

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAISO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TITULO DE INGENIERO
CIVIL QUIMICO

**ANÁLISIS DE PREFACTIBILIDAD TÉCNICA Y
ECONÓMICA DE UN SISTEMA CATALÍTICO
EN BASE AL USO DE CATALIZADORES
ÓXIDOS-METÁLICOS PARA PRODUCIR
ETILENO A PARTIR DE ETANOL**

Alumno: Luis Jauregui Marcotti

Profesor Guía:
Carlos Carlesi Jara

2009

Resumen

El objetivo del presente trabajo es el estudio de diferentes catalizadores óxido-metálicos en la producción de etileno a partir de etanol.

Las pruebas de reacción catalítica de la deshidratación de etanol a etileno se llevan a cabo en un reactor de 800 cm³ a presión atmosférica. Se alimentan 100 ml de etanol 96% al evaporador, donde es vaporizado y es transmitido hacia el reactor. La temperatura de reacción en el interior del reactor está controlada en el rango de 300 - 400°C. El producto líquido (etanol + agua) se condensa utilizando agua como medio de enfriamiento a 15°C, una vez medida la cantidad de producto líquido, se determina la conversión de etanol mediante el análisis del índice de refracción.

La preparación de los catalizadores consiste principalmente en una reacción entre una solución acuosa de nitratos de metales (oxidantes) y urea (combustible).

El soporte consiste en una lana mixta de alúmina (Al₂O₃) y sílice (SiO₂) con pequeños contenidos de zirconia y titania, sobre el cual se deposita el componente activo (metal) de manera homogénea.

La técnica de difracción de rayos X permitió identificar las fases presentes en los catalizadores. Se observó una estructura donde el porcentaje cristalino es mucho más alto para MgO respecto al CuO. Lo que se ve reflejado en peaks más definidos de mayor absorvancia relativa.

Se realizaron tres experiencias en el laboratorio. El objetivo de las dos primeras era establecer el catalizador con mayor conversión de etanol y la cantidad de masa de catalizador en el reactor. El objetivo de la tercera experiencia era determinar la temperatura de reacción óptima, con el catalizador con mayor desempeño en las experiencias anteriores.

En estas pruebas se observó que hay una mejor conversión con MgO puro en comparación con las mezclas y CuO puro. Obteniéndose con MgO una conversión de 85% a una temperatura de 350°C

La disminución de la conversión al aumentar la temperatura desde los 350°C se explica por que al aumentar la temperatura se produce la reacción de hidratación

del etileno antes formado o debido a que aumenta la diferencia de temperatura entre el gas y la partícula, aumentando los límites difusivos externos.

Luego de establecer el catalizador óptimo y sus parámetros de operación fue necesario realizar un estudio de mercado para establecer la capacidad de la planta. La capacidad de la planta establecida es de 25.500 toneladas de etileno al año.

El proceso como concepto, y, posteriormente diseño, parte de un punto muy específico: la reacción de deshidratación del etanol para la obtención del producto deseado, etileno.

En cuanto a la evaluación económica del proyecto, La planta estará ubicada en la bahía de San Vicente, parque petroquímico de Concepción.

La planta es factible económicamente para una vida útil de 10 años, con una Inversión Total US\$ 8.884.473 financiada en un 70% capital prestado con un T.I.R. de 16,4% y un V.A.N de US\$ 773.420.

Finalizando, es importante recalcar que el proceso utilizado en el presente estudio representa una alternativa a los tradicionales métodos de obtención de etileno en procesos de refinación de petróleo, otorgando así, un valor agregado al etanol producido a partir de medios agrícolas.

INDICE

CAPITULO I. INTRODUCCIÓN.....	8
1.1.- Introducción General.....	8
1.2.- Justificación del Trabajo.....	9
1.3.- Objetivos.....	12
1.3.1.- Objetivo General.....	12
1.3.2.- Objetivos Específicos.....	12
1.4.- Marco Teórico.....	13
1.4.1.- Antecedentes.....	13
1.4.2.- Catálisis.....	15
1.4.2.1.- Aspectos Fundamentales de la Catálisis y los Catalizadores.....	15
1.4.2.2.- Catálisis Homogénea.....	18
1.4.2.3.- Catálisis Heterogénea.....	19
1.4.2.3.- Deshidratación Catalítica de Etanol para la Obtención de Etileno:.....	23
1.4.3.- Reactores.....	25
1.4.3.1.- Determinación de la Velocidad de Reacción.....	25
1.4.3.2.- Factores que Modifican la Velocidad de Reacción.....	26
1.4.3.3.- Consideraciones de Diseño de Reactores Químicos.....	28
1.4.3.4.- Transferencia de Calor en Lechos de Relleno.....	30
CAPITULO II. ASPECTOS GENERALES.....	33
2.1.- Materia Prima: Etanol.....	33
2.1.1.- Propiedades Físicas.....	33
2.1.2.- Propiedades Químicas.....	33
2.1.3.- Reacciones del Etanol.....	34
2.2.- Metodos de Obtención.....	36
2.3.- Usos del Etanol.....	37
2.4.- Producto: Etileno.....	38
2.4.1.- Propiedades Físicoquímicas.....	38
2.5.- Aplicaciones y Productos Principales y Secundarios del Etileno.....	40
CAPITULO III. PARTE EXPERIMENTAL.....	44
3.1.- Introducción.....	44
3.2.- Descripción de los Equipos.....	45
3.2.1.- Matraz de tres bocas (Vaporización).....	46
3.2.2.- Reactor.....	46
3.2.3.- Condensador.....	48
3.3.- Preparación del Catalizador.....	49
3.3.1.- Introducción.....	49
3.3.2.- Soporte.....	49
3.3.3.- Catalizador.....	50
3.4.- Caracterización de los Catalizadores.....	53
3.5.- Procedimiento Experimental.....	55
3.6.- Experiencias.....	56
3.6.1.- Experiencia N°1.....	56
3.6.1.1.- Conclusiones Experiencia N°1.....	56

3.6.2.- Experiencia N°2.....	57
3.6.2.1.- Conclusiones Experiencia N°2	58
3.6.3.- Experiencia N°3.....	58
3.6.3.1.- Conclusiones Experiencia N°3	59
CAPITULO IV: PROCESO PRODUCTIVO	60
4.1.- Introducción	60
4.2.- Materia Prima y Producto Terminado	60
4.2.1.- Materia Prima: Etanol 96%.....	60
4.2.2.- Producto terminado: Etileno Grado Polímero.....	60
4.3.- Capacidad y Requerimientos de Materia Prima.....	61
4.3.1.- Determinación de la Capacidad del Proceso	61
4.3.2.- Requerimientos de Materia Prima.....	63
4.4.- Descripción del Proceso	65
4.4.1.- Vaporización del Etanol	65
4.4.2.- Sobrecalentamiento del Etanol.....	65
4.4.3.- Reacción de Deshidratación Catalítica.....	65
4.4.4.- Recuperación de Calor	66
4.4.5.- Enfriamiento por Contacto Directo	66
4.4.6.- Compresión	66
4.4.7.- Eliminación de CO ₂ : Lavado Cáustico.....	67
4.4.8.- Secado del gas.....	67
4.4.9.- Sistema de Destilación.....	67
4.5.- Especificaciones de los Equipos	70
4.5.1.- Vaporizador de Etanol.....	70
4.5.2.- Sobrecalentador de Etanol.....	71
4.5.3.- Reactor Catalítico	71
4.5.4.- Recuperación de Calor: Pre calentador	72
4.5.5.- Torres de Enfriamiento.....	72
4.5.6.- Compresor	73
4.5.7.- Torre de Lavado Cáustico	73
4.5.8.- Torres de Secado	74
4.5.9.- Torre de Destilación	74
CAPITULO V: EVALUACION ECONOMICA.....	75
5.1.- Introducción	75
5.2.- Inversión Total.....	77
5.2.1.- Capital Fijo.....	77
5.2.1.1.- Costos Directos.....	77
5.2.1.2.- Costos Indirectos	81
5.2.1.3.- Capital Fijo	82
5.2.2.- Capital de Trabajo	82
5.2.3.- Costo Puesta en Marcha	82
5.2.4.- Inversión Total.....	83
5.3.- Beneficio Anual	84
5.3.1.- Ganancias Totales por Venta.	84
5.3.2.- Costo Total del Producto	85
5.3.2.1.- Costos de Fabricación	85
5.3.2.2.- Gastos Generales de la Empresa	89
5.3.2.3.- Gastos Financieros.....	91
5.3.2.4.- Costo Total del Producto	93

5.4.- Flujo de Caja.....	94
5.4.1.- Introducción	94
5.4.1.1.- Cálculo del Flujo de Caja.....	94
5.4.1.2.- Cálculo del V.A.N.....	95
5.4.1.3.- Cálculo del T.I.R.	96
5.4.2.- Flujo de Caja	97
5.5.- Analisis de Sensibilidad	99
5.5.1.- Sensibilidad con Respecto al Porcentaje de Financiamiento	100
5.5.1.1.- % Financiamiento v/s T.I.R.	100
5.5.1.2.- % Financiamiento v/s V.A.N.....	101
5.5.1.3.- Conclusión Respecto al Financiamiento	102
5.5.2.- Sensibilidad con Respecto al Costo del Etanol.....	103
5.5.2.1.- Costo del Etanol v/s T.I.R.....	103
5.5.2.2.- Costo del Etanol v/s V.A.N.....	104
5.5.2.3.- Conclusiones Respecto al Costo Etanol	105
5.5.3.- Sensibilidad con Respecto al Costo del Catalizador	106
5.5.3.1.- Costo del Catalizador v/s T.I.R.	106
5.5.3.2.- Costo del Catalizador v/s V.A.N.	107
5.5.3.3.- Conclusiones con Respecto al Costo del Catalizador	108
5.5.4.- Sensibilidad con Respecto al Costo del Etileno.....	109
5.5.4.1.- Costo del Etileno v/s T.I.R.....	109
5.5.4.2.- Costo del Etileno v/s V.A.N.	110
5.5.4.3.- Conclusiones con Respecto al Costo del Catalizador	110
 CAPITULO VI: DISCUSIONES Y CONCLUSIONES	 111
6.1.- Discusiones y Conclusiones.	111
 Bibliografía	 121
 Anexo 1: Cálculos Preparación del Catalizador	 125
 Anexo 2: Cálculos Parte Experimental	 134
 Anexo 3: Determinación de la Capacidad y Requerimientos de Materia Prima ..	 144
 Anexo 4: Cálculo del Vaporizador	 149
 Anexo 5: Calculo del Sobrecalentador	 168
 Anexo 6: Cálculo del Reactor	 178
 Anexo 7: Cálculo del Precalentador	 187
 Anexo 8: Cálculo de las Torres de Enfriamiento	 193
 Anexo 9: Cálculo del Compresor.....	 210
 Anexo 10: Cálculo de la Torre de Lavado Cáustico	 216
 Anexo 11: Cálculo de Torre de Secado.....	 222

Anexo 12: Cálculo del Sistema de Destilación	226
Anexo 13: Cálculo de Equipo Auxiliar	242
Anexo 14: Evaluación Económica	245

CAPITULO I. INTRODUCCIÓN

1.1.- Introducción General

El etileno es una materia prima importante en la industria química ya que se utiliza para la obtención de gran variedad de compuestos esenciales para la vida moderna. El etileno es el producto básico de partida para cerca del 30% de los productos petroquímicos, hecho que lo convierte en una de las sustancias más importantes de la química orgánica industrial.

Entre sus usos variados y altamente difundidos se pueden nombrar la producción de acetato de etilo, su empleo como anestésico y madurador de frutas a gran escala, todo esto sin olvidar su fundamental proceso de polimerización, mismo que genera el altamente empleado polietileno.

Este producto se genera en los países desarrollados por medio de procesos de refinamiento en su evolucionada industria petroquímica, siendo este actualmente el método de mayor difusión para su obtención.

Debido al alto costo de producción, al alto consumo de energía y que las reservas de petróleo son cada vez menores, es de gran interés las rutas alternativas para la producción de etileno como lo es la deshidratación catalítica del etanol.

Para reacciones catalíticas el desarrollo de un catalizador eficaz es la base y paso fundamental en el proceso. Con el fin de cumplir con el proceso de intensificación de la deshidratación catalítica de etanol a etileno, y por lo tanto aumentar los beneficios económicos y la competencia de este proceso sobre el de la industria petroquímica, es primordial que deban desarrollarse, tanto catalizadores de alta conversión y selectividad como el diseño novedoso de reactores.

Es, por lo mencionado anteriormente, que el objetivo del presente trabajo es el estudio de diferentes tipos de catalizadores para la producción de etileno, de tal forma de encontrar un catalizador óptimo para el posterior diseño de una planta de producción de etileno a partir del etanol, estableciendo la capacidad productiva, requerimientos energéticos y sus beneficios económicos.

1.2.- Justificación del Trabajo

No se puede negar la rotunda relevancia del etileno en la industria química mundial. Uno de los usos del etileno con mayor difusión reside en el campo en la industria de los polímeros.

La demanda global de etileno crecerá a un ritmo del 4,8% anual durante los próximos diez años y después bajará a 3,7% anual, según la consultora CMAI (Chemical Market Associates, 1997). En los últimos quince años, la demanda global de etileno casi se ha duplicado. En el año 2015, Europa consumirá 25 MT/año y requerirá 6 MT/año adicionales.

La demanda actual de etileno en el mundo es de unas 75 MT y en el 2015 será de 160 MT. La demanda de propileno crecerá aún más deprisa, debido al consumo de polipropileno. Se estima que la demanda mundial de propileno en el año 2015 será de 90 MT frente a las 39 MT actuales.

La empresa DuPont ha anunciado que invertirá aproximadamente 150 millones de dólares para ampliar y mejorar sus instalaciones de fabricación en Europa, Estados Unidos y Asia para abordar la fuerte demanda de su especialidad de copolímeros de etileno en los mercados de energía fotovoltaica, envases y automoción, así como en nuevas infraestructuras en economías emergentes.

En la región de América del Sur, la disponibilidad de materias primas, también siguen la tendencia mundial respecto a los combustibles. Es conocida la situación de Argentina y su limitación de gas natural. En Brasil, por lo menos un 45 por ciento de las naftas petroquímicas son importadas y RioPolimeros, único productor de etileno en Brasil que procesa etano/propano, se ha visto impactado por limitación de gas en el 2007. En Venezuela, la limitación de etano en el complejo petroquímico el Tablazo ha mantenido la producción de etileno y polietilenos a un nivel inferior a lo instalado. (ASIPLA, Mayo 2008).

En Chile es importante mencionar el proyecto de PetroPacífico destinado a la producción de plásticos de alta densidad, el cual está también en fase de evaluación. En enero de 2006 se encargó a Enap y Petroquim una evaluación técnico- económica del proyecto Petropacífico, que de ser favorable permitiría la ampliación de esta planta de 45 mil a 450 mil toneladas de etileno, con una inversión multimillonaria.

El alza del precio del petróleo ha sido uno de los factores que ha afectado el valor de las resinas derivadas del crudo y del gas etileno, ya que ambos hidrocarburos han subido sus precios en los mercados internacionales.

A diferencia de nuestros vecinos, en Chile se debe importar todas las resinas para la fabricación de productos transformados. Sólo se cuenta con lo aportado por Petroquim en polipropileno y un pequeño porcentaje de polietileno de baja densidad que produce Petroquímica Dow en Talcahuano (ASIPLA, Mayo 2008).

Iniciativas por encontrar materias primas alternativas han resultado en el florecimiento de productos de diversa procedencia.

Por mucho tiempo, las materias primas fundamentales de la industria petroquímica han sido el petróleo y el gas. Hoy, existe un gran movimiento por encontrar alternativas a estas materias primas. Esto es parte del nuevo entorno de quienes están inmersos en el mundo de los polímeros que hasta ahora ha estado basado fundamentalmente en las materias primas tradicionales.

La obtención de etileno a través de la deshidratación del etanol es una tecnología simple y probada consta de retirar dos átomos de hidrógeno y uno de oxígeno de la molécula del etanol que contiene dos átomos de carbono, seis de hidrógeno y uno de oxígeno, se obtiene la molécula del etileno

Debido al alto costo de producción, al alto consumo de energía y que las reservas de petróleo son cada vez menores, es de gran interés las rutas alternativas para la producción de etileno

Por lo antes mencionado, es que la deshidratación catalítica del etanol (especialmente bioetanol) a etileno se ha convertido en un camino cada vez más competitivo y prometedor.

1.3.- Objetivos

1.3.1.- Objetivo General

- Determinar la factibilidad técnica y económica de producir etileno a partir de etanol usando catalizadores oxido-metálicos.

1.3.2.- Objetivos Específicos

- Seleccionar los diferentes tipos de catalizadores para la producción de etileno.
- Determinar el catalizador óptimo para el posterior diseño de una planta de producción de etileno a partir de etanol.
- Establecer la capacidad productiva para el proceso de producción de etileno a partir de etanol.
- Establecer los requerimientos de materia prima y la composición del producto terminado.
- Determinar la secuencia de operaciones unitarias y diseñar el equipo correspondiente a dichas operaciones.
- Obtener la evaluación económica del proyecto.

1.4.- Marco Teórico

1.4.1.- Antecedentes

Para reacciones catalíticas, el desarrollo de un catalizador eficaz es la base y el paso fundamental. Muchos catalizadores se han estudiado para la producción de etileno a través del proceso de deshidratación del etanol, algunos trabajos y patentes reportan la alúmina como uno de los materiales de mejor desempeño para esta reacción (Tsao y Zasloff, 1979; Winnick, 1980; Bakoyannakis et al, 2001). Sin embargo, cuando se usa alúmina se suelen requerir altas temperaturas y el material se desactiva por la formación de coque (Pargal y Kanga, 1964; Phillips y Datta, 1997). Adicionalmente varias zeolitas principalmente la HZSM-5 y/o modificaciones de esta con metales *Cu, ZN, Mn* y agentes superácidos como el ácido trifluorometanosulfónico (Chang y Lang, 1977; Valladares et al, 1980; Cheng y Reagan, 1981; Jacob et al, 1987; Lin y Ko, 2000) se han utilizado para la deshidratación catalítica del etanol a diferentes condiciones de reacción. Incluso existen reportes de zeolitas naturales que han mostrado relativa actividad para la deshidratación del etanol (Rodriguez et al, 1993).

En general se prefiere el uso de zeolitas, ya que poseen sitios bien caracterizados, pudiéndose controlar la cantidad y la fortaleza ácida (Phillips y Datta, 1997).

Algunos óxidos de metales de transición (Golay et al, 1999) y otros materiales tales como sales de plata o potasio del ácido tungtenofosfórico (Haber et al, 2002), silicatos de niobio (Brandao et al, 2002), aglomerados halúricos de varios metales (Kamiguchi y Chihara, 2003), entre otros, también se han estudiado para esta reacción.

En alguno de los reportes, la deshidratación del etanol se ha usado como reacción prueba para determinar la acidez y establecer las características intrínsecas de los catalizadores (Lin y Ko, 2000).

Diferentes factores influyen la conversión y la distribución de productos en la deshidratación catalítica del etanol.

Se acepta que los catalizadores de naturaleza ácida son selectivos hacia los productos de deshidratación, es decir el etileno y el dietil éter, mientras que los de naturaleza básica tienden a ser selectivos hacia la deshidrogenación formando acetaldehído (Shinohara et al, 1997). Para los ácidos, a baja temperatura se suele favorecer la formación de dietil éter, en tanto que a altas temperaturas se produce el etileno como producto principal.

Cuando se usa zeolitas, los sitios ácidos Bronsted y Lewis juegan un papel importante en el mecanismo de reacción, además el contenido de agua en la alimentación es también un factor importante, ya que puede mejorar la estabilidad del catalizador al variar la acidez y atenuar reacciones colaterales como las de oligomeración del etileno dentro de los canales de la zeolita.

1.4.2.- Catálisis

1.4.2.1.- Aspectos Fundamentales de la Catálisis y los Catalizadores

Fuentes y Díaz (1997), así como Fogler (1998), concuerdan en que el término catálisis agrupa al conjunto de procedimientos y conocimientos que permiten que la velocidad con la que transcurre una reacción se incremente in-situ. Así, la catálisis es una rama de la cinética química.

Para que una reacción química se lleve a cabo, es necesario suministrar energía a las moléculas de reactivo. Esto puede ser representado de la manera siguiente para una reacción exotérmica en la Figura 1.

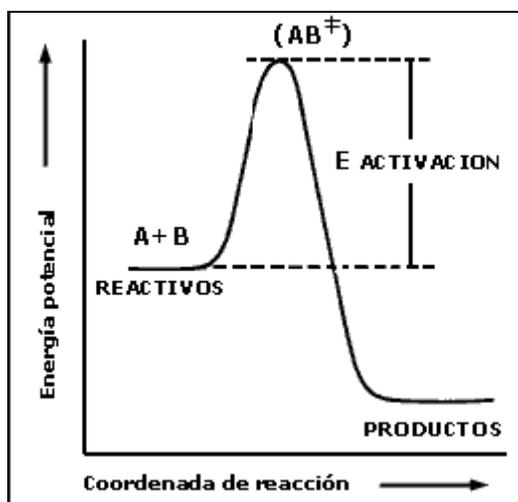


Figura 1. Diagrama de energía potencial para una reacción exotérmica.

Las moléculas de A y B se "activan" de manera que se favorezca su combinación para llegar a un cierto "estado de transición" o "complejo activado" (AB en el diagrama). El complejo formado da lugar a los productos al descomponerse. La barrera energética que separa los reactivos de los productos es denominada energía de activación.

La velocidad de reacción depende de esa energía de activación por medio de la constante de velocidad (k). En base al modelo de colisión de moléculas, la constante de velocidad depende también de la temperatura, hecho que se representa matemáticamente a través de la llamada ley de Arrhenius.

$$K = K_0 e^{\frac{-E_a}{RT}} \quad (\text{Ec. 1})$$

donde:

k= constante de velocidad

k₀= factor preexponencial

E_a = energía de activación

R= constante de los gases ideales

T= Temperatura en grados K

De la ecuación de Arrhenius se puede observar que la dependencia de la velocidad de reacción con respecto a la barrera energética (E_a) es inversamente exponencial.

El término k₀ o factor preexponencial comprende el número de choques efectivos entre las moléculas de reactivo encontrando su origen en la teoría cinética de los gases. El término exponencial que incluye la energía de activación en la ecuación anterior es mayor que el término preexponencial (k₀) siendo por tanto generalmente el factor determinante de la velocidad de una reacción química. En la figura 1 se observa que los productos se encuentran en un nivel energético menor que los reactivos, lo que significa que durante la reacción se ha producido un desprendimiento de energía (generalmente en forma de calor).

El catalizador no es considerado ni reactivo ni producto en la reacción. Una reacción puede llevarse a cabo en una, dos o tres etapas denominadas elementales, durante las cuales participan las moléculas de los reactivos.

Generalmente, existirá una etapa más lenta que las otras (una etapa limitante) y será ésta la que determine la velocidad global de la transformación. Catalizar una reacción conlleva reemplazar este paso por varias etapas más rápidas que se llevan a cabo únicamente en presencia del catalizador. Lo anterior significa que la participación del catalizador genera un nuevo camino a la reacción, mismo que se compone de reacciones elementales con menor energía de activación (Figura 2).

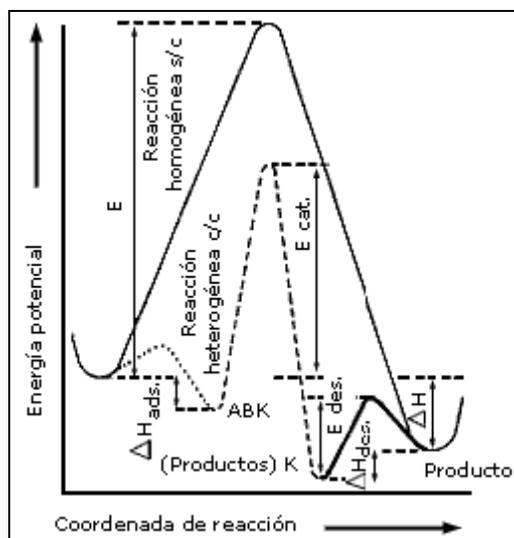


Figura 2. Curva de la energía potencial a lo largo de la coordenada de la reacción para un proceso catalítico heterogéneo.

Es posible analizar el efecto del catalizador utilizando la teoría de colisiones (aunque no es la única forma). En la figura 2 la reacción sin catalizador entre una molécula gaseosa de A y una de B se lleva a cabo por el camino marcado con una línea continua de manera similar a lo ilustrado en la figura 1. Al introducir el catalizador (K), A y B interaccionan con él, si el catalizador es heterogéneo (sólido), se dice que A y B son adsorbidos en la superficie, formando un complejo superficial ABK inestable (línea punteada).

Este complejo superficial reaccionará al suministrarle energía formando los productos que aún quedan fijos (línea de guiones) sobre su superficie.

Para sacar los productos adsorbidos, es necesario suministrar otra pequeña energía que conduce al estado final productos +K (doble línea). El proceso homogéneo en una sola etapa ha sido sustituido por las tres etapas representadas en la figura 3.

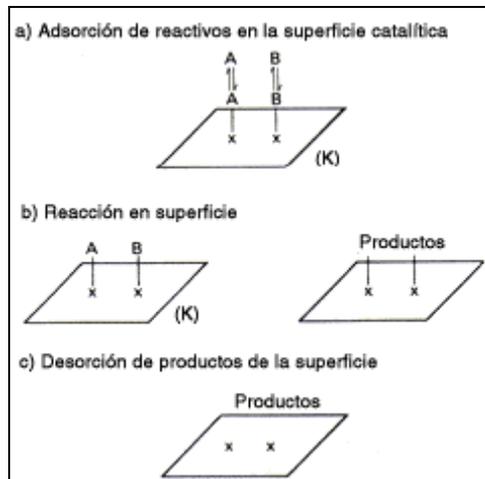


Figura.3 En estos esquemas los signos x representan los "sitios activos" del catalizador.

1.4.2.2.- Catálisis Homogénea

Sattersfield (1970), así como Fuentes y Díaz (1997), exponen que en el sentido más amplio del término, la catálisis homogénea tiene lugar cuando los reactivos y el catalizador se encuentran en la misma fase, sea líquida o gaseosa. La catálisis homogénea permite dominar mejor el proceso catalítico al facilitarse el acceso al mecanismo de la reacción. Otra ventaja de importancia es que no se tiene que lidiar con los efectos de envenenamiento tan usuales en la catálisis heterogénea, y que conlleva tratamientos costosos para la eliminación de impurezas.

Fuentes y Díaz (1997) enfatizan que la catálisis homogénea por complejos mononucleares de metales de transición ha tenido un impulso industrial importante en los últimos 20 años ya que al utilizar estos procesos es posible obtener rendimientos elevados y productos de alta pureza.

Entre los procesos más importantes por su aplicación industrial que utilizan complejos organometálicos se encuentran: Proceso oxo o reppé de carbonilación de olefinas: ácido acético, polimerización de olefinas: polietileno, adición de olefinas: polibutadieno, oxidación de olefinas: óxido de propileno, oxidación de alcanos, ácido tereftálico, adípico y polimerización-condensación: fibra de poliéster (Fuentes y Díaz, 1997).

Estas reacciones catalíticas se caracterizan por llevarse a cabo a bajas temperaturas presentando selectividades elevadas, hecho que se logra por medio de la selección adecuada del metal de transición, de los ligandos, del disolvente y de las condiciones de reacción. Nuevamente se enfatiza que los altos rendimientos y selectividades provienen del conocimiento del mecanismo que caracteriza a la catálisis homogénea y que permite optimizar el proceso conociendo los ciclos catalíticos completos.

Hay que tomar en cuenta que uno de los inconvenientes de la catálisis homogénea es la dificultad de separar el catalizador del medio reaccionante, factor que representa un mayor costo que el de los procesos heterogéneos convencionales.

Debido a esta inconveniencia se ha intentado diseñar "catalizadores homogéneos soportados", en los cuales se busca inmovilizar el complejo metálico activo sobre un soporte (básicamente sílice, alúmina o carbón).

1.4.2.3.- Catálisis Heterogénea

Como ya se ha mencionado, la catálisis es un fenómeno en esencia químico. Por ende, la habilidad de una sustancia para actuar como catalizador en un sistema específico depende de su naturaleza química.

Fuentes y Díaz (1997) explican que en catálisis heterogénea el fenómeno catalítico se relaciona con las propiedades químicas de la superficie del sólido que ha sido elegido como catalizador, siendo estas propiedades superficiales un reflejo de la química del material sólido.

Los metales de transición Fe, Ni, Pt, Pd, etc. son buenos catalizadores en reacciones que incluyen hidrógeno e hidrocarburos (hidrogenación, deshidrogenación, hidrogenólisis). Esto se debe a que esas moléculas interactúan fácilmente con la superficie de esos metales.

Los óxidos (NiO, ZnO) son muy buenos catalizadores de oxidación debido a que fácilmente interactúan con el oxígeno y los hidrocarburos en su superficie.

Generalmente los óxidos son muy poco utilizados en hidrogenación porque durante la reacción se reducen para dar metal. Los sulfuros se caracterizan por catalizar reacciones de moléculas conteniendo azufre.

Existe una clase especial de óxidos como la alúmina (Al_2O_3), la sílice (SiO_2) y la magnesia (MgO), los cuales no interaccionan mucho con el oxígeno y son, por lo tanto, malos catalizadores de oxidación. Sin embargo, estos óxidos interaccionan fácilmente con el agua y son muy buenos catalizadores de deshidratación.

La anterior exposición y una recopilación sintetizada de catalizadores sólidos y de las reacciones que éstos llevan a cabo condujo a Roginskii (1976) a proponer una relación entre propiedades electrónicas y catalíticas, que se resumen en la tabla 1:

Tipos de sólidos	Reacciones	Catalizadores
(conductores)	Hidrogenación, deshidrogenación, hidrólisis	Fe, Ni, Pt, Pd, Ag, Rh, Ru
(semiconductores) óxidos y sulfuros	Oxidación, deshidrogenación, desulfuración	NiO, ZnO, MnO_2 , Cr_2O_3 ,
(aislantes) óxidos	deshidratación	Al_2O_3 , SiO_2 , MgO
ácidos	Isomerización, polimerización Craqueo, alquilación	H_3PO_4 , H_2SO_4 ,

Tabla 1. Tipos de Catalizadores y sus aplicaciones.

Se observa entonces que existe cierta compatibilidad entre catalizador, reactivos y productos. Para que el fenómeno catalítico ocurra, es necesaria una interacción química entre el catalizador y el sistema reactivos-productos. Esta interacción no debe modificar la naturaleza química del catalizador a excepción de su superficie. Esto significa que la interacción entre el catalizador y el sistema reaccionante se observa en la superficie del catalizador y no involucra el interior del sólido. Este requerimiento conduce al concepto de adsorción.

La adsorción de moléculas de una fase fluida (gas o líquido) en la superficie de un sólido está estrechamente ligada a la catálisis heterogénea. Todos los sólidos tienen la propiedad de fijar (adsorber) en su superficie las moléculas, átomos, o iones que se encuentren a su alrededor. Una superficie puede formarse por la ruptura de un cristal perteneciente a un sólido covalente, como por ejemplo el diamante o cualquier metal. En el proceso de ruptura del cristal, algunos enlaces covalentes entre átomos se rompen, lo que origina que cada átomo en la superficie posea una o más valencias libres. El número y tipo de estas valencias depende de la estructura del sólido y del ángulo que haya sido utilizado para provocar la fractura. Cualquier átomo que se localice en la superficie creada se encuentra en una posición poco usual, el número de vecinos que poseía antes de la formación de la superficie ha disminuido y experimenta un conjunto de fuerzas no balanceadas. Esta situación conduce al fenómeno de energía libre superficial. Esta energía libre superficial se podría comparar con la tensión superficial de los líquidos, sin embargo tiene mayor fuerza debido a la mayor energía de cohesión de un sólido que de un líquido. Si una molécula con afinidad hacia estas valencias libres se acerca lo suficiente, se producirá un rearrreglo electrónico con el sistema tal como se observa en una reacción química. El resultado es la fijación de la molécula en la superficie a través de una adsorción química o quimisorción como se muestra en la figura 4.

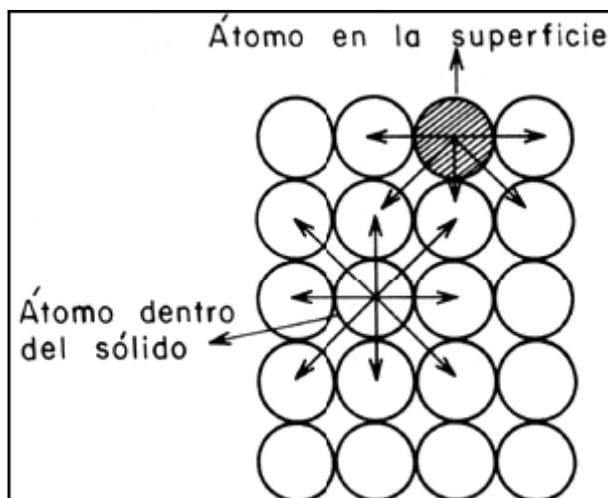


Figura 4. Representación de una superficie y balance de fuerzas en la superficie y el interior del sólido.

Algunas de las características de la quimisorción son:

1. Hay especificidad, sólo algunos sitios superficiales adsorben ciertas moléculas.
2. Hay una interacción de los estados electrónicos del adsorbato (gas) y del adsorbente (sólido), lo que se traduce en la formación de un verdadero enlace químico.
3. Como consecuencia de la reacción química superficial (rompimiento y formación de enlace) se desprende una cantidad elevada de calor.
4. La quimisorción requiere del suministro de una cierta cantidad de energía para iniciar el proceso (energía de activación). Proceso activado no espontáneo.

La otra forma de adsorción reconocida es la que ocurre por fuerzas del tipo Van der Waals, entre un átomo o una molécula y la superficie. En este caso no existe rearrreglo electrónico en el sistema y sólo las fuerzas de atracción electrostáticas o atracciones dipolares son puestas en juego. A este tipo de interacción que ocurre sin modificación alguna de la molécula se le ha llamado adsorción física o menos frecuentemente, fisorción. Algunos criterios de distinción entre los dos fenómenos son mostrados en la tabla 2.

Criterio de distinción Quimisorción Adsorción física

Criterio de distinción	Quimisorción	Adsorción física
Calor de adsorción	40-800 kJ / mol	8-20 kJ / mol
Energía de activación	Si hay	No hay
Temperatura	Dependen de la E_a	Dependen del punto de ebullición
Número de capas formadas	Una	Más de una

Tabla 2. Criterios de Distinción entre la Quimisorción y la Adsorción Física.

1.4.2.3.- Deshidratación Catalítica de Etanol para la Obtención de Etileno:

Mecanismo de Reacción

"Deshidratación" es el término técnico que denota el rompimiento de una molécula en dos partes, una de las cuales es agua. Es fácil observar que al retirar un átomo de hidrógeno y un ión hidroxilo (OH) del etanol, se producirá etileno. El mecanismo es de la manera mostrada en la figura 5:

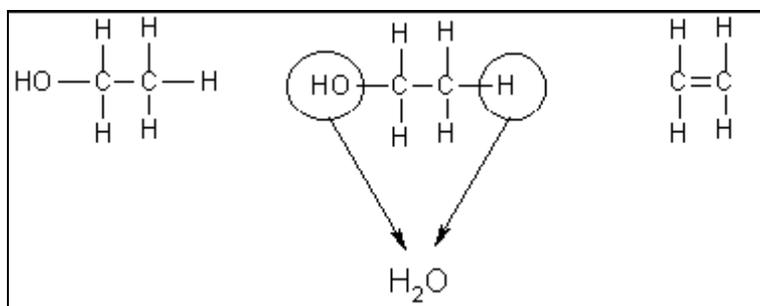


Figura 5. Un rearrreglo simple de los átomos de etanol produce etileno y agua.

La mejor manera para obtener este resultado es por el uso de zeolita como catalizador de forma similar al craqueo de hidrocarburos.

El mecanismo de reacción exacto es ligeramente vago, pero se puede pensar que el paso crucial de la reacción no es más que una reacción ácido-base.

Una manera de romper la molécula de etanol es por medio de donar una base (el ion hidroxilo, OH^-) y un ácido, el ion etil carbeno, CH_3CH_2^+ . Sitios altamente ácidos en los poros de la zeolita atacan el OH del etanol, produciendo un enlace con una molécula de agua ligada a la superficie del ion etil carbeno.

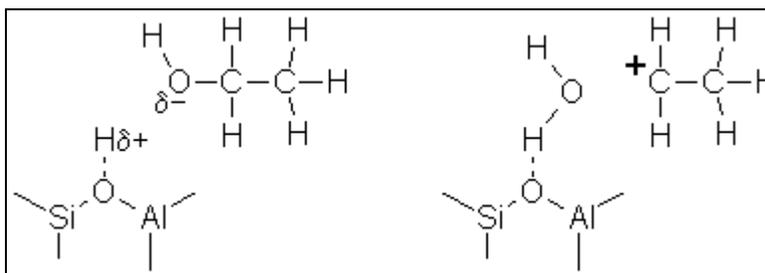


Figura 6. Ataque de una zeolita altamente ácida. Los δ^+ y δ^- se refieren a los sitios ligeramente cargados.

A pesar que este ion es altamente reactivo, no puede prevalecer en la presencia de agua en el ambiente restringido por los poros de la zeolita. El ión etil carbeno encuentra mayor facilidad en la pérdida de un ión de hidrógeno, produciendo así, etileno.

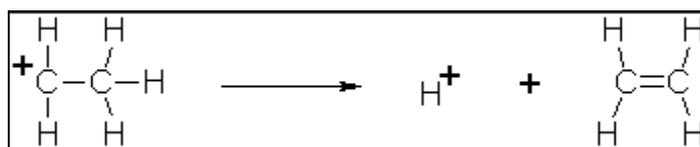


Figura 7. Pérdida de un protón. Formación de Etileno.

1.4.3.- Reactores

Fogler (1998) explica que la cinética química y el diseño de reactores son el corazón de la producción de casi toda la industria química.

La parte de la química que se preocupa del estudio de la evolución de las reacciones químicas, de su velocidad y de la influencia de los diferentes factores que pueden afectarla recibe el nombre de cinética química.

Para que un proceso químico sea observable es preciso que se lleve a efecto con cierta rapidez. Una reacción química cuyo ritmo de transformación sea lento, no suele tener ningún interés en la industria química, ya que, por lo general, lo que se busca con la reacción es la obtención de un determinado producto en cantidades apreciables. Lo anterior resalta la necesidad de conocer la rapidez con la que los reactivos se transforman en productos en una reacción química, es decir, su velocidad.

1.4.3.1.- Determinación de la Velocidad de Reacción

En general, la velocidad de una reacción varía con el tiempo, pues al principio la concentración de los reactivos es elevada, pero a medida que la reacción progresa, dicha concentración disminuye y con ella la velocidad del proceso.

La determinación experimental de la velocidad de reacción en un momento dado, puede hacerse a partir de la gráfica que representa la variación con el tiempo de la concentración de una cualquiera de las sustancias que intervienen. El cálculo de la pendiente permite estimar la velocidad.

La representación gráfica de los pares de valores tiempo-concentración indica que la curva es decreciente, lo que significa que la concentración de reactivo disminuye con el tiempo.

1.4.3.2.- Factores que Modifican la Velocidad de Reacción

Nuevamente, Fogler indica que un modo de explicar el mecanismo mediante el cual las reacciones químicas se llevan a efecto es admitiendo que tales procesos son el resultado del choque entre las moléculas de las sustancias reaccionantes. Sólo cuando dicho choque es suficientemente violento se romperán las moléculas y se producirá la reordenación entre los átomos resultantes. El desarrollo riguroso de estas ideas básicas constituye la llamada teoría de colisiones.

Efecto de la concentración

Por la misma razón que son más frecuentes los accidentes de tráfico en las horas pico, cuanto mayor sea el número de moléculas de los reactivos presentes en un mismo volumen más fácilmente podrán colisionar. Cuanto mayor sea el número de colisiones que se producen en la unidad de tiempo, tanto más probable será la realización de un choque eficaz, esto es, de un choque que dé lugar a la transformación de las moléculas. De esta forma se explica el hecho experimentalmente observado, de que al aumentar la concentración de los reactivos aumente la velocidad de la reacción química.

Efecto de la temperatura

De acuerdo con la teoría cinético-molecular de la materia, las moléculas constituyentes de cualquier tipo de sustancia se hallan en continua agitación vibrando o desplazándose con una energía cinética que es directamente proporcional a la temperatura absoluta T a la que se encuentre dicha sustancia.

Experimentalmente se observa que la velocidad de una reacción aumenta rápidamente con la temperatura.

Efecto del catalizador

El efecto del catalizador es, en cierto sentido, inverso al efecto de temperatura; en vez de aumentar la energía cinética de las partículas para poder salvar la cresta de la energía de activación, rebaja la altura de ésta, con lo cual hace más sencillo el proceso de transformación, pudiéndose en ocasiones llevar a cabo incluso a temperatura ambiente. El catalizador se combina con alguno de los reactivos, dando lugar a un producto intermedio de vida transitoria que reacciona con el resto con mayor facilidad. Una vez concluida la reacción se recupera, pudiendo ser nuevamente empleado.

Efecto del grado de división

Cuando el sistema está constituido por reactivos en distinto estado físico, como sólido y líquido por ejemplo, el grado de división del reactivo sólido influye notablemente en la velocidad de la reacción. Ello es debido a que, por verificarse la reacción a nivel de la superficie del sólido, cuanto más finamente dividido se encuentre éste, tanto mayor será el número de moléculas expuestas al choque y, por consiguiente, el número de choques eficaces aumentará.

1.4.3.3.- Consideraciones de Diseño de Reactores Químicos.

Según Fogler (1998), los estudios de cinética de procesos químicos denotan la influencia de los factores físicos que afectan las reacciones químicas, como por ejemplo: el tipo y forma del reactor usado, el método de operación, el control de la temperatura, si el proceso es discontinuo o continuo, si es de mezcla completa, si la cama es fija o fluidizada, en el caso de usar catalíticos.

Todas las anteriores son características de un sistema de reacción. A pesar de parecer arbitraria, esta clasificación resulta indispensable para la discusión y diseño de reactores. Los tipos de reactor y las demás consideraciones de proceso dependen del tipo de reacción que se lleve a cabo.

La manera de escoger el mejor reactor y método de operación es específico de cada sistema de reacción.

Los reactores más comunes se clasifican de la siguiente manera:

- Reactor discontinuo simple. El reactor discontinuo simple es el más común. Este reactor permite obtener muchos datos cinéticos. Todos los reactivos son cargados antes de la reacción y no se adiciona materia una vez concluida la reacción.
- Reactores semicontinuos. La adición es continua para uno de los reactivos mientras que otro fue cargado inicialmente.
- Reactores homogéneos continuos. Los reactivos se adicionan de manera continua, reaccionan y se retiran los productos de manera constante.
- Reactores heterogéneos continuos. Los reactores más comunes de fase heterogénea son los de camas fijas, móviles y fluidizadas de catalíticos.

En el dimensionamiento de reactores isotérmicos una definición que resulta de gran utilidad es el del tiempo espacial. El tiempo espacial se obtiene al dividir el volumen del reactor entre el flujo volumétrico entrante a dicho reactor:

$$\tau \equiv \frac{V}{v_o} \quad \text{(Ec. 2)}$$

Así, el tiempo espacial es el tiempo necesario para procesar un volumen reactor de fluido basado en las condiciones de entrada. El tiempo que le toma al fluido entrar completamente al reactor es el tiempo espacial, también conocido como tiempo de residencia. Ahora bien, la velocidad espacial (SV, por sus siglas en inglés) se define como:

$$SV = \frac{v_o}{V} \quad SV = \frac{1}{\tau} \quad \text{(Ec. 3)}$$

La velocidad espacial podría confundirse como un recíproco del tiempo de residencia. Sin embargo, hay una diferencia entre las definiciones de las dos cantidades. Para el tiempo de residencia, el flujo volumétrico entrante se mide a las condiciones de entrada, mientras que la velocidad espacial utiliza otras condiciones. Las dos velocidades espaciales utilizadas comúnmente en la industria son la velocidad espacial líquida horaria y la velocidad espacial gaseosa horaria, LHSV y la GHSV respectivamente, por sus siglas en inglés. El flujo volumétrico de entrada (v_o) en la LHSV es medido frecuentemente como el de un líquido a 60 ó 75 °F, aún si la alimentación al reactor pudiese ser un vapor a una temperatura mucho mayor. El v_o en la GHSV se mide normalmente a temperatura y presión estándar. El LHSV y el GHSV resultan muy útiles para determinar el volumen de del reactor y su consecuente dimensionamiento dado que representan una relación directa entre el flujo de entrada y el volumen de reactor requerido para alcanzar una conversión determinada.

