.1908; %BTU/h°F.PIE2  
ditu=0.62; %pulgadas  
detu=0.75; %pulgadas  
hio=hi*ditu/detu; %BTU/h°F.PIE2  
ho=U*hio/(hio-U); %BTU/h°F.PIE2  
T1=200 % celsius  
T2=T1+273.15; %kelvin  
T=T2
```

```
%para vapor de agua, las correlaciones fueron extraida leyendo en  
diferentes monogramas y extrayendo datos
```

```
cp=0.2388*(34.0471-9.65064e-3*T+3.29983e-5*T2-2.04467e-8*T3+4.30228e-  
12*T4)/18 %BTU/lb.°F  
k=0.00698+3.083333333e-5*T %BTU/h.pie.°F  
V=7.7956e-3+2.0752e-5*T %cp  
pr=V*cp/k;  
dq=0.0592 %arreglo triangular, diámetro equivalente
```

```

JH=ho/(k/dq*pr^0.3333)
RE=500000 % depende de JH se corrio y diò 427.2944 según fig 28(kern)
GS=500000*V*2.42/dq
B=12;
Pt=1; %pasos por coraza
pc=1;
claro=0.25;
as=0.25; %pie^2
F=GS*as %lb/h de agua

%fluido de coraza - fluido caliente - agua
TE=406.05%°F
TS= 399 %°F temperatura de salida supuesta
TP=(TE+TS)/2
T=TP
cp=0.2388*(34.0471-9.65064e-3*T+3.29983e-5*T^2-2.04467e-8*T^3+4.30228e-
12*T^4)/18; %BTU/lb.°F
Qtubo=F*cp*(TE-TS) %BTU/h
AT=38.8221 %pie^2

%fluido de los tubos

tp=392 %F temperatura de reaccion escogida
cpcoraza=1; % a t de reaccion igual a 200°C
te=104; %°F
ts=400 %°F temperatura de salida supuesta

MLDT=((TE-ts)-(TS-te))/log((TE-ts)/(TS-te))
Qfourier=U*AT*MLDT
Qtubo=F*cp*(TE-TS)
error=Qtubo-Qfourier
% el error se aproxima a cero moviendo las diferentes temperaturas

%balance de calor

deltah=-17961.3467 %cal/mol
tp=473.15 %K
T=tp
te=313.15; %°k
ts=477.5944 %°k
TE=480.9556%°k
TS= 477.0389 %°k

cpro=-4.04+30.48e-2*T-15.72e-5*T^2+31.74e-9*T^3
cpetil=3.95+15.674e-2*T-8.344e-5*T^2+17.67e-9*T^3
cpm=0.7*cpro+0.3*cpetil % KJ/kmol.K

FT=4300 %kmol/h
Xben=(223.8*FT*cpm*(T-te)+251.9958*U*AT*(T-478.9972))/(-deltah*FT*1000)

% LA CONVERSION QUE SE OBTIENE POR EL BALANCE DE MASA ES EL ACORDE AL
... QUE DEBE DE PRESENTAR EN ESTA SECCION. X PO RBALANCE DE ENERGIA
=0.1881

```

... SECCION DOS

```
U=50          %BTU/h°F.PIE^2
hi=1081.1908; %BTU/h°F.PIE^2
ditu=0.62;    %pulgadas
detu=0.75;    %pulgadas
hio=hi*ditu/detu; %BTU/h°F.PIE^2
ho=U*hio/(hio-U); %BTU/h°F.PIE^2
T1=50 % celsius
T2=T1+273.15;
T=T2
hi=1081.1908; %BTU/h°F.PIE^2
ditu=0.62;    %pulgadas
detu=0.75;    %pulgadas
hio=hi*ditu/detu;
ho=U*hio/(hio-U);
T1=200 % celsius
T2=T1+273.15;
T=T2

cp=0.2388*(18.2964+0.47218*T-0.00133878*T^2+1.314e-6*T^3)/18 %BTU/lb.°F
k=((1.11/18^0.5*(3+20)*(1-T/647.1)^(2/3))/(3+20*(1-
373.2/647.1)^(2/3)))/1.73 %BTU/h.pie.°F
V=exp(-24.71+4209/T+0.04527*T-0.00003376*T^2) % cp
pr=V*cp/k;
dq=0.0592 %arreglo triangular
JH=ho/(k/dq*pr^0.3333)
RE=7000 % depende de JH se corrio y diò 26.9539
GS=7000*V*2.42/dq
B=12;
Pt=1;
pc=1;
claro=0.25;
as=0.25; %pie^2
F=GS*as %lb/h de agua