1.4.3.4.- Transferencia de Calor en Lechos de Relleno.

McCabe (1991) explican que muchas reacciones catalíticas son efectuadas en reactores multitubulares que se asemejan a intercambiadores de tubo y carcasa. Por ejemplo, para una reacción endotérmica, la energía requerida para la reacción es transferida desde un fluido caliente en la coraza hasta las partículas de catalizador situadas en los tubos. Usualmente el coeficiente de transferencia de calor controlante es el del lado del tubo y generalmente se selecciona los diámetros de tubos y velocidades de flujo másico de tal manera que se mantenga una temperatura constante.

El coeficiente de transferencia de calor se basa en una temperatura media radial del gas, donde T es la temperatura que se obtendría de la mezcla de todo el gas circulando a través del tubo a una determinada distancia a lo largo de éste:

$$dQ = U dA (T - T_j) \quad (\text{Ec. 4})$$

donde $dA = \pi D_i dL$, y,

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o(D_o/D_i)} + \frac{x_w}{km} \quad (\text{Ec. 5})$$

McCabe (1991) también describen que la diferencia entre las temperaturas del sólido y el gas es generalmente de unos pocos grados en comparación de una fuerza impulsora típica ($T - T_j$) de 20 a 30°C. Debido a que la velocidad del gas entre las partículas es mucho mayor a la velocidad superficial del gas, la presencia de un relleno sólido da lugar a un coeficiente interior mayor que para un tubo vacío con la misma velocidad de flujo. Los coeficientes para un tubo relleno son mayores cuando la relación D_p/D_i es del orden de 0.15 a 0.2.

Para predecir la velocidad de transmisión de calor para diferentes tamaños de partículas y tubos, velocidad del flujo de gas, y propiedades del gas, el coeficiente hi se divide en dos partes para tener en cuenta la resistencia generada en la sección muy cercana a la pared y la resistencia del resto del lecho de relleno:

$$\frac{1}{hi} = \frac{1}{h_{lecho}} + \frac{1}{h_w} \quad (\text{Ec. 6})$$

El coeficiente del lecho h_{lecho} se obtiene a partir de una conductividad térmica efectiva ke . La siguiente ecuación permite obtener dicho valor

$$h_{lecho} = \frac{4ke}{r} \quad (\text{Ec. 7})$$

Donde r es el radio interior del tubo. La conductividad efectiva del lecho ke tiene un término estático que generalmente es del orden de $5 k_g$ cuando las partículas son de un material inorgánico como alúmina, gel de sílice o un catalizador impregnado. La contribución del flujo turbulento se agrega en la siguiente ecuación

$$\frac{ke}{k_g} \approx 5 + Re_p Pr \quad (\text{Ec. 8})$$

Donde Re_p es el número de Reynolds donde se ha utilizado el diámetro de la partícula para su cálculo. Pr es el número de Prandtl, por definición $c\mu/k$.

Por último, el coeficiente hw puede ser estimado de la siguiente ecuación empírica determinada al sustraer la resistencia calculada del lecho de la resistencia global medida

$$N_{NU} = \frac{h_w D_p}{k_g} = 1,6 (Re_p)^{0,51} (Pr)^{1/3} \quad (\text{Ec. 9})$$

La caída de presión se calcula mediante la ecuación de Ergun.

$$\frac{\Delta P g_c \Phi_s D_p}{L \rho V_0^2} \frac{\varepsilon^3}{1-\varepsilon} = \frac{150(1-\varepsilon)}{\Phi_s D_p V_0 \rho / \mu} + 1,75 \quad (\text{Ec. 10})$$

Donde:

ΔP = caída de presión en el lecho, psi, Pa, etc.

g_c = Factor de proporcionalidad de la ley de Newton, 32,1ft/lb/lbf o
9.81 mkg/kgf-s²

D_p = Diámetro de partícula, m, ft

Φ_s = esfericidad

V_0 = velocidad superficial, m/s, ft/s

μ = viscosidad en la pared, cp, kg/ms

L = Longitud de lecho, m, ft

ε = Porosidad o fracción del volumen de huecos en un lecho de sólidos.

ρ = densidad, lb/ft³, kg/m³

CAPITULO II. ASPECTOS GENERALES

2.1.- Materia Prima: Etanol

El compuesto químico etanol, o alcohol etílico, es un alcohol que se presenta como un líquido incoloro e inflamable con un punto de ebullición de 78 °C.

Según Wade (1993) indica el etanol, C_2H_5OH , es el segundo miembro de la serie alifática de los alcoholes. El etanol, a excepción de su uso en las bebidas alcohólicas, se presenta como una mezcla de 96% etanol y 4% agua para su empleo industrial. A pesar de que hay etanol puro disponible, es más costoso.

2.1.1- Propiedades Físicas

En la tabla N°3 se muestran las propiedades físicas del etanol:

Estado de agregación	Líquido
Apariencia	Incoloro
Densidad	810 kg/m ³ 0,810 gr./cm ³
Masa molecular	46
Punto de ebullición	351,6 K (78,6 °C)
Punto de fusión	158,9 K (-114,1 °C)
Temperatura crítica	514 K (241 °C)
Presión crítica	63 atm.

2.1.2- Propiedades Químicas

En la tabla N°4 se muestran las propiedades químicas del etanol

Acidez (pK _a)	15,9
Solubilidad en agua	Miscible
$\Delta_f H^0_{\text{gas}}$	-235.3 kJ/mol
$\Delta_f H^0_{\text{líquido}}$	-277.6 kJ/mol

2.1.3.- Reacciones del Etanol

Combustión del Etanol.

El etanol combustiona con una flama pálida azul para formar dióxido de carbono y agua.



Oxidación del Etanol.

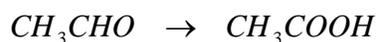
El Etanol se oxida con:

- Dicromato de potasio, $K_2Cr_2O_7$,
- Dicromato de Sodio, $Na_2Cr_2O_7$,
- Permanganato de Potasio, $KMnO_4$,

Para formar etanal.



Si el agente oxidante está en exceso se puede generar un ácido Carboxílico.



Deshidratación de etanol.

A microescala, cuando el etanol se mezcla con ácido sulfúrico concentrado y es calentado hasta 170°C, se forma etileno. (Un mol de etanol pierde un mol de agua.)



Para una temperatura de 140 °C, se produce dietil éter (dos moles de etanol pierden un mol de agua).



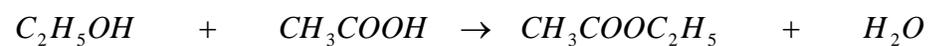
Deshidrogenación del etanol.

El etanol se oxida en etanal al pasar un flujo de vapor sobre cobre a 300°C.



Esterificación del Etanol

El Etanol reacciona con ácidos orgánicos para formar ésteres.



2.2.- Metodos de Obtención

Hay dos grande caminos industriales para llegar al etanol el primero de ellos es la reacción de etileno con vapor. La mayor cantidad de etanol utilizado en la industria se produce por una reacción de adición entre etileno y vapor (el proceso inverso de la deshidratación del alcohol). Al ser una reaccion exotérmica al aumentar la temperatura disminuye la constante de equilibrio y favorece la formación de reactantes.



A continuación en la figura 8 se muestra la variación de la constante de equilibrio para la hidratación del etileno con respecto de la temperatura.

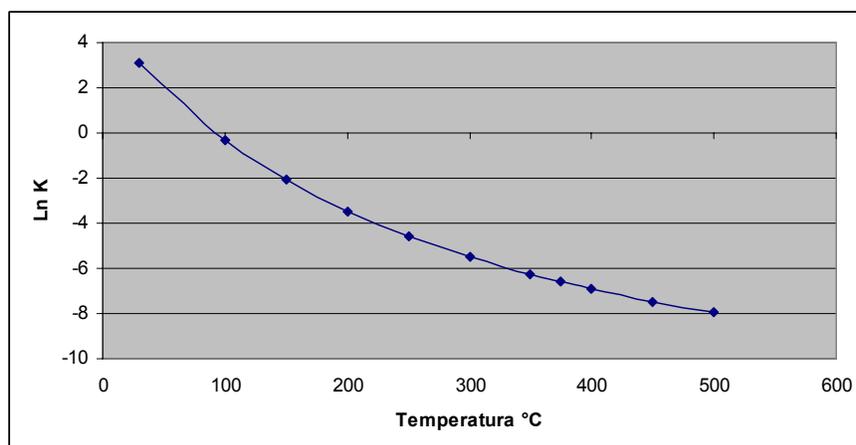
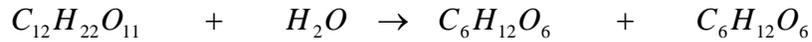
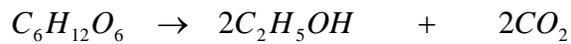


Figura 8. Variación de la constante de equilibrio con respecto a la temperatura.

El otro método utilizado consiste en la fermentación alcohólica. Esta consiste en el calentamiento de una solución de sacarosa a la que se le adiciona levadura actuando como catalizador para convertir la sacarosa en glucosa y fructosa.



La glucosa y la fructosa formadas se convierten en etanol y dióxido de carbono por al enzima zimasa presente en la levadura.



2.3.- Usos del Etanol

El etanol se usa:

- En la manufactura de bebidas alcohólicas
- Como un solvente ampliamente utilizado en pinturas y fármacos
- En la manufactura de etanal y ácido acético
- Como combustible. Como fluido en termómetros y en la preservación de especimenes biológicos.

2.4.- Producto: Etileno

El etileno o eteno, $\text{CH}_2:\text{CH}_2$, peso molecular 28,05 g., es el hidrocarburo olefínico o insaturado más sencillo. Es un gas incoloro e inflamable, con olor débil y agradable. Se usa mucho como materia prima en la industria química orgánica sintética.

La molécula es plana y está formada por cuatro enlaces simples C-H y un enlace doble C=C, que le impide rotar excepto a altas temperaturas.

2.4.1- Propiedades Fisicoquímicas

Las propiedades fisicoquímicas son presentadas en la tabla N°5

Tabla 5: Propiedades fisicoquímicas	
Punto de fusión	-169,4° C
Punto de ebullición	-103, 8° C
Densidad del vapor	0,9852 (aire=1)
Tensión superficial al Pto. de ebullición	16,5 dinas/cm
Viscosidad a 0° C	0,000093 poises
Calor de vaporización al Pto. de ebullición	118,5 cal/g
Calor de hidrogenación	32,8 kcal/mol
Calor de combustión (bruto)	337,28 kcal/mol
Temperatura crítica	9,90° C
Presión crítica	50,7 Atm.
Densidad crítica	0.227
Límite de inflamabilidad en el aire	
Min	3-3,5%
Max	16-29%
Temperatura de autoignición en aire a Presión Atm.	490° C

Las reacciones químicas del etileno pueden ser divididas en aquellas que tienen importancia comercial y otras de interés puramente académico. Esta división es necesariamente arbitraria y las reacciones incluidas en la segunda categoría pueden llegar a pertenecer a la primera en el futuro.

La primera categoría comprende en orden de importancia:

Polimerización

La polimerización del etileno representa el segmento más grande de la industria petroquímica con el polietileno ranqueado en el primer lugar como consumidor del etileno. El etileno (99,9 % de pureza), es polimerizado bajo específicas condiciones de temperatura y presión y con la presencia de un iniciador catalítico, generándose una reacción exotérmica.

Oxidación

Las reacciones de oxidación del etileno dan oxido de etileno, acetaldehído y acetato de vinilo.

Adición

Las reacciones de adición tienen considerable importancia, en el siguiente orden decreciente de consumo:

Reacción	Para la producción de
Halogenación-Hidrohalogenación	Dicloruro de etileno, Cloruro de etileno Dibromuro de etileno
Alquilación	Etilbenceno, Etiltolueno
Oligomerización	Alfaolefinas, Alcoholes primarios lineales
Hidratación	Etanol

Tabla 6. Reacciones de adición

El derivado más importante obtenido por adición es el dicloruro de etileno (ranqueado tercero como consumidor de etileno), y del que se obtiene el PVC.

2.5.- Aplicaciones y Productos Principales y Secundarios del Etileno

El etileno ocupa el segmento más importante de la industria petroquímica y es convertido en una gran cantidad de productos finales e intermedios como plásticos, resinas, fibras y elastómeros (todos ellos polímeros) y solventes, recubrimientos, plastificantes y anticongelantes.

A continuación se presenta una descripción de los compuestos que se obtienen industrialmente a partir del etileno:

Polietileno (PE)

Es un termoplástico que se caracteriza por ser resistente, flexible y poco denso. Como ejemplos de aplicación se pueden nombrar recipientes, tubos flexibles, sogas y películas.

Tipos de Polietileno

En general hay dos tipos de polietileno:

- De baja densidad (LDPE)
- De alta densidad (HDPE).

El de baja densidad tiene una estructura de cadena enramada, mientras que el polietileno de alta densidad tiene esencialmente una estructura de cadena recta.

El polietileno de baja densidad fue producido comercialmente por primera vez en el Reino Unido en 1939 mediante reactores autoclave (o tubular) necesitando presiones de 14.500 psi (100 Mpa) y una temperatura de unos 300°C. El polietileno de alta densidad fue producido comercialmente por primera vez en 1956-1959 mediante los procesos de Philips y Ziegler utilizando un catalizador. En estos procesos la presión y temperatura para la reacción de conversión del etileno en polietileno fueron considerablemente más bajas. Por ejemplo, el proceso Philips opera de 100 a 150 °C y 290 a 580 psi (2 a 4 MPa) de presión.

Sobre 1976 se desarrolló un nuevo proceso simplificado a baja presión para la producción de polietileno, el cual utiliza una presión de 100 a 300 psi (0,7 a 2 Mpa) y una temperatura de unos 100 °C. El polietileno producido puede

describirse como un polietileno lineal de baja densidad (LLDPE) y tiene una estructura de cadena lineal con ramificaciones laterales cortas, inclinadas.

Policloruro de vinilo (PVC)

Se obtiene por adición a partir del cloruro de etileno. Sus principales características son ser resistente, elástico y poco desgastable; es por esto que se utiliza en revestimientos de suelos, paredes y tanques, caños y juntas.

Poliestileno

Se obtiene a partir de estireno o feniletano. Se caracteriza por ser transparente y rígido por lo que se lo puede utilizar en inyección, extrusión y piezas termoformadas (envases desechables, interiores de heladera) y también en aislamientos (expandido).

Poliacrilonitrilo

Se utiliza como monómero el acrilonitrilo o cianoeteno. Es un compuesto fuerte, fácil de teñir y puede hilarse. Estas características lo hacen apto para la fabricación de fibras textiles.

Politetrafluoroeteno

Se fabrica a partir de tetrafluoroeteno. Es un polímero muy inerte, no adhesivo y autolubricante, además de su gran resistencia a altas temperaturas.

Oxido de etileno

Es un gas incoloro o un líquido incoloro, móvil e inflamable. Se usa mucho como intermedio químico en la fabricación de glicol etilénico, glicoles polietilénicos y sus derivados, etanolaminas, cianhidrina etilénica y detergentes no iónicos. Se usa también como fumigante.

De sus derivados es el óxido propilénico el más importante de los óxidos de alquilenos, y el óxido de estireno el más importante de los derivados aromáticos.

2.6.- Método Actual de Obtención

Acorde a la IOCD (2004) en Estados Unidos la materia prima dominante para la obtención de olefinas C_2/C_3 es el gas natural rico en etano, propano y butano (llamado gas natural húmedo, así como los gases de refinería. Allí se encuentran en cantidad muy abundante y proporcionan por craqueo catalítico (FCC = fluid catalytic craking), preferido en EE.UU., altos rendimientos en etileno.

El modo de trabajo de la disociación de nafta se divide en los siguientes pasos:

Disociación de la nafta en hornos tubulares.

La nafta, previamente vaporizada, se introduce junto con vapor de agua sobrecalentado, en los tubos de unos 50-200 m de largo y de 80-120 mm de diámetro del horno de disociación. Los tubos de cromo-níquel se disponen verticalmente en los modernos hornos de craqueo de alta intensidad (High Severity). Se calientan directamente por combustión de gases o aceites a unos 1050°C en sus partes más calientes.

Templado

Los productos de disociación salen del espacio en que ésta se produce a unos 850°C y tienen que enfriarse rápidamente a unos 300°C (templado) para evitar reacciones subsiguientes. Primeramente se realiza esto en forma indirecta, con producción de vapor, por templado en los refrigerantes y, finalmente, por aceite pulverizado.

Compresión de los gases de disociación y purificación.

En esta fase se separan el agua utilizada en el proceso y la bencina de pirólisis y se comprimen los constituyentes gaseosos en el compresor de gas bruto para su purificación haciéndolos pasar por un baño alcalino, por ejemplo de soda cáustica al 5-15% que separa el H_2S y el CO_2 .

Secado, enfriamiento y destilación a baja temperatura.

Antes de proceder a la propia elaboración se debe realizar un cuidado desecado para que en la subsiguiente destilación a baja temperatura no haya perturbaciones por formación de hielo. El gas bruto seco se enfría en varios pasos y se somete a destilación fraccionada en un sistema de columnas.

Después de su separación, el etileno contiene aún acetileno y etano. El acetileno perturba la polimerización del etileno y se tiene que separar, bien por hidrogenación catalítica selectiva, bien por destilación extractiva, por ejemplo, con dimetilformamida o-N-metilpirrolidona. La separación final de etileno/etano requiere, a causa de sus temperaturas de ebullición muy semejantes, unas columnas de eficiencia muy grande. El etileno que se obtiene es de una pureza del 99,95% (grado de pureza para polimerización).

En forma análoga, después de separar los componentes de la fracción C_3 y antes de aislar propileno/propano hay que realizar la hidrogenación catalítica selectiva de las porciones de alleno y propino en propano y propeno, respectivamente. El propileno se puede aislar con una pureza del 99,9%.

CAPITULO III. PARTE EXPERIMENTAL

3.1.- Introducción

Este capítulo tiene como objetivo a través de las pruebas de laboratorio determinar el catalizador con mayor desempeño para el posterior diseño de una planta de etileno a partir de etanol utilizando el catalizador seleccionado.

A partir de este capítulo se busca establecer la conversión del catalizador y su temperatura de reacción óptima.

La preparación de los catalizadores se realizó en base al artículo “Combustion synthesis of perovskite-type catalysts for natural gas combustion (2003)” en el cual hace referencia de la preparación de catalizadores de óxidos de metales. Los catalizadores utilizados en las experiencias son:

1. Óxido de cobre
2. Óxido de magnesio
3. Óxido mixto 1 (70% cobre y 30% magnesio)
4. Óxido mixto 2 (70% magnesio y 30% cobre)

3.2.- Descripción de los Equipos

Para llevar a cabo las pruebas para la obtención de etileno a partir de etanol, no se requiere de grandes infraestructura para estas pruebas. Los equipos que se ocuparon son a pequeña escala en comparación a una planta productora de etileno, debido al poco volumen de etanol que se ocupó como se muestra en la figura 9.

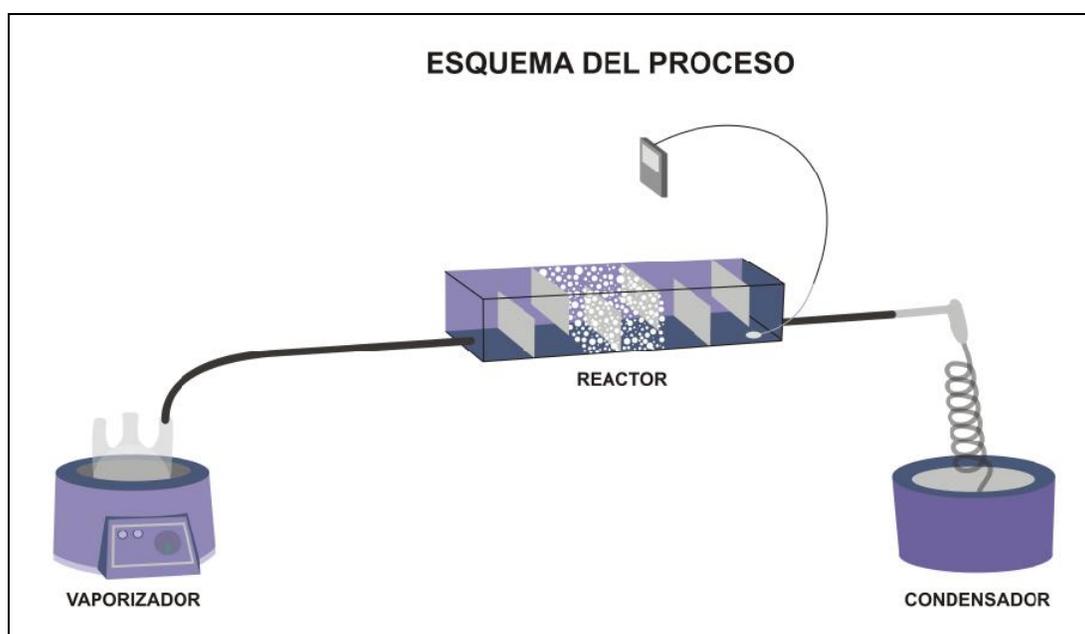


Figura 9. Esquema del Proceso

3.2.1.- Matraz de tres bocas (Vaporización).

Este matraz tiene tres bocas y es de vidrio como se muestra en la figura 10. Está conectado por una de sus bocas con el reactor a través de una pequeña cañería, y otra de su boca sirve para alimentar el etanol. Además este matraz tendrá un calefactor en la parte inferior, que le proporcionará el calor necesario para que este matraz funcione como evaporador. Así se usará para calentar el etanol, hasta el punto que se evapore.



Figura 10. Vaporizador

3.2.2.- Reactor

La configuración del reactor del utilizado en los experimentos se muestra en la Fig. 11. Una caja de acero inoxidable de largo 20 [cm], ancho de 10 [cm] y alto [4 cm], que en su interior contiene 5 celdas donde se rellena el catalizador. El reactor esta conectado al matraz que evapora el etanol, y por otro lado a un condensador, que es donde se obtiene el producto liquido. Una hoja de aluminio cubre al reactor para sellar los canales.

Se hacen dos ranuras a través de los costados del reactor, donde una termocupla puede ser instalada y trasladada sin problemas para controlar o medir la temperatura de las diferentes regiones de la placa de reacción.

La placa está firmemente situada entre dos soportes cubierta con un aislante y ladrillos refractarios para evitar la pérdida de temperatura, que integran dos calentadores situados uno en la parte inferior y el otro situado en la parte posterior de la caja ,para mantener los canales de la placa de reacción a una temperatura determinada. Se utilizan pernos de acero inoxidable para sostener todas las partes.



Figura 11. Reactor



Figura 12. Interior del reactor

3.2.3.- Condensador

Este condensador es de vidrio, este está conectado al reactor por donde recibe los gases que se produjeron de la reacción que se llevó a cabo en el reactor.

Este condensador está conectado a una llave de agua potable a través de una manguera, esta agua no tiene contacto con los gases, solo es para enfriar para que así condensen los gases. Esta agua que entra sale y se va por el alcantarillado.

Los gases que condensan salen por la boca inferior del condensador, donde hay un recipiente que recoge el condensado.



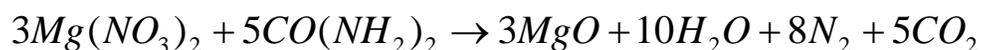
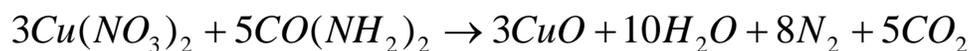
Figura 13. Condensador

3.3.- Preparación del Catalizador

3.3.1.- Introducción

La preparación de los catalizadores consiste principalmente en una reacción entre una solución acuosa de nitratos de metales (oxidantes) y urea (combustible).

Las reacciones involucradas son las siguientes:



Los catalizadores utilizados en las experiencias son:

1. Oxido de cobre
2. Oxido de magnesio
3. Oxido mixto 1 (70% cobre y 30% magnesio)
4. Oxido mixto 2 (70% magnesio y 30% cobre)

3.3.2.- Soporte

Se establece una relación 10% en peso entre el catalizador y el soporte.

El soporte consiste en una lana mixta de alúmina (Al_2O_3) y sílice (SiO_2) con pequeños contenidos de zirconia y titania, sobre el cual se deposita el componente activo (metal) de la manera más homogénea posible. Comercialmente se conoce como Fibratec Bulk, las cuales son fibras largas y flexibles fabricadas por el proceso "hilados" (spun), el cual le otorga más fortaleza a los productos de fibra.

Las características del soporte se resumen en la Tabla 7.

Como el soporte es una lana, no resulta difícil darle forma manualmente, de manera que se pesaron trozos pequeños de la fibra para obtener pellets de tamaños similares, pero la fibra debe ser previamente secada para evitar el efecto de la humedad en la medición de su masa. Una vez pesada la lana se le da forma esférica a través de moldeado manual, generando pellets de aproximadamente 3-5 mm de diámetro.

Modelo	Fibratec Bulk HT
Características físicas: Temperatura de funcionamiento	1315 °C
Composición química: Al ₂ O ₃ SiO ₂ ZrO ₂ Fe ₂ O ₃ TiO ₂	44-50 % 50-56 % 13-19 % 0.1-0.2 % 0.1-0.2 %

Tabla 7. Características del soporte del catalizador (Comercial Chile)

3.3.3.- Catalizador

El nitrato y la urea se mezclan en cantidades estequiométricas, los cuales son diluidos con agua para formar una solución acuosa homogénea. Después el soporte es impregnado con la solución acuosa.

A continuación en las tablas se muestran las cantidades de masa en g. para preparar un gramo de óxido.

Componente	Masa (gramos)
CO(NH ₂) ₂	1,2
Cu(NO ₃) ₂ *3H ₂ O	3,01

Tabla 8. Preparación de un gramo de óxido de cobre

Componente	Masa (gramos)
CO(NH ₂) ₂	2,46
Mg(NO ₃) ₂ *6H ₂ O	6,345

Tabla 9. Preparación de un gramo de óxido de magnesio

Componente	Masa (gramos)
$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	1,62
$\text{Mg}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1,9
$\text{Cu}(\text{NO}_3)_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	2,125

Tabla 10. Preparación de un gramo de óxido mixto 1

Componente	Masa (gramos)
$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	2,04
$\text{Mg}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	4,35
$\text{Cu}(\text{NO}_3)_2 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	0,9

Tabla 11. Preparación de un gramo de óxido mixto 2

Nota: El detalle de los calculos se encuentra en el anexo 1

Los catalizadores se llevan al horno aproximadamente 45 minutos, llevándose acabo la síntesis de combustión.

En el horno se produce la desintegración de la urea. La urea forma el ión amonio, los óxidos se reducen (aproximadamente a los 200°C), luego el cobre y el magnesio se deposita en el soporte, el nitrogeno contenido en los nitratos se oxida hasta N_2 u oxidos nitrosos volatiles.

En la figura 14 se muestra una solución de nitrato con urea en el horno, donde se produce la desintegración de la urea para obtener finalmente los óxidos.

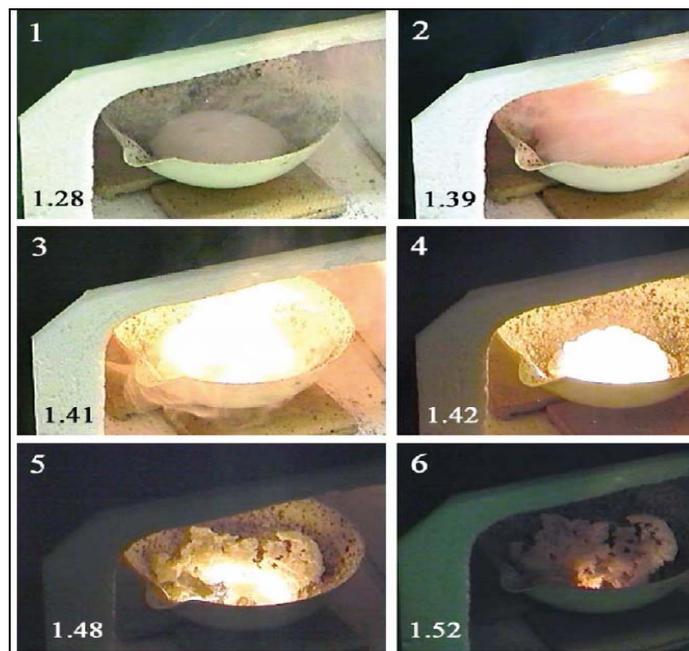


Figura 14. Solución de nitratos, en diferentes etapas hasta formar los óxidos, a través de la síntesis de combustión.

Los catalizadores se retiran del horno dejándolos a temperatura ambiente y es medida su densidad ($68,75 \text{ kg/m}^3$), para luego ser llevado al reactor, la figura 15 muestra los catalizadores luego de la preparación.



Figura 15. Catalizadores: izquierda con MgO y derecha con CuO.

3.4.- Caracterización de los Catalizadores

La técnica de difracción de rayos X nos permite identificar las fases presentes en los catalizadores. Descontando las señales propias de los soportes, los difractogramas corroboran la presencia de las fases: óxido de cobre y óxido de magnesio esperadas.

Se decidió hacer un análisis de rayos x para explorar la estructura de la materia cristalina de los catalizadores.

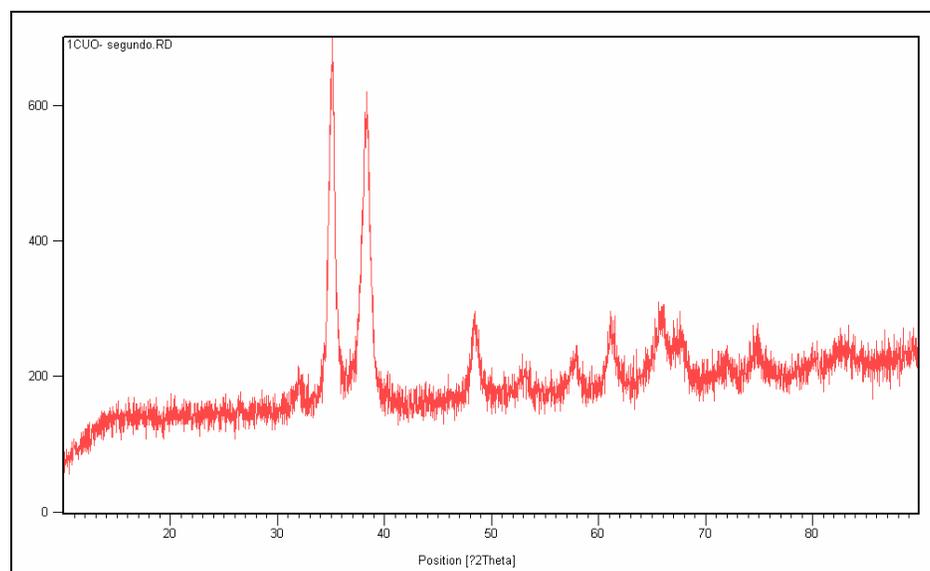


Figura 16. Rayos X de CuO puro.

La figura 16 ilustra los resultados de los rayos x del catalizador que contenía CuO puro, se observa una estructura cristalina con un aporte de material amorfo.

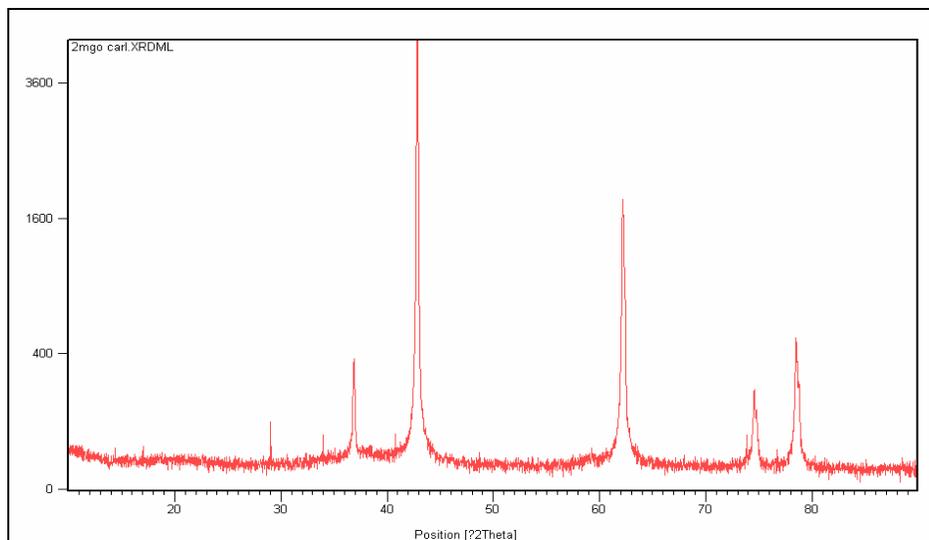


Figura 17. Rayos X de MgO puro.

La figura 17 ilustra los resultados de los rayos x del catalizador que contenía MgO puro, se observa una estructura donde el porcentaje cristalino es mucho más importante respecto al CuO. Lo que se ve reflejado en peaks mas definidos de mayor absorvancia relativa. Podemos concluir que el catalizador de MgO es más cristalino, por lo tanto es de esperar una mayor selectividad catalítica.

3.5.- Procedimiento Experimental

La reacción catalítica de la deshidratación de etanol a etileno se lleva a cabo en un reactor a presión atmosférica. Se alimentan 100 ml de etanol 96% al evaporador, donde es vaporizado y es transmitido hacia el reactor. La temperatura de reacción en el interior del reactor está controlada en el rango de 300 - 400°C, se mantiene una velocidad espacial $0,75 \text{ h}^{-1}$. El producto líquido (etanol + agua) se condensa utilizando agua como medio de enfriamiento a 15°C, una vez medida la cantidad de producto líquido, se determina la conversión de etanol.

Este condensado se lleva al difractómetro, arrojando un índice, con el cual se obtiene a través de bibliografía el porcentaje de masa de etanol y la densidad de la mezcla. Con estos se pueden obtener los gramos totales, los gramos de etanol y agua de la mezcla, para después obtener los moles y finalmente la conversión.

La reacción involucrada es la siguiente:



3.6.- Experiencias

Se realizaron tres experiencias en el laboratorio. El objetivo de las dos primeras era establecer el catalizador con mayor conversión de etanol y la cantidad de masa de catalizador en el reactor.

El objetivo de la tercera experiencia era determinar la temperatura de reacción óptima, con el catalizador con mayor desempeño en las experiencias anteriores.

3.6.1.- Experiencia N°1

Se realizó con los 4 catalizadores y las condiciones son las siguientes:

T reacción =400°C

Masa de catalizador=22 gramos (2 celdas del reactor)

Soporte= Fibrtec Bulk

Moles entrada etanol=1,6295 (100ml de etanol)

A continuación se muestran los resultados de la experiencia N°1

2 Celdas					
Catalizador	g. agua	g. etanol	moles agua	moles etanol	conversión etanol
CuO	9,10	21,25	0,50	0,46	0,71
MgO	15,07	15,07	0,83	0,32	0,79
70% Cu y 30% Mg	10,71	19,90	0,59	0,43	0,73
70% Mg y 30% Cu	10,74	18,29	0,59	0,39	0,75

Tabla 12.Resultados Experiencia N°1

Nota: El detalle de los calculos se encuentra en el Anexo I

3.6.1.1.- Conclusiones Experiencia N°1

En estas primeras pruebas se observó que hay una mejor conversión con MgO puro en comparación con las mezclas y CuO puro.

En cuanto a los catalizadores que contenían CuO, se observó que al abrir el reactor los catalizadores tenían manchas de color café, como se puede observar en la figura 18. Se cree que estas manchas se puedan deber a un depósito de algún tipo de polímero, ya que al poner estos en el horno a 500°C el catalizador pierde la coloración café y vuelve a estar como recién sintetizado.



Figura 18. Catalizador que contienen CuO, después de las pruebas.

3.6.2.- Experiencia N°2

Se realizó con los 4 catalizadores y a diferencia de la primera experiencia se utilizó más masa de catalizador (3 celdas del reactor), las condiciones son las siguientes:

T reacción = 400°C

Masa de catalizador = 33 gramos (3 celdas del reactor)

Soporte = Fibratec Bulk

Moles entrada etanol = 1,6295 (100ml de etanol)

A continuación se muestran los resultados de la experiencia N°2

3 celdas						
catalizador	g. totales	g. agua	g. etanol	moles agua	moles etanol	conversión etanol
CuO	35,8	12,5	23,3	0,69	0,50	0,68
MgO	37,4	22,4	14,9	1,24	0,32	0,80
70% Cu y 30% Mg	36,2	17,0	19,1	0,94	0,41	0,74
70% Mg y 30% Cu	39,7	21,8	17,8	1,21	0,38	0,76

Tabla 13. Resultados Experiencia N°2

3.6.2.1.- Conclusiones Experiencia N°2

En las segundas pruebas se sigue observando que hay una mejor conversión con MgO puro en comparación con las mezclas y CuO puro, por que se demuestra que es más eficiente el catalizador de MgO.

En cuanto a los catalizadores que contienen CuO, se sigue observando manchas café provenientes quizás de algún tipo de polímero formado.

3.6.3.- Experiencia N°3

Como se observó en las pruebas anteriores, los catalizadores de MgO son los más eficientes, una vez establecido el catalizador (MgO) con mayor conversión de etanol y la cantidad de masa de catalizador en el reactor, la tercera experiencia es determinar la temperatura de reacción óptima, con el catalizador con mayor desempeño en las experiencias anteriores.

A continuación se muestran los resultados de la experiencia N°3

3 celdas	Oxido de Magnesio					
temperatura	g. totales	g. agua	g. etanol	moles agua	moles etanol	conversión etanol
400°C	37,40	22,44	14,96	1,24	0,32	0,80
375°C	36,78	23,53	13,24	1,30	0,28	0,82
350°C	41,15	29,62	11,52	1,64	0,25	0,85
325°C	39,29	19,64	19,64	1,09	0,42	0,73

Tabla 14. Resultados Experiencia N°3

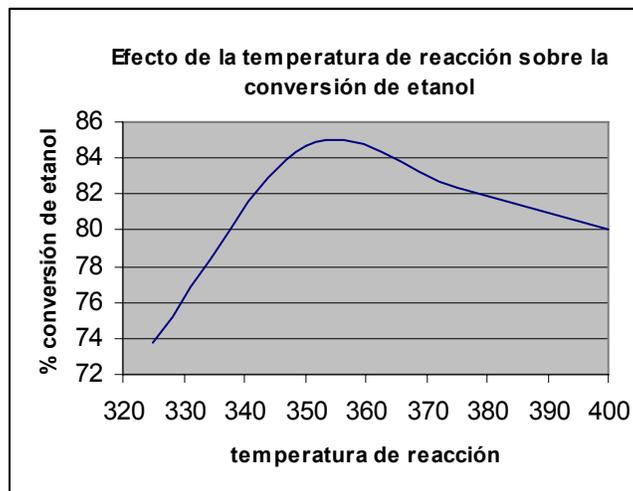


Figura 19. Efecto de la temperatura de reacción sobre la conversión de etanol

3.6.3.1.- Conclusiones Experiencia N°3

De los datos obtenidos en estas últimas pruebas, el catalizador de MgO tiene una mejor eficiencia a una temperatura de 350°C, teniendo aquí la más alta conversión de 85%. La disminución de la conversión al aumentar la temperatura desde los 350°C se puede explicar, por que aumenta la diferencia de temperatura entre el gas y la partícula, aumentando los límites difusivos externos disminuyendo la conversión o a errores en el procedimiento experimental. Se descarta la hidratación de etileno ya que no es factible termodinamicamente por lo expuesto en el marco teórico (ver 2.2).

La actividad de los catalizadores es de 0,00418(mol etileno/min* gr cat.)

CAPITULO IV: PROCESO PRODUCTIVO

4.1.- Introducción

Una vez escogido en el capítulo anterior el catalizador que se va a utilizar, óxido de magnesio, es necesario determinar la capacidad y requerimiento de la materia prima de la planta. También el proceso que se va a utilizar para el posterior diseño de los equipos principales de la planta de etileno a partir de etanol.

4.2.- Materia Prima y Producto Terminado

4.2.1.- Materia Prima: Etanol 96%.

Se escogió como materia prima etanol 96% vol (93.8% peso), material compuesto básicamente de 96% etanol y 4% agua, con características fisicoquímicas acorde a lo presentado en el marco teórico.

4.2.2.- Producto terminado: Etileno Grado Polímero.

Kochar, Merims y Padia (1981) en su artículo “Ethylene from Ethanol” presentan las distintas composiciones de etileno que se puede obtener dependiendo del proceso (grado A o sin destilar, grado B y grado C). El etileno grado B y grado C (o grado polímero) exigen un mayor grado de refinamiento e incluyen un proceso de destilación. El proceso está diseñado para este mayor grado de refinación y por lo tanto se debe contar con un aumento en el requerimiento de etileno por el mencionado proceso de destilación.

La composición establecida para el proceso corresponde a la del etileno grado C (Grado Polímero). Su composición se muestra a continuación en la tabla 15.

Composición de Etileno grado C	
Componente (mol)	Etileno grado C (grado polímero)
Metano (ppm)	0
CO (ppm)	5
CO ₂ (ppm)	5
Etano (%)	10
Propileno (%)	0,05
Hidrocarburos C ₄ (%)	0
Pesados (incluyendo acetaldehído, éter)	0
Etileno	99,9

Tabla 15. Composición de Etileno grado C

4.3.- Capacidad y Requerimientos de Materia Prima

4.3.1.- Determinación de la Capacidad del Proceso

En Chile, la industria del plástico se mueve acorde con el extraordinario crecimiento de las diferentes variables económicas en el país y por lo tanto se ha desarrollado una dinámica industria en este importante sector de la economía.

La fortaleza de la economía chilena se mide por su creciente y sostenida presencia en el mercado internacional. Y el sector del plástico no ha estado ajeno a esta dinámica.

Tanto es así que en los últimos años a triplicado sus importaciones de polímeros de etileno en forma primaria.

Año	CIF (US\$)
2002	74.834.403
2003	85.199.619
2004	126.288.498
2005	187.550.839
2006	212.739.893
2007	215.703.881

Tabla 16. Importaciones de polímeros de etileno en forma primaria en Chile (PROCHILE)

En Chile, acorde a la información de PROCHILE, el año 2007 las importaciones de polímeros de etileno en forma primarias (polietileno de alta densidad) ascendieron a US\$ 215 millones. Las importaciones chilenas se concentraron en un 90% en tan solo 3 mercados. Siendo los principales mercados de origen de las importaciones Brasil, Corea y Estados Unidos como se muestra a continuación:

País Origen	Cantidad kg	Fob (US\$)	Cif (US\$)
Argentina	7.393.852,5	9.871.506,3	10.388.886,0
Brasil	50.552.990,4	65.260.275,7	72.162.661,0
Canadá	2.380.685,3	3.138.964,4	3.451.782,0
Corea del sur	42.762.740,3	63.326.866,1	67.541.439,6
Estados Unidos	36.806.863,1	50.129.918,7	53.099.043,0
Otros	4.979.832,7	8.477.055,9	9.060.069,8
total general	144.876.964,5	200.204.587,4	215.703.881,7

Tabla 17. Cantidad de kilogramos importados año 2007 (PROCHILE)

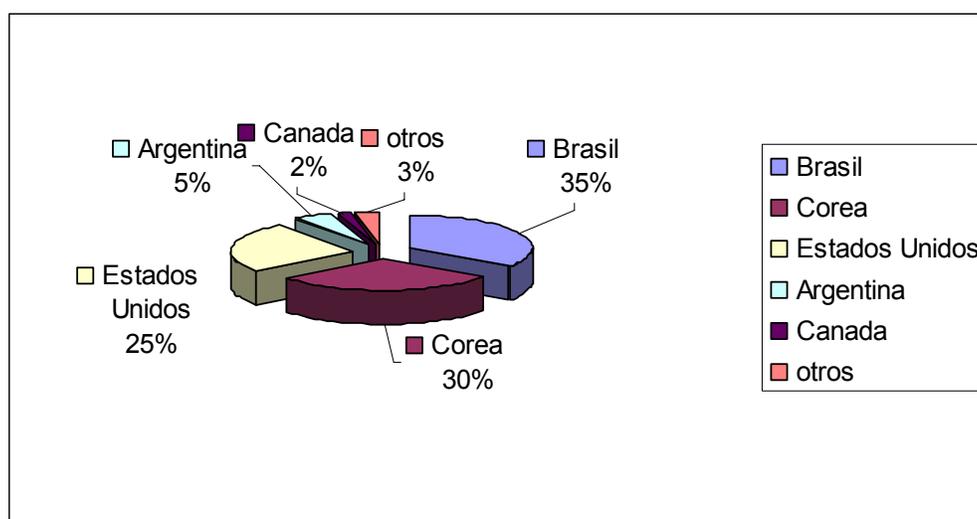


Figura 20. Origen de importaciones chilenas de polietileno de alta densidad año 2007 (PROCHILE)

Si bien las importaciones de etileno puro son reducidas, se puede apreciar un gran mercado potencial en las importaciones de polímeros a partir de etileno básico. La clave está en proveer esta materia prima para su producción en el país. Así se partirá de la base que la industria de este tipo de polímeros representan un cliente potencial y consecuente fuente de demanda de etileno.

La demanda de 145.000 toneladas de polietileno de alta densidad para Chile en el año 2007, servirá de base para el cálculo de la capacidad del proceso. Khare et al (2002) reportan que para un proceso comercial de producción de polietileno de alta densidad (HDPE) se obtienen 0,8581 kilogramos de HDPE por cada kilogramo alimentado de etileno.

$$\frac{1 \text{ ton } M \text{ alimentada etileno}}{0,8581 \text{ ton } M \text{ HDPE}} * 145000 \text{ ton } M \text{ HDPE} = 170000 \text{ ton } M \text{ etileno}$$

Así, este requerimiento total es de 170.000 toneladas de etileno. Se tomara como base que se logrará introducción en el 15% del mercado con una demanda de etileno de 25.500 toneladas de etileno.

4.3.2.- Requerimientos de Materia Prima

La materia prima del proceso es etanol, material cuyas características fisicoquímicas han sido detalladas en el marco teórico. Se escoge etanol 96% vol. (93,8 % peso). La composición es 96% de etanol y 4% de agua (vol). La reacción de deshidratación genera etileno y agua en proporción equimolar con variaciones en composición del etileno dependiendo de la selectividad promovida por el catalizador.

El catalizador escogido es el de oxido de magnesio, los detalles del catalizador su selección y rendimiento se presentan en el Capitulo III. De dicho capitulo se tiene que para la temperatura de reacción es de 350 °C se tiene una conversión de 85% de etanol.

Acorde a Kochar, Merims y Padia (1981) un incremento del 2,1% en la materia prima es recomendable por cada kilogramo de etileno grado C producido.

En base a lo anterior se determina los siguientes requerimientos de materia prima:

$$\left(\frac{25500 \text{ TM } C_2H_4}{\text{año}} \right) * 1,021 = 25.525 \frac{\text{TM } C_2H_4}{\text{año}}$$

$$\left(\frac{25525 \text{ TM } C_2H_4}{\text{año}}\right) * \left(\frac{1 \text{ TM mol } C_2H_4}{28 \text{ TM } C_2H_4}\right) * \left(\frac{100 \text{ TM mol } C_2H_5OH}{85 \text{ TM mol } C_2H_4}\right) * \left(\frac{46 \text{ TM } C_2H_5OH}{1 \text{ TM } C_2H_5OH}\right) = 47652 \frac{\text{TM } C_2H_5OH}{\text{año}}$$

Tomando en cuenta que la materia prima es etanol 96% vol (93,8 % peso)

$$\left(\frac{47652 \text{ TM } C_2H_5OH}{\text{año}}\right) * \left(\frac{1 \text{ TM } C_2H_5OH \text{ 96\%}}{0,938 \text{ TM } C_2H_5OH}\right) = 50801 \text{ TM } C_2H_5OH$$

Anual (TM/año)	50801
Mensual (TM/mes)	4618,27
Diario (TM/día)	153,94
por hora (kg/h)	6414,27
por segundo (kg/s)	1,78
Anual (m3/año)	62717,28
Mensual (m3/mes)	5701,57
Diario (m3/día)	190,05
por hora (m3/h)	7,92
por segundo (m3/s)	0,0022

Tabla 18. Requerimientos de materia prima (etanol)

4.4.- Descripción del Proceso

El proceso utilizado para la obtención de etileno a partir de la deshidratación catalítica de etanol es el expuesto por Donis (2006). A continuación se describe las operaciones constitutivas del proceso.

4.4.1.- Vaporización del Etanol

Se necesita que la materia prima esté en fase gaseosa para la reacción catalítica. El etanol 96% vol (comercial) alimentado a 20°C es vaporizado a presión atmosférica en un intercambiador de calor, suministrando energía para su precalentamiento hasta el punto de ebullición, así como la energía necesaria para la vaporización del 80% del material líquido. El 20% no vaporizado es recirculado desde un tanque separador. El medio calefactor es vapor a 100 psi ubicado en el lado de los tubos.

4.4.2.- Sobrecaentamiento del Etanol

El objetivo de esta operación es llevar el vapor formado en la operación anterior a la temperatura de reacción. El vapor resultante de la operación anterior es sobrecaentado hasta la temperatura de operación isotérmica del reactor 350°C. El calor es suministrado por vapor Dowtherm A.

4.4.3.- Reacción de Deshidratación Catalítica

En este punto el etanol se convierte en una mezcla equimolar de etileno y agua, siempre tomando en cuenta la cantidad mínima de impurezas formadas por selectividad del proceso. La reacción se lleva a cabo en un reactor isotérmico de lecho fijo calentado por vapor de Dowtherm A. la reacción se lleva a cabo a 350°C, con un requerimiento de energía de 1590 J/g etileno formado. El catalizador empleado, se ubica en tubos dentro de una carcasa vertical donde fluye el medio calefactor. En esta fase temprana del proceso ya se tiene un producto final utilizable.

4.4.4.- Recuperación de Calor

Con el objetivo de recuperar parte de la energía térmica en el gas de reacción, este se emplea para precalentar el agua de alimentación de la caldera que genera el vapor para el calentamiento del etanol inicial. Esto también ayuda a la disminución de temperatura del gas de reacción previo a su entrada a las torres de enfriamiento por contacto. La recuperación se realiza en un intercambiador de carcasa y tubos, reduciendo la temperatura del gas. Esta etapa también ayuda a disminuir las dimensiones del equipo por contacto de la siguiente operación.

4.4.5.- Enfriamiento por Contacto Directo

La reducción de temperatura permite condiciones de operación favorables para las próximas etapas, a la vez que genera una deseable deshumidificación del gas entrante. El enfriamiento se lleva a cabo en dos torres empacadas donde el gas entra en contacto con el agua de enfriamiento.

4.4.6.- Compresión

Para lograr el grado de purificación deseada en los futuros pasos de lavado y destilación, es necesario comprimir el gas. La compresión se lleva a cabo en 3 etapas de compresión adiabática con enchaquetado para mantener constante temperatura de entrada a siguiente etapa.

4.4.7.- Eliminación de CO₂: Lavado Cáustico

Para purificar el etileno a grado polímero, es necesario reducir la concentración de dióxido de carbono. Esto se logra en una torre empacada de lavado cáustico donde la absorción con reacción del dióxido de carbono se lleva a cabo con una solución diluida de hidróxido de sodio.

4.4.8.- Secado del gas

Previo a su ingreso a las torres de destilación el etileno debe estar libre de presencia de agua. Esto se efectúa por medio de un sistema de secado en lecho fijo de sílica gel. El sistema consiste de dos torres con sílica gel en su lecho. Mientras una torre trabaja, el desecante de la otra está siendo regenerado. Lo anterior permite la reducción de la humedad a cantidades imperceptibles en el gas.

4.4.9.- Sistema de Destilación

Para lograr la separación de las impurezas pesadas y la mayor parte del etano, el etileno se ingresa a una torre de destilación, donde los materiales pesados son rechazados en el fondo y el etileno y compuestos ligeros son retirados en el destilado por medio de condensación con propano como refrigerante (la temperatura en el condensador es de -20°C).

En este punto se logró obtener etileno grado polímero, composición 99.95%. El etileno saliente puede ser almacenado a presión o servir como alimentación para la gran variedad de procesos derivados de este material.

Diagrama del Proceso

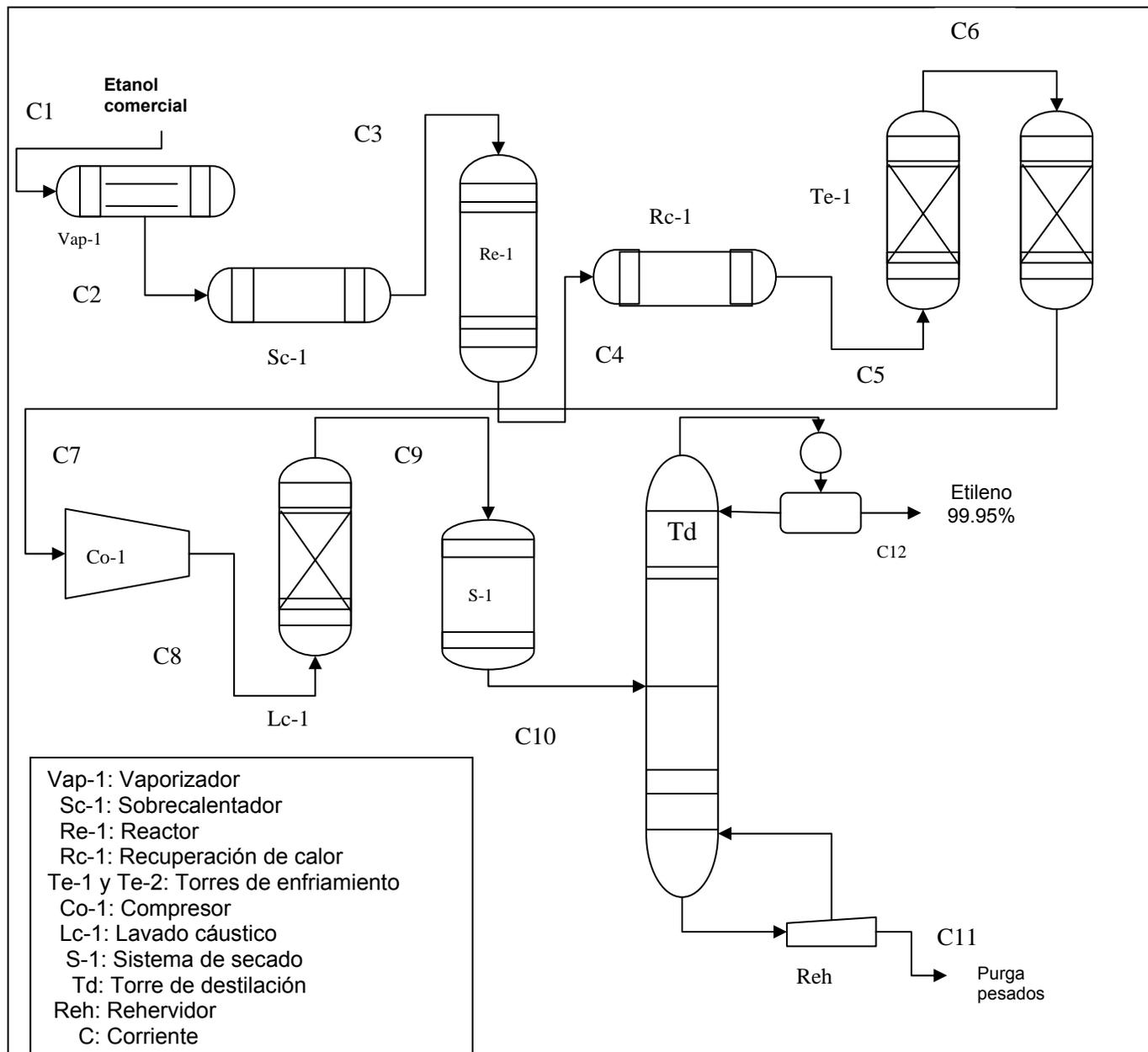
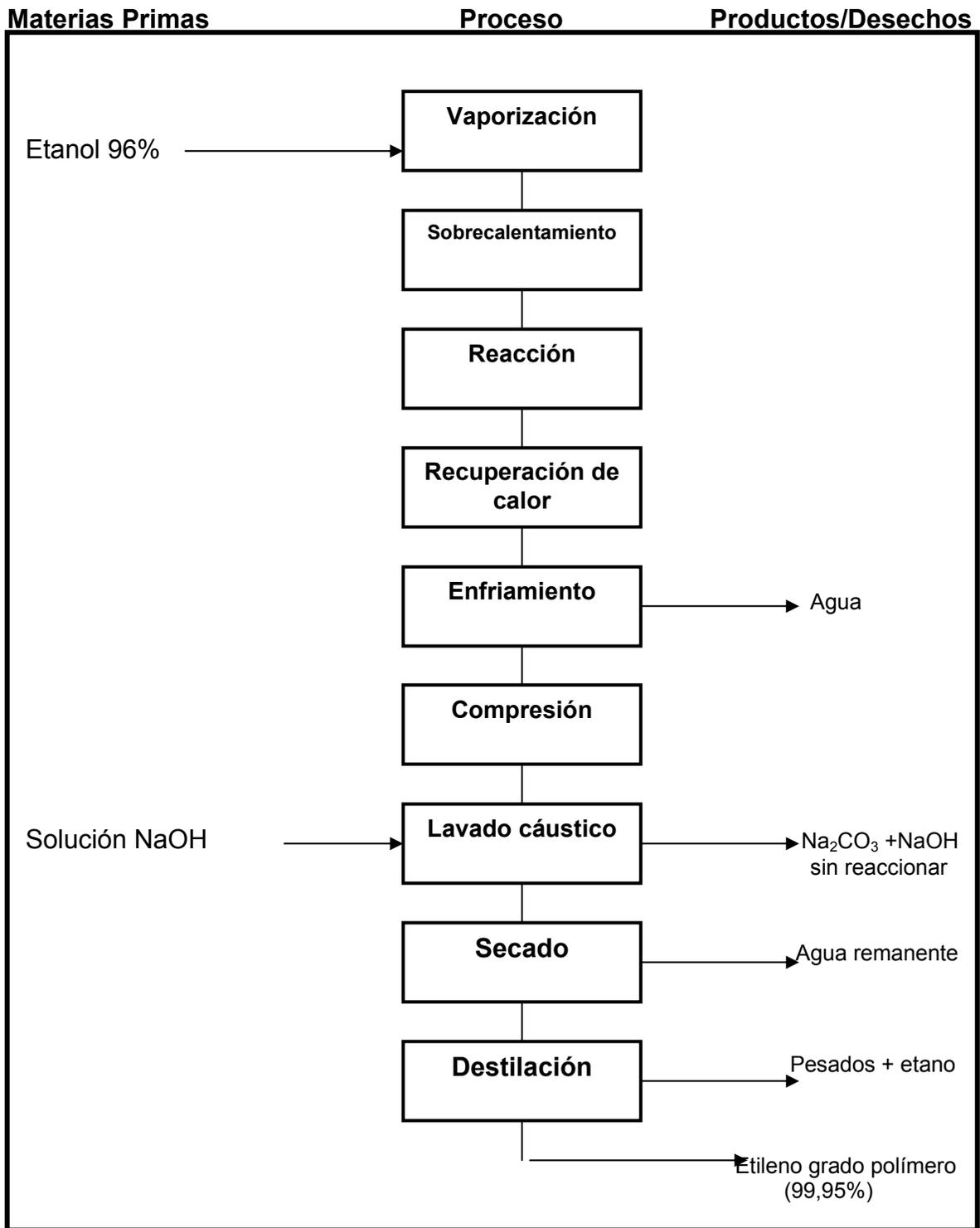


Figura 21. Diagrama del proceso



4.5.- Especificaciones de los Equipos

A continuación se muestran las especificaciones de los equipos involucrados en el proceso.

4.5.1.- Vaporizador de Etanol

Tabla 19. ESPECIFICACIONES VAPORIZADOR		
Dimensiones	Sistema ingles	Sistema internacional
Ds interno	17,25 (plg)	0,4381 (m)
Espaciamiento deflectores	3,45 (plg)	0,087 (m)
Longitud de tubos	16 pies	4,87 (m)
De tubos	1 (plg)	0,0254 (m)
BWG	16	16
Cantidad de tubos	166	166
Paso lado tubos	2	2
Material carcasa	Acero al carbon	Acero al carbon
Material tubos	Acero al carbon	Acero al carbon
Transferencia de Calor	Sistema ingles	Sistema internacional
Superficie	521,37 (pies ²)	48,43 (m ²)
Uc	74,45 (Btu/hpies ² °F)	422,8 (J/sKm ²)
Ud	67,84 (Btu/hpies ² °F)	385,33 (J/sKm ²)
Rd	0,0013	0,0013
Caída presión carcasa	2,72 (psi)	18,75 (kPa)
Caída presión tubos	1,729 (psi)	11,92 (kPa)
Fluido por carcasa	Etanol 96%	Etanol 96%
Fluido por tubo	Vapor 100 psi	Vapor 100 psi

Nota: El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 4

4.5.2.- Sobrecalentador de Etanol

Tabla 20. ESPECIFICACIONES SOBRECALENTADOR		
Dimensiones	Sistema inglés	Sistema internacional
Ds interno	33 (plg)	0,8382 (m)
Espaciamiento deflectores	6,6 (plg)	0,1676 (m)
Longitud de tubos	16 pies	4,87 (m)
De tubos	1,5 (plg)	0,0381 (m)
BWG	16	16
Cantidad de tubos	70	70
Paso lado tubos	4	4
Material carcasa	Acero al carbon	Acero al carbon
Material tubos	Acero al carbon	Acero al carbon
Transferencia de calor	Sistema inglés	Sistema internacional
Superficie	439,6 (pies ²)	40,84 (m ²)
Uc	45,93 (Btu/hpies ² °F)	260,88 (J/sKm ²)
Ud	37,82 (Btu/hpies ² °F)	214,81 (J/sKm ²)
Rd	0,0046	0,0046
Caída presión carcasa	1,14 (psi)	7,86 (kPa)
Caída presión tubos	4,81 (psi)	33,16 (kPa)
Fluido por carcasa	Dowtherm A	Dowtherm A
Fluido por tubo	etanol 96%	etanol 96%

Nota: El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 5

4.5.3.- Reactor Catalítico

Tabla 21. Especificaciones Reactor		
Dimensiones	Sistema inglés	Sistema internacional
LHSV	0,75 h-1	0,75 h-1
Catalizador requerido	940,2 lb	426,5 kg
Temperatura de reaccion	662°F	350°C
Ds interno	90 (plg)	2,28 (m)
Longitud de tubos	40 pies	12,192 (m)
De tubos	1 (plg)	0,0254 (m)
BWG	16	16
Cantidad de tubos	2022	2022
Superficie	13749,6 (pies ²)	1277 (m ²)
Uc	41,2 (Btu/hpies ² °F)	250,3 (J/sKm ²)
Rd	0,013	0,013
Caída presión carcasa	0,015(psi)	0,1 (kPa)
Caída presión tubos	3,45 (psi)	23,78 (kPa)

Nota: El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 6

4.5.4.- Recuperación de Calor: Pre calentador

Tabla 22. ESPECIFICACIONES PRECALENTADOR		
Dimensiones	Sistema inglés	Sistema internacional
Ds interno	15,25 (plg)	0,387 (m)
Espaciamiento deflectores	14,4 (plg)	0,365 (m)
Longitud de tubos	16 pies	4,87 (m)
De tubos	1,5 (plg)	0,0381 (m)
BWG	16	16
Cantidad de tubos	25	25
Paso lado tubos	4	4
Material carcasa	Acero al carbon	Acero al carbon
Material tubos	Acero al carbon	Acero al carbon
Transferencia de calor	Sistema inglés	Sistema internacional
Superficie	157 (pies ²)	14,58 (m ²)
Uc	56,54 (Btu/hpies ² °F)	320,58 (J/sKm ²)
Ud	53 (Btu/hpies ² °F)	300,51 (J/sKm ²)
Rd	0,0011	0,0011
Caída presión carcasa	0,2 (psi)	1,37
Caída presión tubos	0,32 (psi)	2,2 (kPa)
Fluido por carcasa	gas reacción	gas reacción
Fluido por tubo	agua	agua

Nota: El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 7

4.5.5.- Torres de Enfriamiento

Tabla 23. ESPECIFICACIONES TORRES DE ENFRIAMIENTO				
Equipo	Torre 1		Torre 2	
Dimensiones	Sistema ingles	SI	Sistema ingles	SI
Tipo de empaque	rashig	rashig	rashig	rashig
Material de empaque	cerámica	cerámica	cerámica	cerámica
Tamaño empaque	2plg	0,051 (m)	2plg	0,051 (m)
D torre	3,6 (pies)	1,1 (m)	3,6 (pies)	1,1 (m)
Altura de empaque	10,79 (pies)	3,29 (m)	17,84 (pies)	5,44 (m)
Ntog	13,05	13,05	22,15	22,15
Htog	0,82 (pies)	0,252 (m)	0,8 (pies)	0,245 (m)
T entrada gas	392°F	200 °C	149°F	65°C
Tsalida gas	149°F	65 °C	68°F	30°C
Y entrada (m agua/m gas seco)	0,6	0,6	0,14	0,14
Y salida (m agua/m gas seco)	0,14	0,14	0,03	0,03
Caída presión	0,35 (psi)	2,42 (kPa)	0,43 (psi)	2,9 kPa
material	acero	acero	acero	acero

Nota: El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 8

4.5.6.- Compresor

Tabla 24. ESPECIFICACIONES COMPRESOR		
Dimensiones	Sistema inglés	Sistema internacional
Presión entrada	14,7 (psi)	101,35 (kPa)
Presión salida	350 (psi)	2413,16 (kPa)
Etapas	3	3
Relación global de compresión	24	24
Relación para una etapa	2,88	2,88
Volumen de gas comprimido	1902,8 (pie ³ /min)	0,89 m ³ /s
Eficiencia	83%	83%
Potencia de freno	30 hp	22371 W
Enfriamiento por etapa	437142,9 (Btu/h)	128 (kJ/s)
Agua de enfriamiento	24 GPM	0,0015 (m ³ /s)

Nota: El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 9

4.5.7.- Torre de Lavado Cáustico

Tabla 25. ESPECIFICACIONES TORRE DE LAVADO CAUSTICO		
Equipo	Torre de lavado	
Dimensiones	Sistema ingles	SI
tipo de empaque	rashig	rashig
material de empaque	cerámica	cerámica
solución NaOH (%peso)	4%	4%
tamaño empaque	1,5 plg	0,0381 (m)
D torre	1,312 (pies)	0,4 (m)
altura de empaque	11,7 (pies)	3,57 (m)
Kga	2,2 lbmol/pies ³ hatm	9,6E-8 kgmol/m ³ sPa
Y entrada (mol CO ₂ /mol inerte)	2,10E-04	2,10E-04
Y salida (mol CO ₂ /mol inerte)	8,14E-06	8,14E-06
Caída presión	0,42 (psi)	2,89 (kPa)
material	acero	acero

Nota: El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 10

4.5.8.- Torres de Secado

Tabla 26. ESPECIFICACIONES TORRE DE SECADO		
Dimensiones	Sistema inglés	Sistema internacional
cantidad de torres	2	2
adsorbente	sílica gel	sílica gel
cantidad de adsorbente	24520,32 lb	11145,6 kg
D torre	6,96 pies	2,088 m
altura de lecho	18,41 pies	5,52 m
Tiempo de operación	12h	12h
tiempo de regeneración	12h	12h

Nota: El detalle de los cálculos se encuentra en el Anexo 11

4.5.9.- Torre de Destilación

Tabla 27.ESPECIFICACIONES TORRE DE DESTILACION		
Equipo	Torre de destilación	
Dimensiones	Sistema ingles	SI
Número de platos	49	49
Tipos de platos	capucha	capucha
Relación de reflujo	2,25	2,25
Eficiencia etapa	54%	54%
Temperatura cabeza	4°F	-20°C
Temperatura fondos	136°F	57,8°C
Separación de platos	20 plg	3,6 m
Diámetro torre	3,28 pies	1 m
Altura	50 pies	15,2

CAPITULO V: EVALUACION ECONOMICA

5.1.- Introducción

Este capítulo tiene como objetivo determinar la factibilidad económica

La etapa de evaluación económica, busca determinar mediante ciertas metodologías, la rentabilidad de la inversión en el proyecto lo cual requiere de la información necesaria para cuantificar el total de gastos previos y durante su puesta en marcha, así como también costos e ingresos de operación posteriores a la puesta e marcha.

Los pasos considerados en la evaluación económica son los siguientes:

- Estimación de costos: Equipos, Materias Primas, Personal, Ventas y Precios.
- Predicción de cómo estos varían durante la vida del proyecto.
- Tratamiento de esta información, para obtener una medida o índice de la rentabilidad.

Entre los criterios de evaluación, existen dos clases de índices:

- En función del dinero: Valor Actual Neto (V.A.N.)
- En función de una tasa de retorno de capital: Tasa Interna de Retorno (T.I.R)

De los métodos existentes, el más confiable, y usado actualmente, es el V.A.N., ya que es el único que considera todos los flujos, su magnitud, el tiempo y el valor del dinero en el tiempo.

Además este criterio plantea que un proyecto debe aceptarse si su valor actual neto es igual o superior a cero, donde el V.A.N. es la diferencia entre todos sus ingresos y egresos expresados en moneda actual.

Matemáticamente hablando, el V.A.N. se define como:

$$V.A.N. = \sum_{t=1}^n \left[\frac{I_t - E_t}{(1+i)^t} \right] - I_0 \quad (\text{Ec. 11})$$

Donde:

I_t : Ingresos en el periodo t

E_t : Egresos en el periodo t

i : Tasa de interés atractivo de la empresa

I_0 : Inversión inicial

5.2.- Inversión Total

La inversión total inicial es la suma del capital fijo, el capital de trabajo y los gastos de la puesta en marcha.

5.2.1.- Capital Fijo

El capital fijo se refiere a las inversiones necesarias para la adquisición del terreno, de los equipos y su instalación, y todos aquellos gastos necesarios para que la planta esté en condiciones de operar.

El capital fijo se divide en:

- Costos Directos
- Costos Indirectos

5.2.1.1.- Costos Directos

Como costos directos se consideran los siguientes ítems (Peters & Timmerhaus (2003):

- a) Costos de Equipos: el costo total de los equipos va a ser la suma de los costos de los equipos principales más los costos de los equipos auxiliares. Las tablas N° 29 y 30 presentan el resumen de los costos de inversión de los equipos involucrados en el proceso. Los valores aquí presentados se obtuvieron a través de estimaciones de los costos de los equipos.

Tabla 29. Costos de Equipos Principales CE2008=583,7/389,5=1,498				
Operación	Equipo	Cantidad	Costo, US\$ (1998)	Costo US\$, (2008)
Vaporización	Intercambiador	1	10.500	15.729
Calentamiento	Intercambiador	1	10.400	15.579,2
Reacción	Reactor	1	450.000	674.100
Recuperación de calor	Intercambiador	1	10.000	14.980
Enfriamiento	Torre empacada 1	1	26.000	38.948
	Torre empacada 2	1	28.000	41.944
Compresión	Compresor	1	500.000	749.000
Lavado Cáustico	Torre empacada	1	9.800	14.680,4
Secado	Torre adsorción	2	35.000	104.860
Destilación	Torre de platos	1	193.000	289.114
Calderas	Vapor, 100 psi	1	100.000	149.800
	Dowtherm A, 375°C	1	200.000	299.600
Total			1.572.700	2.408.334,6

Tabla 30. Costos de Equipos Auxiliares CE2008=583,7/389,5=1,498				
Operación	Equipo	Cantidad	Costo, US\$ (1998)	Costo US\$, (2008)
Vaporización	Bombas	1	3.000	4.494
	Separador	1	6.000	8.988
Enfriamiento	Bombas	2	3.000	8.988
	Ventiladores	2	20.000	59.920
Lavado Cáustico	Bombas	1	3.000	4.494
Destilación	Rehervidor	1	8.000	11.984
	Condensador	1	12.000	17.976
	Bombas	1	3.000	4.494
	Separador	1	6.000	8.988
Suministro de agua	Bombas	4	3.000	17.976
Total			64000	148.302

Con lo que obtenemos que el costo total de los equipos es igual a:

Costo Total Equipos = US\$ 2.556.637

El desarrollo detallado de estas estimaciones se encuentra en el Anexo 14

- b) Instalaciones: Estos costos incluyen aislación y pintura, y se estiman en un 25% del costo total de equipos (Peters & Timmerhaus (2003), es decir :

Costo Instalaciones = US\$ 639.159

- c) Instrumentación y Control: este costo se estima que es el 8% del costo total de los equipos (Peters & Timmerhaus (2003), es decir

Costo Instrumentación y Control = US\$ 204.530

- d) Cañerías (Instaladas): este costo se estima que es el 10% del costo total de los equipos (Peters & Timmerhaus (2003), es decir.

Costo Cañerías = US\$ 255.663

- e) Instalaciones Eléctricas: este costo se estima que es el 10% del costo total de los equipos (Peters & Timmerhaus (2003), es decir:

Costo Instalaciones Electricas: US\$ 255.663

- f) Edificios: este costo se estima que es el 10% del costo total de los equipos (Peters & Timmerhaus (2003), es decir:

Costos edificios = US\$ 255.663

- g) Servicios Generales y Mejoras: este costo se estima que es el 10% del costo total de los equipos (Peters & Timmerhaus (2003), es decir:

Costo servicios generales y mejoras= US\$ 255.663

- h) Valor del Terreno: La planta estará ubicada en la bahía de San Vicente, parque petroquímico de Concepción debido que ahí se encuentra la planta de Petroquímica Dow S.A productor de polietileno. Estimando que el valor del terreno (4,5 hectareas) en la VIII region es de 1[UF/m²] , con el valor de 1 UF=20.000 y el valor del dólar de 1US\$ =600, obtenemos que el costo del terreno es:

$$\text{Valor Terreno} = \frac{45.000 * 20.000}{600}$$

$$\text{Valor Terreno} = \text{US\$ } 1.500.000$$

- i) Total Costos Directos: en la siguiente tabla se muestra el resumen de los costos obtenidos:

Costos Directos	%	[US\$]
Costo total de equipos		2.556.637,00
Instalaciones	25% Costo total de equipos	639.159,25
Instrumentación y control	8% Costo total de equipos	204.530,96
Cañerías	10% Costo total de equipos	255.663,70
Instalaciones Eléctricas	10% Costo total de equipos	255.663,70
Edificios	10% Costo total de equipos	255.663,70
Servicios generales y mejoras	10% Costo total de equipos	255.663,70
Terreno		1.500.000,00
Total Costos Directos		5.922.982,01

Tabla 31. Resumen costos directos

5.2.1.2.- Costos Indirectos

Como costos indirectos se consideran los siguientes ítems (Peters & Timmerhaus (2003):

- a) Ingeniería y Supervisión: este costo se estima que es el 5% de los Costos Directos (Peters & Timmerhaus (2003), es decir:

Ingeniería y Supervisión = US\$ 296.149

- b) Costos Legales: este costo se estima que es el 1% del Capital Fijo (Peters & Timmerhaus (2003), es decir:

Costos Legales = US\$ 74.037

- c) Costos de Construcción: este costo se estima que es 10% del Capital Fijo (Peters & Timmerhaus (2003), es decir:

Costos de Construcción = US\$ 740.372

- d) Contingencias: este costo se estima que es el 5% del Capital Fijo (Peters & Timmerhaus (2003), es decir:

Contingencias = US\$ 370.186

- e) Total Costos Indirectos: en la siguiente tabla se muestra el resumen de los costos obtenidos:

Ingeniería y Supervisión	5% Costos Directos	296.149,10
Costos Legales	1% Capital Fijo	74.037,28
Construcción	10% Capital Fijo	740.372,75
Contingencias	5% Capital Fijo	370.186,38
Total Costos Indirectos		1.480.745,50

Tabla 32. Resumen costos directos

5.2.1.3.- Capital Fijo

Capital Fijo = Costos Directos + Costos Indirectos

Capital Fijo = US 7.403.727,5

El procedimiento de cálculo para la estimación del costo fijo se encuentra en el Anexo 14

5.2.2.- Capital de Trabajo

Es parte de los costos de inversión total, tangible o intangible, que se acumulan para asegurar el desarrollo normal del proceso productivo, los cuales son capaces de permitir poner en marcha el ciclo productivo.

Si bien existen métodos más exactos para determinar el capital de trabajo, para proyectos de prefactibilidad se estiman como el 10% del capital fijo (Peters & Timmerhaus (2003).

Capital de trabajo= US\$ 740.372,7

5.2.3.- Costo Puesta en Marcha

Los costos de la puesta en marcha de la planta se estiman como un 10% del capital fijo (Peters & Timmerhaus (2003).

Costo Puesta en marcha= US\$ 740.372,7

5.2.4.- Inversión Total

$$\text{Inversion Total} = \text{Capital Fijo} + \text{Capital de Trabajo} + \text{Costo Puesta en Marcha}$$

En la siguiente tabla se muestra los valores obtenidos para cada item:

Capital Fijo	US\$ 7.403.727,5
Capital de Trabajo	US\$ 740.372,7
Costos Puesta en Marcha	US\$ 740.372,7

$$\text{Inversión Total} = \text{US\$ 8.884.473}$$

5.3.- Beneficio Anual

Para determinar la tasa interna de retorno, se requiere calcular el beneficio anual, el que se determina de la siguiente manera:

$$\textit{Beneficio Anual} = \textit{Ganancias Totales por Ventas} - \textit{Costos Total del Pr oducto}$$

5.3.1.- Ganancias Totales por Venta.

Las ganancias por venta se calculan a partir del precio de venta del etileno y de la cantidad anual producida, asumiendo que todo lo que se produce es vendido, de acuerdo a la siguiente relación:

$$G = Q * P_e$$

Donde:

G: Ganancia, US\$/año

Q: Producción anual de etileno, Ton/año

P_e: Precio de venta del etileno, US\$/año

Para las ganancias tenemos que:

$$G = 25.500 * 1.500 = 38.250.000$$

Ganancias Totales por Venta = US\$ 38.250.000

5.3.2.- Costo Total del Producto

El costo total del producto es la suma de todos los costos involucrados en la producción del producto, es decir, desde el punto de partida de la fabricación en la planta hasta su colocación en el mercado.

El costo total del producto se divide en:

- Costos de Fabricación
- Gastos Generales de la Empresa
- Gastos Financieros

5.3.2.1.- Costos de Fabricación

Estos costos incluyen todos aquellos gastos relacionados con la operación y producción de la planta, los cuales se subdividen en:

- a) Costos Directos de Producción: Aquí se incluyen todos los gastos directamente asociados con la operación de la planta (Peters & Timmerhaus (2003).

Materia Prima:

Materia prima	[kg/h]	[ton/año]	[US\$/ton]	[US\$/año]
Etanol	6.314,00	50.006,88	500,00	25.003.440,00
Hidróxido de sodio	242,00	1.916,64	450,00	862.488,00
Catalizador	0,0538	0,426	5.858,61	2495,76
				25.868.424

Tabla 33. Precios de las Materias Primas

Mano de Obra: Se refiere al costo unitario de la mano de obra, es decir, el salario promedio por hora (o día) dividido por el volumen de producción.

Mano de Obra= US\$ 300.000

Supervisión: este costo se estima que es el 15% del costo de mano de obra (Peters & Timmerhaus (2003).

Supervisión=US\$ 45.000

Servicios Generales: este costo incluye servicios tales como: agua de proceso, electricidad, etc., y se estima que es el 10% del costo total del producto (Peters & Timmerhaus (2003).

Servicios Generales= US\$ 3.655.855,9

Mantenimiento y Reparación: este costo se estima que es el 6% del capital fijo (Peters & Timmerhaus (2003).

Mantenimiento y Reparación= US\$ 444.223,6

Suministro de Operación: este costo se estima que es el 15% del costo de mantenimiento (Peters & Timmerhaus (2003).

Suministro de operación= US\$ 66.633,5

Laboratorio: este costo se estima que es el 15% del costo de mano de obra (Peters & Timmerhaus (2003).

Laboratorio= US\$ 45.000

Patentes y Royalties: este costo se estima que es el 2% del costo total del producto (Peters & Timmerhaus (2003)).

Patentes y Royalties=US\$ 731.171,2

b) Costos Fijos o Indirectos: estos gastos estan siempre en una planta que no esta operando, es decir, no dependen de la cantidad producida. Los costos fijos principales son: depreciación, contribuciones e impuestos locales, seguros (Peters & Timmerhaus (2003)).

- Depreciación: los elementos que constituyen una fábrica sufren pérdidas de su valor inicial a medida que transcurre el tiempo, se hace necesario reponer los equipos más antiguos y reemplazarlos por otros más nuevos. Por lo general se asume una vida útil de 10 años y una depreciación lineal con valor residual igual al 10% del valor inicial.

$$Depreciación = \frac{Valor\ Inicial - Valor\ Residual}{Vida\ Util}$$

Luego la depreciación por el lado de los equipos viene dada por:

$$Depreciación = \frac{Costo\ Equipo - 0,1 * Costo\ Equipo}{10} = \frac{0,9 * Costo\ Equipo}{10}$$

$$Depreciación = \frac{0,9 * 2.556.637}{10}$$

Depreciación = US\$ 230.097

- Contribuciones e Impuestos Locales: las municipalidades en donde se instalan, exige una serie de pagos que hay que efectuar localmente.

Uno de estos corresponde a las contribuciones de bienes raíces, los cuales se pagan anualmente en base a un porcentaje del valor del terreno, que se considera en un 2%.

Contribuciones = US\$ 30.000

-Seguros: las diversas instalaciones de una fábrica deben asegurarse, contra riesgos de accidentes, incendios, etc. Para los equipos y maquinarias en condiciones normales de operación, estas primas se estiman en un 1% del capital fijo.

Seguros = US\$ 74.037

- c) Costos Generales de la Planta: estos gastos, no incluidos en los costos anteriores, tienen relación directa con la operación de la planta, y no deben confundirse con los gastos generales de la empresa. Estos costos se estiman en un 5% del costo total del producto (Peters & Timmerhaus (2003). Estos costos incluyen: Servicios de ingeniería, portería y vigilancia, servicio de mantenimiento, departamento de personal de la planta, laboratorio de control, recepción, envasado y despacho, almacenamiento, patio, talleres, iluminación, servicios de comunicación y transporte.

C.G. de la Planta = US\$ 1.827.927,9

5.3.2.2.- Gastos Generales de la Empresa

Son todos aquellos gastos fuera de los de operación, necesarios para llevar el producto al mercado. Dentro de estos gastos estan:

- a) Gastos Generales de Administracion: estos gastos deben evaluarse para cada caso en particular y dependen de la complejidad de la empresa.

Dentro de este item se cuentan los sueldos de :

- Oficina central
- Departamento Legal
- Departamento de Ingeniería Central
- Departamento de Personal
- Contabilidad Central
- Mantención Central
- Servicios de Comunicación

Se estiman como el 20% de la suma de los costos de mano de obra y sueldos técnicos. Además se deben tomar en cuenta todos los sueldos administrativos (Gerente, jefes de departamentos, secretaria y contador) (Peters & Timmerhaus (2003). A continuación se detallan los sueldos del personal administrativo.

Luego los sueldos técnicos tenemos que son:

Cargo	Cantidad	Salario [US\$/mes]	Total [US\$/año]
Técnicos Mecánicos	2	1.000	24.000
Técnico en Computación	1	1.000	12.000
Técnicos Electricistas	2	1.000	24.000
Total Técnicos			60.000

Tabla 34.Sueldos Técnicos

Y los sueldos administrativos seran:

Cargo	Cantidad	Salario [US\$/mes]	Total [US\$/año]
Gerente	1,00	3.000,00	36.000,00
Gerente Producción	1,00	2.500,00	30.000,00
Gerente administrativo	1,00	2.500,00	30.000,00
Jefe de R.R.H.H	1,00	950,00	11.400,00
Jefe de Finanzas y Contabilidad	1,00	950,00	11.400,00
Jefe de Control de calidad	1,00	1.200,00	14.400,00
Jefe de Aprovisionamiento y Venta	1,00	1.200,00	14.400,00
Secretaria Gerencial	1,00	500,00	6.000,00
Secretaria de Producción	1,00	500,00	6.000,00
Secretaria de Administración	1,00	500,00	6.000,00
Secretaria R.R.H.H	1,00	500,00	6.000,00
Secretaria Finanzas y Contabilidad	1,00	500,00	6.000,00
Secretaria Control de Calidad	1,00	500,00	6.000,00
Contador	1,00	900,00	10.800,00
Laboratoristas	2,00	1.200,00	14.400,00
Ayudante	2,00	440,00	5.280,00
Porteros y Guardias	2,00	440,00	5.280,00
Jardinero	1,00	440,00	5.280,00
Jefe de Mantención	1,00	1.200,00	14.400,00
Total Sueldos Administración			239.040,00

Tabla 35. Sueldos Administrativos

Entonces tenemos que los gastos generales de administración son:

$$G.G. \text{ de Administración} = 0,2 * (M.Obra + S.Técnicos) + S.Ad \text{ min.}$$

$$G.G. \text{ de Administración} = \text{US\$ } 311.040$$

- b) Gastos de Distribución y Ventas: estos gastos se estiman en un 5% del costo total del producto. Se consideran dentro de este ítem los gastos de distribución y venta de almacenaje y bodega central, despacho, fletes, propaganda, comisiones por venta y asistencia post-venta. (Peters & Timmerhaus (2003).

$$G. \text{ de Distrib. y Venta} = \text{US\$ } 1.827.927$$

- c) Investigación y Desarrollo: se estiman en un 3% del costo total del producto, por considerarse un objetivo secundario dentro de la empresa. (Peters & Timmerhaus (2003).

Investg. y Desarrollo = US\$ 1.096.756

5.3.2.3.- Gastos Financieros

Hay dos maneras de financiar un proyecto, por medio de la inversión de fondos propios de la empresa. Usando financiamiento con capital contable o por medio del uso de fondos prestados que se se adquieren con una o más entidades financieras para solventar los gastos iniciales, o sea, costos del terreno, costos totales de instalación de la planta y el capital del trabajo.

La deuda contraída (D), se paga en anualidades de valor fijo, en un tiempo determinado de años, con un interés bancario determinado.

La inversión inicial, corresponde al capital o inversión total del proyecto y se considera adquirido a principio del año cero, año en el cual se realizan, la adquisición del terreno, preparación y construcción de las instalaciones. Durante el año siguiente, o año 1, se procede con la puesta en marcha de la planta.

El pago anual de la deuda esta dado por la siguiente expresión:

$$R = \frac{D * i * (1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1} \quad \text{(Ec. 12)}$$

donde:

R: Anualidad o Valor de Cuota Anual

D: Deuda Contraída

i : Tasa de Interés Bancario (10%)

n : Número de Periodos (años)

El interés, es el pago que debe realizar un agente económico por utilizar fondos prestados, mientras que el interés anual (I) es la cuota a pagar por año, que corresponde a:

$$I = D * i \quad (\text{Ec. 13})$$

Donde:

I: Interés Anual

D: Deuda Contraída

i: Tasa de Interés Bancario (10%)

A la hora de cancelar de un crédito en cuotas, existen dos alternativas para la forma de pago:

a) Cuotas Iguales: el cálculo de las cuotas iguales, se realiza de la siguiente manera:

$$\text{Cuotas Iguales} = \text{Préstamo} * \left(\frac{(1+i)^n * i}{(1+i)^n - 1} \right) \quad (\text{Ec. 14})$$

b) Cuotas con Amortización: el cálculo de la amortización se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Amortización} = \frac{\text{Préstamo}}{n} \quad (\text{Ec. 15})$$

o también se puede determinar de la siguiente forma:

$$\text{Amortización} = R - I \quad (\text{Ec. 16})$$

Donde:

R: Anualidad o Valor de Cuota Anual

I : Interés Anual

5.3.2.4.- Costo Total del Producto

En la tabla 36 se resume cada ítem para la producción global de la planta en el primer año de producción.

Costos Directos de Operacion	%	[US\$]
Materia Prima		25.868.424
Mano de Obra		300.000,00
Servicios Generales	10% Costo Total Producto	3.655.855,98
Supervisión	15% Mano de Obra	45.000,00
Mantenimiento y Reparación	6% Capital Fijo	444.223,65
Suministros de Operación	15% Costo de Mantención	66.633,55
Laboratorio	15% Mano de Obra	45.000,00
Patentes y Royalties	2% Costo Total del Producto	731.171,20
Total		31.160.772,40

Costos Indirectos	%	[US\$]
Depreciación	(0,9*C.Equipo) /10	230.097,33
Contribuciones e Impuestos	2% Terreno	30.000,00
Seguros	1% Capital Fijo	74.037,28
Total		334.134,61

Gastos Generales de la Planta	%	[US\$]
Gastos Generales de la Planta	5% Costo Total Producto	1.827.927,99

Gastos Generales de la Empresa	%	[US\$]
G. Generales de Administración	20% (M.Obra + Técnicos)+S.Admin	311.040,00
Distribución y Venta	5% Costo Total Producto	1.827.927,99
Investigación y Desarrollo	3% Costo Total Producto	1.096.756,79
Total		3.235.724,78

	[US\$]
COSTO TOTAL DEL PRODUCTO	36.552.608

Tabla 36. Resumen del Costo Total del Producto

5.4.- Flujo de Caja

En el estudio económico de un proyecto industrial, es de mucha utilidad conocer el flujo de dinero en el sistema operativo de la planta. Esta circulación de dinero es conocida con el nombre de Flujo de Caja, e involucra los ingresos y egresos, separando la suma de las utilidades y la depreciación, las que son acumuladas como ítem aparte y que constituyen la base para juzgar la rentabilidad de la industria.