%fluido de coraza - fluido frio - agua

te=50 %°F
ts= 274.47 %°F temperatura de salida supuesta 186.8 son 86
TP=(te+ts)/2
T=TP
cp=0.2388*(18.2964+0.47218*T-0.00133878*T^2+1.314e-6*T^3)/18 %BTU/lb.°F
Qtubo=F*cp*(ts-te) %BTU/h
AT=250.1315 %pie^2

%fluido de los tubos

tp=392 %F temperatura de reaccion escogida
TE=400; %°F
TS=245 %°F temperatura de salida SUPERIOR A LA TEMPERATURA DE FUSION

MLDT=((TE-ts)-(TS-te))/log((TE-ts)/(TS-te))
```

```
Qfourier=U*AT*MLDT
Qtubo=F*cp*(ts-te)
error=Qtubo-Qfourier
```

%balance de calor

```
deltah=-17961.3467 %cal/mol
tp=473.15 %K
T=tp
te=477.5944; %°k
ts=391.4833 %°k
TE=283.15%°k
TS= 407.85 %°k
```

```
cpupro=-4.04+30.48e-2*T-15.72e-5*T^2+31.74e-9*T^3
cpetil=3.95+15.674e-2*T-8.344e-5*T^2+17.67e-9*T^3
cpm=0.7*cpupro+0.3*cpetil % KJ/kmol.K
```

```
FT=4300 %kmol/h
Xben=(223.8*FT*cpm*(te-T)+251.9958*U*AT*(345.5028-T))/(-deltah*FT*1000)
```

% Es de aclarar que el agua no brinda una remoción de calor que pueda cumplir con las especificaciones de coeficiente, ya que existe un inconveniente que no se tuvo en cuenta en el diseño y fue un cambio de estado, por lo cual se recomienda trabajar con sales fundidas.

8. ESTIMACION DE COSTOS:

COMPRESORES:

Los equipos ofrecidos en el mercado nos permiten elegir entre compresores de alta y baja capacidad, accionados por turbinas, motor eléctrico, o gas. El material del que están contruidos es acero al carbón.

Considerando los requerimientos del presente trabajo, los compresores a emplear no necesitan de alta potencia, y por conveniencia y la información suministrada en la bibliografía (“Economía de los Procesos Químicos” de J Happel Pág. 216) estarán accionados por un motor eléctrico:

El COSTE DE COMPRA esta dado por:

$$\text{Coste de Compra} = 645 * (\text{HP})^{0.8} \text{ dólares}$$

EL COSTE DE INSTALADO esta dado por:

$$\text{Coste de instalado} = 3.1 * (645) * (\text{HP})^{0.8} \text{ dólares}$$

Los anteriores costos serán corregidos a pesos de hoy a través de la ecuación para una serie uniforme de pagos así:

$$P = F(1 + i)^{-N} \quad \text{donde,}$$

P: Valor Presente.

i: Tasa de interés.

N: N° de períodos.

F: Valor Futuro.

Para el compresor de etileno:

$$\begin{aligned} \text{Coste de Compra} &= 645 * (5.36)^{0.8} \text{ dólares} \\ &= 2471.11 \$ \end{aligned}$$

Valor corregido: $P = 2471.11$

$N = 17$ períodos.

$i: 6.5\%$ anual.

$F = \text{U\$ } 7208.42$

Coste de instalado = $3.1 * (645)(5.36)^{0.8}$ dólares

= $\$7660.43$

Valor corregido: $P = 7660.43$

$N = 17$ períodos.

$i: 6.5\%$ anual.

$F = \text{U\$ } 22637.534$

Para el compresor de propano:

Coste de Compra = $645 * (30)^{0.8}$ dólares

= 9800.7 \$

Valor corregido: $P = 9800.7$

$N = 17$ períodos.

$i: 6.5\%$ anual.

$F = \text{U\$ } 28589.096$

Coste de instalado = $3.1 * (645)(30)^{0.8}$ dólares

= 30382.14 \$

Valor corregido: $P = 30382.14$

$N = 17$ períodos.

$i: 6.5\%$ anual.

$F = \text{U\$ } 88626.111$

Para el compresor con la mezcla etileno -propano:

$$\begin{aligned}\text{Coste de Compra} &= 645 * (20)^{0.8} \text{ dólares} \\ &= 7535.68 \$\end{aligned}$$

$$\text{Valor corregido: } P = 7535.68$$

$$N = 17 \text{ períodos.}$$

$$i: 6.5\% \text{ anual.}$$

$$F = \text{U\$ } 21981.928$$

$$\begin{aligned}\text{Coste de instalado} &= 3.1 * (645)(20)^{0.8} \text{ dólares} \\ &= 23360.62 \$\end{aligned}$$

$$\text{Valor corregido: } P = 23360.62$$

$$N = 17 \text{ períodos.}$$

$$i: 6.5\% \text{ anual.}$$

$$F = \text{U\$ } 68144.012$$

$$\text{COSTO TOTAL EN COMPRESORES} = 81210.68 \$$$

$$\text{Valor corregido: } P = 81210.68$$

$$N = 17 \text{ períodos.}$$

$$i: 6.5\% \text{ anual.}$$

$$F = \text{U\$ } 236895.319$$

INTERCAMBIADOR DE CALOR:

Una estimación de costos preliminar y muy general puede hacerse teniendo en cuenta el área de transmisión de calor A en pies², y teniendo en cuenta que nuestro intercambiador será de acero al carbono, de carcasa y tubos.

Así de acuerdo a la bibliografía se tiene:

$$\begin{aligned}\text{Coste de Compra} &= 105(A)^{0.62} \text{ dólares} \\ &= 105(1133.3288)^{0.62} = 8220.34\$\end{aligned}$$

$$\text{Valor corregido: } P = 8220.34$$

$$N = 17 \text{ períodos.}$$

$$i: 6.5\% \text{ anual.}$$

$$F = \text{U\$ } 23979.113$$

$$\begin{aligned}\text{Coste de instalación} &= 346(A)^{0.62} \text{ dólares} \\ &= 346 (1133.3288)^{0.62} = 27087.99\$\end{aligned}$$

$$\text{Valor corregido: } P = 27087.99$$

$$N = 17 \text{ períodos.}$$

$$i: 6.5\% \text{ anual.}$$

$$F = \text{U\$ } 79016.923$$

$$\begin{aligned}\text{Coste adicional de instalación} &= 214(A)^{-0.38} \text{ dólares/pie}^2 \\ &= 214(1133.3288)^{-0.38} = 14.783 \text{ \$/pie}^2\end{aligned}$$

$$\text{Valor corregido: } P = 14.783$$

$$N = 17 \text{ períodos.}$$

$$i: 6.5\% \text{ anual.}$$

$$F = \text{U\$ } 43.123$$

REACTOR

Ya que no se dispone de información para este tipo de reactores, pues los requerimiento de energía que requiere no son manejables extensamente en la industria, nos veremos

obligados a calcular el precio aproximado por estimación de costos para intercambiadores de tubo y coraza siendo:

TEMA: NEL ; frente y cabeza estacionarios en tubos fijos y cubierta emovible

B=múltiple P con angulo de rotación de 30° a 60°

P=0.80

F=1.05

R=0.83

Precio Base= 27.21

Correccion por longitud: 0.3

Correccion por expansión de empalme =0.22

Correccion por lado de tubos = 5.1086 , corregido a 22046.9232 psi

Correccion por materiales:

Materil 1 Mo, resistencia a la tenacidad , la dureza en caliente y la resistencia al a termoinfluencia.

Material de tubo:0.0065

Material de carcasa= 0.005

Material de canales: 0.003

Material por separador de tubos 0.002

Correcciones totales: 5.6286

Precio base 1909.9648 \$ a 1982.

Valor corregido = U\$ 6493.04 dólares

TANQUES DE ALMACENAJE:

Se requieren tanques para almacenar el propano y el etileno antes de entrar al compresor respectivo. Estos serán recipientes hechos de acero al carbono, resistentes hasta presiones