5.4.1.- Introducción

5.4.1.1.- Cálculo del Flujo de Caja

A partir de los ingresos netos, se calcula el flujo de caja. Los ingresos netos, son aquellos percibidos por efecto de las ventas del producto elaborado.

La diferencia de los ingresos netos y los gastos anuales de operación recibe el nombre de Ingreso o Margen Operacional, y esta constituida por la suma de las depreciaciones y la utilidad bruta.

Por esta razón, para obtener la utilidad neta, debe descontarse la utilidad bruta de las depreciaciones y los intereses pagados por la deuda adquirida, para así obtener una utilidad afecta a impuestos. Al aplicar los correspondientes impuestos, queda un remanente denominada utilidad neta.

Para obtener el flujo de caja anual, a la utilidad neta debe sumarse las depreciaciones y el valor residual de las instalaciones, y restarse la amortización de la deuda. La razón del por que la depreciación regresa a los fondos de la firma y no sale al exterior acompañado a los otros gastos, es debido a que es un costo de tipo interno, y por tanto debe quedar dentro de la empresa para absorber el desgaste de los equipos.

El prodedimieno descrito anteriormente se describe en la siguiente tabla:

(+)	Ingresos por Ventas
Σ	Ingresos Netos
(-)	Costos Totales de Producción
Σ	Margen Operacional
(-)	Interés Deuda
(-)	Depreciación
Σ	Utilidad Afecta a Impuestos
(-)	Impuestos
Σ	Utilidad Neta
(+)	Depreciación
(-)	Amortización de la Deuda
(+)	Valor Residual
Σ	FLUJO DE CAJA

Tabla 37. Flujo de Caja

5.4.1.2.- Cálculo del V.A.N.

Este método de evaluación de la rentabilidad de un proyecto, tiene un buen grado de exactitud, porque en el se considera el valor del dinero en el tiempo.

En el caso de una planta industrial, si se actualizan a la fecha del comienzo del proyecto (tiempo cero) los beneficios netos de cada año y se asumen, se tendrá el valor presente del proyecto, el cual esta dado por la siguiente relación:

$$V.A.N. = FC_o + \left(\frac{FC_1}{(1+i)^1} + \frac{FC_2}{(1+i)^2} + \frac{FC_3}{(1+i)^3} + \dots + \frac{FC_n}{(1+i)^n} \right) * \left(\frac{i}{Ln(1+i)} \right) \quad (\text{Ec.17})$$

donde:

V.A.N: Valor Actual Neto

FC_o:Flujo de caja en el año cero, (-)

FC₁:Flujo de caja en el año uno, (+)

FC₂:Flujo de caja en el año dos, (+)

FC₃:Flujo de caja en el año tres, (+)

FC_n:Flujo de caja en el año n, (+)

I: Tasa de Actualización

La tasa de actualización, corresponde a la tasa de interés que será fijada de acuerdo al valor correspondiente a las tasas que prevalecen en el mercado, o a los límites prefijados por la compañía.

En el caso de que el V.A.N resulte positivo, el proyecto puede ser considerado como conveniente.

5.4.1.3.- Cálculo del T.I.R.

Este es uno de los indicadores más utilizados para analizar la rentabilidad de una inversión, ya que da como resultado valores absolutos.

Este indicador también tiene la característica de considerar el valor del dinero en el tiempo, lo que lo hace más preciso aún.

Se define como tasa de interés de retorno (T.I.R) de un proyecto, aquella tasa de actualización (i) que reduce el beneficio a cero, es decir cuando el V.A.N se hace cero.

Luego:

$$V.A.N. = FC_o + \left(\frac{FC_1}{(1+i)^1} + \frac{FC_2}{(1+i)^2} + \frac{FC_3}{(1+i)^3} + \dots + \frac{FC_n}{(1+i)^n} \right) = 0 \quad (\text{Ec. 18})$$

donde los flujos de caja anuales actualizados son iguales al capital inicial. Es decir, la tasa interna de retorno, es aquella tasa de interés a la cual los flujos de caja anuales actualizados, permiten recuperar el capital en su totalidad.

5.4.2.- Flujo de Caja

Considerando todo lo anterior podemos decir que nuestro flujo de caja considerando 30% de capital propio resulta como se muestra en la Tabla 38

Utilizando una tasa de descuento del 10%, el valor del V.A.N. es:

V.A.N. = US\$ 773.420

Y de la tasa interna de retorno para este proyecto es:

T.I.R = 16,4%

	Años										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Ingresos totales		38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000
Costos Totales		36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608
M. Operacional		1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441
Depreciación		230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097
Interés		621.913	582.891	539.967	492.750	440.811	383.679	320.833	251.703	175.660	92.012
U.A.I.		839.431	878.453	921.377	968.594	1.020.533	1.077.665	1.140.511	1.209.641	1.285.684	1.369.331
Impuesto		142.703	149.337	156.634	164.661	173.491	183.203	193.887	205.639	218.566	232.786
Utilidad Neta		696.727	729.116	764.743	803.933	847.042	894.462	946.624	1.004.002	1.067.118	1.136.545
Depreciación		230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097
Amortización		390.222	429.244	472.168	519.385	571.324	628.456	691.302	760.432	836.475	920.123
Inversión	8.884.473										
Préstamo	6.219.131										
Valor residual											255.664
Capital de trabajo											740.373
Flujo de Caja Neto	-2.665.342	541.542	534.908	527.611	519.584	510.755	501.042	490.358	478.606	465.679	1.447.495

T.I.R. =	16,4%
V.A.N. =	773.420

Tabla 38. Flujo de caja con un 70% de Financiamiento

5.5.- Analisis de Sensibilidad

El estudio económico debe señalar con mayor exactitud los aspectos más susceptibles al cambio. De esta manera, se puede predecir con mayor facilidad los gastos o costos de capital de las utilidades y ventas, debido a que los precios de venta de un producto o los costos de las materias primas pueden ser influenciados por una serie de factores los cuales en su mayoría son poco predecibles.

Es necesaria la elaboración de graficos que muestren el efecto de las variables a analizar. Para este analisis de sensibilidad se tomara en cuenta las siguientes variables:

- Porcentaje de Financiamiento v/s T.I.R.
- Porcentaje de Financiamiento v/s V.A.N.
- Costo del Etanol v/s T.I.R.
- Costo del Etanol v/s V.A.N.
- Costo del Catalizador v/s T.I.R.
- Costo del Catalizador v/s V.A.N.
- Costo del Etileno v/s T.I.R.
- Costo del Etileno v/s V.A.N.

5.5.1.- Sensibilidad con Respecto al Porcentaje de Financiamiento

5.5.1.1.- % Financiamiento v/s T.I.R.

Los valores obtenidos a través de los flujos de caja variando el porcentaje de financiamiento para el T.I.R. son los siguientes:

% Financiamiento	T.I.R.
0	11,0%
10	11,3%
20	11,6%
30	12,1%
40	12,6%
50	13,4%
60	14,6%
70	16,4%
80	19,8%
90	29,0%

Tabla 39. Financiamiento v/s T.I.R.

Lo que gráficamente se puede ver en la figura 22.

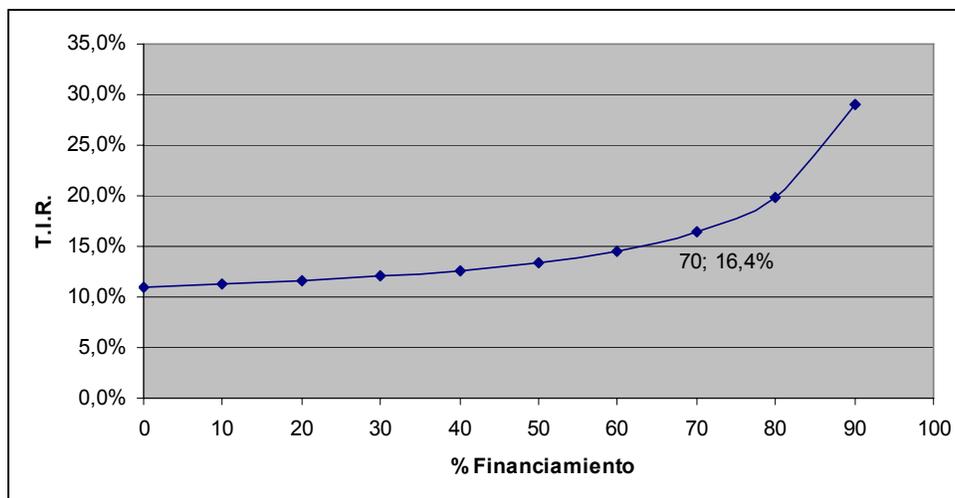


Figura 22. % Financiamiento v/s T.I.R

5.5.1.2.- % Financiamiento v/s V.A.N.

Los valores obtenidos a través de los flujos de caja variando el porcentaje de financiamiento para el V.A.N. son los siguientes:

% Financiamiento	V.A.N.
0	360.527,11
10	419.511,81
20	478.496,51
30	537.481,21
40	596.465,90
50	655.450,60
60	714.435,30
70	773.420,00
80	832.404,70
90	891.389,39

Tabla 40. Financiamiento v/s V.A.N

Lo que gráficamente se puede ver en la figura 23.

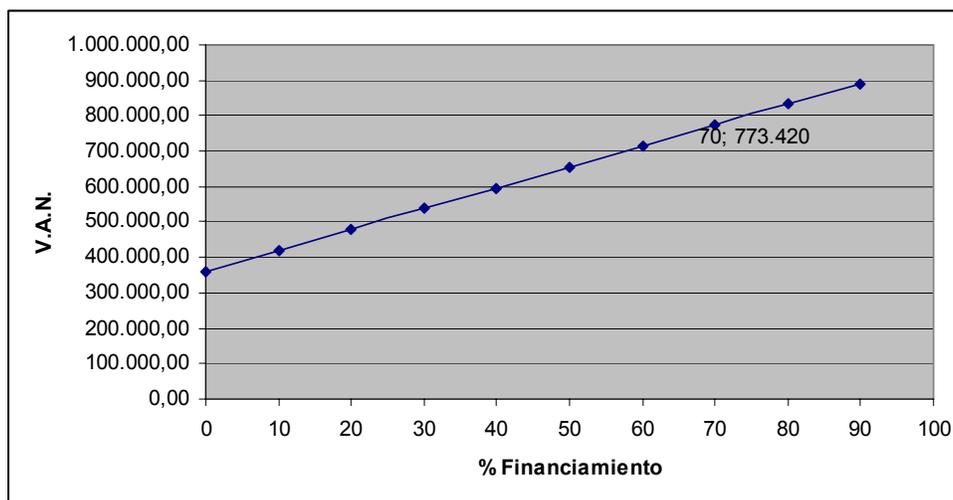


Figura 23. % Financiamiento v/s V.A.N

El resumen de los flujos de caja para los diferentes porcentajes de financiamiento se encuentra en el Anexo 14

5.5.1.3.- Conclusión Respecto al Financiamiento

El proyecto se sostiene económicamente rentable en términos del V.A.N. y del T.I.R., siendo viable incluso sin utilización de financiamiento. Claramente se observa un incremento en la rentabilidad del proyecto a medida que se disminuye los capitales propios, es por esto que se recomienda el máximo financiamiento posible.

Los límites en la utilización de financiamiento en un proyecto, son impuestos por políticas corporativas y/o las entidades bancarias. Así mientras mayor sea el nivel de endeudamiento de un proyecto, mayor será el riesgo en el préstamo y mayor será la tasa de interés.

Así se estima viable que el proyecto tenga una inversión compuesta por un 30% de capitales propios y un 70% correspondiente a financiamiento. Al considerar un interés bancario del 10% y una tasa de descuento del 10%, el valor del V.A.N. es:

$$\text{V.A.N.} = \text{US\$ } 773.420$$

y de la tasa interna de retorno para este proyecto es: T.I.R.= 16,4%. Los siguientes análisis de sensibilidad utilizarán también un 70% de financiamiento.

5.5.2.- Sensibilidad con Respecto al Costo del Etanol

5.5.2.1.- Costo del Etanol v/s T.I.R.

Los valores obtenidos a través de los flujos de caja variando el costo del etanol para el T.I.R. son los siguientes:

Costo Etanol [US\$/ton]	T.I.R
480	61,07%
490	39,52%
500	16,40%
510	11,32%
520	3,12%

Tabla 41. Costo del Etanol v/s T.I.R.

Lo que gráficamente se puede ver en la figura 24.

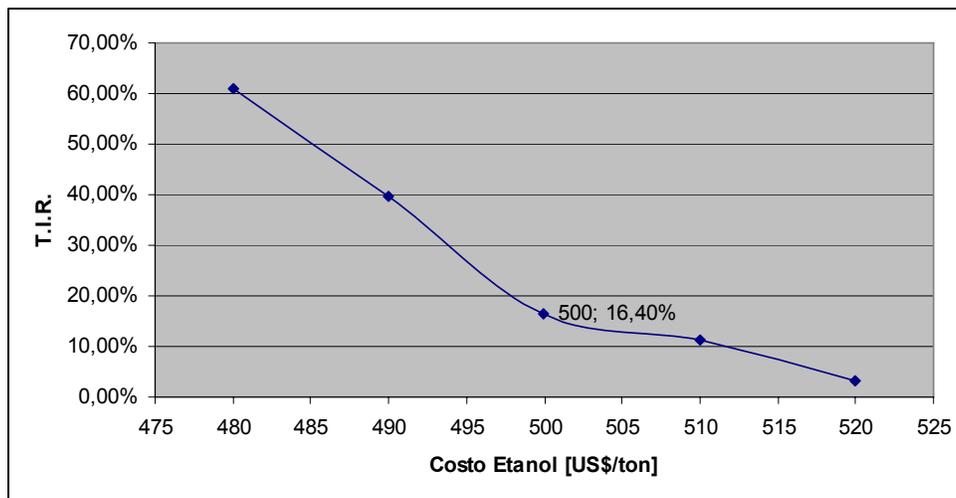


Figura 24. Costo Etanol v/s T.I.R.

5.5.2.2.- Costo del Etanol v/s V.A.N.

Los valores obtenidos a través de los flujos de caja variando el costo del etanol para el V.A.N. son los siguientes:

Costo Etanol [US\$/ton]	V.A.N.
480	6.956.076,69
490	3.864.747,93
500	773.420,00
510	155.153,42
520	-772.245,21

Tabla 42. Costo del Etanol v/s V.A.N.

Lo que gráficamente se puede ver en la figura 25.

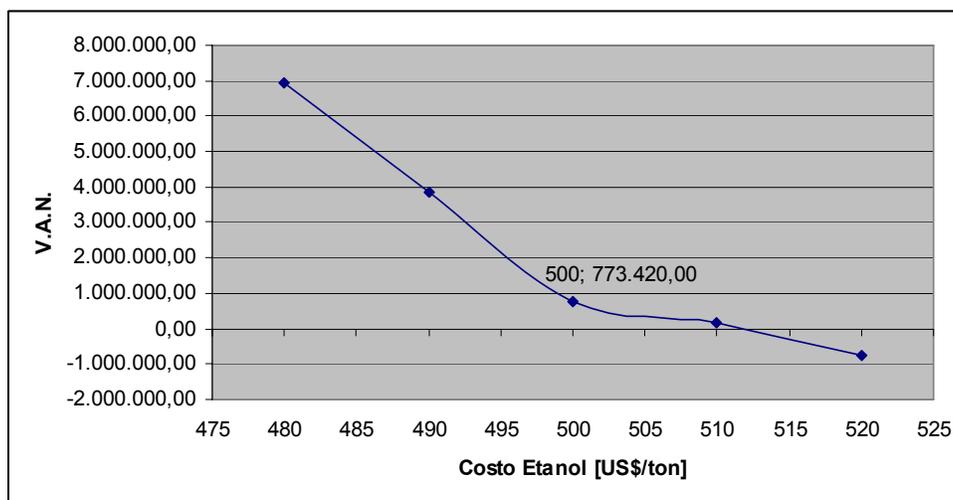


Figura 25. Costo Etanol v/s V.A.N.

El resumen de los flujos de caja con respecto al costo del etanol se encuentra en el Anexo 14.

5.5.2.3.- Conclusiones Respecto al Costo Etanol

Al analizar los costos del etanol se puede observar una fuerte dependencia en la rentabilidad del proyecto.

Se observa que ante una baja el costo del etanol la rentabilidad del proyecto aumenta en forma considerable teniendo un T.I.R. = 61%., pero al haber un alza de un 5% en el costo del etanol puede comprometer la viabilidad económica del proyecto.

Es por esto que es muy importante la masificación en la producción de etanol, ya que aseguraría un abastecimiento seguro y sin alzas de precio.

5.5.3.- Sensibilidad con Respecto al Costo del Catalizador

5.5.3.1.- Costo del Catalizador v/s T.I.R.

Los valores obtenidos a través de los flujos de caja variando el costo del catalizador para el T.I.R. son los siguientes:

Costo Catalizador [US\$/ton]	T.I.R.
1.464,65	20,23%
2.929,31	18,25%
4.393,96	17,50%
5.858,61	16,40%
7.323,26	14,13%
8.787,92	12,54%
10.252,57	11,58%

Tabla 43. Costo Catalizador v/s T.I.R.

Lo que gráficamente se puede ver en la figura 26.

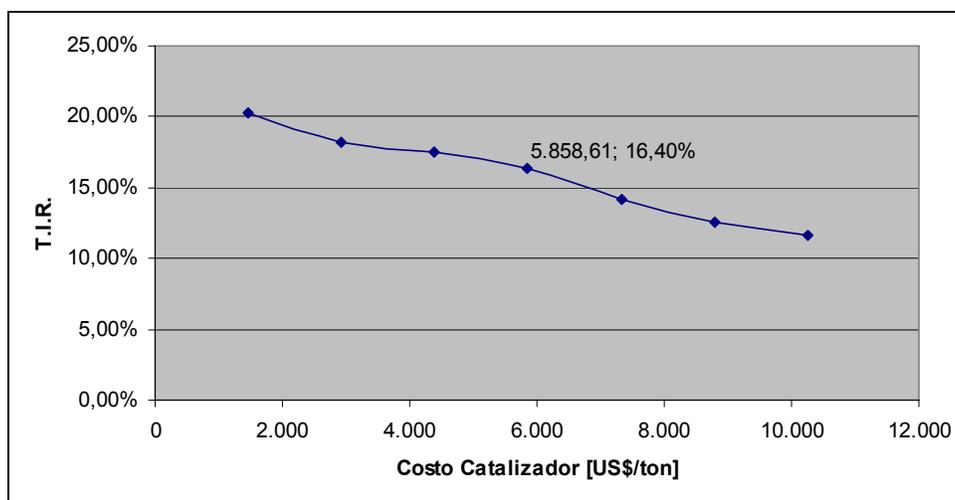


Figura 26. Costo Catalizador v/s T.I.R

5.5.3.2.- Costo del Catalizador v/s V.A.N.

Los valores obtenidos a través de los flujos de caja variando el costo del catalizador para el V.A.N. son los siguientes:

Costo Catalizador [US\$/ton]	V.A.N
1.464,65	1.257.251,48
2.929,31	1.005.237,76
4.393,96	910.864,75
5.858,61	773.420,00
7.323,26	494.107,42
8.787,92	318.977,00
10.252,57	186.605,80

Tabla 44. Costo Catalizador v/s V.A.N.

Lo que gráficamente se puede ver en la figura 27.

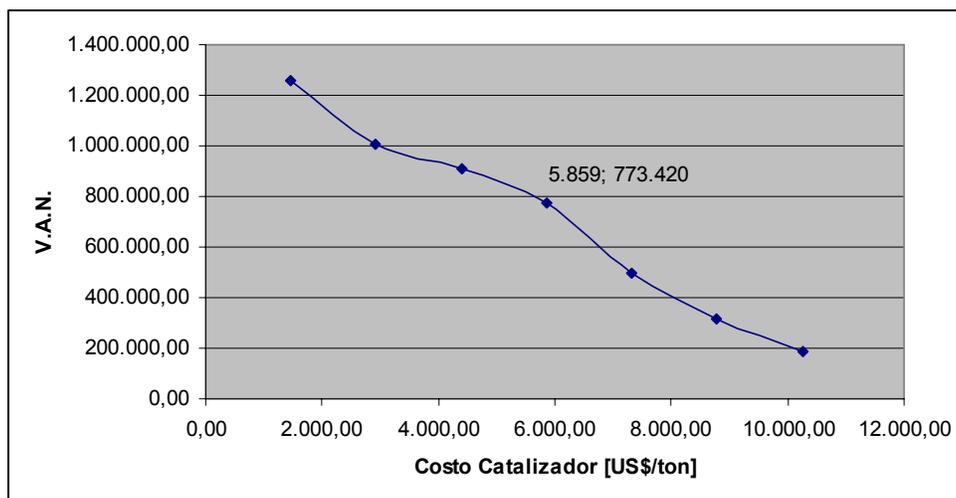


Figura 27: Costo Catalizador v/s V.A.N.

5.5.3.3.- Conclusiones con Respecto al Costo del Catalizador

El catalizador es un elemento fundamental en la operación, variaciones máximas de un 75% (a la baja y al alza) en su precio, se observa que no constituye un elemento determinante en la viabilidad del proyecto, pero si genera variaciones considerables en terminos del T.I.R.

La posibilidad de poder mantener un bajo precio del catalizador es económicamente atractiva.

5.5.4.- Sensibilidad con Respecto al Costo del Etileno.

5.5.4.1.- Costo del Etileno v/s T.I.R.

Los valores obtenidos a través de los flujos de caja variando el costo del etileno para el T.I.R. son los siguientes:

Costo Etileno US\$/Ton	T.I.R.
1490	6,43%
1495	11,55%
1500	16,40%
1505	21,06%
1510	25,57%

Tabla 45. Costo Etileno v/s T.I.R.

Lo que gráficamente se puede ver en la figura 28.

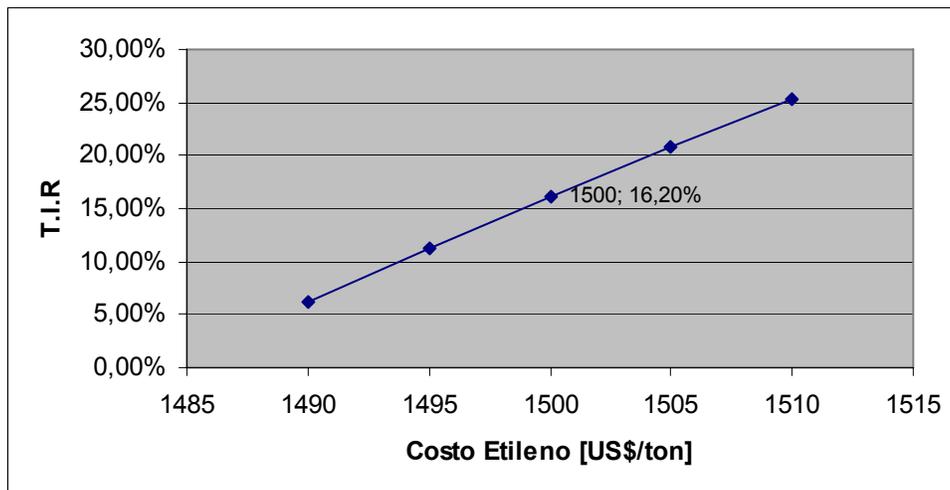


Figura 28. Costo Etileno v/s T.I.R

5.5.4.2.- Costo del Etileno v/s V.A.N.

Los valores obtenidos a través de los flujos de caja variando el costo del etileno para el V.A.N. son los siguientes:

Costo Etileno US\$/Ton	V.A.N
1490	-408.850,57
1495	182.284,71
1500	773.420,00
1505	1.364.555,28
1510	1.955.690,57

Tabla 46. Costo Catalizador v/s V.A.N.

Lo que gráficamente se puede ver en la figura 29.

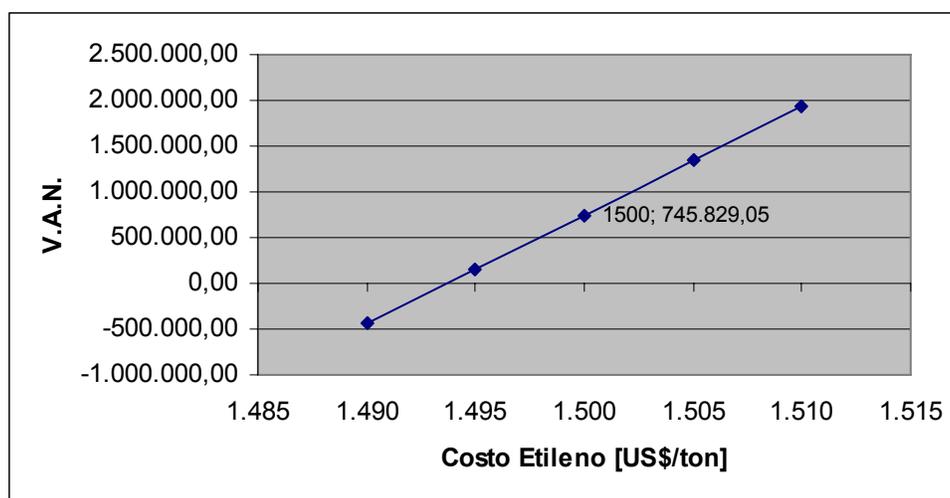


Figura 29. Costo Etileno v/s V.A.N.

5.5.4.3.- Conclusiones con Respecto al Costo del Catalizador

Al realizar el análisis de sensibilidad con respecto al costo de venta del etileno (producto) es claro que a un mayor precio de venta mayor son las ganancias del proyecto, pero es muy importante ya que muestra el precio mínimo de venta para que el proyecto sea rentable. Este es punto es muy importante ya que el precio del etileno depende del precio del petróleo.

CAPITULO VI: DISCUSIONES Y CONCLUSIONES

6.1.- Discusiones y Conclusiones.

Primero que todo, se realizaron las pruebas de laboratorio para determinar el catalizador con mayor desempeño para el posterior diseño de una planta de etileno, a partir de etanol, utilizando el catalizador seleccionado.

Se realizaron tres experiencias en el laboratorio. El objetivo de las dos primeras era establecer el catalizador con mayor conversión de etanol y la cantidad de masa de catalizador en el reactor.

El objetivo de la tercera experiencia era determinar la temperatura de reacción óptima, con el catalizador con mayor desempeño en las experiencias anteriores.

El resultado de las pruebas arrojó que catalizadores de CuO puro y catalizadores que contenían mayor cantidad de CuO eran menos eficientes, además se observó al finalizar las pruebas una coloración café debido a algún depósito de polímero en ellas.

En cuanto a los catalizadores que contenían mayor porcentaje de MgO resultaron más eficientes que los catalizadores de CuO.

En cuanto al catalizador que resultó más eficiente fue el de MgO puro, obteniendo con este una temperatura de eficiencia de 350°C, y con una conversión del 85%.

Antes de iniciar la discusión del proceso en función del equipo diseñado, es de importancia hacer un análisis de los factores tomados en cuenta para la determinación de la capacidad productiva de dicho proceso. La información procede de valores presentados por PROCHILE. El etileno es la materia prima de casi una tercera parte de los productos de la industria petroquímica, razón por la cual, es de especial interés considerar su potencial no como un producto final en sí, sino como la materia prima de una cantidad considerable de consecuentes procesos.

Se hace énfasis en la capacidad del proceso ya que en ella se denota la inherente necesidad del producto para el país, esto, como un reconocimiento de las importaciones que se han estado realizando durante los últimos años. Dado que el proceso se diseñó para etileno grado polímero, se fijó como base las importaciones de polietileno de alta densidad o HDPE por sus siglas en inglés (High Density Polyethylene).

La demanda de 145.000 toneladas de polietileno de alta densidad para Chile en el año 2007, servirá de base para el cálculo de la capacidad del proceso. Khare et al (2002) reportan que para un proceso comercial de producción de polietileno de alta densidad (HDPE) se obtienen 0,8581 kilogramos de HDPE por cada kilogramo alimentado de etileno.

Así, este requerimiento total es de 170.000 toneladas de etileno. Se tomara como base que se logrará introducción en el 15% del mercado con una demanda de etileno de 25.500 toneladas de etileno.

Una vez establecida la capacidad y los criterios que llevaron a su determinación, se puede considerar el proceso en sí, empezando por los requerimientos de materia prima del mismo. El proceso como concepto, y, posteriormente diseño, parte de un punto muy específico: la reacción de deshidratación del etanol para la obtención del producto deseado, etileno. Es importante dejar esto claro, ya que el proceso en su totalidad está supeditado a esta reacción. Se podría decir que el reactor es el corazón del proceso ya que el resto de operaciones constituyentes están en función de la reacción ahí realizada, bien sea para la preparación de la materia prima (como lo son las fases previas al reactor) como para la purificación del material obtenido (fases posteriores al reactor).

Los requerimientos de materia prima no son excepción en cuanto a la subordinación descrita respecto de la reacción de deshidratación. Para el proceso se escogió etanol al 96% en volumen (93.8% en peso) debido a su disponibilidad y a la flexibilidad del proceso al poder obtenerse etanol de medios agrícolas.

Entrando en materia del proceso, no está de más una breve descripción del mismo, previo a su discusión en detalle. Como ya se mencionó, las operaciones constituyentes del proceso están supeditadas al resultado de la reacción de deshidratación llevada a cabo en el reactor. El proceso diseñado es el requerido para la obtención de etileno grado polímero.

El problema de diseño en sí puede dividirse en los siguientes requerimientos: la preparación de la materia prima, la reacción para obtener el producto deseado y las operaciones necesarias para su purificación. El proceso empleado en el ámbito petroquímico, descrito en el marco teórico, sirvió de orientación al determinar las operaciones unitarias constituyentes. En sí, la preparación de la materia prima se lleva a cabo en las etapas de vaporización y sobrecalentamiento. La reacción para obtener el producto deseado se lleva a cabo en el reactor isotérmico y las operaciones necesarias para su purificación son las etapas subsecuentes (recuperación de calor, enfriamiento por contacto, compresión, lavado cáustico, secado, destilación). Las operaciones serán analizadas a continuación bajo este enfoque.

La preparación de la materia prima inicia con la vaporización del etanol 96% a presión atmosférica. Para llevar a cabo esta operación se diseñó un intercambiador 1-2 de acero calentado con vapor de agua a 100 psi y 164.34°C.

En el caso de este vaporizador se trabajó bajo dos parámetros generales: cumplimiento de requerimientos de transferencia de calor y el cumplimiento de los requerimientos de flujo (caída de presión). Para tomar el diseño del vaporizador como satisfactorio, éste tuvo que cumplir con estos dos parámetros generales. En la tabla 19 se presentan las especificaciones del vaporizador diseñado.

Empezando con los requerimientos de transferencia de calor, se escogió vapor a 100 psi como medio calefactor debido a que otorga una buena fuerza motora para la transferencia de calor. Debido a la corrosividad y mayor presión del vapor, éste se escogió para el lado de los tubos, mientras que la vaporización del etanol se daría en la coraza. En cuanto al material vaporizado, se decidió vaporizar el 80% del volumen alimentado, manteniendo una recirculación del 20% en el equipo.

El proceso de vaporización puede dar lugar a la formación de residuos (a pesar de tratarse de un material que da lugar a bajos factores de obstrucción como lo es etanol), razón por la cual niveles altos de recirculación son justificados en esta clase de equipos. Al mantener esta circulación se está fomentando mayor limpieza en el equipo. La recirculación de este porcentaje también fomenta un precalentamiento para la alimentación (de 20°C hasta 35.6°C), reduciendo así el área requerida para calentamiento previo a vaporización en el equipo.

La recirculación se incorporó a la alimentación desde un tanque separador horizontal (en lugar de recurrir a espacio extra en la coraza). El tanque se diseñó para mantener un nivel del 40% respecto de su altura con un tiempo de retención de 1 minuto y una relación largo/diámetro de 3:1. Los valores concuerdan con el rango indicado por Treybal (2001).

En este punto, el etanol no está en condiciones de ser alimentado directamente al reactor. Es necesario sobrecalentarlo de 78°C a 350°C para que se lleve a cabo la reacción isotérmica a esta última temperatura. El sobrecalentamiento se lleva a cabo en un intercambiador 1-4 con Dowtherm A como medio calefactor en la coraza a 375°C. Dowtherm A es un aceite de calentamiento producido por la Dow Chemical Company y su selección como medio calefactor sigue los razonamientos que se explican a continuación. Si bien el vapor de agua es el medio de calentamiento de mayor uso, hay dos factores que le otorgan atractivo al Dowtherm A para esta operación. En primer lugar, para la temperatura que se desea trabajar (375°C), el vapor de agua supera los 3000 psia (20.68 MPa), mientras que el vapor de Dowtherm opera a 142.1 psia (0.979 MPa). Al comparar las presiones, se hace deseable la operación con Dowtherm. Como segundo punto, a pesar de que sus coeficientes de película son menores, la resistencia a la transferencia de calor generalmente ocurre del lado del producto, hecho que no genera gran diferencia respecto de los resultados obtenidos con vapor de agua. En adición a lo anterior, al no ser un producto corrosivo, el Dowtherm A puede utilizarse satisfactoriamente en la carcasa del intercambiador.

Las especificaciones del sobrecalentador se detallan en la tabla 20. El proceso iterativo de cálculo se detalla en el anexo 5 y es básicamente la línea de procedimiento empleada para calcular el vaporizador. Se escogió el mismo material que el empleado para el vaporizador, así como el mismo factor de ensuciamiento como criterio de selección (0.001). El criterio de selección para la caída de presión en el lado de la coraza se mantiene en 5 psi (34.47 kPa), mientras que en los tubos se aumentó a 5 psi (34.47 kPa). El número de pasos en los tubos denota la necesidad de exposición y turbulencia requerida para alcanzar el calentamiento necesario. El material de salida está a una temperatura de 350°C, listo para iniciar la reacción isotérmica.

La reacción se lleva a cabo isotérmicamente en un reactor catalítico de lecho fijo donde el catalizador se colocó en tubos de 1 plg de diámetro. El medio calefactor que suministra la energía de reacción (1590 J/g etileno) es nuevamente Dowtherm A con una temperatura de 380°C. Como se mencionaba en el marco teórico, la deshidratación de etanol se logra generalmente a partir de aislantes óxidos como alúmina o dióxido de silicio. El catalizador utilizado es el de Oxido de magnesio establecido en la parte experimental.

Las especificaciones del reactor se detallan en la tabla 21. El reactor se diseñó bajo tres parámetros: requerimiento de conversión (masa de catalizador), requerimientos de calor (energía de reacción) y requerimientos de flujo (caída de presión). El primer factor es la masa de catalizador requerida y su determinación estuvo en función del LHSV (Velocidad espacial líquida por hora), factor que permite dimensionar directamente el reactor en base al volumen de catalizador requerido respecto del volumen entrante de reactivos. La conversión y el rendimiento de diseño dependen de la LHSV, así como de la temperatura. A la temperatura de operación 350°C, se tiene una LHSV de 0,75 h⁻¹ obtenido de los datos experimentales. Se fijó un diámetro de tubo de 1 pulgada, ya que este cumple con la relación diámetro de partícula/diámetro de tubería de

aproximadamente 0.2 que recomienda McCabe et al para óptima transferencia de calor en lecho.

El método de cálculo del reactor se detalla en el anexo 6 y permitió obtener el diseño final. Se utilizaron 426 kg de catalizador, área de transferencia requerida de las iteraciones 1277 m² en un banco de 2022 tubos de 40 pies de longitud. Los criterios de caída de presión y transferencia de calor son cumplidos con un factor de obstrucción adecuado respecto del criterio para este caso y caídas de presiones (congruentes con los mismos criterios empleados en el sobrecalentador).

Los gases de reacción salen con suficiente carga térmica como para ser aprovechada. Como se puede observar, la mayor parte de la carga térmica se suministra en la primera cuarta parte del proceso. En el resto del proceso se busca retirar esta carga térmica para poder llevar a cabo la purificación del producto. En el proceso se utilizó los gases de reacción (mezcla equimolar de agua y etileno) para precalentar el agua de alimentación a la caldera que genera el vapor para la vaporización del etanol. Los resultados del diseño se presentan en la tabla 22, mientras que los detalles del cálculo (mismo método que para los previos intercambiadores) se describen en el anexo 7. El intercambiador 1-4 tiene al gas de reacción fluyendo en la coraza, mientras que el agua fluye en los tubos debido a su corrosividad. El criterio de selección corresponde a los casos anteriores en función de la caída de presión, mientras que para la transferencia de calor el factor de ensuciamiento se reduce a 0.001 por manejarse hidrocarburos ligeros en este punto. Con un factor de 0.0012, el equipo cumple con el precalentamiento de las 16.895 lb/h (7663 kg/s) de agua requerida por la caldera.

Los gases de reacción salen a 200°C del recuperador de calor. En el recuperador de calor se ahorra energía de calentamiento para el agua de la caldera y requerimientos de enfriamiento para el gas de reacción. A esta temperatura el gas de reacción entra al sistema de enfriamiento por contacto que consiste en dos

torres empacadas en serie donde su temperatura es reducida hasta 30°C por contacto con agua a 10°C. Es importante reconocer la efectividad de estas torres al reducir no sólo la temperatura sino al fomentar la deshumidificación de la corriente de gas.

Las especificaciones de diseño de las torres se presentan en la tabla 23.

El empaque utilizado para el diseño son anillos Rashig de cerámica de 2 plg, un empaque ampliamente usado en la industria. Este empaque suministra una adecuada superficie de contacto para las fases. Algo que es interesante tomar en cuenta es que en la torre 1 se da la mayor parte de la reducción de temperatura y deshumidificación, pero aún así tiene dimensiones menores que la torre 2. Lo anterior se debe a que la fuerza motriz para la transferencia se reduce a medida que se aproxima la temperatura de la corriente de gas a la temperatura del agua de enfriamiento. Así, a medida que la corriente se acerca al equilibrio, la transferencia se dificulta más, hecho que se comprueba con el incremento en las unidades de transferencia de masa requeridas de 13,05 a 22,15 de la torre 1 a la torre 2. Las condiciones de salida del agua de refrigeración son básicamente las mismas para las dos torres, con la variación en la relación L/G de sus flujos (los detalles de los cálculos se encuentran en el anexo 8). En cuanto a la caída de presión, ambos equipos cumplen con el criterio fijado de 10 psi total. La temperatura de salida de la torre deja en condiciones adecuadas de operación al gas de reacción, con una reducción en su humedad y consecuente menor requerimiento del proceso de secado.

El gas a 30°C debe comprimirse hasta 24 atm (350 psi), condición que favorece el manejo de la mezcla, aumentando el punto de rocío a temperaturas en efecto bajas, pero manejables. Para la compresión se utilizó un compresor recíprocante de 3 etapas con enchaquetado de agua de enfriamiento para mantener la temperatura de entrada a las etapas constantes. El compresor diseñado es de acero al carbón, con una eficiencia del 83% y una potencia de freno de 30 HP. Debido a la compresión adiabática se genera un aumento en la temperatura que

demanda 16 GPM de agua de enfriamiento ($\Delta T=20^{\circ}\text{C}$). El agua puede fluir por un encamisado que permita mantener la temperatura de entrada entre etapas constante.

Después de la compresión, se inicia la purificación del etileno. El gas comprimido se hace circular en una torre de lavado cáustico para remover la mayor parte del CO_2 presente en el gas, disminuyendo la concentración de 210 a 10 ppm. Para la absorción se escogió una solución de NaOH. La absorción con reacción química tiene la característica de permitir velocidades elevadas de transferencia debido a la reacción irreversible. La absorción se lleva a cabo en una torre empacada que se diseñó con anillos rashig de 1,5 pulgadas. La elevada presión proveniente de la operación anterior favorece la absorción. El diámetro de torre (0,4 m) y la altura de empaque (3,57 m) fomentan una caída de presión pequeña.

Al lavado cáustico, lo sigue la liberación de humedad del gas. Para llevar a cabo esto se generó un sistema de adsorción en lecho fijo de sílica gel. El sistema consiste de dos torres con período de operación de 12 horas (1 turno) cada torre. La elección del sílica gel como adsorbente se basó en las propiedades de adsorción favorables en consideración de la forma de su isoterma para la adsorción de humedad en el aire. La mayor presión facilita la regeneración del lecho en presiones menores, hecho que elimina la necesidad de adicionar calor a la corriente de regeneración.

El secado sirvió de pre-etapa para la introducción de la corriente a la torre de etileno. La torre de etileno diseñada es una torre de destilación donde se maneja una temperatura de -4°F (-20°C) en la cabeza y 136°F ($57,8^{\circ}\text{C}$) en los fondos. Las temperaturas fueron determinadas utilizando los factores de distribución en el equilibrio para hidrocarburos ligeros a bajas y altas temperaturas, respectivamente (figuras A.12.1 y A.12.2).

En este punto es conveniente remarcar dos características de la mezcla manejada en la destilación. En primer lugar, se trata de una corriente que es principalmente etileno, los componentes de los que se desea separar están en condiciones de alta dilución. Y, en segundo lugar, al tratarse de una mezcla de hidrocarburos adyacentes, o casi adyacentes, en series homólogas, resulta apropiada la aproximación a la idealidad de la solución, hecho que concuerda con lo expuesto por Treybal. Estas dos características facilitan (y abrevian) notablemente la determinación de las variables fundamentales de la torre: el número de platos y la relación de reflujo. En concordancia a lo anterior, se validó el uso del método de Fenske para determinar el número de platos teóricos mínimos ideales (condición de reflujo total). Las volatilidades relativas y el concepto de compuestos no distribuidos por las estimaciones de Shiraz, Hansen y Gibson facilitaron la obtención del reflujo mínimo por el método de Underwood.

Ahora bien, bajo la recomendación de Branan (2000) de un reflujo real de 1,2 veces el reflujo mínimo y el valor obtenido por el método Fenske, se pudo generar una solución al número real de etapas teóricas con las correlaciones de Erbar y Maddox (figura A.12.4). La eficiencia de O'Connell para platos permitió determinar la cantidad de 49 platos para la columna.

El objetivo de la columna es rechazar materiales pesados y principalmente etano en los fondos. La columna se diseña para tener una concentración de 1% mol de etileno en los fondos y reducir la concentración de etano de 0,5 en la corriente de alimentación a 0,05% en la cabeza. El etileno saliente es etileno grado polímero con una concentración del 99.95%.

Para mantener la operación del condensador en -4°F (-20°C) se utiliza un sistema de refrigeración con propano (R230) en un rango de -20°F (29°C) y 85 HP de potencia, valor adecuado acorde a recomendación de Branan (2000).

A lo largo del proceso se dio preferencia al acero al carbón como material para los equipos. Lo anterior obedece al hecho que, como Perry (2000) lo indica, es el más común, barato y aplicable de los metales empleados en la industria.

Se trata de un material de excelente ductibilidad y alta resistencia (345 a 485 MPa). A la vez, al manejarse en el proceso materiales orgánicos y una solución cáustica muy diluida, la tolerancia a la corrosión del acero es satisfactoria y permite su uso en el equipo diseñado.

El costo estimado del equipo para el proceso para obtención de etileno grado polímero se detalla en la tabla 29. Para la estimación del costo se basó en el informe del U.S. Department of Energy (1998) que entrega una serie de gráficas que permiten estimar el costo de los equipos principales de una planta a partir de sus características principales extraídas del diseño preliminar de estos equipos. El método empleado para trasladar estos costos al año de estudio, es el Chemical Engineering Plant cost Index (CE). El índice de 2008, acorde a CE, es 583,7 (figura A.14.1.) (valores expuestos con mayor detalle en el apéndice 14).

En cuanto a la evaluación económica del proyecto, La planta estará ubicada en la bahía de San Vicente, parque petroquímico de Concepción debido que ahí se encuentra la planta de Petroquímica Dow S.A productor de polietileno.

La planta es factible económicamente para una vida útil de 10 años, con una Inversión Total US\$ 8.884.473 financiada en un 70% capitales prestados con un T.I.R. de 16,4% y un V.A.N de US\$ 773.420.

Por otro lado, tras realizar un análisis de sensibilidad para el financiamiento, costo del etanol y costo del catalizador, se puede observar que a un mayor porcentaje de financiamiento es más rentable el proyecto y que la viabilidad del proyecto depende en forma considerable de los costos del etanol.

Finalizando, es importante recalcar que el proceso diseñado en el presente estudio representa una alternativa a los tradicionales métodos de obtención de etileno en procesos de refinación de petróleo, otorgando así, un valor agregado al etanol producido a partir de medios agrícolas.