de 20 atm , con una resistencia a la temperatura hasta de 120 °C y una capacidad de 150 pie³.

$$\begin{aligned}\text{Coste de compra} &= 1250(\text{galones} \cdot 10^{-3})^{0.6} \\ &= 1250(1123 \cdot 10^{-3})^{0.6} = 1339.44 \text{ dólares}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Coste de instalación} &= 5000(\text{galones} \cdot 10^{-3})^{0.6} \\ &= 5000(1123 \cdot 10^{-3})^{0.6} = 5360.408 \text{ dólares}\end{aligned}$$

$$\text{Costo Total} = 1339.44 + 5360.408 = 6700 \text{ dólares}$$

Como son necesarios dos tanques de almacenaje el valor del costo total se multiplicará por dos, obteniendo:

$$\text{Costo Total en tanques de almacenaje} = 6700 \cdot 2 = 13400 \text{ dólares}$$

$$\text{Valor corregido: } P = 13400$$

$$N = 17 \text{ períodos.}$$

$$i: 6.5\% \text{ anual.}$$

$$F = \text{U\$ } 39088.421$$

TRITURADORA:

La masa de polímetro que viene del separador es sometida a trituración por desgarrar, el cual es accionado por medio de un motor eléctrico. Los costos están dados por la cantidad de polímetro alimentado por hora, el cual es 2900 Kmol/h:

Para convertir las moles de polímero a toneladas necesitamos el peso molecular del polímero, el cual se determina así:

$$M_n = \frac{\sum n * M}{\sum n}$$

$M_n = (\text{moles de propano} * \text{PM propano} + \text{moles de etileno} * \text{PM etileno}) / \text{moles totales}$

$$M_n = (3010 * 10^3 * 44 + 1290 * 10^3 * 28) / (3010 + 1290)$$

$$M_n = 39200 \text{ g / mol}$$

$$2900 * 10^3 \text{ mol / h} * 39200 \text{ g/mol} * 1 \text{ ton} / 907184.74 \text{ g} = 125310.75 \text{ ton/h}$$

El intervalo de alimentación para el cálculo está entre 1 y 10 toneladas por hora. Así que lo haremos para 10 ton/h:

$$\begin{aligned} \text{Coste de compra} &= 4000 (\text{Toneladas de alimentación / h})^{0.7} \text{ dólares} \\ &= 4000 (10)^{0.7} = 20000.49 \text{ dólares} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Coste de instalación} &= 7350 (\text{Toneladas de alimentación / h})^{0.7} \text{ dólares} \\ &= 7350 (10)^{0.7} = 36837.26 \text{ dólares} \end{aligned}$$

$$\text{Costo Total de la trituradora} = 56837.75 \$$$

$$\text{Valor corregido: } P = 56837.75$$

$$N = 17 \text{ períodos.}$$

$$i: 6.5\% \text{ anual.}$$

$$F = \text{U\$ } 165798.352$$

El costo aproximado a invertir en maquinaria y equipo es: U\$ 900 000, el cual, trasladado a pesos colombianos equivale a: \$2 430 000 000.

COSTOS APROXIMADOS DE MANO DE OBRA

De acuerdo al tamaño de la empresa (mediana), se determinan los costos de mano de obra, basados en el salario mínimo mensual vigente:

CARGO	STATUS PROFESIONAL	SUELDO BÁSICO (\$)
Gerente	Administrador de empresas	1 500 000
Subgerente	Administrador de empresas	1 250 000
Jefe de planta	Ingeniero químico	1 000 000
Jefe de producción	Ingeniero industrial	1 000 000
Encargado Control de Calidad	Ingeniero Químico	500 000
Jefe de recursos humanos	Trabajador social	650 000
Jefe de sistemas	Ingeniero industrial / Ingeniero de sistemas	1 000 000
Jefe de mercadeo	Mercadeo internacional	600 000
Jefe de mantenimiento	Técnico en mantenimiento	105 000
Auxiliar contable	Contabilidad	305 000
Finanzas	Finanzas	500 000
Compras y ventas	Mercadeo	600 000
Trabajadores de planta (15)		4 575 000
Total		13 785 000

BIBLIOGRAFÍA

- Coral Gudiño. Contabilidad 2000. Edit. Mc. Graw Hill. Bogotá 1996
- Donald Kern. Procesos de transferencia de calor . Edit: continental. México.1999.
- Groover Michael E. Fundamentos de Manufactura Moderna. Edit. Prentice Hall. E.E.U.U. 1996
- Polymer's Handbook
- Happel, J.; Jordan D G. Economía de los procesos químicos. Edit. Reverté. Barcelona 1981.
- Howard F Rose. Reactor Designer for Process Plants. Edit: John Wiley. New York.1977
- López Rodríguez y otros. Modelado de reactores autoclaves industriales para la fabricación de polietileno. Sept. de 2001
- Castaño Jesús Alberto. Modelamiento de una planta de polietileno. Tesis UN Bogotá 1977
- Ulrich, Gael D. Diseños y economía de los procesos de ingeniería química. Edit. Interamericana. México 1988.
- Vargas Fernández. Últimos desarrollos tecnológicos en la fabricación de polietileno. Feb. 1997.
- Scott Fogler. Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas. Edit: Prentice Hall.2001.

CONCLUSIONES

- El diseñar un proceso de obtención de polietileno de baja densidad exige aplicar y profundizar en todos los conocimientos adquiridos hasta el momento en la Carrera Ingeniería Química.
- Mediante el diseño de los equipos requeridos para el proceso, se logra observar la factibilidad y efectividad de éste, así como contextualizarlos a las condiciones de operación.
- En la fase de diseño, la determinación de los costos es una etapa que permite vislumbrar la viabilidad en la construcción de una planta con éstas características.
- Al recolectar información acerca del producto objeto de este trabajo, se buscar adaptar ésta al modelo planteado.
- El desarrollo de este trabajo permitió adquirir una visión más profunda y real del papel que cumple el ingeniero químico en la industria colombiana.