Bibliografía

ASIPLA. (2008). Asociación gremial de industriales del plástico, [en línea]. Disponible en: http://www.asipla.cl/index.php?option=com_content&task=view&id=374&Itemid=2

Bakoyannakis, D. (2001), "The effect of preparation method on the catalytic activity of amorphous aluminas in ethanol dehydration", J. of Chem. Technol. and Biotechnol, Vol. 76, pp. 1159-1164

Brandao, P. (2002), "Dehydration of alcohols by microporous niobium silicate AM-11", Catalysis Letters, Vol. 80, Nos. 3-4, pp. 99-102

Branan, C.R. (2000). "Soluciones Prácticas para el Ingeniero Químico". (2a.ed.) México: McGraw Hill.

Chen, N.; y Reagan, W.J., "Hydrocarbon manufacturing from alcohol", US patent 4,278,565, Jul. 24, 1981.

CMAI. (1997). Chemicals market associates, [en línea] Disponible en: www.interempresas.net/plastico/articulo.

Civera, A; Pavese, G Saracco y V. Specchia. (2003) "Combustion synthesis of perovskite-type catalysts for natural gas combustion", Catalysis Today, Vol. 83, pp. 199-211

David R. Lide (2007). "Handbook of Chemistry and Physics", (87a. ed.)

Donis, J. (2006) .Tesis "Diseño de un proceso para la obtención de etileno a partir de la deshidratación catalítica de etanol".Universidad Rafael Landivar,Guatemala.

Dow chemical company. (2008). [en línea]. Disponible en: www.dow.com

Ethanolstatics. (2008). "Estadísticas precio del etanol". [en línea]. Disponible en: www.ethanolstatics.com.

Fuentes, S. Díaz, G. (1997) Catalizadores. ¿La Piedra Filosofal del Siglo 20? [en línea]. Disponible en: <http://www.calidoscopio.com/calidoscopio/ecologia/quimica/catalizadores.pdf>

Fogler, S. (1998) "Elements of Chemical Reaction Engineering [Elementos de Ingeniería de reacciones químicas]". (3a. ed.) Estados Unidos de Norteamérica: Prentice Hall.

Golay, S.; Doepper, R. ; Renken, A. (1999), "Reactor performance enhancement under periodic operation for the ethanol dehydration over g-alumina, a reaction with a stop-effect", Chemical Engineering Science, Vol. 54, pp. 4469-4474.

Haber, J. (2002), "Potassium and silver salts of tungstophosphoric acid as catalysts in dehydration of ethanol and hydration of ethylene", Journal of Catalysis, Vol. 207, pp. 296-306.

IOCD.(2004).Olefinas. International Organization for Chemical Sciences in Development [Organización Internacional para las Ciencias Químicas en Desarrollo]. (Versión en Red), cap. 3. Disponible en: <http://www.iocd.unam.mx>

Industrial Comercial Chile Ltda. (2008). [en línea]. Disponible en: www.comercialchile.cl

Jacobs, J.; Jacobs, P; Uytterhoeven, J.B., "Process A for obtaining ethylene from ethanol", US patent 4,670,620, Jun. 2, 1987.

Jennifer Lyons and Charles W. White, III(1998) "Process Equipment Cost Estimation Final Report",U.S. Department of Energy)[en línea]. Disponible en: <http://www.osti.gov/bridge/servlets/purl/797810-Hmz80B/native/797810.pdf>

Kamiguchi, S. ; Chihara, T. (2003), "Catalytic dehydration of alcohol to olefin and ether by halide cluster of Nb, Mo, Ta and W possessing an octahedral metal core", Catalysis Letters, Vol. 85, Nos. 1-2, pp. 97-100.

Kern, D.Q. (1999). "Procesos de Transferencia de Calor". (32a. ed.) México: McGraw Hill.

Khare N. P., Seavey K. C., Liu Y. A., Ramanathan S., Lingard S. and Chen C., Steadystate and dynamic modeling of commercial slurry High-Density Polyethylene (HDPE) processes, *Ind. Eng. Chem Res.*, 2002, Vol 41, 5601-5618.

Kochar, N.K.; Merims, R.; Padia, A.S. (1981)"Ethylene from ethanol"
Chemical Engineering Progress 77 (6), pp. 66-70

Lin, H. ; Ko, A. (2000), "Alcohol dehydration over ZSM-5 type zeolite, montmorillonite clays and pillared montmorillonite", *Journal of Chinese Chemical Society*, Vol. 47, pp. 509-518.

McCabe, W.L; Smith J. y Harriot, P. (1991) "Operaciones Unitarias en Ingeniería Química". (4a. ed). México: McGraw Hill

Pargal, H.K. ; Kanga, S.H. (1964), "Deterioration in the activity of activated alumina during the dehydration of ethanol to ethylene", *Chemical Age of India*, Vol. 15, No. 1, pp. 117-123.

Perry, R.; Green, D. y Maloney, J. (Editores) (2000). "Manual del Ingeniero Químico". (6a. ed.) México: McGraw Hill.

Phillips, C. B. ; Datta, R. (1997), "Production of ethylene from hydrous ethanol on HZSM-5 under mild conditions", *Ind Eng. Chem. Res.* Vol. 36, pp. 4466-4475.

PROCHILE. (2008). Dirección de Promoción de Exportaciones. [en línea]. Disponible en www.prochile.cl

Peters,M; K. Timmerhaus, R. West,(2003)." Plant Design and Economics for Chemical Engineers"(5a ed.) México: McGraw Hill.

Purchasing Magazine. (2008)[en línea]. Disponible en: www.purchasing.com

Rodríguez Fuentes, G. et al., "Procedimiento para la obtención de un catalizador ácido de clinoptilolita o heulandita natural modificada", patente cubana CU 22083 A1, Mar. 30, 1993.

Shinohara, Y. (1997), "A computational chemical investigation of the dehydration and dehydrogenation of ethanol on oxide catalysts", Journal of Chemical Software, Vol. 4, No.3, pp. 89.

Statterfield, C. (1970). "Mass Transfer in Heterogeneous Catalysis [Transferencia de Masa en Catálisis Heterogénea]". (1a. ed.) Estados Unidos de Norteamérica: M.I.T Press.

Smith, J.M.; Van Ness, H.C. y Abbott, M.M. (1997). "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química". (5a. ed.) México: McGraw Hill

Tsao, U.; Zasloff, H.B., "Production of ethylene from ethanol", US patent 4,134,926, Ene.16, 1979.

Treybal, R. (2001). "Operaciones de Transferencia de Masa". (2a.ed.) Estados Unidos de Norteamérica: McGraw Hill.

Valladares barrocas, H. "Process for preparing ethane", US patent 4,232,179, Nov. 4, 1980.

Wade, L. G. (1993). "Química Orgánica". (2a.ed.) México: Prentice Hall.

Winnick, C. N., "Catalytic process for dehydration of alcohols", US patent 4,207,424, Jun. 10, 1980.

YNFX.(2008). Yarns and Fibers Exchange.[en línea]. Disponible en: www.yarnsandfibers.com

Anexo 1: Cálculos Preparación del Catalizador

Anexo 1: Cálculos preparación del catalizador

A.1.1. Preparación del catalizador

La preparación de los catalizadores se realizó en base al artículo “Combustion synthesis of perovskite-type catalysts for natural gas combustion” en el cual hace referencia de la preparación de catalizadores de óxidos de metales. Los catalizadores utilizados en las experiencias son:

1. Óxido de cobre
1. Óxido de magnesio
2. Óxido mixto 1 (70% cobre y 30% magnesio)
3. Óxido mixto 2 (70% magnesio y 30% cobre)

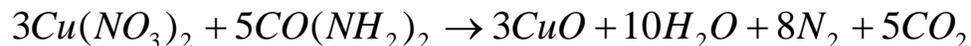
Componente	Peso Molecular
CuO	79,5
MgO	40,3
Cu(NO ₃) ₂	187,5
Mg(NO ₃) ₂	148,3
CO(NH ₂) ₂	60
Cu(NO ₃) ₂ *3H ₂ O	241,5
Mg(NO ₃) ₂ *6H ₂ O	256,4

Tabla A.1.1. Pesos moleculares

A.1.1.1. Oxido de cobre:

Balance de masa

El balance de masa se realizó para preparar 1gr de óxido de cobre



-Determinación de los gramos de nitrato de cobre y urea para producir 1 gr de óxido de cobre

Gramos de nitrato de cobre:

$$\text{moles de CuO} = \frac{\text{masa de CuO}}{\text{peso molecular CuO}}$$

$$\text{moles de CuO} = \frac{1}{79,5} = 0,0125$$

Por estequiometría:

$$\text{moles de Cu(NO}_3)_2 = 0,0125$$

$$\text{moles de CO(NH}_2)_2 = 0,0125 * \frac{5}{3} = 0,02$$

$$\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 = \text{moles de Cu(NO}_3)_2 * PM_{\text{Cu(NO}_3)_2}$$

$$\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 = 0,0125 * 187,5 = 2,34$$

- Se seleccionó el $\text{Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O}$ para ser utilizado, es por esto, que se realiza el siguiente cálculo:

$$\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O} = \frac{\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 * PM_{\text{Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O}}}{PM_{\text{Cu(NO}_3)_2}}$$

$$\text{gramos Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O} = \frac{2,34 * 241,5}{187,5} = 3,01$$

Gramos de urea:

$$\text{gramos de CO(NH}_2)_2 = \text{moles de CO(NH}_2)_2 * PM_{\text{CO(NH}_2)_2}$$

$$\text{gramos de CO(NH}_2)_2 = 0,02 * 60 = 1,2$$

A continuación se muestran los resultados:

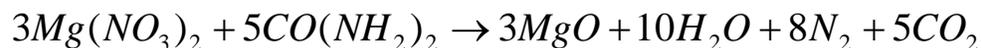
Componente	Masa (gramos)
CO(NH ₂) ₂	1,2
Cu(NO ₃) ₂ *3H ₂ O	3,01

Tabla A.1.2. Resultados finales óxido de cobre

A.1.1.2. Oxido de magnesio:

Balance de masa

El balance de masa se realizó para preparar 1gr de óxido de magnesio



-Determinación de los gramos de nitrato de cobre y urea para producir 1 gr. de óxido de magnesio

Gramos de nitrato de magnesio:

$$\text{moles de } MgO = \frac{\text{masa de } MgO}{\text{peso molecular } MgO}$$

$$\text{moles de } MgO = \frac{1}{40,3} = 0,0248$$

Por estequiometría:

$$\text{moles de } Mg(NO_3)_2 = 0,0248$$

$$\text{moles de } CO(NH_2)_2 = 0,0248 * \frac{5}{3} = 0,041$$

$$\text{gramos de } Mg(NO_3)_2 = \text{moles de } Mg(NO_3)_2 * PM_{Mg(NO_3)_2}$$

$$\text{gramos de } Mg(NO_3)_2 = 0,0248 * 148,3 = 3,67$$

- Se seleccionó el $Mg(NO_3)_2 * 6H_2O$ para ser utilizado, es por esto, que se realiza el siguiente cálculo:

$$\text{gramos de } Mg(NO_3)_2 * 6H_2O = \frac{\text{gramos de } Mg(NO_3)_2 * PM_{Mg(NO_3)_2 * 6H_2O}}{PM_{Mg(NO_3)_2}}$$

$$\text{gramos } Mg(NO_3)_2 * 6H_2O = \frac{3,67 * 256,4}{148,3} = 6,345$$

Gramos de urea:

$$\text{gramos de } CO(NH_2)_2 = \text{moles de } CO(NH_2)_2 * PM_{CO(NH_2)_2}$$

$$\text{gramos de } CO(NH_2)_2 = 0,041 * 60 = 2,46$$

A continuación se muestran los resultados:

Componente	Masa (gramos)
$CO(NH_2)_2$	2,46
$Mg(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$	6,34

Tabla A.1.3. Resultados finales óxido de magnesio

A.1.1.3. Oxido mixto 1 (70% cobre y 30% magnesio)

Balance de masa

El balance de masa se realizó para preparar 1gr de óxido mixto 1. (0,7 gr de cobre y 0,3 gr de magnesio)

-Determinación de los gramos de nitrato de cobre, nitrato de magnesio y urea para producir 1 gr. de oxido mixto 1.

Gramos de nitrato de cobre:

$$\text{moles de CuO} = \frac{\text{masa de CuO}}{\text{peso molecular CuO}}$$

$$\text{moles de CuO} = \frac{0,7}{79,5} = 8,8 * 10^{-3}$$

Por estequiometría:

$$\text{moles de Cu(NO}_3)_2 = 8,8 * 10^{-3}$$

$$\text{moles de CO(NH}_2)_2 = 8,8 * 10^{-3} * \frac{5}{3} = 0,0146$$

$$\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 = \text{moles de Cu(NO}_3)_2 * PM_{\text{Cu(NO}_3)_2}$$

$$\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 = 8,8 * 10^{-3} * 187,5 = 1,65$$

- Se seleccionó el $\text{Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O}$ para ser utilizado, es por esto, que se realiza el siguiente cálculo:

$$\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O} = \frac{\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 * PM_{\text{Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O}}}{PM_{\text{Cu(NO}_3)_2}}$$

$$\text{gramos Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O} = \frac{1,65 * 241,5}{187,5} = 2,125$$

Gramos de nitrato de magnesio:

$$\text{moles de MgO} = \frac{\text{masa de MgO}}{\text{peso molecular MgO}}$$

$$\text{moles de MgO} = \frac{0,3}{40,3} = 7,44 * 10^{-3}$$

Por estequiometría:

$$\text{moles de Mg(NO}_3)_2 = 7,44 * 10^{-3}$$

$$\text{moles de CO(NH}_2)_2 = 7,44 * 10^{-3} * \frac{5}{3} = 0,0124$$

$$\text{gramos de Mg(NO}_3)_2 = \text{moles de Mg(NO}_3)_2 * PM_{Mg(NO_3)_2}$$

$$\text{gramos de Mg(NO}_3)_2 = 7,44 * 10^{-3} * 148,3 = 1,1$$

- Se seleccionó el $Mg(NO_3)_2 * 6H_2O$ para ser utilizado, es por esto, que se realiza el siguiente cálculo:

$$\text{gramos de Mg(NO}_3)_2 * 6H_2O = \frac{\text{gramos de Mg(NO}_3)_2 * PM_{Mg(NO_3)_2 * 6H_2O}}{PM_{Mg(NO_3)_2}}$$

$$\text{gramos Mg(NO}_3)_2 * 6H_2O = \frac{1,1 * 256,4}{148,3} = 1,9$$

Gramos de urea:

$$\text{gramos de CO(NH}_2)_2 = \text{moles de CO(NH}_2)_2 * PM_{CO(NH_2)_2}$$

$$\text{gramos de CO(NH}_2)_2 = 0,027 * 60 = 1,62$$

A continuación se muestran los resultados:

Componente	Masa (gramos)
CO(NH ₂) ₂	1,62
Mg(NO ₃) ₂ *6H ₂ O	1,9
Cu(NO ₃) ₂ *3H ₂ O	2,125

Tabla A.1.4. Resultados finales óxido mixto 1

A.1.1.4. Óxido mixto 2 (70% magnesio y 30% cobre)

Balance de masa

El balance de masa se realizó para preparar 1gr de óxido mixto 1. (0,7 gr de magnesio y 0,3 gr de cobre)

-Determinación de los gramos de nitrato de cobre, nitrato de magnesio y urea para producir 1 gr. de óxido mixto 2.

Gramos de nitrato de cobre:

$$\text{moles de CuO} = \frac{\text{masa de CuO}}{\text{peso molecular CuO}}$$

$$\text{moles de CuO} = \frac{0,3}{79,5} = 3,77 * 10^{-3}$$

Por estequiometría:

$$\text{moles de Cu(NO}_3)_2 = 3,77 * 10^{-3}$$

$$\text{moles de CO(NH}_2)_2 = 3,77 * 10^{-3} * \frac{5}{3} = 6,28 * 10^{-3}$$

$$\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 = \text{moles de Cu(NO}_3)_2 * PM_{\text{Cu(NO}_3)_2}$$

$$\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 = 3,77 * 10^{-3} * 187,5 = 0,7$$

- Se seleccionó el $\text{Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O}$ para ser utilizado, es por esto, que se realiza el siguiente cálculo:

$$\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O} = \frac{\text{gramos de Cu(NO}_3)_2 * PM_{\text{Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O}}}{PM_{\text{Cu(NO}_3)_2}}$$

$$\text{gramos Cu(NO}_3)_2 * 3\text{H}_2\text{O} = \frac{0,7 * 241,5}{187,5} = 0,9$$

Gramos de nitrato de magnesio:

$$\text{moles de MgO} = \frac{\text{masa de MgO}}{\text{peso molecular MgO}}$$

$$\text{moles de MgO} = \frac{0,7}{40,3} = 0,017$$

Por estequiometría:

$$\text{moles de Mg(NO}_3)_2 = 0,017$$

$$\text{moles de CO(NH}_2)_2 = 0,017 * \frac{5}{3} = 0,028$$

$$\text{gramos de Mg(NO}_3)_2 = \text{moles de Mg(NO}_3)_2 * PM_{Mg(NO_3)_2}$$

$$\text{gramos de Mg(NO}_3)_2 = 0,017 * 148,3 = 2,52$$

- Se seleccionó el $Mg(NO_3)_2 * 6H_2O$ para ser utilizado, es por esto, que se realiza el siguiente cálculo:

$$\text{gramos de Mg(NO}_3)_2 * 6H_2O = \frac{\text{gramos de Mg(NO}_3)_2 * PM_{Mg(NO_3)_2 * 6H_2O}}{PM_{Mg(NO_3)_2}}$$

$$\text{gramos Mg(NO}_3)_2 * 6H_2O = \frac{2,52 * 256,4}{148,3} = 4,35$$

Gramos de urea:

$$\text{gramos de CO(NH}_2)_2 = \text{moles de CO(NH}_2)_2 * PM_{CO(NH_2)_2}$$

$$\text{gramos de CO(NH}_2)_2 = 0,034 * 60 = 2,04$$

A continuación se muestran los resultados:

Componente	Masa (gramos)
CO(NH ₂) ₂	2,04
Mg(NO ₃) ₂ *6H ₂ O	4,35
Cu(NO ₃) ₂ *3H ₂ O	0,9

Tabla A.1.5. Resultados finales óxido mixto 2

Anexo 2: Cálculos Parte Experimental

Anexo 2: Cálculos parte experimental

Se realizaron tres experiencias en el laboratorio. El objetivo de las dos primeras era establecer el catalizador con mayor conversión de etanol y la cantidad de masa de catalizador en el reactor.

El objetivo de la tercera experiencia era determinar la temperatura de reacción óptima, con el catalizador con mayor desempeño en las experiencias anteriores.

A.2.1. Experiencia N° 1

La experiencia N°1 se realizó con los 4 catalizadores y las condiciones son las siguientes:

T reacción =400°C

Masa de catalizador=2 celdas del reactor

Soporte= Fibratec Bulk

Moles entrada etanol=1,6295 (100ml de etanol)

Determinación de la conversión de etanol

Una vez medida la cantidad de producto líquido (etanol + agua) como se muestra en la tabla A.2.1. Se determina cuanto etanol reaccionó con la siguiente formula:

$$X_{EtOH} = \frac{n_{EtOH} \text{ entrada} - n_{EtOH} \text{ salida}}{n_{EtOH} \text{ entrada}}$$

2 celdas	400°C
catalizador	ml (etanol +agua)
CuO	35
MgO	33
70% Cu y 30% Mg	35
70% Mg y 30% Cu	33

Tabla A.2.1. Producto líquido obtenido experiencia N°1

Es necesario saber cuantos moles de etanol hay en el producto líquido para esto se utiliza el índice de refracción, el cual es medido en el laboratorio arrojando los siguientes resultados.

2 celdas		400°C
catalizador	ml (etanol + agua)	índice
CuO	35	1,365
MgO	33	1,361
70% Cu y 30% Mg	35	1,3645
70% Mg y 30% Cu	33	1,364

Tabla A.2.2. Índices de refracción experiencia N°1

Con el índice de refracción se puede establecer el % másico y la densidad de la tabla A.2.13. (Handbook of Chemistry and Physics)

2 celdas		400°C		
catalizador	ml (etanol + agua)	índice	% másico	Densidad (gr/cm ³)
CuO	35	1,365	70	0,8676
MgO	33	1,361	50	0,9139
70% Cu y 30% Mg	35	1,3645	65	0,875
70% Mg y 30% Cu	33	1,364	63	0,88

Tabla A.2.3. Densidades y porcentajes másicos experiencia N°1

Con el índice de refracción, % másico y la densidad se sigue la siguiente secuencia para determinar la conversión de etanol

$$\text{gramos de producto líquido} = \text{volumen(etanol + agua)} * \text{densidad}$$

$$\text{gramos de salida etanol} = \frac{\text{gramos de producto líquido} * \% \text{ másico}}{100}$$

$$\text{moles de salida etanol} = \frac{\text{gramos de etanol}}{PM_{EtOH}}$$

$$X_{EtOH} = \frac{n_{EtOH} \text{ entrada} - n_{EtOH} \text{ salida}}{n_{EtOH} \text{ entrada}}$$

Los resultados se muestran a continuación

2 Celdas					
Catalizador	gr agua	gr etanol	moles agua	moles etanol	conversión etanol
CuO	9,109	21,256	0,506	0,462	0,716
MgO	15,079	15,079	0,837	0,327	0,798
70% Cu y 30% Mg	10,718	19,906	0,595	0,432	0,734
70% Mg y 30% Cu	10,744	18,295	0,596	0,397	0,755

Tabla A.2.4. Resultados finales experiencia N°1

El catalizador que arrojó el mejor resultado fue el de óxido de magnesio puro.

A.2.2.Experiencia N° 2

La experiencia N°2 se realizo con los 4 catalizadores y a diferencia de la primera experiencia se utilizó más masa de catalizador (3 celdas del reactor), las condiciones son las siguientes:

T reacción =400°C

Masa de catalizador= 3 celdas del reactor

Soporte= Fibratec Bulk

Moles entrada etanol=1,6295 (100ml de etanol)

Determinación de la conversión de etanol

Una vez medida la cantidad de producto líquido (etanol + agua) como se muestra en la tabla A.2.5. Se determina cuanto etanol reaccionó con la siguiente ecuación:

$$X_{EtOH} = \frac{n_{EtOH} \text{ entrada} - n_{EtOH} \text{ salida}}{n_{EtOH} \text{ entrada}}$$

3 celdas	400°C
catalizador	ml (etanol +agua)
CuO	41
MgO	40
70% Cu y 30% Mg	40
70% Mg y 30% Cu	43

Tabla A.2.5. Producto líquido obtenido experiencia N°2

Es necesario saber cuantos moles de etanol hay en el producto líquido para esto se utiliza el índice de refracción, el cual es medido en el laboratorio arrojando los siguientes resultados.

3 celdas	400°C	
catalizador	ml (etanol +agua)	índice
CuO	41	1,3645
MgO	40	1,358
70% Cu y 30% Mg	40	1,362
70% Mg y 30% Cu	43	1,36

Tabla A.2.6. Índices de refracción experiencia N°2

Con el índice de refracción se puede establecer el % másico y la densidad de la tabla A.2.13. (Handbook of Chemistry and Physics)

3 celdas		400°C		
catalizador	ml	índice	%másico	Densidad (gr/cm ³)
CuO	41	1,3645	65	0,875
MgO	40	1,358	40	0,9352
70% Cu y 30% Mg	40	1,362	53	0,905
70% Mg y 30% Cu	43	1,36	45	0,9248

Tabla A.2.7. Densidades y porcentajes másicos experiencia N°2

Con el índice de refracción, % másico y la densidad se sigue la siguiente secuencia para determinar la conversión de etanol

$$\text{gramos de producto liquido} = \text{volumen(e tan ol + agua)} * \text{densidad}$$

$$\text{gramos de salida e tan ol} = \frac{\text{gramos de producto liquido} * \% \text{ másico}}{100}$$

$$\text{moles de salida e tan ol} = \frac{\text{gramos de e tan ol}}{PM_{EtOH}}$$

$$X_{EtOH} = \frac{n_{EtOH} \text{ entrada} - n_{EtOH} \text{ salida}}{n_{EtOH} \text{ entrada}}$$

Los resultados se muestran a continuación

3 celdas						
catalizador	gr totales	gr agua	gr etanol	moles agua	moles etanol	conversión etanol
CuO	35,8	12,5	23,3	0,69	0,50	0,68
MgO	37,4	22,4	14,9	1,24	0,32	0,80
70% Cu y 30% Mg	36,2	17,0	19,1	0,94	0,41	0,74
70% Mg y 30% Cu	39,7	21,8	17,8	1,21	0,38	0,76

Tabla A.2.8. Resultados finales experiencia N°2

Al igual que en la primera experiencia el catalizador que arrojó el mejor resultado fue el de óxido de magnesio puro.

El reactor con 3 celdas llenas de catalizador de MgO tuvo un leve aumento en la conversión de etanol con respecto a las 2 celdas utilizada en la experiencia 1.

A.2.3. Experiencia N°3

Una vez establecido el catalizador (MgO) con mayor conversión de etanol y la cantidad de masa de catalizador en el reactor, la tercera experiencia es determinar la temperatura de reacción óptima, con el catalizador con mayor desempeño en las experiencias anteriores.

Determinación de la conversión de etanol

Una vez medida la cantidad de producto líquido (etanol + agua) a distintas temperaturas de reacción como se muestra en la tabla A.2.9. Se determina cuanto etanol reaccionó con la siguiente ecuación:

$$X_{EtOH} = \frac{n_{EtOH} \text{ entrada} - n_{EtOH} \text{ salida}}{n_{EtOH} \text{ entrada}}$$

3 celdas	Oxido de Magnesio
temperatura	ml
400°C	40
375°C	39
350°C	43
325°C	43

Tabla A.2.9. Producto líquido obtenido experiencia N°3

Es necesario saber cuantos moles de etanol hay en el producto líquido para esto se utiliza el índice de refracción, el cual es medido en el laboratorio arrojando los siguientes resultados.

3 celdas	Oxido de Magnesio	
temperatura	ml	índice
400°C	40	1,358
375°C	39	1,356
350°C	43	1,352
325°C	43	1,362

Tabla A.2.10. Índices de refracción experiencia N°3

Con el índice de refracción se puede establecer el % másico y la densidad de la tabla A.2.13. (Handbook of Chemistry and Physics)

3 celdas	Oxido de Magnesio			
temperatura	ml	índice	% másico	densidad
400°C	40	1,358	40	0,9352
375°C	39	1,356	36	0,9431
350°C	43	1,352	28	0,957
325°C	43	1,362	50	0,9139

Tabla A.2.11. Densidades y porcentajes másicos experiencia N°3

Con el índice de refracción, % másico y la densidad se sigue la siguiente secuencia para determinar la conversión de etanol

$$\text{gramos de producto liquido} = \text{volumen}(e \text{ tan ol} + \text{agua}) * \text{densidad}$$

$$\text{gramos de salida e tan ol} = \frac{\text{gramos de producto liquido} * \% \text{ másico}}{100}$$

$$\text{moles de salida e tan ol} = \frac{\text{gramos de e tan ol}}{PM_{EtOH}}$$

$$X_{EtOH} = \frac{n_{EtOH} \text{ entrada} - n_{EtOH} \text{ salida}}{n_{EtOH} \text{ entrada}}$$

Los resultados se muestran a continuación

3 celdas	Oxido de Magnesio					
temperatura	gr totales	gr agua	gr etanol	moles agua	moles etanol	conversión etanol
400°C	37,40	22,44	14,96	1,24	0,32	0,80
375°C	36,78	23,53	13,24	1,30	0,28	0,82
350°C	41,15	29,62	11,52	1,64	0,25	0,846
325°C	39,29	19,64	19,64	1,09	0,42	0,73

Tabla A.2.12. Resultados finales experiencia N°3

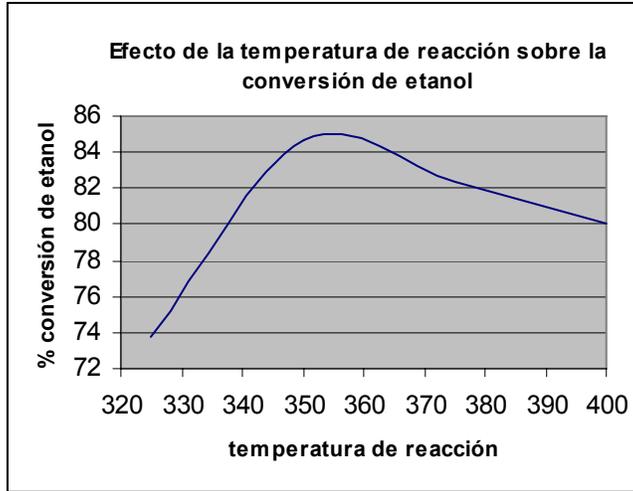


Figura A.2.1. Efecto de la temperatura en la conversión de etanol

Tabla A.2.13. Propiedades fisicoquímicas del etanol (Handbook of Chemistry & Physics, 2007)

Solute	Mass %	$m/\text{mol kg}^{-1}$	$c/\text{mol L}^{-1}$	$\rho/\text{g cm}^{-3}$	n	$\Delta/^\circ\text{C}$	$\eta/\text{mPa s}$
Ethanol	0.5	0.109	0.108	0.9973	1.3333	0.20	1.023
CH ₃ CH ₂ OH	1.0	0.219	0.216	0.9963	1.3336	0.40	1.046
	2.0	0.443	0.432	0.9945	1.3342	0.81	1.095
	3.0	0.671	0.646	0.9927	1.3348	1.23	1.140
	4.0	0.904	0.860	0.9910	1.3354	1.65	1.183
	5.0	1.142	1.074	0.9893	1.3360	2.09	1.228
	6.0	1.385	1.286	0.9878	1.3367	2.54	1.279
	7.0	1.634	1.498	0.9862	1.3374	2.99	1.331
	8.0	1.887	1.710	0.9847	1.3381	3.47	1.385
	9.0	2.147	1.921	0.9833	1.3388	3.96	1.442
	10.0	2.412	2.131	0.9819	1.3395	4.47	1.501
	12.0	2.960	2.551	0.9792	1.3410	5.56	1.627
	14.0	3.534	2.967	0.9765	1.3425	6.73	1.761
	16.0	4.134	3.382	0.9739	1.3440	8.01	1.890
	18.0	4.765	3.795	0.9713	1.3455	9.40	2.019
	20.0	5.427	4.205	0.9687	1.3469	10.92	2.142
	22.0	6.122	4.613	0.9660	1.3484	12.60	2.259
	24.0	6.855	5.018	0.9632	1.3498	14.47	2.370
	26.0	7.626	5.419	0.9602	1.3511	16.41	2.476
	28.0	8.441	5.817	0.9571	1.3524	18.43	2.581
	30.0	9.303	6.212	0.9539	1.3535	20.47	2.667
	32.0	10.215	6.601	0.9504	1.3546	22.44	2.726
	34.0	11.182	6.987	0.9468	1.3557	24.27	2.768
	36.0	12.210	7.370	0.9431	1.3566	25.98	2.803
	38.0	13.304	7.747	0.9392	1.3575	27.62	2.829
	40.0	14.471	8.120	0.9352	1.3583	29.26	2.846
	42.0	15.718	8.488	0.9311	1.3590	30.98	2.852
	44.0	17.055	8.853	0.9269	1.3598	32.68	2.850
	46.0	18.490	9.213	0.9227	1.3604	34.36	2.843
	48.0	20.036	9.568	0.9183	1.3610	36.04	2.832
	50.0	21.706	9.919	0.9139	1.3616	37.67	2.813
	60.0	32.559	11.605	0.8911	1.3638	44.93	2.547
	70.0	50.648	13.183	0.8676	1.3652		2.214
	80.0	86.824	14.649	0.8436	1.3658		1.881
	90.0	195.355	15.980	0.8180	1.3650		1.542
	92.0	249.620	16.225	0.8125	1.3646		1.475
	94.0	340.062	16.466	0.8070	1.3642		1.407
	96.0	520.946	16.697	0.8013	1.3636		1.342
	98.0		16.920	0.7954	1.3630		1.273
	100.0		17.133	0.7893	1.3614		1.203

Anexo 3: Determinación de la Capacidad y Requerimientos de Materia Prima

Anexo 3: Determinación de la capacidad y requerimiento de materia prima

A.3.1. Determinación de la capacidad del proceso

En Chile, la industria del plástico se mueve acorde con el extraordinario crecimiento de las diferentes variables económicas en el país, se ha desarrollado una dinámica industria en este importante sector de la economía.

La fortaleza de la economía chilena se mide por su creciente y sostenida presencia en el mercado internacional. Y el sector del plástico no ha estado ajeno a esta dinámica.

Tanto es así que en los últimos años a triplicado sus importaciones de polímeros de etileno en forma primaria.

Año	CIF (US\$)
2002	74.834.403
2003	85.199.619
2004	126.288.498
2005	187.550.839
2006	212.739.893
2007	215.703.881

Tabla A.3.1 Importaciones de polímeros de etileno en forma primaria en Chile (PROCHILE)

En Chile, acorde a la información de PROCHILE, el año 2007 las importaciones de polímeros de etileno en forma primarias (polietileno de alta densidad) ascendieron a US\$ 215 millones. Las importaciones chilenas se concentraron en un 90% en tan solo 3 mercados. Siendo los principales mercados de origen de las importaciones Brasil, Corea y Estados Unidos como se muestra a continuación:

País Origen	Cantidad Kg	Fob (US\$)	Cif (US\$)
Argentina	7393852,5	9871506,36	10388886
Brasil	50552990,42	65260275,74	72162661,07
Canadá	2380685,394	3138964,46	3451782,03
Corea del sur	42762740,3	63326866,15	67541439,66
Estados Unidos	36806863,18	50129918,75	53099043,08
Otros	4979832,7	8477055,94	9060069,86
total general	144876964,5	200204587,4	215703881,7

Tabla A.3.2.Cantidad de kilogramos importados año 2007 (PROCHILE)

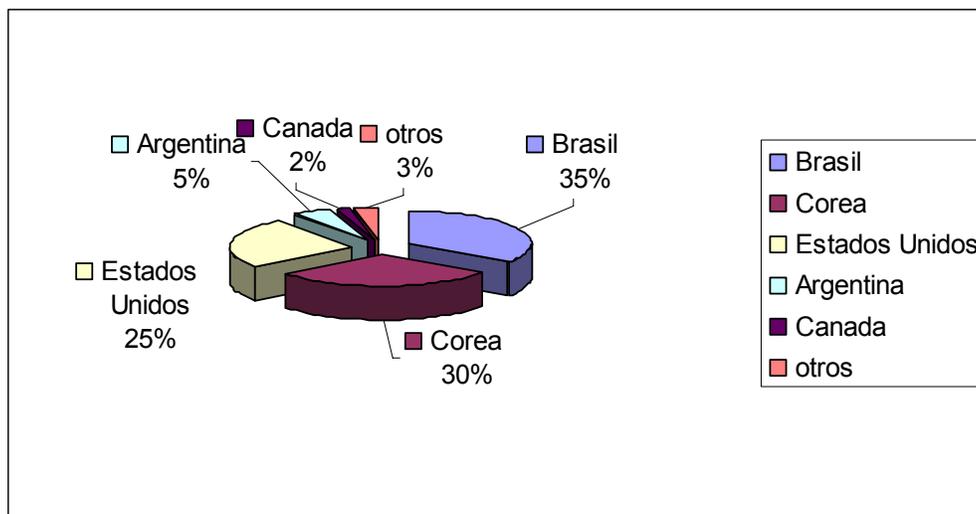


Figura A.3.1.Origen de importaciones chilenas de polietileno de alta densidad año 2007 (PROCHILE)

Si bien las importaciones de etileno puro son reducidas, se puede apreciar un gran mercado potencial en las importaciones de polímeros a partir de etileno básico. La clave está en proveer esta materia prima para su producción en el país. Así se partirá de la base que la industria de este tipo de polímeros representan un cliente potencial y consecuente fuente de demanda de etileno.

La demanda de 145.000 toneladas de polietileno de alta densidad para Chile en el año 2007, servirá de base para el cálculo de la capacidad del proceso. Khare et al (2002) reportan que para un proceso comercial de producción de polietileno de alta densidad (HDPE) se obtienen 0,8581 kilogramos de HDPE por cada kilogramo alimentado de etileno.

$$\frac{1 \text{ ton } M \text{ alimentada etileno}}{0,8581 \text{ ton } M \text{ HDPE}} * 145000 \text{ ton } M \text{ HDPE} = 170000 \text{ ton } M \text{ etileno}$$

Así, este requerimiento total es de 170.000 toneladas de etileno. Se tomara como base que se logrará introducción en el 15% del mercado con una demanda de etileno de 25.500 toneladas de etileno.

A.3.2.Requerimientos de materia prima

La materia prima del proceso es etanol, material cuyas características fisicoquímicas han sido detalladas en el marco teórico. Se escoge etanol 96% vol. (93,8 % peso). La composición es 96% de etanol y 4% de agua (vol). La reacción de deshidratación genera etileno y agua en proporción equimolar con variaciones en composición del etileno dependiendo de la selectividad promovida por el catalizador.

El catalizador escogido es el de oxido de magnesio, los detalles del catalizador su selección y rendimiento se presentan en le anexo 2. De dicho anexo se tiene que para la temperatura de reacción es de 350 °C se tiene una conversión de 85% de etanol. En el capítulo 4 se presenta las composiciones de etileno que se puede obtener dependiendo del proceso (grado A o sin destilar, grado B y grado C). El etileno grado B y grado C (o grado polímero) exigen un mayor grado de refinamiento e incluyen un proceso de destilación criogénica. Como se expuso a lo largo del estudio, el proceso esta diseñado para este mayor grado de refinación y por lo tanto se debe contar con un aumento en el requerimiento de etileno por el mencionado proceso de destilación.

Acorde a Kochar, Merims y Padia (1981) un incremento del 2,1% es recomendable y congruente con un rendimiento de 1740 kilogramo etanol 100% por cada kilogramo de etileno producido.

En base a lo anterior se determina los siguientes requerimientos de materia prima:

$$\left(\frac{25500 \text{ TM } C_2H_4}{\text{año}} \right) * 1,021 = 25.525 \frac{\text{TM } C_2H_4}{\text{año}}$$

$$\left(\frac{25525 \text{ TM } C_2H_4}{\text{año}} \right) * \left(\frac{1 \text{ TM mol } C_2H_4}{28 \text{ TM } C_2H_4} \right) * \left(\frac{100 \text{ TM mol } C_2H_5OH}{85 \text{ TM mol } C_2H_4} \right) * \left(\frac{46 \text{ TM } C_2H_5OH}{1 \text{ TM } C_2H_5OH} \right) = 47652 \frac{\text{TM } C_2H_5OH}{\text{año}}$$

Tomando en cuenta que la materia prima es etanol 96% vol (93,8 % peso)

$$\left(\frac{47652 \text{ TM } C_2H_5OH}{\text{año}} \right) * \left(\frac{1 \text{ TM } C_2H_5OH \text{ 96\%}}{0,938 \text{ TM } C_2H_5OH} \right) = 50801 \text{ TM } C_2H_5OH$$

Anual (TM/año)	50801
Mensual (TM/mes)	4618,27
Diario (TM/día)	153,94
por hora (kg/h)	6414,27
por segundo (kg/s)	1,78
Anual (m ³ /año)	62717,28
Mensual (m ³ /mes)	5701,57
Diario (m ³ /día)	190,05
por hora (m ³ /h)	7,92
por segundo (m ³ /s)	0,0022

Tabla A.3.3.Requerimientos de materia prima

Anexo 4: Cálculo del Vaporizador

Anexo 4: Cálculo del vaporizador

A.4.1 Balance de masa y energía:

Acorde a consideraciones de diseño, se recircula material a manera de vaporizar solo el 80 % de la alimentación.

1,78 kg/s etanol 96% $(1,78/0,8)=2,225$ kg/s etanol 96% =17640 lb/h etanol 96%

Recirculación : $(2,225 - 1,78)$ kg/s =0,445 kg/s =3524 lb/h

Vapor generado: 1,78 kg/s = 14112 lb/h

Balance por componente

El etanol 96 % mol equivale a 93,8 % en peso, de manera que:

Etanol: $1,78*0,938=1,66$ kg/s =13140 lb/h

Agua: $1,78*(1-0,938)=0,11$ kg/s =864 lb/h

Balance de energía

Temperatura de entrada al vaporizador: se determinó como un promedio en función de la proporción de masa de alimentación entrante y recirculación, respecto de sus temperaturas.

T alimentación = 20 °C = 298,15 K

T recirculación = 78,4 °C = 351,15 K (T evap etanol)

$T_o = 0,8*(298,15) + 0,2*(351,15) = 308,75$ K = 35,6 °C

Calor requerido:

Calor sensible.

$$m = 2,225 \text{ kg/s} = 17640 \text{ lb/h}$$

$$c_p = 0,7 \text{ (Btu/lb}^\circ\text{F)} \text{ de Kern (1999)}$$

$$\Delta T = T_2 - T_1 = (78,4 - 35,6)^\circ\text{C} = 42,6 \text{ }^\circ\text{C} = 77,04^\circ\text{F}$$

$$Q_{sens} = m c_p \Delta T$$

$$Q_{sens} = 278,4 \text{ kJ/s} = 950796 \text{ Btu/h}$$

Calor latente.

$$m = 1,78 \text{ kg/s}, \quad m_{\text{etanol}} = 1,66 \text{ kg/s}, \quad m_{\text{agua}} = 0,12 \text{ kg/s}$$

$$\lambda_{\text{etanol}} = 855,2 \text{ kJ/kg}, \quad \lambda_{\text{agua}} = 2317 \text{ kJ/kg de Perry (2000)}$$

$$Q_{\text{lat}} = 1,66 * 855,2 + 0,12 * 2317 = 1697,6 \text{ kJ/s}$$

$$Q_{\text{lat}} = 1697,6 \text{ kJ/s} = 5797608 \text{ Btu/h}$$

Calor total.

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{sens}} + Q_{\text{lat}}$$

$$Q_{\text{total}} = 1976 \text{ kJ/s} = 6748394 \text{ Btu/h}$$

Vapor requerido.

Vapor 100 psi, $T = 164^\circ\text{C}$, $\lambda_{\text{vap}} = 2067 \text{ kJ/kg}$

$$m_{\text{vap}} = \frac{Q_{\text{total}}}{H_{\text{vap}}}$$

$$m_{\text{vap}} = \frac{1976}{2067} = 0,96 \text{ kg/s} = 7603 \text{ lb/h}$$

A.4.2. Diseño del Vaporizador

El diseño del vaporizador inicia con un diseño preliminar basado en la estimación del coeficiente global U y su inclusión en la siguiente ecuación.

$$Q = U * A * MLDT \quad (\text{Ec.A.4.1})$$

La MLDT se determina para un flujo a contracorriente, no es necesario hacer la corrección con el factor F ya que el fluido caliente mantiene una temperatura constante.

$$MLDT = \left(\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \right) \quad (\text{Ec.A.4.2})$$

Considerando un valor aceptable de 100 Btu/ft²°Fh para el precalentamiento y un U = 100 Btu/hft²°F para intercambio vapor de agua-orgánicos ligeros (Perry et al, 2000), se obtienen los resultados de la tabla A.4.1.

Tabla A.4.1. ESTIMACION AREA REQUERIDA							
sistema internacional				sistema inglés			
T1(°C)	164,3	T2(°C)	164,3	T1 (°F)	327,74	T2 (°F)	327,74
t1(°C)	35,6	t2(°C)	78,4	t1 (°F)	96,08	T2 (°F)	173,12
dt(°C)	128,7	dt(°C)	85,9	dt (°F)	231,66	dt (°F)	154,62
LMTD(°C) 105,8619089				LMTD (°F) 190,55			
	SENSIBLE	LATENTE	TOTAL		SENSIBLE	LATENTE	TOTAL
Q(kJ/s)	278,4	1697	1975,4	Q (Btu/h)	949956,48	5790503,4	6740459,88
U(J/sKm ²)	575,38	575,38		U (Btu/h°Fpie ²)	100	100	
LMTD(°C)	105,86	85,9		LMTD (°F)	190,55	154,62	
A(m ²)	4,63	34,74	39,37	A (pies ²)	49,85	374,49	424,35

A continuación, para establecer un coeficiente U_d preliminar para el proceso sensible y latente se hace un balanceo de flujos térmicos q/t y en base al calor total Q se determina una ΔT balanceada. Con esta ΔT balanceada y el Q se puede determinar un U_d preliminar. Lo anterior se puede apreciar en la tabla A.4.2.

Tabla A.4.2. ESTIMACION U_d PRELIMINAR							
sistema internacional				sistema inglés			
	SENSIBLE	LATENTE	TOTAL		SENSIBLE	LATENTE	TOTAL
Q(kJ/s)	278,4	1697	1975,4	Q (Btu/h)	949956,48	5790503,4	6740459,88
U(J/sKm ²)	575,38	575,38		U (Btu/h°Fpie ²)	100	75	
LMTD(°C)	0	39,37		LMTD (°F)	190,55	154,62	
A(m ²)	4,63	34,74	39,37	A (pies ²)	49,85	374,49	424,35

Flujos balanceados	sensible	latente	total	Flujos balanceados	sensible	latente	Total
q/t (J/sK)	2623,84	19710,47	22334,31	q/t (Btu/°F)	4985,30	37449,89	42435,20

dt balanceada	123,7	dt balanceada	222,69
ud	406,55	ud	71,32

Se fija el diámetro de los tubos en 1 plg 16 BWG y su arreglo cuadrado (para mayor limpieza del proceso). Las estimaciones de diseño se efectúan para longitudes estándar de 6,12, 16, 20 pies. El número de tubos requeridos se determina como la división entre la superficie total estimada y la superficie por pie lineal de tubo. En base a esta estimación de número de tubos se determina el diámetro interno de la carcasa, acorde al número de pasos y tubos deseados. Con esta nueva área se puede estimar el U_d teórico definitivo que servirá como parámetro de aceptación del equipo junto al factor de obstrucción R_d .

DE tubos = 1 plg BWG

Superficie por longitud de tubos = 0,2618 pies²/pies de longitud

Pasos por tubos = 2

Tabla A.4.3. ESTIMACION INICIAL DE DIMENSIONES					
long (pies)	A tubos (pies ²)	Nt req	din carcasa (plg)	Nt	U parámetro (Btu/hpie ² °F)
6	1,17	360,29	31	398	64,56
12	2,35	180,14	23,25	208	61,77
16	3,14	135,10	21,25	166	58,05
20	3,92	108,08	17,25	112	68,83

El cálculo anterior sirvió como una estimación inicial. Para comprobar la aprobación del equipo se estableció los siguientes parámetros:

- $U_d > U$ parámetro
- $R_d \geq 0,001$ (acorde a recomendación especificada en Kern (1999) para sistemas de intercambio de alcoholes y vapor de agua)
- Flujo de $Q/A < 20000$ Btu/h pies²
- ΔP tubos ≤ 1 psi (valor recomendado por Kern para vapor de agua en tubos)
- ΔP carcasa ≤ 5 psi

Una vez realizado los cálculos con las distintas longitudes de tubos el que cumplió de manera óptima con los parámetros establecidos fue el intercambiador con tobos de 16 pies de longitud. El cálculo se realizó en Excel de manera de ir probando cada longitud de tubo se utilizó el algoritmo de Kern el cual se muestra a continuación.

Fluido caliente: lado coraza	Fluido frío: lado de los tubos
Área de flujo (pies ²) $as = DI * \frac{CB}{144P_t}$ (Ec.A.4.3)	Área de flujo (pies ²) $at = \frac{N_t(at)}{144n}$ (Ec.A.4.4)
Masa vel.(lb/hpies ²), $G_s = W / as$ (Ec.A.4.5)	Masa vel.(lb/hpies ²), $G_t = W / at$ (Ec.A.4.6)
Obtener De (pies)de figura A.4.2. o de: $De = \frac{4 * \text{area libre}}{\text{perimetro mojado}}$ (Ec.A.4.7)	Obtener D de tabla (pies) A.4.5
Obtener μ a Tc $Re_s = \frac{DeG_s}{\mu}$ (Ec.A.4.8)	Obtener μ a Tc $Re_t = \frac{DeG_t}{\mu}$ (Ec.A.4.9)
Obtener jh de la figura A.4.2	Obtener jh de la figura A.4.3
A Tc obtener c (Btu/lb°F) y k (Btu/hpies ² F) Y calcular $(c\mu/k)^{1/3}$	A Tc obtener c (Btu/lb°F) y k (Btu/hpies ² F) Y calcular $(c\mu/k)^{1/3}$
$h_o = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$ (Ec.A.4.10)	$h_i = j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \phi_t$ (Ec.A.4.11)
Temperatura de la pared del tubo, tw $tw = tc + \frac{h_o / \phi_s}{h_{io} / \phi_t + h_o / \phi_s} (T_c - t_c)$ (Ec.A.4.12)	$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} * \frac{DI}{DE}$ (Ec.A.4.13)
Obtener μ_w y $\phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14}$	Obtener μ_w y $\phi_t = (\mu / \mu_w)^{0,14}$
Coefficiente corregido $h_o = \frac{h_o \phi_s}{\phi_s}$ (Ec.A.4.14)	Coefficiente corregido $h_o = \frac{h_o \phi_s}{\phi_s}$ (Ec.A.4.15)
Coefficiente total limpio Uc: $Uc = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$ (Ec.A.4.16)	
Coefficiente total de diseño Ud: $Ud = \frac{Q}{A\Delta t}$ (Ec.A.4.17)	
Factor de obstrucción Rd: $Rd = \frac{Uc - Ud}{UcUd}$ (Ec.A.4.18)	
Caída de presión	
Para Re_s obtener f (pies ² /plg ²) de la figura A.4.4.	Para Re_t obtener f (pies ² /plg ²) de la figura A.4.5.
No.de cruces, N+1=12L/B (Ec.A.4.19)	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 Ln}{5,22 * 10^{10} D_s \phi_t}$ (psi) (Ec.A.4.20)

$\Delta P_s = \frac{fGs^2 Ds(N+1)}{5,22 * 10^{10} Ds\phi_s} \quad (psi) \quad (\text{Ec.A.4.21})$	$\Delta P_r = \frac{4nV^2 62,5}{s2g144} \quad (\text{Ec.A.4.22})$ $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (psi)$
---	--

Los resultados se muestran a continuación que corresponden al intercambiador escogido.

fluido caliente	vapor 100 psi	Etanol 96 %	fluido frío
Nº tubos	166		carcasa
largo (pies)	16	17,25	Di,s (plg)
DE (plg)	1(16 BWG)	3,45	B (plg)
PT	1,25	0,25	C
pasos a por tubo (pies ²)	0,594		
superf /pie tubo	0,2618		

PRECALENTAMIENTO			
Tubo		Carcasas	
at (pies ²)	0,342 (Ec.A.4.3)	as (pies ²)	0,082 (Ec A.4.3)
Gt (lbm/hpies ²)	22206,64 (Ec.A.4.6)	Gs (lbm/hpies ²)	213413,98 (Ec.A.4.5)
viscosidad (cp) (kern,1999)	0,0185	viscosidad (cp) (Kern 1999)	0,7
Viscosidad (lb/pieh)	0,044	viscosidad (lb/pieh)	1,693
D(plg)	0,87 (Tabla A.4.5)	De (plg)	0,99 (Fig.A.4.2.)
D (pie)	0,0725	D (pie)	0,0825
Re _t	35976,03 (Ec.A.4.9)	Re _s	10397,83 (Ec.A.4.8)
hio	1500 (kern 1999)	jh K(cu/k) ^{1/3}	44 (Fig. A.4.2) 0,204
ho		ho	109,07 (Ec.A.4.10)
Uc precalentamiento (Btu/hpie ² °F)		101,67	(Ec.A.4.16)
A precalentamiento (pies ²)		49,02	(Ec.A.4.17)

VAPORIZACION										
	Tubo		Carcasa A 78,4°C	173,12 F						
			Gs (lbm/hpies ²)	213413,98 (Ec.A.4.5)						
			viscosidad (cp) (Kern 1999)	0,01						
			viscosidad (lb/pieh)	0,024						
			De (plg) (pie)	0,99 0,082						
			Res	727848,45 (Ec.A.4.8)						
			jh	490 (Fig. A.4.2)						
			K(cu/k)1/3	0,0127						
hio	1500 (kern 1999)		ho	75,51 (Ec.A.4.10)						
<table border="1"> <tr> <td>U vaporización (Btu/hpie²°F)</td> <td>71,89</td> <td>(Ec.A.4.16)</td> </tr> <tr> <td>A vaporización (pies²)</td> <td>520,90</td> <td>(Ec.A.4.17)</td> </tr> </table>					U vaporización (Btu/hpie ² °F)	71,89	(Ec.A.4.16)	A vaporización (pies ²)	520,90	(Ec.A.4.17)
U vaporización (Btu/hpie ² °F)	71,89	(Ec.A.4.16)								
A vaporización (pies ²)	520,90	(Ec.A.4.17)								

A total (pies ²)	569,93
Uc (Btu/hpie ² °F)	74,45
	Cumple
sup. Total (pies ²)	521,37
Ud(Btu/hpie ² °F)	67,84
Rd	0,0013
	Cumple
Q/A	12928,29
	Cumple

CAIDA DE PRESION			
Tubo		Carcasa	
Re	35976,03	<u>precalentamiento</u>	Re
f	0,0015 Fig. A.4.5		f
Vol. Especifico (pies ³ /lb)	4,43 (Kern 1999)	Long prec (pies)	727848,45
s	0,0036	Nº cruces	0,0022 Fig. A.4.4.
			1,132
			4 (Ec.A.4.19)
ΔPtubo (psi)	1,72 (Ec.A.4.20)	s	0,81 (Perry, 2000)
	cumple	Ds	1,77 (Kern, 1999)
		ΔPs1 (psi)	0,2 (Ec.A.4.21)
		<u>vaporización</u>	
		Re	727848,45
		f	0,001 Fig. A.4.4.
		long vap	14,87
		Nº cruces	51
		s	0,377 (Perry, 1999)
		Δps2 (psi)	2,52 (Ec.A.4.21)
		ΔPstotal (psi)	2,72 cumple

Se hace la salvedad que por facilidad de cálculo en función de las tablas de datos disponibles, se trabajo con sistema de unidades inglesas. Aun así, los resultados finales se colocan en ambos sistemas: sistema ingles y sistema internacional. El equipo cumple con los parámetros y en resumen, sus especificaciones son las siguientes:

Tabla A.4.4. ESPECIFICACIONES VAPORIZADOR		
Dimensiones	Sistema ingles	Sistema internacional
Ds interno	17,25 (plg)	0,4381 (m)
Espaciamiento deflectores	3,45 (plg)	0,087 (m)
Longitud de tubos	16 pies	4,87 (m)
De tubos	1 (plg)	0,0254 (m)
BWG	16	16
Cantidad de tubos	166	166
Paso lado tubos	2	2
Superficie	521,37 (pies ²)	48,43 (m ²)
Uc	74,45 (Btu/hpies ² °F)	422,8 (J/sKm ²)
Ud	67,84 (Btu/hpies ² °F)	385,33 (J/sKm ²)
Rd	0,0013	0,0013
Caída presión carcasa	2,72 (psi)	18,75 (kPa)
Caída presión tubos	1,729 (psi)	11,92 (kPa)
Fluido por carcasa	etanol 96%	etanol 96%
Fluido por tubo	vapor 100 psi	vapor 100 psi

A.4.3. Tablas y gráficas para el cálculo de transferencia de calor

Tabla A.4.5. Datos de Tubos para condensadores e Intercambiadores de Calor. (Kern, 1999)

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
3/4	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
3/4	20	0.035	0.430	0.145	0.1963	0.1125	0.190
	10	0.134	0.482	0.182		0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
1	17	0.058	0.634	0.314	0.2618	0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
	8	0.165	0.670	0.355		0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
1 1/4	14	0.083	0.834	0.546	0.3271	0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545
	8	0.165	0.920	0.665		0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
1 1/2	11	0.120	1.01	0.800	0.3925	0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
	18	0.049	1.15	1.04		0.3015	0.688
1 3/4	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Tabla A.4.6. Disposición de los espejos de tubos, arreglo en cuadros (Kern, 1999)

Tubos de 3/4" DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de 1 1/4 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45	40	38	36
13 1/4	97	90	82	76	70	13 1/4	61	56	52	48	44
15 1/4	137	124	116	108	108	15 1/4	81	76	68	68	64
17 1/4	177	166	158	150	142	17 1/4	112	112	96	90	82
19 1/4	224	220	204	192	188	19 1/4	138	132	128	122	116
21 1/4	277	270	246	240	234	21 1/4	177	166	158	152	148
23 1/4	341	324	308	302	292	23 1/4	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	596	574	562	544	532
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Tubos de 1 1/4" DE, arreglo en cuadro de 1 1/16 plg						Tubos de 1 1/2" DE, arreglo en cuadro de 1 7/8 plg					
10	16	12	10			12	16	16	12	12	
12	30	24	22	16	16	12	22	22	16	16	
13 1/4	32	30	30	22	22	13 1/4	22	22	16	16	
15 1/4	44	40	37	35	31	15 1/4	29	29	25	24	22
17 1/4	56	53	51	48	44	17 1/4	39	39	34	32	29
19 1/4	78	73	71	64	56	19 1/4	50	48	45	43	39
21 1/4	96	90	86	82	78	21 1/4	62	60	57	54	50
23 1/4	127	112	106	102	96	23 1/4	78	74	70	66	62
25	140	135	127	123	115	25	94	90	86	84	78
27	166	160	151	146	140	27	112	108	102	98	94
29	193	188	178	174	166	29	131	127	120	116	112
31	226	220	209	202	193	31	151	146	141	138	131
33	258	252	244	238	226	33	176	170	164	160	151
35	293	287	275	268	258	35	202	196	188	182	176
37	334	322	311	304	293	37	224	220	217	210	202
39	370	362	348	342	336	39	252	246	237	230	224

Tabla A.4.7. Disposición de los espejos de tubos, arreglo triangular (Kern, 1999)

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 15/16 plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	224	194	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	442	420	386	378	364	23 1/4	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078
Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/4 plg						Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 5/16" plg					
8	21	16	16	14		10	20	18	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13 1/4	38	36	32	28	26
13 1/4	68	66	58	54	50	15 1/4	54	51	45	42	38
15 1/4	91	86	80	74	72	17 1/4	69	66	62	58	54
17 1/4	131	118	106	104	94	19 1/4	95	91	86	78	69
19 1/4	163	152	140	136	128	21 1/4	117	112	105	101	95
21 1/4	199	188	170	164	160	23 1/4	140	136	130	123	117
23 1/4	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	349	334	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	316	31	275	270	255	245	235
31	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						
Tubos de 1 1/2" DE, arreglo triangular de 1 7/8 plg											
12	18	14	14	12	12						
13 1/4	27	22	18	16	14						
15 1/4	36	34	32	30	27						
17 1/4	48	44	42	38	36						
19 1/4	61	58	55	51	48						
21 1/4	76	72	70	66	61						
23 1/4	95	91	86	80	76						
25	115	110	105	98	95						
27	136	131	125	118	115						
29	160	154	147	141	136						
31	184	177	172	165	160						
33	215	206	200	190	184						
35	246	238	230	220	215						
37	275	268	260	252	246						
39	307	299	290	284	275						

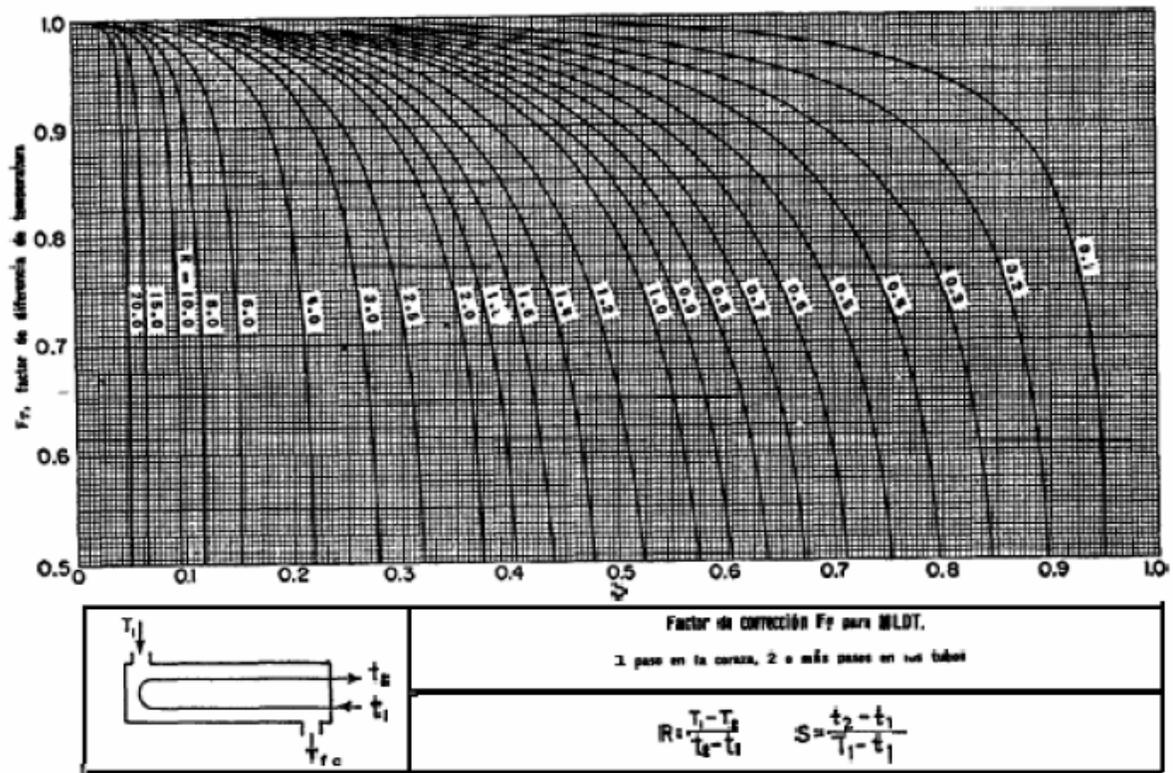


Figura A.4.1. Factores de corrección LMTD, (Kern, 1999)

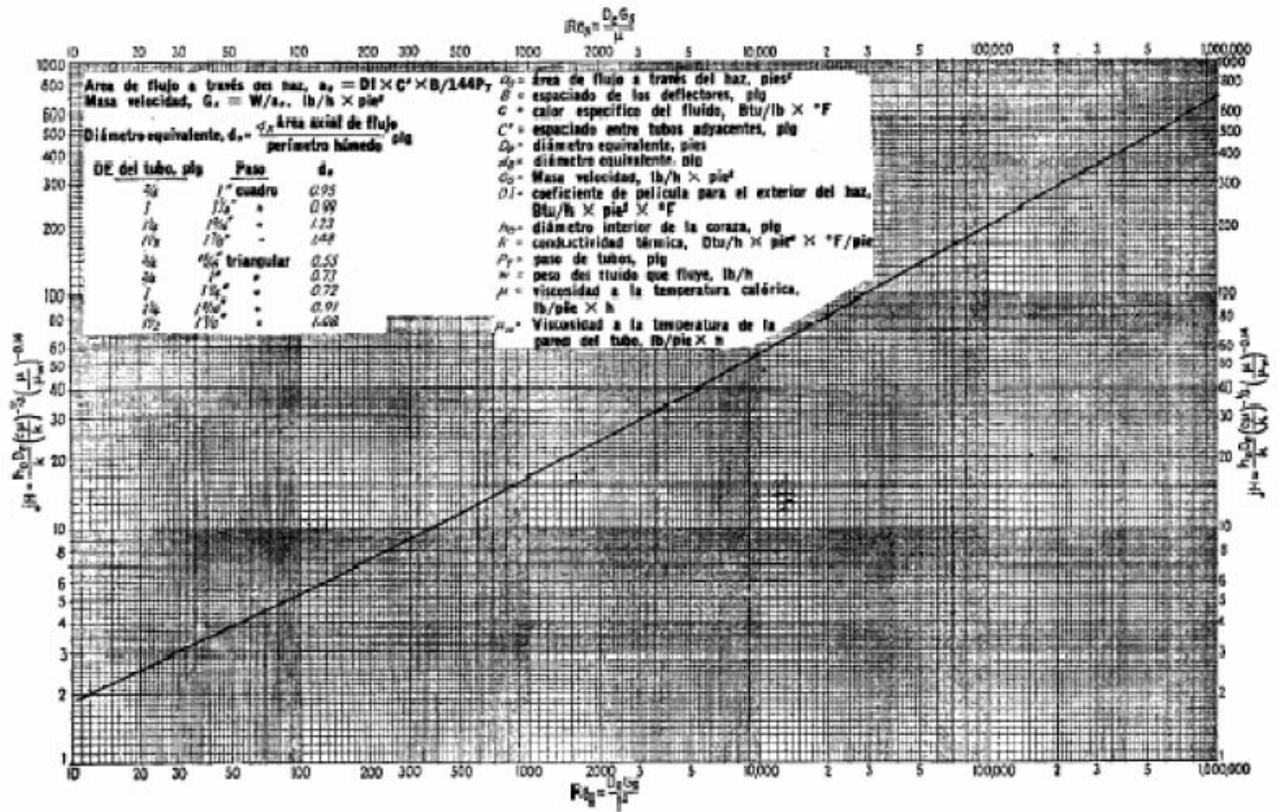


Figura A.4.2. Factor j_h fuera de tubos (Kern, 1999)

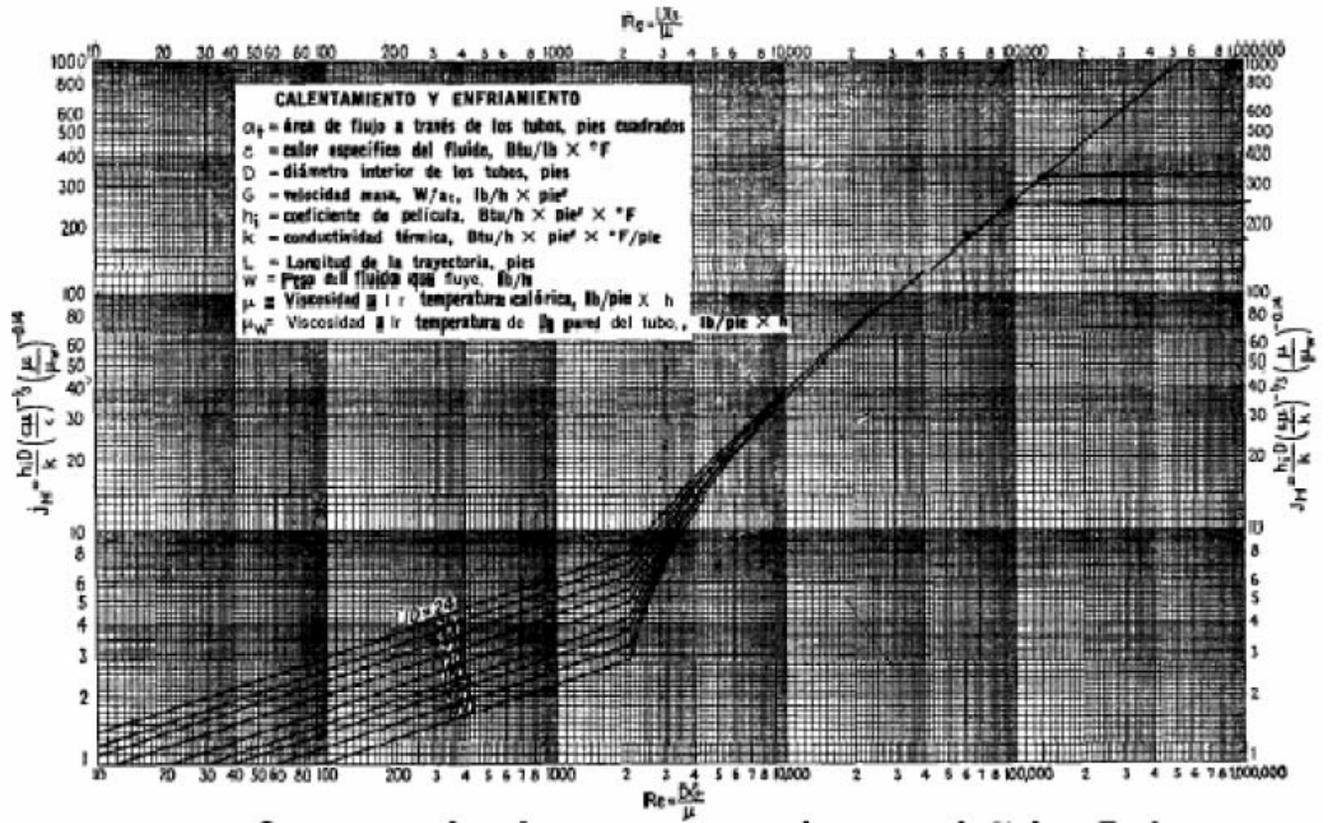


Figura A.4.3. Factor j_h dentro de tubos (Kern, 1999)

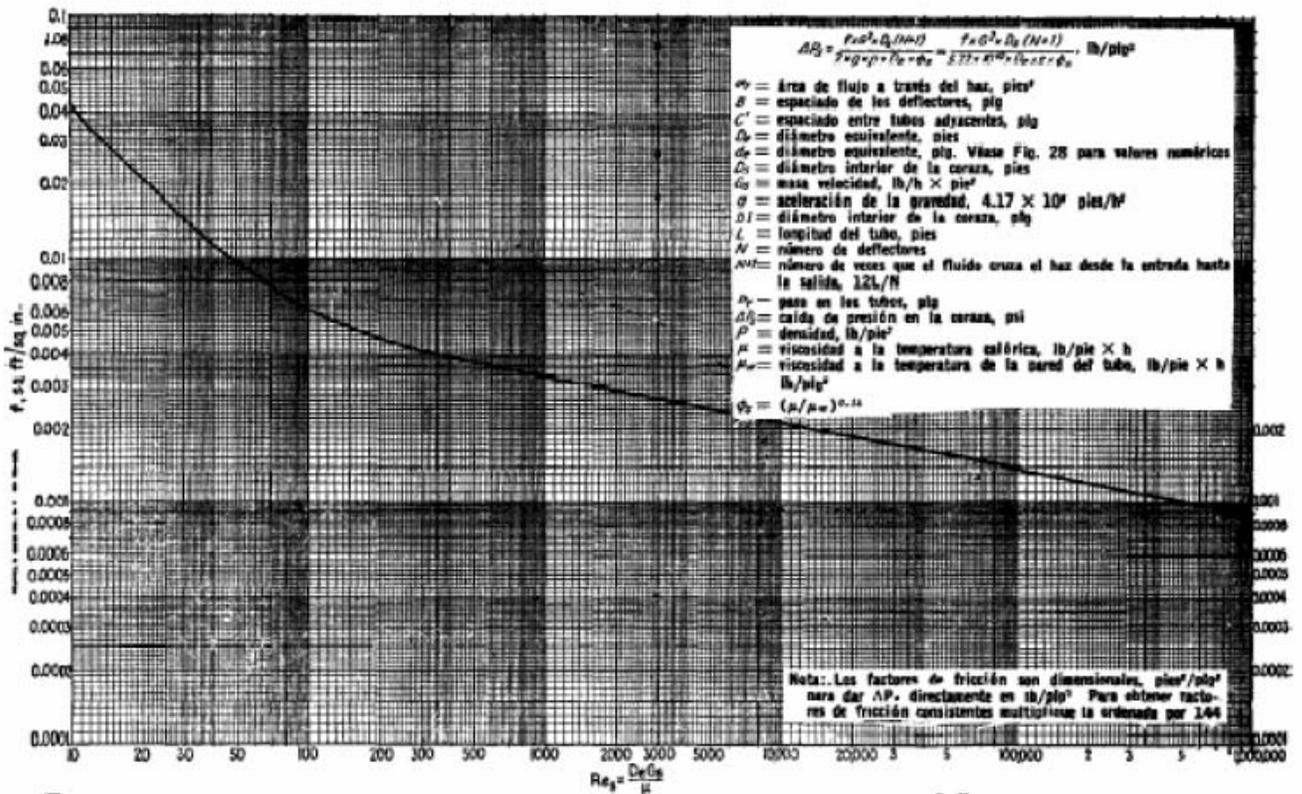


Figura A.4.4. Factor de fricción lado de coraza, para haces de tubos con deflectores segmentados 25% (Kern, 1999)

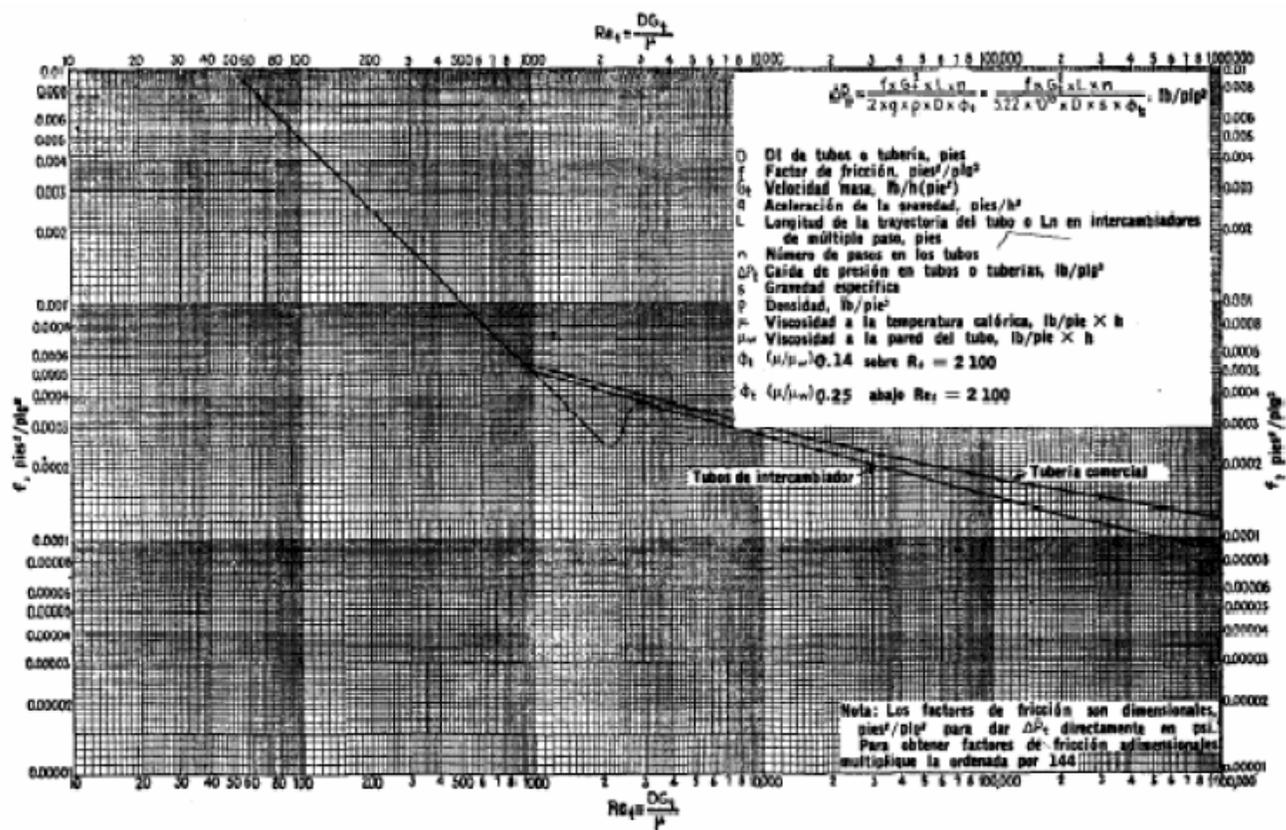


Figura 4.5. Factor de fricción lado de tubo (Kern, 1999)

Anexo 5: Calculo del Sobrecalentador

Anexo 5: Cálculo del sobrecalentador.

A.5.1. Balance de masa y energía

Balance por componente

Etanol: $1,78 \cdot 0,938 = 1,66 \text{ kg/s} = 13140 \text{ lb/h}$

Agua: $1,78 \cdot (1 - 0,938) = 0,11 \text{ kg/s} = 864 \text{ lb/h}$

Balance de energía

Calor requerido:

Calor sensible.

$m = 1,78 \text{ kg/s} = 14004 \text{ lb/h}$

$c_p = 0,48 \text{ (Btu/lb}^\circ\text{F)}$ de Kern (1999)

$\Delta T = T_2 - T_1 = (350 - 78,4)^\circ\text{C} = 271,6^\circ\text{C} = 488,88^\circ\text{F}$

$$Q_{sens} = m c_p \Delta T$$

$$Q_{sens} = 962,23 \text{ kJ / s} = 3286212,25 \text{ Btu / h}$$

Vapor requerido.

Dowtherm A, $T = 375^\circ\text{C}$, $\lambda_{vap} = 226 \text{ kJ/kg}$

$$m_{vap} = \frac{Q_{total}}{H_{vap}}$$

$$m_{vap} = \frac{962,23}{226} = 4,25 \text{ kg / s} = 33660 \text{ lb / h}$$

A.5.2. Diseño del sobrecalentador

El diseño del sobrecalentador se basa en los mismos criterios utilizados en el diseño del vaporizador.

Considerando un valor aceptable de un $U = 40 \text{ Btu/hft}^2\text{°F}$ para intercambio orgánicos ligeros (Perry, 2000), se obtienen los resultados de la tabla A.5.1.

Tabla A.5.1. ESTIMACION AREA REQUERIDA							
sistema internacional				sistema inglés			
T1(°C)	375	T2(°C)	375	T1 (°F)	707	T2 (°F)	707
t1(°C)	78,4	t2(°C)	350	t1 (°F)	173,12	T2 (°F)	662
dt(°C)	296,6	dt(°C)	25	dt (°F)	533,88	dt (°F)	45
LMTD(°C)				LMTD(°C)			
109,80				197,64			
	SENSIBLE	LATENTE	TOTAL		SENSIBLE	LATENTE	TOTAL
Q(kJ/s)	962,23		962,23	Q (Btu/h)	3286212,25		3286212,25
U(J/sKm ²)	227,2			U (Btu/h°Fpies ²)	40		
LMTD(°C)	109,80			LMTD (°F)	197,64		
A(m ²)	41,83		41,83	A (pies ²)	415,66		415,66

Se fija el diámetro de los tubos en 1,5 plg 16 BWG y su arreglo cuadrado (para mayor limpieza del proceso). Las estimaciones de diseño se efectúan para longitudes estándar de 6,12, 16, 20 pies. El número de tubos requeridos se determina como la división entre la superficie total estimada y la superficie por pie lineal de tubo. En base a esta estimación de número de tubos se determina el diámetro interno de la carcasa, acorde al número de pasos y tubos deseados. Con esta nueva área se puede estimar el U_d teórico definitivo que servirá como parámetro de aceptación del equipo junto al factor de obstrucción R_d .

DE tubos = 1,5 plg BWG

Superficie por longitud de tubos = 0,3925 pies²/pies de longitud

Tabla A.5.2. ESTIMACIÓN INICIAL DE DIMENSIONES							
Long (pies)	A tubos (pies ²)	Nt req	din car (plg)	Nt	U parámetro (Btu/hpie ² °F)	pasos	
6	2,35	176,50	35	196	36,02	2	
12	4,71	88,25	25	90	39,22	2	
16	6,28	66,18	23,25	70	37,82	4	
20	7,85	52,95	21,25	54	39,22	6	

El cálculo anterior sirvió como una estimación inicial. Para comprobar la aprobación del equipo se estableció los siguientes parámetros:

- $U_d > U$ parámetro
- $R_d \geq 0,001$ (acorde a recomendación especificada en Kern (1999) para sistemas de intercambio de alcoholes y vapor de agua)
- Flujo de $Q/A < 20000$ Btu/h pies²
- ΔP tubos ≤ 5 psi
- ΔP carcasa ≤ 5 psi

El intercambiador escogido es el de tubos de de 16 pies de largo, ya que cumple satisfactoriamente los parámetros establecidos.

A continuación se muestran los resultados de los cálculos.

fluido frío	Etanol 96 %	dowtherm A	fluido caliente
Nº tubos	70		carcasa
Largo (pies)	16	33	Di,s (plg)
DE (plg)	1,5 (BWG)	6,6	B (plg)
PT	1,875	0,25	C
pasos	4		
a por tubo(pies ²)	1,47		
superf /pie tubo	0,3925		

Tubo		Carcasa	
at (pies ²)	0,178 (Ec.A.4.4)	as (pies ²)	0,201 (Ec.A.4.3)
Gt (lbm/hpies ²)	78389,73 (Ec.A.4.6)	Gs (lbm/hpies ²)	165421,48 (Ec.A.4.6)
viscosidad (cp) (kern,1999)	0,014	viscosidad (cp) (Kern 1999)	0,7
Viscosidad (lb/pies ^h)	0,033	viscosidad (lb/pies ^h)	1,693
D(plg)	1,37 Tabla A.4.5	De (plg)	0,99 fig A.4.2.
D (pies)	0,114	De (pies)	0,082
Re _t	264261,94 (Ec.A.4.9)	Re _s	8059,57 (Ec.A.4.8)
jh k(cu/u) ^{1/3}	430 fig A.4.3. 0,017	do tubo	1,5
hi	65,28 (Ec.A.4.11)		
hio	59,62 (Ec.A.4.13)	ho	200 fig. A.5.1

Uc (Btu/hpie ² °F)	45,93 (Ec.A.4.16)
	Cumple
A (pies ²)	361,96 (Ec.A.4.17)
Superficie (pies ²)	439,6
Ud (Btu/hpie ² °F)	37,82
Rd	0,0046 (Ec.A.4.18)
	cumple

Caída de presión tubos		Caída de presión carcasa	
Re _t	264261,94 (Ec.A.4.9)	Re _s	8059,57 (Ec.A.4.8)
f	0,0002 fig A.4.5	f	0,0035 fig A.4.4
V específico (pies ³ /lb)	0,33 (Kern 1999)	long Z	6
s	0,00274 (Perry 2000)	N ^o cruces	10,90 (Ec.4.19)
		s	0,0484 (Perry 2000)
		Ds	2,75 (Kern 1999)
ΔPt (psi)	4,81 (Ec.4.20)	ΔPs (psi)	1,14 (Ec.A.4.21)
	cumple		cumple

Tabla A.5.3. ESPECIFICACIONES SOBREALENTADOR		
Dimensiones	Sistema inglés	Sistema internacional
Ds interno	33 (plg)	0,8382 (m)
Espaciamiento deflectores	6,6 (plg)	0,1676 (m)
Longitud de tubos	16 pies	4,87 (m)
De tubos	1,5 (plg)	0,0381 (m)
BWG	16	16
Cantidad de tubos	70	70
Paso lado tubos	4	4
Superficie	439,6 (pies ²)	40,84 (m ²)
Uc	45,93 (Btu/hpies ² °F)	260,88 (J/sKm ²)
Ud	37,82 (Btu/hpies ² °F)	214,81 (J/sKm ²)
Rd	0,0046	0,0046
Caída presión carcasa	1,14 (psi)	7,86 (kPa)
Caída presión tubos	4,81 (psi)	33,16 (kPa)
Fluido por carcasa	Dowtherm A	Dowtherm A
Fluido por tubo	etanol 96%	etanol 96%

A.5.3. Tablas y gráficas de especificaciones de Dowtherm A.

Tabla A.5.4. Propiedades del Dowtherm A		
Typical Properties of DOWTHERM A Fluid[†]		
Composition: Diphenyl Oxide/Biphenyl Blend		
Color: Clear to Light Yellow		
Property	SI Units	English Units
Freeze Point	12.0°C	53.6°F
Atmospheric Boiling Point	257.1°C	494.8°F
Flash Point ¹	113°C	236°F
Fire Point ²	118°C	245°F
Autoignition Temperature ³	599°C	1110°F
Density @ 25°C (75°F)	1056 kg/m ³	66.0 lb/ft ³
Surface Tension in Air @		
20°C (68°F)	40.1 Dynes/cm	40.1 Dynes/cm
40°C (104°F)	37.6 Dynes/cm	37.6 Dynes/cm
60°C (140°F)	35.7 Dynes/cm	35.7 Dynes/cm
Estimated Critical Temperature	497°C	927°F
Estimated Critical Pressure	31.34 bar	30.93 atm
Estimated Critical Volume	3.17 l/kg	0.0508 ft ³ /lb
Average Molecular Weight		166.0
Heat of Combustion	36,053 kJ/kg	15,500 Btu/lb
[†] Not to be construed as specifications		
¹ SETA		
² C.O.C.		

Fuente: Dow Chemical Company

Tabla A.5.5. Propiedades de saturación: Dowtherm A

Saturated Liquid Properties of DOWTHERM A Fluid (SI units)

Temp. °C	Vapor Pressure bar	Viscosity mPa sec	Specific Heat kJ/kg K	Thermal Cond. W/mK	Density kg/m ³
15	0.00	5.00	1.558	0.1395	1063.5
65	0.00	1.58	1.701	0.1315	1023.7
105	0.01	0.91	1.814	0.1251	990.7
155	0.06	0.56	1.954	0.1171	947.8
205	0.28	0.38	2.093	0.1091	902.5
255	0.97	0.27	2.231	0.1011	854.0
305	2.60	0.20	2.373	0.0931	801.3
355	5.80	0.16	2.527	0.0851	742.3
405	11.32	0.12	2.725	0.0771	672.5

Saturated Liquid Properties of DOWTHERM A Fluid (English units)

Temp. °F	Vapor Pressure psia	Viscosity cP	Specific Heat Btu/lb °F	Thermal Cond. Btu/hr ft ² (°F/ft)	Density lb/ft ³
60	0.000	4.91	0.373	0.0805	66.37
120	0.003	2.12	0.396	0.0775	64.72
180	0.028	1.22	0.418	0.0744	63.03
240	0.16	0.81	0.441	0.0713	61.30
300	0.64	0.59	0.463	0.0682	59.51
360	2.03	0.45	0.485	0.0651	57.65
420	5.38	0.35	0.507	0.0620	55.72
480	12.25	0.28	0.529	0.0590	53.70
540	24.72	0.23	0.552	0.0559	51.57
600	45.31	0.19	0.575	0.0528	49.29
660	76.89	0.16	0.599	0.0497	46.82
720	122.7	0.14	0.627	0.0466	44.08
780	186.4	0.12	0.665	0.0436	40.93

*Trademark of The Dow Chemical Company

Fuente: Dow Chemical Company

Tabla A.5.5. Propiedades de saturación: Dowtherm A

Saturated Vapor Properties of DOWTHERM A Fluid (SI Units)

Temp. °C	Vapor Pressure bar	Liquid Enthalpy kJ/kg	Latent Heat kJ/kg	Vapor Enthalpy kJ/kg	Vapor Density kg/m ³	Vapor Viscosity mPa·s	Vapor Thermal Cond. W/mK	Z _{vapor}	Specific Heat (c _p) kJ/kg K	Ratio of Specific Heats c _p /c _v
15	0.00	4.9	407.2	412.1		0.0054	0.0075	1.000	1.044	1.050
65	0.00	88.1	380.9	469.1	0.0040	0.0063	0.0104	1.000	1.227	1.043
105	0.01	158.1	362.7	520.9	0.0341	0.0071	0.0129	0.999	1.366	1.038
155	0.06	251.2	341.5	592.7	0.2583	0.0080	0.0163	0.995	1.528	1.035
205	0.28	351.2	320.2	671.5	1.179	0.0090	0.0200	0.982	1.681	1.034
255	0.97	458.2	297.4	755.6	3.831	0.0100	0.0238	0.954	1.829	1.036
305	2.60	572.2	271.5	843.6	9.896	0.0110	0.0279	0.908	1.976	1.042
355	5.80	693.1	240.6	933.8	22.03	0.0122	0.0322	0.838	2.133	1.057
405	11.32	822.0	201.7	1023.7	45.17	0.0138	0.0368	0.740	2.333	1.094

Saturated Vapor Properties of DOWTHERM A Fluid (English Units)

Temp. °F	Vapor Pressure psia	Liquid Enthalpy Btu/lb	Latent Heat Btu/lb	Vapor Enthalpy Btu/lb	Vapor Density lb/ft ³	Vapor Viscosity cP	Vapor Thermal Cond. Btu/hr ft ² (°F/ft)	Z _{vapor}	Specific Heat (c _p) Btu/lb °F	Ratio of Specific Heats c _p /c _v
60	0.000	2.5	175.1	177.6		0.0054	0.0044	1.000	0.250	1.050
120	0.003	26.2	167.3	193.5		0.0060	0.0055	1.000	0.279	1.045
300	0.64	103.0	148.0	251.1	0.0130	0.0079	0.0092	0.996	0.361	1.035
360	2.03	131.1	142.0	273.1	0.0388	0.0086	0.0106	0.989	0.385	1.034
420	5.38	160.6	135.8	296.3	0.0967	0.0092	0.0120	0.977	0.409	1.034
480	12.25	191.4	129.2	320.5	0.2100	0.0098	0.0135	0.959	0.433	1.035
540	24.72	223.5	122.1	345.5	0.4102	0.0105	0.0150	0.932	0.456	1.039
600	45.31	256.9	114.2	371.1	0.7389	0.0113	0.0166	0.895	0.480	1.045
660	76.89	291.7	105.3	397.0	1.254	0.0121	0.0183	0.848	0.505	1.055
720	122.7	327.9	95.0	422.9	2.045	0.0130	0.0200	0.789	0.534	1.073
780	186.4	365.9	82.5	448.4	3.270	0.0142	0.0219	0.714	0.571	1.108

Fuente: Dow Chemical Company

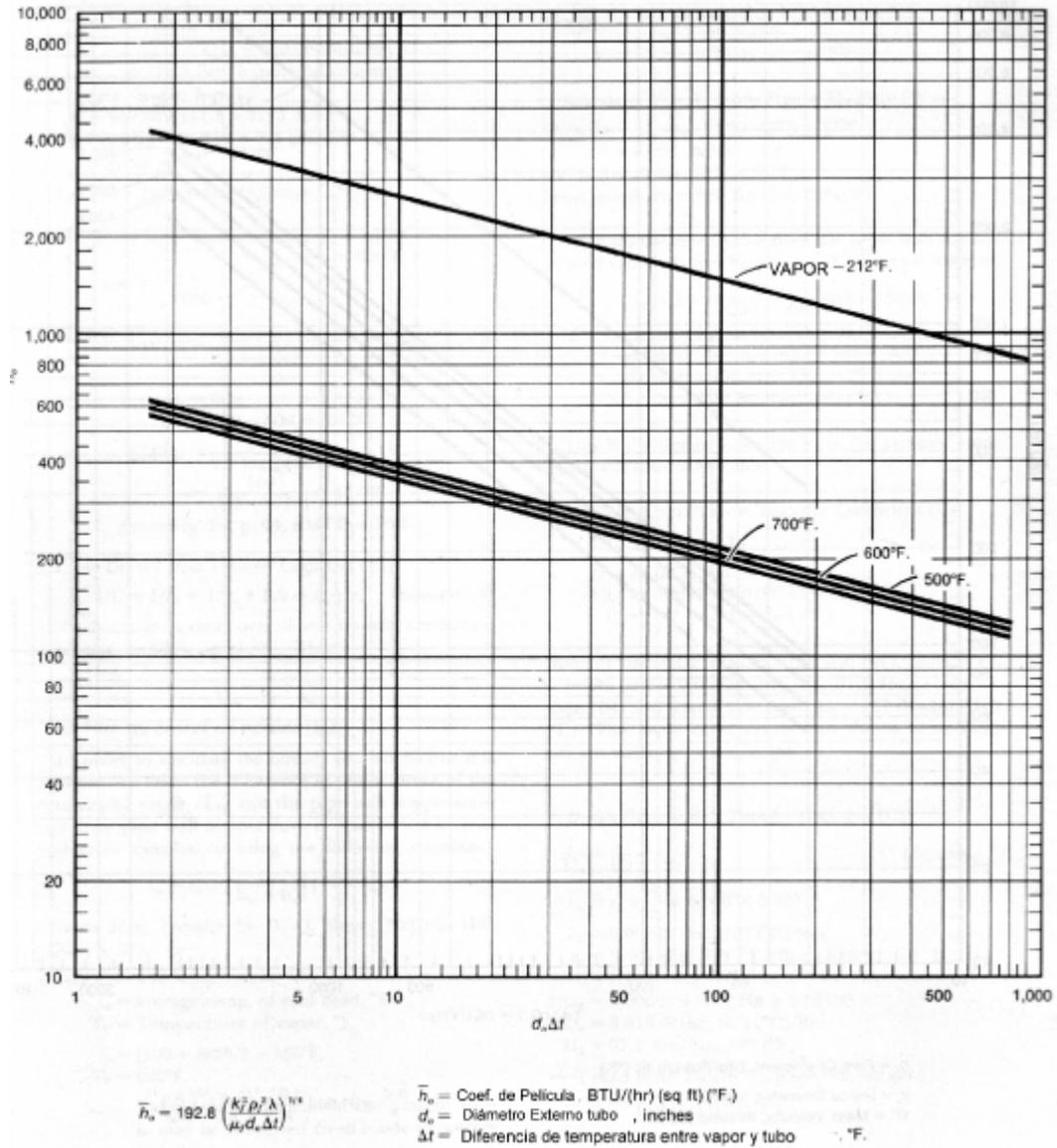


Figura A.5.1. Coeficientes de película de condensación para dowtherm A, fuera de tubos horizontales (Dow Chemical Company)

Anexo 6: Cálculo del Reactor

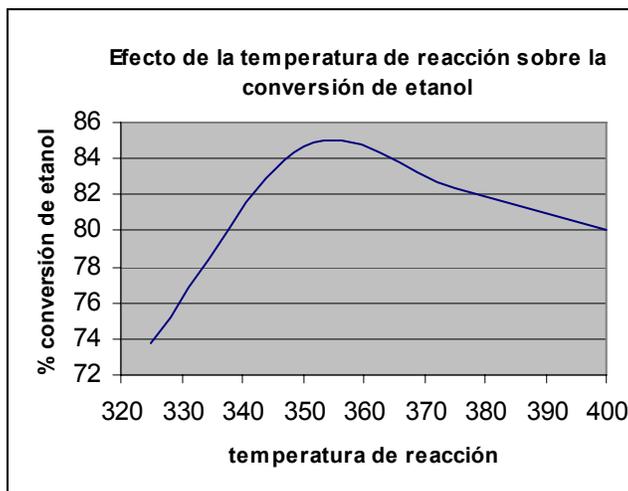
Cálculo del reactor

Balance de masa y energía

El catalizador seleccionado es el de óxido de magnesio, el soporte consiste en una lana mixta de alúmina (Al_2O_3) y sílice (SiO_2) con pequeños contenidos de zirconia y titanía, sobre el cual se deposita el componente activo (magnesio).

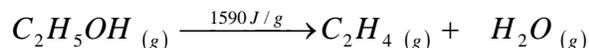
Datos experimentales:

Temperatura	LHSV	Conversión etanol
400°C	0,75	0,80
375°C	0,75	0,82
350°C	0,75	0,85
325°C	0,75	0,74



Con una temperatura de reacción de 350 °C, una conversión de 85%, y aplicando la selectividad de acuerdo a Kochar, Merims y Padia (1981) se realizó el balance de masa y energía.

De la reacción:



Temperatura: 350 °C

Conversión (x): 85%

Para el etanol, moles que reaccionan = moles que entran (-x)

Para el etileno, moles que se generan = moles que entran etanol (x)

Balance de masa

Etanol: $1,78 \cdot 0,938 = 1,66 \text{ kg/s} = 13140 \text{ lb/h}$

Agua: $1,78 \cdot (1 - 0,938) = 0,11 \text{ kg/s} = 864 \text{ lb/h}$

	Entran Kg/s	peso molecular	mol/s
C ₂ H ₅ OH	1,66	46,05	36,25
H ₂ O	0,11	18	6,13
C ₂ H ₄	0	28,05	0
H ₂	0	2,01	0
CH ₄	0	16,04	0
CO	0	28,01	0
CO ₂	0	44,01	0
C ₂ H ₆	0	30,07	0
C ₃ H ₆	0	42,08	0
C ₄ (hidrocarburos)	0	58,12	0
pesados (incluyendo éter y acetaldehído)	0	59,09	0
TOTAL	1,78		42,38

BALANCE MOLAR			
componente	Entran (mol/s)	Cambio (mol/s)	Salen (mol/s)
C ₂ H ₅ OH	36,25	-30,81	5,43
H ₂ O	6,13	30,81	36,94
C ₂ H ₄	0	29,73	29,73
H ₂	0	0,0203	0,0203
CH ₄	0	0,0003	0,0003
CO	0	0,0036	0,0036
CO ₂	0	0,0064	0,0064
C ₂ H ₆	0	0,1487	0,1487
C ₃ H ₆	0	0,0091	0,0091
C ₄ (hidrocarburos)	0	0,3034	0,3034
pesados (incluyendo éter y acetaldehído)	0	0,1150	0,115
total	42,38		72,72

BALANCE DE MASA						
componente	Entrada		cambio		Salida	
	entran kg/s	entran lb/h	cambio kg/s	cambio lb/h	salida kg/s	salida lb/h
C ₂ H ₅ OH	1,66	13223,55	-1,42	-11240,02	0,2504	1983,53
H ₂ O	0,11	874,05	0,55	4393,49	0,6650	5267,54
C ₂ H ₄	0	0	0,83	6605,82	0,8340	6605,82
H ₂	0	0	4,1E-05	0,32	0,00004	0,325
CH ₄	0	0	4,9E-06	0,04	0,000004	0,039
CO	0	0	0,0001	0,81	0,0001	0,808
CO ₂	0	0	0,0003	2,22	0,00028	2,221
C ₂ H ₆	0	0	0,0045	35,40	0,00447	35,40
C ₃ H ₆	0	0	0,0004	3,03	0,00038	3,033
C ₄ (hidrocarburos)	0	0	0,0176	139,65	0,01763	139,65
pesados (incluyendo éter y acetaldehído)	0	0	0,007	53,81	0,00679	53,81
TOTAL	1,78		0		1,78	

Calor requerido

Calor de reacción

$m=0,834$ kg/s formados de etileno

$H_{rxn}=1590$ J/g etileno formado

$$Q_{rxn} = m\Delta H_{rxn}$$

$$Q_{rxn} = 1326,06 \text{ kJ} / \text{s} = 4528732 \text{ Btu} / \text{h}$$

Vapor requerido

Para dowtherm A a $T=380$ °C, $\lambda_{vap}= 226$ kJ/kg

$$m_{vap} = \frac{Q_{total}}{H_{vap}}$$

$$m_{vap} = \frac{1326,06}{226} = 5,86 \text{ kg} / \text{s} = 46411,2 \text{ lb} / \text{h}$$

Diseño del reactor

El diseño del reactor se basó en dimensionamiento por requerimiento de catalizador y por requerimiento energético. Para el dimensionamiento por requerimiento de catalizador se utilizó la relación LHSV (velocidad espacial).

$$SV = \frac{v_0}{V} \quad SV = \frac{1}{\tau}$$

Tomando en cuenta que el diámetro de partícula del catalizador es 3/16 plg y su densidad a granel es 0,096 kg/L, se estableció que el diámetro de los tubos donde se colocara el catalizador en lecho será de 1 pulgada.

Un diámetro interno de 1 pulgada cumple con la relación recomendada por McCabe (1991) para optimizar la transferencia de calor de D_p/D_i de aproximadamente 0,15 a 0,2. con $D_i=1$ plg, la relación $D_p/D_i= 0,187$, una relación satisfactoria. El requerimiento de catalizador se calculó para el rango de LHSV mencionado $0,75 \text{ h}^{-1}$. El volumen del reactor calculado del LHSV se empleo para determinar el número de tubos requeridos de manera análoga al diseño de intercambiadores con los datos del Kern (1999) en las tablas A.4.5 y A.4.6. Con la densidad a granel del catalizador se determinó la masa total de catalizador requerido por LHSV.

Para longitud de tubos de 40 pies

tubos de 1 plg (16BWG)	
A (pies ²) /tubo	0,004
long (pies)	40
V/tubo (pies ³)	0,165

vo (pies ³ /h)	250
LHSV (1/h)	0,75
V reactor (pies ³)	333,33
tubos requeridos (de Kern, 2000)	2020,20
nueva cantidad de tubos	2022
Ds para tubos 1 plg OD extrapolado (arreglo en triangulo 1 7/8 plg)	90

Masa de catalizador

$$\text{densidad de catalizador} = 0,06875 \left[\frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \right] = 68,75 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

$$\text{actividad del catalizador} = 0,00418 \left[\frac{\text{mol etileno}}{\text{min} * \text{gr cat.}} \right]$$

-Para producir 25500 ton etileno/año se necesitan 1783 mol etileno/min
La cantidad de catalizador necesaria es:

$$\text{masa de catalizador} = \frac{1783}{0,00418} = 426.555 \text{ gramos de cat.} = 426,5 \text{ kg de cat.}$$

$$\text{volumen de catalizador} = \frac{426,5}{68,75} = 6,2 \text{ m}^3 = 219 \text{ pies}^3$$

Una vez cubierto el requerimiento del catalizador, se necesita asegurar que la energía necesaria para la reacción puede ser suministrada. El calor se suministrara de tal manera que se mantenga constante la temperatura en el reactor. Para ello se trata al reactor como un intercambiador de calor con flujo de calor en lecho. Considerando un valor aceptable de $U = 40 \text{ Btu/hpies}^2\text{°F}$ para intercambio entre orgánicos ligeros y sin necesidad de usar el factor de corrección F por mantenerse T_h constante (Perry, 2000), se obtienen los resultados de la tabla A.4.1.

Tabla A.4.1. ESTIMACION AREA REQUERIDA							
sistema internacional				sistema inglés			
T1(°C)	380	T2(°C)	350	T1 (°F)	716	T2 (°F)	662
t1(°C)	380	t2(°C)	350	t1 (°F)	716	T2 (°F)	662
dt(°C)	0	dt(°C)	0	dt (°F)	0	dt (°F)	0
ΔT(°C)	30			ΔT (°F)	54		
	SENSIBLE	LATENTE	TOTAL		SENSIBLE	LATENTE	TOTAL
Q(kJ/s)	1327211,52		1327211,52	Q (Btu/h)	4528732		4528732
U(J/sKm ²)	227,2			U (Btu/h°Fpie ²)	40		
LMTD(°C)	30			LMTD (°F)	54		
A(m ²)	194,72		194,72	A (pies ²)	2096,63		2096,63

Para comprobar la aprobación del equipo se estableció los siguientes parámetros:

- $U_d > U$ parámetro
- $R_d \geq 0,001$ (acorde a recomendación especificada en Kern (1999) para sistemas de intercambio de alcoholes y vapor de agua)
- ΔP tubos ≤ 5 psi (valor recomendado por Kern para vapor de agua en tubos)
- ΔP carcasa ≤ 5 psi

El calculo de la transferencia de calor se basa en el algoritmo de Kern (1999) expuesto en el anexo 3 para calculo de intercambiadores con la variante que el lado de los tubos se calculo en base a ecuaciones de transferencia de calor en lechos expuesto en el marco teorico.

Datos empleados

Datos de entrada:

Fluido caliente		Fluido frio	
T1 (°C)	380	T1 (°C)	350
T2 (°C)	380	T2 (°C)	350
W (lbm/h)	46411	W (lbm/h)	14000

Propiedades Dowtherm A

c (Btu/lb°F)	0,5636
s	0,0484
viscosidad (cp)	0,014
kg(Btu/hpie°F)	0,0215

Propiedades etanol

c (Btu/lb°F)	0,4973
s	0,0019
viscosidad (cp)	0,017
k (Btu/hpie°F)	0,0215

El cálculo se realizó con la siguiente secuencia:

fluido frío	Etanol 96 %	dowtherm A	fluido caliente
N° tubos	2022		carcasa
largo (pies)	40	90	Di,s (plg)
DE (plg)	1 (16 BWG)	30	B (plg)
PT	1,25	0,25	C
pasos	1		
a por tubo (pies ²)	0,594		
superf /pies tubo	0,392		

	Tubo		Carcasa	
at (pies ²)	8,34	(Ec.A.4.4)	as (pies ²)	3,75 (Ec.A.4.3)
Gt (lbm/hpies ²)	1678,50	(Ec.A.4.6)	Gs (lbm/hpies ²)	12376,26 (Ec.A.4.5)
viscosidad (cp) (kern,1999)	0,017		viscosidad (cp) (Kern 1999)	0,013
viscosidad(lb/piesh)	0,041		viscosidad (lb/piesh)	0,031
D(plg)	0,87	tabla A.4.5	De (plg)	0,71 Fig A.4.2
D (pies)	0,0725		De (pies)	0,05
Re _p con D _p	637,76	(Ec.A.4.9)	Re _s	23285,60 (Ec.A.4.8)
Re _t	2959,21	(Ec.A.4.9)		
Transferencia de Calor en Lechos de Rellenos				
kg (Btu/hpies°F)	0,021			
k(cu/k) ^{1/3}	0,022			
Npr = cu/k	1,076			
ke=kg(5+0,1*Rep*Npr)	1,584	(Ec.8)		
hle=4ke/r	174,79	(Ec.7)		
hw	60,78	(Ec.9)		
hi	45,10	(Ec.6)		
hio	39,23	(Ec.A.4.13)	ho	900 Fig A.5.1
xw (plg)	0,065			
km acero (Btu/hft°F)	21			
xw/km	0,003			

Uc (Btu/hpies ² °F)	41,2 (Ec.A.4.16)
	cumple
A (pies ²)	2230,2
Superficie (pies ²)	13749,6
Ud (Btu/hpies ² °F)	27,5 (Ec.A.4.17)
rd	0,13 (Ec.A.4.18)
	cumple

Caída de presión tubos		Caída de presión carcasa	
Densidad (lb/pies ³)	0,119		
Long. Relleno (pies)	39		
Velocidad (pies/s)	8,35		
porosidad	0,787 (Kern 1999)	Res	23285,60 (Ec.A.4.8)
Viscosidad (lb/pies*s)	4,71E-06	f	0,0015 fig A.4.4
gc (pies*lb/lb_s ²)	32,17		
esfericidad	1	long Z	40
Dp (pies)	0,015	N°cruces	16 (Ec.A.4.19)
ΔPt (lb/ft2)	497,02 (Ec.10)	s	0,048 (Kern 1999)
ΔPt (psi)	3,44	Ds(pies)	7,5
	cumple	ΔPs (psi)	0,015 (Ec.A.4.21)
			cumple

El equipo cumple con los parámetros y en resumen, sus especificaciones son las siguientes:

Especificaciones Reactor		
Dimensiones	Sistema ingles	Sistema internacional
LHSV	0,75 h ⁻¹	0,75 h ⁻¹
Catalizador requerido	940,2 lb	426,5 kg
Temperatura de reacción	662°F	350°C
Ds interno	90 (plg)	2,28 (m)
Longitud de tubos	40 pies	12,192 (m)
De tubos	1 (plg)	0,0254 (m)
BWG	16	16
Cantidad de tubos	2022	2022
Superficie	13749,6 (pies ²)	1277 (m ²)
Uc	41,2 (Btu/hpies ² °F)	250,3 (J/sKm ²)
Rd	0,013	0,013
Caida presion carcasa	0,015(psi)	0,1 (kPa)
Caida presion tubos	3,45 (psi)	23,78 (kPa)

Anexo 7: Cálculo del Precalentador

Anexo 7: Calculo del precalentador (recuperación de calor)

A.7.1. Balance de masa y de energía

	balance simplificado			
	Entrada		Salida	
	entran kg/s	entran lb/h	salida kg/s	salida lb/h
C ₂ H ₄	0,834	6605,82	0,834	6605,82
H ₂ O	0,665	5267,54	0,665	5267,54
otros	0,280	2218,82	0,280	2218,82
total	1,779	14092,19	1,779	14092,19

El requerimiento de energía se determino de la siguiente manera:

Acorde a Perry (2000), la temperatura de entrada a una caldera de 100 psi es 116°C = 240,8 F. la masa de vapor respecto a lo que esta en la caldera es del 45%. Así, la masa de agua de precalentamiento se calcula a partir del requerimiento de vapor determinado en el cálculo del vaporizador. El flujo másico de agua para precalentamiento es el siguiente:

$$m_{\text{agua precal}} = \frac{m_{\text{vapor requerido}}}{0,45} = \frac{7603 \text{ lb/h}}{0,45} = 16895,5 \text{ lb/h}$$

De las entalpías a 20°C y 116°C, se calcula el calor requerido.

$$H_{20^{\circ}\text{C}} = 36,05 \text{ Btu/lb}$$

$$H_{116^{\circ}\text{C}} = 209,42 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = m\Delta H$$

$$Q = 16895,5 \cdot (209,4 - 36,05) = 2928834,92 \text{ Btu/h}$$

Temperatura de salida gases de reacción:

$$\text{Despejando de } q = mcp\Delta T$$

$$T_1 = T_2 - \frac{q}{mcp} = 662^{\circ} \text{ F} - \frac{2928834,92}{14097,6 \cdot 0,53}$$

$$T_1 = 392 \text{ F} = 200^{\circ} \text{ C}$$

Vapor requerido.

Vapor 100 psi, T=164°C, λ_{vap} = 2067 kJ/kg

$$m_{vap} = \frac{Q_{total}}{H_{vap}}$$

$$m_{vap} = \frac{1976}{2067} = 0,96 \text{ kg / s} = 7603 \text{ lb / h}$$

A.7.2. Diseño del precalentador

El diseño del precalentador se fundamenta en los puntos expuestos en el diseño de los anteriores intercambiadores. Considerando un valor aceptable de $U=65 \text{ Btu/hpies}^2$ para intercambio de orgánicos ligeros con agua y utilizando el factor de corrección F por variación de T, se obtienen los resultados de la tabla

Tabla A.7.1. ESTIMACION AREA REQUERIDA							
sistema internacional				sistema ingles			
T1(°C)	350	T2(°C)	200	T1 (°F)	662	T2 (°F)	392
t1(°C)	116	t2(°C)	20	t1 (°F)	240,8	T2 (°F)	68
dt(°C)	234	dt(°C)	180	dt (°F)	421,2	dt (°F)	324
R	1,56	F (fig A.4.1)	0,95	R	1,56	F (fig A.4.1.)	0,95
S	0,29			S	0,29		
LMTD(°C)	195,52			LMTD(°C)	351,95		
	SENSIBLE	LATENTE	TOTAL		SENSIBLE	LATENTE	TOTAL
Q(kJ/s)	857,59		857,59	Q (Btu/h)	2928834,92		2928834,92
U(J/sKm2)	369			U (Btu/h°Fft2)	65		
LMTD(°C)	195,52			LMTD (°F)	351,95		
A(m2)	11,88		11,88	A (ft2)	128,02		128,02

Se fija el diámetro de los tubos en 1,5 plg 16 BWG y su arreglo cuadrado (para mayor limpieza del proceso). Las estimaciones de diseño se efectúan para longitudes estándar de 6,12, 16, 20 pies. El número de tubos requeridos se determina como la división entre la superficie total estimada y la superficie por pie lineal de tubo. En base a esta estimación de número de tubos se determina el diámetro interno de la carcasa, acorde al número de pasos y tubos deseados.

Con esta nueva área se puede estimar el U_d teórico definitivo que servirá como parámetro de aceptación del equipo junto al factor de obstrucción R_d .

DE tubos = 1,5 plg BWG

Superficie por longitud de tubos = 0,3925 pies²/pies de longitud

Tabla A.7.2. ESTIMACIÓN INICIAL DE DIMENSIONES						
long	A tubos	Nt requeridos	di carcasa	Nt	U parámetro	pasos
6	2,35	54,36	21,25	57	61,99	4
12	4,71	27,18	15,25	29	60,92	2
16	6,28	20,38	15,25	24	55,21	4
20	7,85	16,30	15,25	22	48,18	8

El cálculo anterior sirvió como una estimación inicial. Para comprobar la aprobación del equipo se estableció los siguientes parámetros:

- $U_d > U$ parámetro
- $R_d \geq 0,001$ (acorde a recomendación especificada en Kern (1999) para sistemas de intercambio de alcoholes y vapor de agua)
- Flujo de $Q/A < 20000$ Btu/h pies²
- ΔP tubos ≤ 5 psi
- ΔP carcasa ≤ 5 psi

Se escogió el intercambiador con tubos de 16 pies al cumplir este con los parámetros. Los cálculos se muestran a continuación:

fluido frío	agua	gas reacción	fluido caliente
Nº tubos	25		carcasa
largo (pies)	16	15,25	Di,s (plg)
DE (plg)	1,5 (BWG)	14,4	B (plg)
PT	1,875	0,25	C
pasos a por tubo (pies ²)	4		
superf /pies tubo	0,985		
	0,3925		

Tubo		Carcasa	
at (pies ²)	0,042 (Ec.A.4.4)	as (pies ²)	0,203 (Ec.A.4.3)
Gt (lbm/hpies ²)	395188,62 (Ec.A.4.6)	Gs (lbm/hpies ²)	69304,91 Ec.(A.4.5)
viscosidad (cp) (Kern,1999)	0,42	viscosidad (cp) (Kern 1999)	0,017
viscosidad(lb/piesh)	1,016	viscosidad (lb/piesh)	0,041
D(plg) Tabla A.4.5	1,37	De (plg) fig A.4.4	1,48
D (pies)	0,114	D (pies)	0,123
Re _t	44389,38 (Ec.A.4.9)	Re _s	207854,64 (Ec.A.4.8)
j fig A.4.3	150	j fig A.4.2	350
k(cu/u) ^{1/3}	0,523	k(cu/u) ^{1/3}	0,021
hi	688,17 (Ec.A.4.11)	ho	62,13 (Ec.A.4.10)
hio	628,53 (Ec.A.4.13)		

Uc (Btu/hpies ² °F)	56,54 (Ec.A.4.16)
	Cumple
A (pies ²)	147,17
Superficie (pies ²)	157
Ud (Btu/hpies ² °F)	53,02 (Ec.A.4.17)
rd	0,0011 (Ec.A.4.18)
	cumple

Caída de presión tubos		Caída de presión carcasa	
Re _t f fig A.4.5	44389,38 (Ec.A.4.9) 0,00018	Re _s f fig A.4.4	207854,64 (Ec.A.4.8) 0,001
s	0,93	long Z Nº cruces	6 5
dPt (psi)	0,324 (Ec.A.4.20)	s Ds (pies) dPs (psi)	0,017 (Perry 2000) 1,27 (Kern 1999) 0,023 (Ec.A.4.21)
	cumple		cumple

Al igual que con los equipos anteriores, por facilidad de cálculo se maneja el sistema de unidades en inglés. No obstante, los resultados se presentan tanto en sistema inglés como en sistema internacional.

Tabla A.7.3. ESPECIFICACIONES PRECALENTADOR		
Dimensiones	Sistema inglés	Sistema internacional
Ds interno	15,25 (plg)	0,387 (m)
Espaciamiento deflectores	14,4 (plg)	0,365 (m)
Longitud de tubos	16 pies	4,87 (m)
De tubos	1,5 (plg)	0,0381 (m)
BWG	16	16
Cantidad de tubos	25	25
Paso lado tubos	4	4
Superficie	157 (pies ²)	14,58 (m ²)
Uc	56,54 (Btu/hpies ² °F)	320,58 (J/sKm ²)
Ud	53 (Btu/hpies ² °F)	300,51 (J/sKm ²)
Rd	0,0011	0,0011
Caída presión carcasa	0,2 (psi)	1,37
Caída presión tubos	0,32 (psi)	2,2 (kPa)
Fluido por carcasa	gas reacción	gas reacción
Fluido por tubo	agua	agua

Anexo 8: Cálculo de las Torres de Enfriamiento

Anexo 8: Cálculo de las Torres de Enfriamiento

A.8.1. Torre de enfriamiento 1

El objetivo de las torres de enfriamiento por contacto directo es reducir la temperatura de la mezcla de reacción de 200 °C a 30°C, a la vez que logra una deshumidificación del gas. Básicamente en cada final de etapa se lleva el gas a sus condiciones de saturación a la temperatura de la torre. El gas esta entrando en una condición de sobresaturación respecto del liquido de enfriamiento (agua a 10°C). En la primera torre se logra una reducción notable de temperatura hasta los 65°C y en la segunda torre se alcanza la temperatura final de 30°C. un balance abreviado de masa de la torre 1 genera lo siguiente:

	TABLA A.8.1. BALANCE DE MASA SIMPLIFICADO					
	Entrada		cambio		Salida	
	entran kg/s	entran lb/h	cambio kg/s	cambio lb/h	salida kg/s	salida lb/h
C ₂ H ₄	0,83	6573,60	0	0	0,83	6573,60
H ₂ O	0,67	5306,40	-0,51	-4039,2	0,16	1267,20
otros	0,03	237,60	0	0	0,03	237,60
total	1,53	12117,60	-0,51	-4039,2	1,02	8078,40

Las relaciones de humedad absoluta quedan de la siguiente manera:

Y1 (kg H ₂ O/kg gas)	0,60
Y2 (kg H ₂ O/kg gas)	0,14
H ₂ O condens. (kg H ₂ O/kg gas)	0,46

Con el balance de entalpía se puede despejar la temperatura de salida del líquido de la torre de enfriamiento.

Del balance de entalpía

$$G_s H_1 + L H_L = G_s H_2$$

$$H_1 + (Y_2 - Y_1) H_L = H_2$$

Que puede ser reescrito como

$$C_{S1}(t_{G1} - t_0) + Y_1\lambda_0 + (Y_2 - Y_1)C_{a,l}(t_L - t_o) = C_{S2}(t_{G2} - t_0) + Y_2\lambda_0$$

Donde

$$C_s = C_b + YC_a$$

Esto se realizó con un proceso iterativo, fijando la temperatura de salida del gas y las concentraciones de entrada y salida de humedad, y ajustando la relación L/G de manera de establecer la temperatura del líquido a aproximadamente 40°C. del ajuste final de L/G para la torre 1 se pudo obtener el diámetro de la torre con las correlaciones de la figura A.8.1.

Condiciones temperatura / densidad para el gas y el líquido:

1	gas	Tg1 (°C)	200	densidad gas1 (kg/m3)	0,78
	liquido	TL1 (°C)	40	densidad liq 1 (kg /m3)	990
2	gas	Tg2 (°C)	65	densidad gas 2 (kg/m3)	1,04
	liquido	TL2 (°C)	10	densidad liq 2 (kg /m3)	999

$PM_{gas}=28,05$

Viscosidad gas =0,0000115 (kg/ms)

Determinación del diámetro de la torre

Con la relacion L/G establecida, se obtiene G de la reacción descrita en la figura A.8.1., para luego despejar $A=G/m_g$. donde G es el flujo de masa (kg/m²s) a la salida de la torre y m_g es la masa por unidad de tiempo a la salida de la torre.

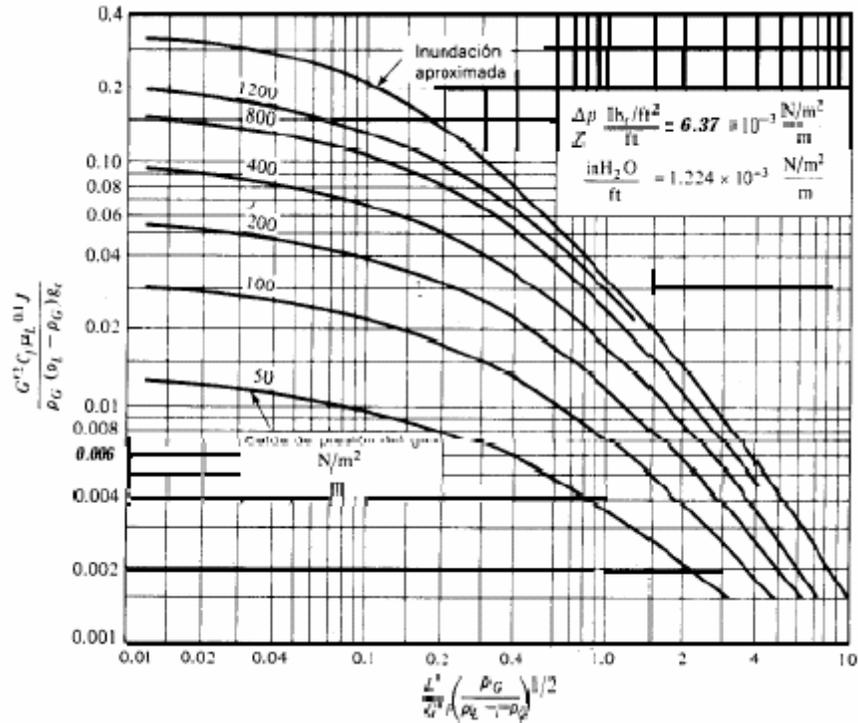


Figura A.8.1 Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar.

Cálculo del diámetro de la torre

empaque	Rashig
Tamaño (plg)	2
L/G	10
$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0.5}$	0,112

ordenada	0,038
Cf (tabla A.8.7)	65
J (tabla A.8.7)	1
gc	1

Despejando de la ordenada G_2 (kg/m ² s)	1,1
A m ²	0,92
D (m)	1,08
D (m)	1,1
A final (m ²)	0,95
A final (pies ²)	10,22
Gs (kg/m ² s)	0,9

Determinación N_{tog} y coeficiente de transferencia de masa

El primer paso fue calcular la difusividad con los siguientes datos:

dato	fondo	cabeza
ra (nm)	0,2641	0,2641
rb (nm)	0,41	0,41
e/kb (k)	204,9	204,9
e/ka (k)	809,1	809,1
rab (nm)	0,34	0,34
e/kab (k)	407,24	407,24
kT/eab	0,83	0,74
f(kt/eab) figura A.8.2	0,7	0,7
P (N/m ²)	101330	97056,21
De perry (2000)		
Ma (kg/kgmol)	18,02	18,02
Mb (kg/kgmol)	28,051	28,051

Donde

$$r = 1,18v^{1/3}$$

$$\frac{\varepsilon}{k} = 1,21T_b$$

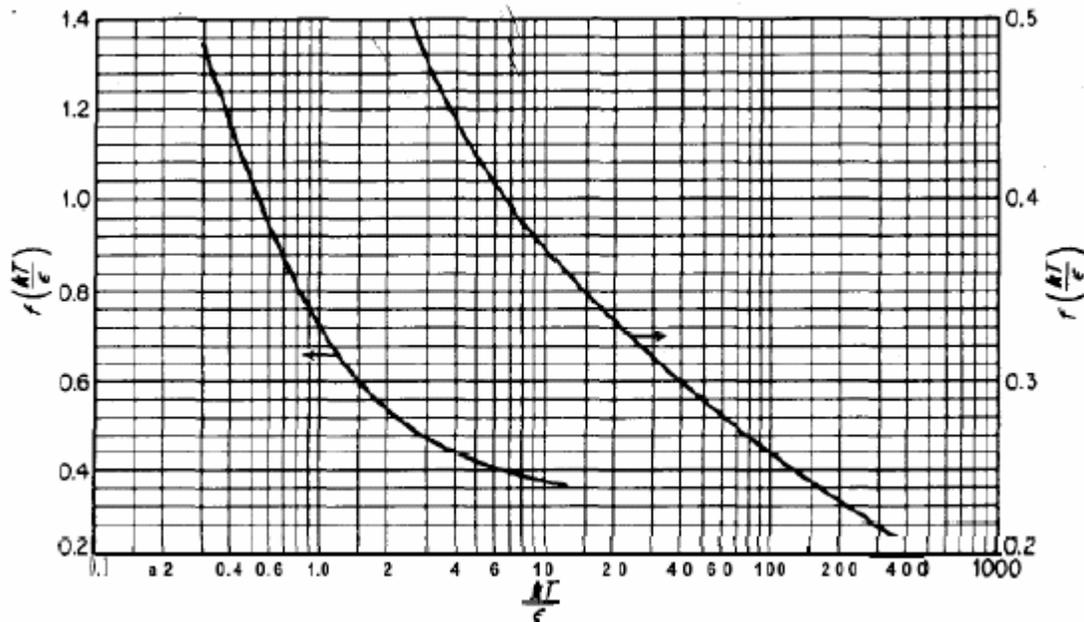


Figura A.8.2. Función de choque para la difusión

$$D_{AB} = \frac{10^{-4} \left(1,084 - 0,249 \sqrt{1/M_A + 1/M_B} \right) T^{3/2} \sqrt{1/M_A + 1/M_B}}{p_t (r_{ab})^2 f(kT/\epsilon_{AB})}$$

Donde: D_{AB} = difusividad, m^2/s

T = temperatura absoluta, K

M_A, M_B = peso molecular de A y B, respectivamente, kg/kmol

p_t = presión absoluta, N/m^2

r_{AB} = separación molecular durante el choque, $nm = (r_A + r_B)/2$

ϵ_{AB} = energía de la atracción molecular = $(\epsilon_A \epsilon_B)^{0.5}$

k = constante de Boltzmann

$f(kT/\epsilon_{AB})$ = función de choque dada por la figura A.8.2.

$$D_{AB} = 2,29 \cdot 10^{-5} m^2/s$$

De la ecuación se puede determinar las distintas modalidades de retención

$$\phi_{LT} = \phi_{L0} + \phi_{Ls}$$

de tabla A.8.8., para empaque	fondo torre	cabeza torre
ds (m)	0,0725	0,0725
B	0,5622	0,5622
retención estática (m^3/m^3)	0,0059	0,0059
retención móvil (m^3/m^3)	0,0582	0,0376
retención total (m^3/m^3)	0,0641	0,0435

En donde el espacio vacío de operación lo da la siguiente ecuación

$$\epsilon_{Lo} = \epsilon - \phi_{Ls}$$

De tabla A.8.6	fondos	cabeza
ϵ	0,74	0,74
ϵ_{lo}	0,676	0,696

De la tabla A.8.7 para anillos Rashig de 2 plg se puede realizar el cálculo del área interfacial.

	Fondo	Cabeza
m	34,03	34,03
n	0	0
p	0,362	0,362
a_{vw} (m ² /m ³)	77,03	63,04

Para los anillos de rashig y las sillas de berl, el coeficiente de la fase gaseosa está dado por

$$Sc_G = \frac{\mu}{D^* \rho} = 4,8 * 10^{-1}$$

$$J_D = \frac{F_G Sc_G^{2/3}}{G} = \frac{k_G P_{B,M} Sc_G^{2/3}}{G} = 1,195 \left[\frac{d_s G}{\mu_G (1 - \epsilon_{Lo})} \right]^{-0,36}$$

Se obtiene finalmente el coeficiente global Fg y coeficiente global volumétrico

	fondos	cabeza
Fg (kmol/m ² s)	0,00257	0,00199
Fga _{vw} (kmol/m ³ s)	0,197	0,125
Kya _{vw} (kg/m ³ s)	5,61	3,56

Ahora que ya se tiene el coeficiente volumétrico, es necesario calcular el N_{tog} , teniendo como fuerza motriz global la diferencia de entalpía para las fases totales, expresado en la siguiente ecuación.

$$N_{tog} = \int_{H1}^{H2} \frac{dH}{H^* - H} = \frac{K_y aZ}{G_s} = \frac{Z}{H_{tog}}$$

Donde H* se determina a partir de las condiciones de equilibrio del agua a la temperatura t y H a partir de la ecuación.

$$H = C_B(t_G - t_o) + Y[C_A(t_G - t_o) + \lambda_o] = C_S(t - t_o) + Y\lambda_o$$

En el caso de H, se tiene los datos para establecer las condiciones de inicio y fin de operación. Asumiendo un comportamiento lineal se puede obtener la pendiente de dicha recta de operación respecto de la temperatura y utilizar dicha pendiente para generar los valores intermedios de H. básicamente se genera una ecuación de la forma $H_2 = m\Delta T + H_1$, donde $m = (H_2 - H_1) / (T_2 - T_1)$.

Con lo anterior se genero la siguiente tabla.

Tabla A.8.2. Relación de entalpías, curva de operación v/s curva de equilibrio							
curva en el equilibrio				curva de operación			
tl (°C)	pa (kpa)	Y*a (kgH2O/kg gas)	Ha* (J/kg)	Ha (J/kg)	Ha-Ha*	10^6/(Ha*-Ha)	
10	1,227	0,007	35972,8	654186,2	618213,4	1,617	
15	1,704	0,010	51944,7	912128,3	860183,6	1,162	
20	2,337	0,014	70138,5	1170070,3	1099931,8	0,909	
25	3,166	0,019	91064,2	1428012,4	1336948,2	0,747	
30	4,241	0,025	115318,8	1685954,5	1570635,6	0,636	
35	5,622	0,033	143553,3	1943896,6	1800343,3	0,555	
40	7,375	0,043	176375,5	2201838,6	2025463,1	0,493	

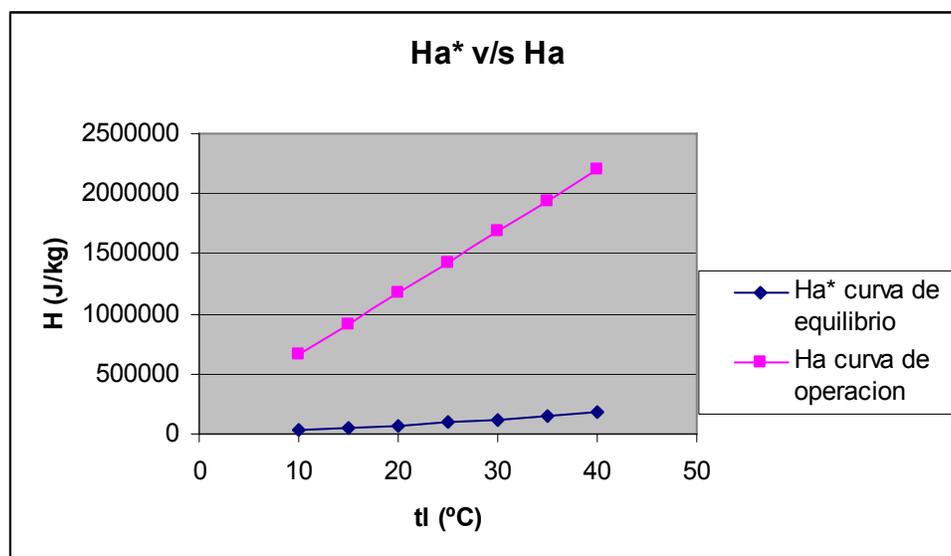


Figura A.8.3. Ha* v/s Ha, torre 1

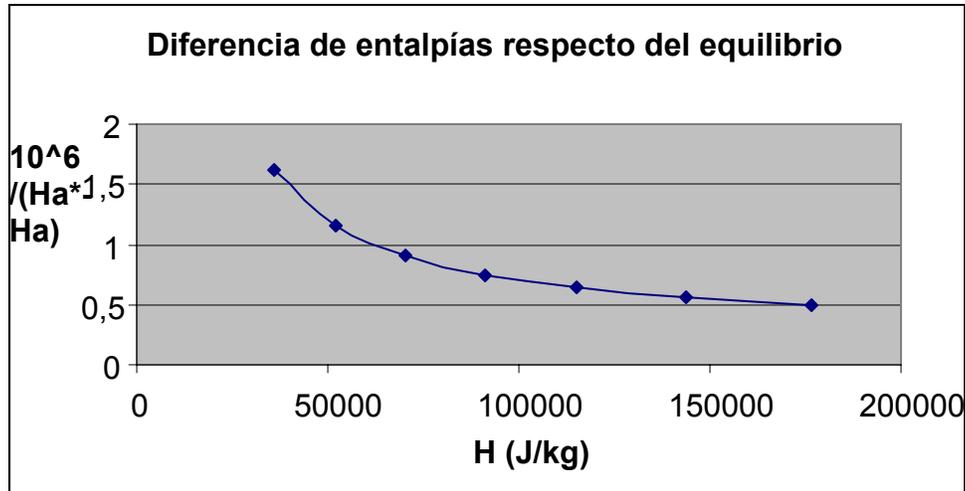


Figura A.8.4. H' v/s diferencia de entalpía en el equilibrio

Con el uso de un programa de integración se obtuvo el área bajo de la curva.

Área bajo la curva = N_{tog}

$N_{\text{tog}} = 13,05$

$Z \text{ (m)} = 3,29$

$H_{\text{tog}} = 0,252$

La caída de presión se calcula de acuerdo a la siguiente ecuación.

De tabla A.8.6. $C_D = 135,6$

Caída por el empaque

400 Pa/m

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{C_D G^2}{\rho_G} = 335,7 \text{ Pa/m}$$

$$\Delta P = 2420,45 \text{ Pa} = 0,35 \text{ psi}$$

A.8.2. Torre de enfriamiento 2

El cálculo se realizó de manera similar a la torre de enfriamiento 1

TABLA A.8.3. BALANCE DE MASA SIMPLIFICADO						
	Entrada		cambio		Salida	
	entran kg/s	entran lb/h	cambio kg/s	cambio lb/h	salida kg/s	salida lb/h
C ₂ H ₄	0,83	6573,60	0	0	0,83	6573,60
H ₂ O	0,16	1267,20	-0,05	-396	0,11	871,20
otros	0,03	237,60	0	0	0,03	237,60
total	1,02	8078,40	-0,05	-396	0,97	7682,40

Las relaciones de humedad absoluta quedan de la siguiente manera:

Y1 (kg H ₂ O/kg gas)	0,14
Y2 (kg H ₂ O/kg gas)	0,03
H ₂ O condens. (kg H ₂ O/kg gas)	0,11

Los cálculos se realizaron de manera análoga a la torre 1, obteniéndose

Cálculo del diámetro de la torre

empaquete	Rashig
Tamaño (plg)	2
L/G	4
$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0,5}$	0,112

ordenada	0,05
Cf	65
J	1
gc	1

Despejando G ₂ (kg/m ² s)	1,08
A m ²	0,94
D (m)	1,09
D (m)	1,1
A final (m ²)	0,95
A final (pies ²)	10,22

Determinación N_{tog} y coeficiente de transferencia de masa

El primer paso fue calcular la difusividad con los siguientes datos:

dato	fondo	cabeza
ra (nm)	0,2641	0,2641
rb (nm)	0,41	0,41
e/kb (k)	204,9	204,9
e/ka (k)	809,1	809,1
rab (nm)	0,34	0,34
e/kab (k)	407,24	407,24
kT/eab	0,83	0,74
f(kT/eab) fig A.8.2.	0,7	0,7
P (N/m ²)	101330	97056,21
De perry (2000)		
Ma (kg/kgmol)	18,02	18,02
Mb (kg/kgmol)	28,051	28,051

Donde

$$r = 1,18v^{1/3}$$

$$\frac{\varepsilon}{k} = 1,21T_b$$

$$D_{AB} = \frac{10^{-4} \left(1,084 - 0,249 \sqrt{1/M_A + 1/M_B} \right) T^{3/2} \sqrt{1/M_A + 1/M_B}}{p_t (r_{ab})^2 f(kT/\varepsilon_{AB})}$$

$$D_{AB} = 2,29 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

De la ecuación se puede determinar las distintas modalidades de retención

$$\phi_{LT} = \phi_{L0} + \phi_{Ls}$$

de tabla A.8.8, para empaque	fondo torre	cabeza torre
ds (m)	0,0725	0,0725
B	0,5622	0,5622
retención estática (m ³ /m ³)	0,0059	0,0059
retención móvil (m ³ /m ³)	0,0582	0,0376
retención total (m ³ /m ³)	0,0641	0,0435

De la tabla A.8.7 para anillos Rashig de 2 plg se puede realizar el cálculo del área interfacial.

	Fondo	Cabeza
m	34,03	34,03
n	0	0
p	0,362	0,362
a _{vw} (m ² /m ³)	77,03	63,04

Para los anillos de rashig y las sillas de berl, el coeficiente de la fase gaseosa esta dado por:

$$J_D = \frac{F_G S C_G^{2/3}}{G} = \frac{k_G p_{B,M} S C_G^{2/3}}{G} = 1,195 \left[\frac{d_s G}{\mu_G (1 - \varepsilon_{L0})} \right]^{-0,36}$$

En donde el espacio vacío de operación lo da la siguiente ecuación:

$$\varepsilon_{L0} = \varepsilon - \phi_{Lt}$$

De tabla A.8.8	fondos	cabeza
ε	0,74	0,74
ε lo	0,684	0,69

Se obtiene finalmente el coeficiente global Fg y coeficiente global volumétrico.

	fondos	cabeza
Fg (kmol/m ² s)	0,003	0,0021
Fga _{vw} (kmol/m ³ s)	0,204	0,1306
Kya _{vw} (kg/m ³ s)	5,71	3,66

Ahora que ya se tiene el coeficiente volumétrico, es necesario calcular el N_{tog} , teniendo como fuerza motriz global la diferencia de entalpía para las fases totales, expresado en la siguiente ecuación.

$$N_{tog} = \int_{H_1}^{H_2} \frac{dH}{H^* - H} = \frac{K_y a Z}{G_s} = \frac{Z}{H_{tog}}$$

Donde H^* se determina a partir de las condiciones de equilibrio del agua a la temperatura t y H a partir de la ecuación.

$$H = C_B(t_G - t_o) + Y[C_A(t_G - t_o) + \lambda_o] = C_S(t - t_o) + Y\lambda_o$$

En el caso de H , se tiene los datos para establecer las condiciones de inicio y fin de operación. Asumiendo un comportamiento lineal se puede obtener la pendiente de dicha recta de operación respecto de la temperatura y utilizar dicha pendiente para generar los valores intermedios de H . básicamente se genera una ecuación de la forma $H_2 = m\Delta T + H_1$, donde $m = (H_2 - H_1) / (T_2 - T_1)$.

Tabla A.8.4. Relación de entalpías, curva de operación v/s curva de equilibrio						
curva en el equilibrio				curva de operación		
t _l (°C)	p _a (kpa)	Y* _a (kgH ₂ O/kg gas)	Ha* (J/kg)	Ha (J/kg)	Ha-Ha*	
10	1,227	0,007	35972,8	125281,3	89308,5	11,19
15	1,704	0,010	51944,7	213432,1	161487,4	6,19
20	2,337	0,014	70138,5	301582,9	231444,4	4,32
25	3,166	0,019	91064,2	389733,7	298669,5	3,34
30	4,241	0,025	115318,8	477884,6	362565,7	2,75
35	5,622	0,033	143553,3	566035,4	422482,1	2,36
40	7,375	0,043	176375,5	654186,2	477810,7	2,09

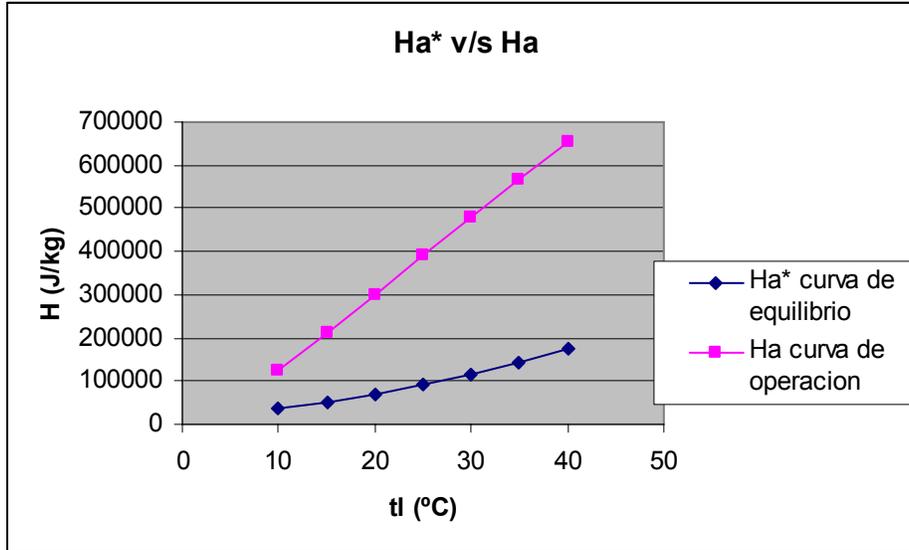


Figura A.8.5. Ha* v/s Ha, torre 2

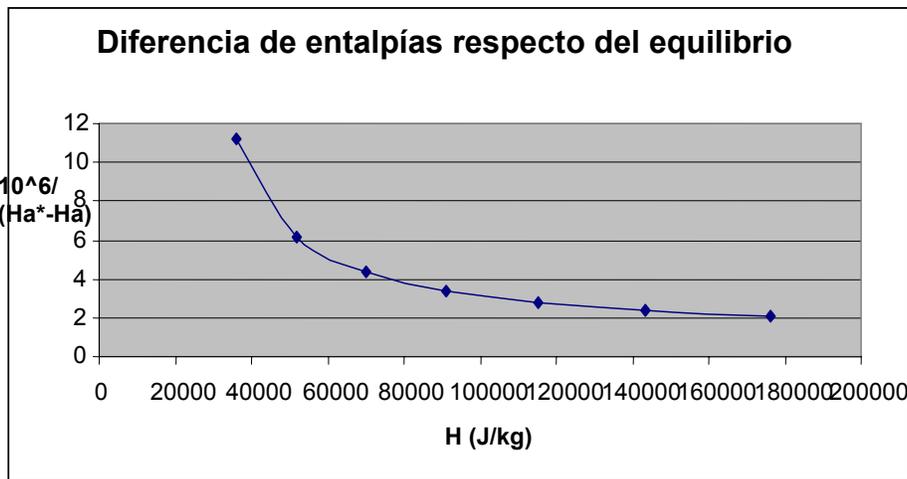


Figura A.8.6. H' v/s diferencia de entalpía en el equilibrio

Con el uso de un programa de integración se obtuvo el área bajo de la curva.

Área bajo la curva = N_{tog}

$N_{\text{tog}} = 22,15$

$Z \text{ (m)} = 5,44$

$H_{\text{tog}} = 0,245$

La caída de presión se calcula de acuerdo a la siguiente ecuación.

De tabla A.8.6. $C_D=135,6$

Caída por el empaque

$400 Pa/m$

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{C_D G^2}{\rho_G} = 150 Pa/m$$

$$\Delta P = 2992 Pa = 0,43 psi$$

A.8.3. Especificaciones del equipo

Tabla A.8.5.ESPECIFICACIONES TORRES DE ENFRIAMIENTO				
Equipo	Torre 1		Torre 2	
Dimensiones	Sistema ingles	SI	Sistema ingles	SI
Tipo de empaque	rashig	rashig	rashig	rashig
Material de empaque	cerámica	cerámica	cerámica	cerámica
Tamaño empaque	2plg	0,051 (m)	2plg	0,051 (m)
D torre	3,6 (pies)	1,1 (m)	3,6 (pies)	1,1 (m)
Altura de empaque	10,79 (pies)	3,29 (m)	17,84 (pies)	5,44 (m)
Ntog	13,05	13,05	22,15	22,15
Htog	0,82 (pies)	0,252 (m)	0,8 (pies)	0,245 (m)
T entrada gas	392°F	200 °C	149°F	65°C
Tsalida gas	149°F	65 °C	68°F	30°C
Y entrada (m agua/m gas seco)	0,6	0,6	0,14	0,14
Y salida (m agua/m gas seco)	0,14	0,14	0,03	0,03
Caída presión	0,35 (psi)	2,42 (kPa)	0,43 (psi)	2,9 kPa
material	acero	acero	acero	acero

A.8.4. Tablas de especificaciones del empaque

Tabla A.8.6. Características empaque Raschig (Treybal, 2001)

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)										
	6 (¼)	9.5 (¾)	13 (½)	16 (⅝)	19 (⅞)	25 (1)	32 (1¼)	38 (1½)	50 (2)	76 (3)	89 (3½)
Anillos de Raschig											
Cerámica:											
Espesor de pared, mm	0.8	1.6	2.4	2.4	2.4	3	4.8	4.8	6	9.5	
C_f	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	37	
C_D			909	749	457	301		181.8	135.6		
ϵ	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	787 (240)	508 (155)	364 (111)	328 (100)	262 (80)	190 (58)	148 (45)	125 (38)	92 (28)	62 (19)	
Metal											
0.8 mm pared											
C_f	700	390	300	170	155	115					
ϵ	0.69		0.84		0.88	0.92					
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	774 (236)		420 (128)		274 (83.5)	206 (62.7)					
1.6 mm pared											
C_f			410	290	220	137	110	83	57	32	
C_D			688	431	485	304		172.9	133.5		
ϵ			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			387 (118)		236 (71.8)	186 (56.7)	162 (49.3)	135 (41.2)	103 (31.4)	68 (20.6)	

Tabla A.8.7. Área interfacial para la Absorción y Desorción, líquidos acuosos (Treybal, 2001)

Para las condiciones por debajo de recargo, $a_{Aw} = m(808G' / \rho_a^{0.5})^{0.7} L'^{0.2}$. Nota: Utilicé solo con unidades SI: L' y G' $kg/m^2 \cdot s$ [o $(lb_m/m \cdot h \cdot ft^2)(0.001356)$] y ρ_a kg/m^3 [o $(lb_m/ft^3)(16.019)$]. $a_{Aw} = m^2/m^3$; dividir entre 3.281 para ft^2/ft^3 . Los datos originales cubren L' hasta $6.1 kg/m^2 \cdot s$ ($4\ 500 lb_m/ft^2 \cdot h$); se ha sugerido [107] la extrapolación a $L' = 10.2 kg/m^2 \cdot s$ ($7\ 500 lb_m/ft^2 \cdot h$).

Empaque	Tamaño nominal		Rango de L'		m	a	p
	mm	in	$kg/m^2 \cdot s$	$lb/ft^2 \cdot h$			
Anillos de Raschig	13	0.5	0.68 - 2.0	500 - 1500	28.01	$0.2323 L' - 0.30$	-1.04
			2.0 - 6.1	1500 - 4500	14.69	$0.01114 L' + 0.148$	-0.111
	25	1.0	0.68-2.0	500 - 1500	34.42	0	0.552
			2.0 - 6.1	1500 - 4500	68.2	$0.0389L' - 0.0793$	-0.47
	38	1.5	0.68-2.0	500 - 1500	36.5	$0.0498 L' - 0.1013$	0.274
			2.0 - 6.1	1500 - 4500	40.11	$0.01091 L' - 0.022$	0.140
	50	2.0	0.68-2.0	500 - 1500	31.52	0	0.481
			2.0 - 6.1	1500 - 4500	34.03	0	0.362

Tabla A.8.8. Retención del líquido en torres de enfriamiento (Treybal, 2001)

$\varphi_{L1} = \varphi_{L2} + \varphi_{L3}$ $\varphi_{L1W} = \varphi_{L2W} + \varphi_{L3W}$ $\varphi_{L1} = \varphi_{L1W} H$ Utilícese sólo con unidades SI: L' en $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s} = (\text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h})(0.001356)$; ρ_L $\text{kg/m}^3 = (\text{lb}_m/\text{ft}^3)(16.01)$; μ_L en $\text{kg/m} \cdot \text{s} = \text{centip.} (0.001)$; σ en $\text{N/m} = (\text{dinas/cm})(0.001)$. φ es adimensional.

Empaque	Tamaño nominal		d_s m	φ_{L1}	Agua, temp. ordinarias	μ_{L1} kg/m · s	H
	mm	in					
Anillos de Raschig de cerámica	13	0.5	0.01774	$\frac{0.0486 \rho_L^{0.009} \sigma^{0.99}}{d_s^{1.21} \rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.508 d_s^{0.376}$	< 0.012	$\frac{975.7 L'^{-0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (2.024 L'^{0.430} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
	25	1	0.0356		$\varphi_{L1W} = \frac{2.47 \times 10^{-4}}{d_s^{1.21}}$		
	38	1.5	0.0530		$\varphi_{L1W} = \frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5 L')^{\beta}}{d_s^2}$	> 0.012	$\frac{2168 L'^{-0.57} \mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84} (2.024 L'^{0.430} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
	50	2	0.0725				
Anillos de Raschig de carbón	25	1	0.01301	$\frac{0.0217 \mu_L^{0.02} \sigma^{0.23}}{d_s^{1.21} \rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.104 d_s^{0.376}$	< 0.012	$\frac{407.9 L'^{-0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (1.393 L'^{0.315} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
	38	1.5	0.0543		$\varphi_{L1W} = \frac{5.94 \times 10^{-4}}{d_s^{1.21}}$		
	50	2	0.0716		$\varphi_{L1W} = \frac{(7.34 \times 10^{-6})(737.5 L')^{\beta}}{d_s^2}$	> 0.012	$\frac{901 L'^{-0.57} \mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84} (1.393 L'^{0.315} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
Sillas de Berl de cerámica	13	0.5	0.01622	$\frac{4.23 \times 10^{-1} \mu_L^{0.04} \sigma^{0.55}}{d_s^{1.56} \rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.508 d_s^{0.376}$	< 0.020	$\frac{1404 L'^{-0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (3.24 L'^{0.413} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.2817 - 0.262 \log L'}$
	25	1	0.0320		$\varphi_{L1W} = \frac{5.014 \times 10^{-5}}{d_s^{1.56}}$		
	38	1.5	0.0472		$\varphi_{L1W} = \frac{(2.32 \times 10^{-6})(737.5 L')^{\beta}}{d_s^2}$	> 0.020	$\frac{2830 L'^{-0.57} \mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84} (3.24 L'^{0.413} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.2817 - 0.262 \log L'}$

Anexo 9: Cálculo del Compresor

Anexo 9: Cálculo del compresor

A.9.1. Potencia del compresor

El objetivo del compresor es aumentar la presión de la mezcla gaseosa saliente de la torre de enfriamiento por contacto de 1 atm hasta 24 atm. Esto llevará a la mezcla gaseosa a propiedades deseables para la absorción y destilación criogénica de operaciones subsecuentes. El proceso de compresión se realizará adiabáticamente con interenfriamiento para mantener la temperatura de entrada a cada etapa constante.

La relación de compresión global de compresión se determina como la relación entre presión de salida y entrada al sistema de compresión.

$$\frac{P_b}{P_a} = \left(\frac{24}{1} \right) = 24$$

Dado que para un compresor de múltiple etapa la potencia total es mínima si cada etapa consume la misma cantidad de trabajo, se establece una operación de N=3 etapas donde la relación de compresión por etapa es la siguiente:

$$\frac{P_b}{P_a} = \left(\frac{P_a}{P_b} \right)^{1-1/\gamma} = \left(\frac{24}{1} \right)^{1/3} = 2,88$$

Potencia de freno

La potencia se determina acorde a la siguiente ecuación.

$$P_b = \frac{0,0643 * T_a * \gamma * q_0}{520 * (\gamma - 1) * \eta} \left[\left(\frac{P_a}{P_b} \right)^{1-1/\gamma} - 1 \right]$$

Donde:

Densidad gas (kg/m ³) (salida torre de enfriamiento)	1,238
Densidad gas (lb/pie ³)	0,077
Temperatura del gas °R	546
Cp/Cv, de figura A.9.2 con PM=28	1,02
Eficiencia del compresor de figura A.9.3 para pb/pa=2,8	83%
m gas (kg/s)	0,97
m gas (lb/min)	146,52
volumen de gas comprimido (pie ³ /min)	1902,85

$$P_b = 22,6 \text{ HP} \approx 30 \text{ HP}$$

A.9.2. Temperatura de salida por etapa y calor a ser removido

El aumento de temperatura por el proceso isentrópico se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$\frac{T_b}{T_a} = \left(\frac{P_b}{P_a} \right)^{1-1/\gamma}$$

Donde: T_b y T_a, son las temperaturas absolutas entrada y salida
P_b y P_a, son las presiones de entrada y salida
γ = relación de capacidades caloríficas, C_p/C_v

Despejando T_b , para una etapa, se tiene:

$$T_b = T_a * \left(\frac{P_b}{P_a} \right)^{1-\gamma} = 30 * (2,88)^{1,22} = 93,81^\circ C$$

Calor que debe ser retirado:

$$\begin{aligned} m \text{ (kg/s)} &= 0,97 \\ c_p \text{ (J/kgK)} &= 1801,34 \\ T_1 \text{ (}^\circ\text{C)} &= 30 \\ T_2 \text{ (}^\circ\text{C)} &= 93,81 \end{aligned}$$

$$Q = 111495,2,37 \text{ J/s}$$

Agua de enfriamiento requerida

$$\begin{aligned} c_p \text{ (J/kgK)} &= 4187 \\ T_1 \text{ (}^\circ\text{C)} &= 20 \\ T_2 \text{ (}^\circ\text{C)} &= 40 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m &= 1,33 \text{ kg/s} \\ v \text{ (GPM)} &= 24 \end{aligned}$$

A.9.3. Especificaciones del compresor

Tabla A.9.1. ESPECIFICACIONES COMPRESOR		
Dimensiones	Sistema inglés	Sistema internacional
Presión entrada	14,7 (psi)	101,35 (kPa)
Presión salida	350 (psi)	2413,16 (kPa)
etapas	3	3
Relacion global de compresión	24	24
Relación para una etapa	2,88	2,88
Volumen de gas comprimido	1902,8 (pie ³ /min)	0,89 m ³ /s
eficiencia	83%	83%
Potencia de freno	30 hp	22371 W
enfriamiento por etapa	437142,9 (Btu/h)	128 (kJ/s)
agua de enfriamiento	24 GPM	0,0015 (m ³ /s)

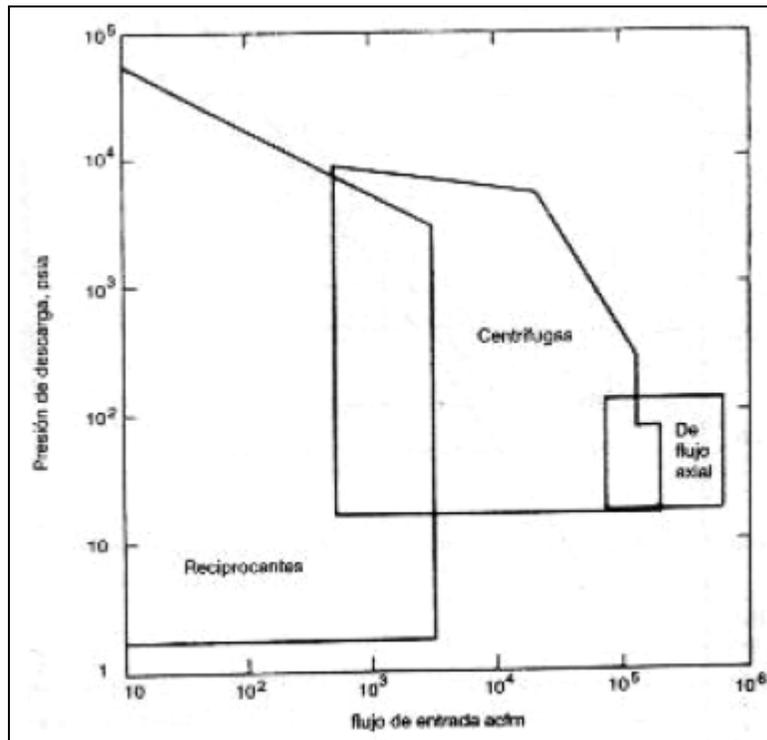


Figura A.9.1. Rangos de operación compresores (Branan, 2000)

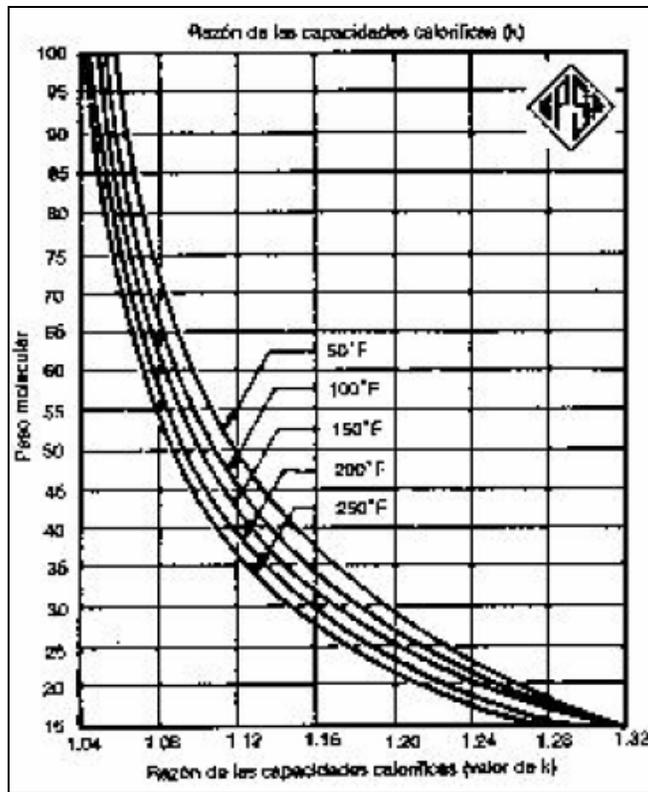


Figura A.9.2. Relación C_p/C_v para gases de hidrocarburos (Branan, 2000)

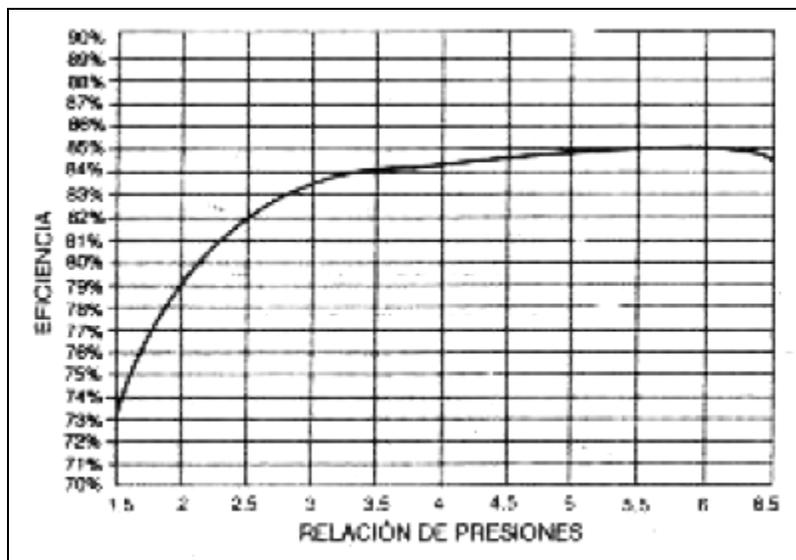


Figura A.9.3. Eficiencia de compresores recíprocos (Branan, 2000)

Anexo 10: Cálculo de la Torre de Lavado Cáustico

Anexo 10 Cálculo de la torre de lavado cáustico

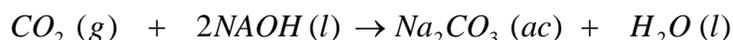
A.10.1. Balance de masa y requerimiento de solución cáustica

El objetivo de la torre de lavado cáustico es la reducción de la concentración de CO₂ de 210 a 10 ppm. En el balance molar (base libre de agua) se utilizó las 10 ppm finales de CO₂ como parámetro para determinar los moles que debían reaccionar de CO₂.

componente	entran			cambio		salen		
	% mol	mol/s	kg/s	mol/s	kg/s	%mol	mol/s	kg/s
C ₂ H ₄	98	29,73	0,8340	0	0	98	29,73	0,8340
H ₂	0,067	0,0203	4,0978E-05	0	0	0,067	0,0203	4,0978E-05
CH ₄	0,001	0,0003	4,8671E-06	0	0	0,001	0,0003	4,8671E-06
CO	0,012	0,0036	0,0001	0	0	0,012	0,0036	0,0001
CO ₂	0,021	0,0063	0,0002	-6,12E-03	-2,70E-04	0,001	2,47E-04	1,0871E-05
C ₂ H ₆	0,49	0,1486	0,0044	0	0	0,49	0,1486	0,0044
C ₃ H ₆	0,03	0,0091	0,0003	0	0	0,03	0,0091	0,0003
C ₄ (hidrocarburos)	1	0,3033	0,0176	0	0	1	0,3033	0,0176
pesados	0,379	0,1149	0,0067	0	0	0,379	0,1149	0,0067
total	100	30,33				100	30,33	0,86

Del balance molar se puede generar el requerimiento de solución cáustica

La reacción que ocurre es la siguiente:



A continuación se requiere determinar la concentración a la cual deberá aplicarse la solución, así como el porcentaje de conversión esperado.

De la figura A.10.1, se establece una concentración de 4% en peso y 20% de conversión.

$$0,00612 \frac{molCO_2}{s} \left(\frac{2molNaOH}{1molCO_2} \right) \left(\frac{40gNaOH}{1molNaOH} \right) \left(\frac{100gso\ln}{4gNaOH} \right) \left(\frac{1}{0,2} \right) = 67,32 \frac{gsol}{s}$$

concentración %	4
PM NaOH	40
densidad sln (kg/m ³)	1042,8
relacion CO2:NaOH	2
% conversión	20
m sln requerida (kg/s)	0,067
sln. Requerida (m ³ /s)	6,42501E-05
L/G	0,1

A.10.2.Dimensionamiento de la torre

Densidad del gas

Dado que se trata de un gas comprimido, su densidad varía y se hace necesario el uso del factor Z. el calculo se realizo de acuerdo a las siguientes ecuaciones:

$$PV = ZnRT \quad Z = Z_0 + wZ_1$$

Donde: Z_0 y Z_1 se obtienen para temperaturas y presiones reducidas.

Tc (K) (Smith,1997)	298,35
Pc (K) (Smith,1997)	57,12
Tr = T/Tc	1,01
Pr = P/Pc	0,42
W (Smith,1997)	0,087
Z0 (Smith,1997)	0,85
Z1 (Smith,1997)	-0,0285
P (atm)	24
PM (g/mol)	27,64
R	8,314
T (K)	303
Z	0,84
densidad (kg/m ³)	22,63
s	0,022

Con lo anterior se tiene las siguientes condiciones:

1	gas	Tg1 (°C)	30	densidad gas1 (kg/m3)	22,62
	líquido	TL1 (°C)	20	densidad liq 1 (kg/m3)	1042
2	gas	Tg2 (°C)	30	densidad gas 2 (kg/m3)	22,62
	líquido	TL2 (°C)	20	densidad liq 2 (kg/m3)	1042

Así, de manera similar al cálculo del diámetro de las torres en el anexo 8, con la figura A.8.1. se puede determinar.

Diámetro de la torre

empaquete	Rashig
Tamaño (plg)	1,5
L/G	0,1
$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0.5}$	0,01489629

De la figura A.8.1, para caída de presión de 400N/m2/m

empaquete

ordenada	0,095
Cf	95
J	1
gc	1
Despejando G ₂ (kg/m ² s)	6,78
A m ²	0,126
D (m)	0,4
D (m)	0,4
A final (m ²)	0,12
A final (pies ²)	1,35
G _s (kg/m ² s)	7,16
G _s (lb/pie ² h)	5269,7
G _s (lbmol/pie ² h)	190,65

Par una reacción que es irreversible, en la interfase $y^*=0$, y el caso de una solución diluida, la ecuación es la siguiente:

$$G(y_1 - y_2) = K_G a Z p_t (y)_M = K_G a Z p_t \frac{y_1 - y_2}{\ln(y_1 / y_2)}$$

Simplificando se obtiene:

$$\frac{K_G a Z p_t}{G} = \ln(y_1 - y_2)$$

El valor de $K_G a$ se obtiene de la figura A.10.1

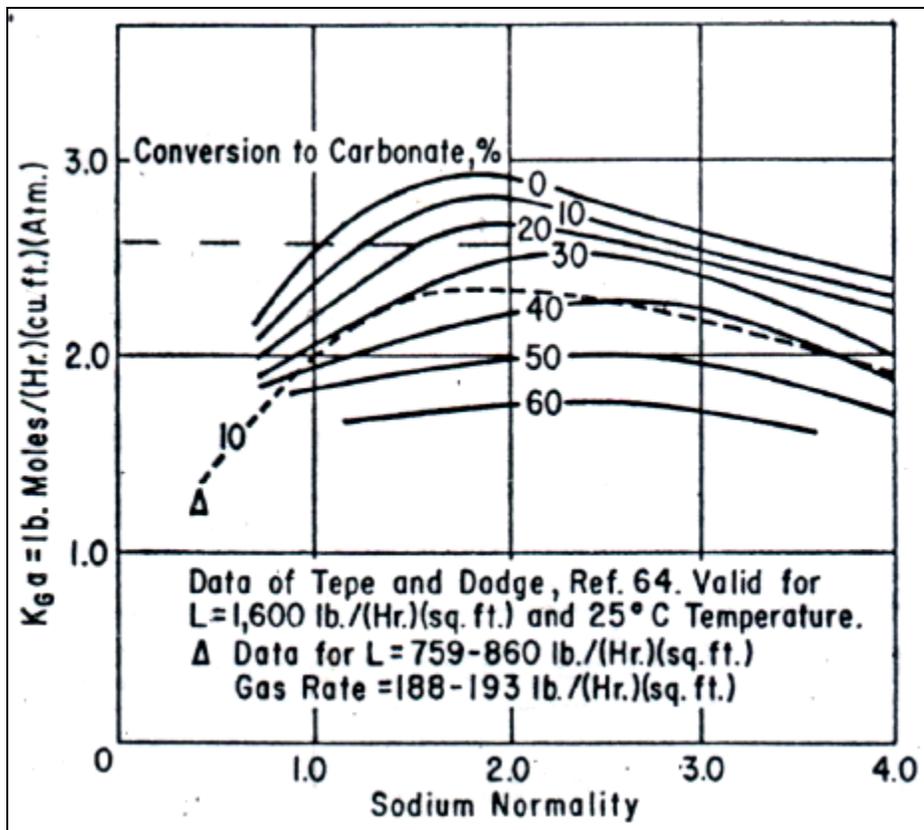


Figura A.10.1. Absorción de CO_2 en NaOH

De la gráfica, para conversión del 20% y normalidad 0,95, se tiene $K_G a = 2,2 \text{ lbmol}/\text{pies}^3 \text{ hatm}$.

En base a lo anterior

K_{Ga} (mol/pies ³ hatm)	2,2
Y1 (mol CO ₂ /mol inerte)	2,10E-04
Y2 (mol CO ₂ /mol inerte)	8,14E-06

De la ecuación para una solución diluida se obtiene,

Z (pies)	11,73
Z (m)	3,57

La caída de presión por el empaque se calcula a través de la siguiente ecuación y la caída de presión total incluye 400 Pa/m de empaque.

De tabla A.8.6. $C_D=181,7$

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{C_D G^2}{\rho_G} = 411,8 Pa/m$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 811,8 Pa/m$$

$$\Delta P = 2898,12 Pa = 0,42 psi$$

A.10.3. Especificaciones de la torre

Tabla A.10.2.ESPECIFICACIONES TORRE DE LAVADO CAUSTICO		
Equipo	Torre de lavado	
Dimensiones	Sistema ingles	SI
tipo de empaque	rashig	rashig
material de empaque	cerámica	cerámica
solución NaOH (%peso)	4%	4%
tamaño empaque	1,5 plg	0,0381 (m)
D torre	1,312 (pies)	0,4 (m)
altura de empaque	11,7 (pies)	3,57 (m)
K_{Ga}	2,2 lbmol/pies ³ hatm	9,6E-8 kgmol/m ³ sPa
Y entrada (mol CO ₂ /mol inerte)	2,10E-04	2,10E-04
Y salida (mol CO ₂ /mol inerte)	8,14E-06	8,14E-06
Caída presión	0,42 (psi)	2,89 (kPa)
material	acero	acero

Anexo 11: Cálculo de Torre de Secado

Anexo 11: Cálculo de torre de secado

El objetivo de la torre de secado es remover la humedad del gas previo a su ingreso a la torre de de destilación. Para la operación se utiliza sílica gel como adsorbente.

	balance simplificado					
	Entrada		cambio		Salida	
	entran kg/s	entran lb/h	cambio kg/s	cambio lb/h	salida kg/s	salida lb/h
C ₂ H ₄	0,83	6573,60	0	0	0,83	6573,60
H ₂ O	0,11	871,20	-0,11	-871,2	0,00	0,00
otros	0,029	229,68	0	0	0,03	237,60
total	0,97	7674,48	-0,11	-871,2	0,86	6811,20

Del balance simplificado se tiene que se retiran 0,11 kg/s de agua (871,2 lb/h)
Especificaciones del adsorbente:

Tabla A.11.2. Especificaciones del adsorbente (Perry,2000)

Adsorbente	Sílica gel
Densidad a granel (lbm/pies ³)	45
Diámetro de partícula (pies)	0,0148
Capacidad de adsorción (kg H ₂ O/kg Ss)	0,425
Cantidad requerida (kg Ss/s)	0,258

En base a lo anterior se establecen distintos tiempos de operación para luego dimensionar el equipo.

A.11.2.Dimensionamiento del equipo

tiempo de operación (h)	cantidad de sílica requerida (kg)	cantidad de sílica requerida (lb)	volumen (pies ³)
3	2786,4	6130,08	136,22
6	5572,8	12260,16	272,44
9	8359,2	18390,24	408,67
12	11145,6	24520,32	544,89
24	22291,2	49040,64	1089,79

Para una relación D/h=1/3, y a partir del volumen, se despejan las dimensiones.

tiempo de operación (h)	diametro (pies)	diametro (m)	altura (pies)	altura (m)
3	3,86	1,16	11,60	3,48
6	4,87	1,46	14,61	4,38
9	5,57	1,67	16,73	5,02
12	6,13	1,84	18,41	5,52
24	7,73	2,32	23,20	6,96

tiempo de operación (h)	area (pies ²)	area (m ²)	Gs(lb/pies ² h)	Gs (kg/m ² s)
3	11,74	1,09	475,52	0,64
6	18,63	1,73	299,56	0,40
9	24,42	2,26	228,61	0,30
12	29,58	2,74	188,71	0,25
24	46,96	4,36	118,88	0,16

La caída de presión se calcula mediante la ecuación de Ergun.

$$\frac{\Delta P g_c}{L} \frac{\Phi_s D_p}{\rho V_0^2} \frac{\varepsilon^3}{1-\varepsilon} = \frac{150(1-\varepsilon)}{\Phi_s D_p V_0 \rho / \mu} + 1,75$$

tiempo de operación (h)	3	6	9	12	24
Densidad (lb/pies ³)	1,41	1,41	1,41	1,41	1,4126
longitud relleno (pies)	11,60	14,61	16,73	18,41	23,20
Velocidad (pies/s)	0,09	0,05	0,04	0,03	0,02
Porosidad	0,65	0,65	0,65	0,65	0,65
Viscosidad (lb/pies*s)	0,0000028	0,0000028	0,0000028	0,0000028	0,0000028
gc (pies*lb/lb_s ²)	32,17	32,17	32,17	32,17	32,17
esfericidad	1	1	1	1	1
Dp (pies)	0,014	0,014	0,014	0,014	0,014
ΔP (psi)	0,66	0,35	0,24	0,18	0,09

De los anteriores diseños se escoge un tiempo de retención de 12 h debido a que presenta una caída de presión satisfactoria, 1 turno de operación y otorga suficiente tiempo de regeneración para alternar el proceso en dos torres de secado.

A.11.3. Especificaciones del equipo

Tabla A.11.3. ESPECIFICACIONES TORRE DE SECADO		
dimensiones	Sistema inglés	Sistema internacional
cantidad de torres	2	2
adsorbente	sílica gel	sílica gel
cantidad de adsorbente	24520,32 lb	11145,6 kg
D torre	6,96 pies	2,088 m
altura de lecho	18,41 pies	5,52 m
Tiempo de operación	12h	12h
tiempo de regeneración	12h	12h

Anexo 12: Cálculo del Sistema de Destilación

Anexo 12: Cálculo del sistema de destilación

A.12.1. Torre de destilación

La torre de etileno diseñada es una torre de destilación donde se maneja una temperatura de -4°F (-20°C) en la cabeza y 136°F (57.8°C) en los fondos. Las temperaturas fueron determinadas utilizando los factores de distribución en el equilibrio para hidrocarburos ligeros a bajas y altas temperaturas, respectivamente (figuras A.12.1 y A.12.2).

En este punto es conveniente remarcar dos características de la mezcla manejada en la destilación. En primer lugar, se trata de una corriente que es principalmente etileno, los componentes de los que se desea separar están en condiciones de alta dilución. Y, en segundo lugar, al tratarse de una mezcla de hidrocarburos adyacentes, o casi adyacentes, en series homólogas, resulta apropiada la aproximación a la idealidad de la solución, hecho que concuerda con lo expuesto por Treybal. Estas dos características facilitan (y abrevian) notablemente la determinación de las variables fundamentales de la torre: el número de platos y la relación de reflujo. En concordancia a lo anterior, se validó el uso del método de Fenske para determinar el número de platos teóricos mínimos ideales (condición de reflujo total). Las volatilidades relativas y el concepto de compuestos no distribuidos por las estimaciones de Shiraz, Hansen y Gibson facilitaron la obtención del reflujo mínimo por el método de Underwood.

Cortes de destilación

Tabla A.12.1. Balance global columna de destilación

Componente	alimentación (mol/s)	destilado (mol/s)	fondos (mol/s)
C ₂ H ₄	29,73	29,72	0,0062
H ₂	0,0203	0,0203	0
CH ₄	0,0003	0,0003	0
CO	0,0036	0,0036	0
CO ₂	0,0002	0,0002	0
C ₂ H ₆	0,1486	0,01	0,1386
C ₃ H ₆	0,0091	0	0,0091
C ₄ (hidrocarburos) + pesados	0,4183	0	0,4183
total	30,33	29,75	0,5723

El objetivo de la columna es rechazar materiales pesados y principalmente etano en los fondos. La columna se diseña para tener una concentración de 1% mol de etileno en los fondos y reducir la concentración de etano de 0,5 en la corriente de alimentación a 0,05% en la cabeza.

Balance de masa

Tabla A.12.2. Balance de masa torre de etileno

componente	alimentación		cabeza		fondos	
	kg/s	lb/h	kg/s	lb/h	kg/s	lb/h
C ₂ H ₄	0,8340	6605,82	0,83	6604,42	0,00017	1,39
H ₂	4,09E-05	0,3245	4,09E-05	0,3245	0	0
CH ₄	4,86E-06	0,0385	4,86E-06	0,0385	0	0
CO	0,0001	0,8076	0,0001	0,8076	0	0
CO ₂	0,0002	2,22	1,08E-05	0,0860	0,000269	2,13
C ₂ H ₆	0,0044	35,40	0,0003	2,38	0,004169	33,02
C ₃ H ₆	0,0003	3,03	0	0	0,00038	3,03
C ₄ (hidrocarburos) + pesados	0,0244	193,46	0	0	0,0244	193,46
total	0,86	6841,11	0,8343	6608,06	0,03	233,04

Dimensionamiento de la torre

Las composiciones en el equilibrio se determinaron en base a los coeficientes de distribución K, los cuales fueron determinados de las figuras A.10.1 y A.10.2. por un sistema de tanteo se logro determinar los coeficientes, con una presión de 350 psi, hasta obtener las concentraciones deseadas y establecer las temperaturas de fondos y cabeza.

	alimentación	destilado	fondos
	z	x	y
C ₂ H ₄	0,9801	0,9988	0,010
H ₂	0,00067	0,00068	0
CH ₄	1,00E-05	1,01E-05	0
CO	0,00012	0,00012	0
CO ₂	8,14E-06	8,30E-06	0
C ₂ H ₆	0,00490	0,00033	0,242
C ₃ H ₄	0,0003	0	0,015
C ₄ + pesados	0,0137	0	0,730
total	1	1	1

Con los coeficientes de distribución.

Cabeza

	T (°F)	-4	
	y	K	x=y/K
C ₂ H ₄	0,9988	1	0,9988
CH ₄	0,00082	4,8	0,00017
C ₂ H ₆	0,00033	0,68	0,00049
C ₃ H ₄	0	0,18	0
C ₄ + pesados	0	0,62	0

Fondos

	T (°F)	136	
	x	K	y=xK
C ₂ H ₄	0,010	3,4	0,0373
C ₂ H ₆	0,242	2,45	0,5934
C ₃ H ₄	0,015	1,05	0,0166
C ₄ + pesados	0,730	0,48	0,3508

Con las temperaturas establecidas se procede a determinar el número de platos teóricos mínimos por medio del método de Fenske.

El método de Fenske parte del establecimiento de una temperatura promedio. la temperatura promedio en este caso sería $T = (136-4)/2 = 66^\circ\text{F}$. Con esta temperatura y la presión de 350 psi de la figura A.12.1., se obtiene los siguientes valores para volatilidades relativas:

Tabla A.12.3. VOLATIDADES RELATIVAS		
componentes	$K_{66^\circ\text{F}}$	vol. relat= $\alpha_{lk/hk}$
CH ₄	6,8	4,86
C ₂ H ₄ (ligero clave)	2,1	1,5
C ₂ H ₆ (pesado clave)	1,4	1
C ₃ H ₄	0,5	0,36
C ₄ + pesados	0,2	0,143

Branan (2000) denota que el método de Fenske da una rápida estimación para las etapas teóricas mínimas con reflujo total:

$$\alpha_{lk/hk}^{N_m} = \left(\frac{d_{lk}}{d_{hk}} \right) \left(\frac{r_{hk}}{r_{lk}} \right)$$

Despejando el número de etapas N_m se tiene

$$N_m + 1 = \frac{\ln \left[\left(\frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_D \left(\frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right)_R \right]}{\ln(\alpha_{lk/hk})_{AV}}$$

Donde: N_m =etapas teóricas mínimas con reflujo total

R=subíndice para residuos

D=subíndice para destilado

r=flujo molar en residuos

d=flujo molar destilado

lk=subíndice para clave ligero

hk=subíndice para clave pesado

x_{lk} =fracción molar del componente clave ligero

x_{hk} =fracción molar del componente clave pesado

Sustituyendo en la ecuación de Fenske se tiene:

$$N_m = 27,04 \text{ platos teóricos mínimos (incluyendo rehervidor)}$$

Ahora bien, sustituyendo en la ecuación, los valores de flujos molares del isobutano en lugar del etileno, para determinar la distribución en el destilado se obtiene la siguiente:

$$\alpha_{lk/hk}^{Nm} = \left(\frac{d_{lk}}{d_{hk}} \right) \left(\frac{r_{hk}}{r_{lk}} \right)$$

DI=0,0065 (despreciable), lo que apoya la suposición inicial de distribución en la cabeza.

El reflujo mínimo teórico se determinó mediante el método de Underwood.

Aun así, antes de usar el método de Underwood se recurrió a la correlación de Shiraz, Hansen y Gibson.

$$d_i / f_i = \left[\frac{(\alpha_i - 1)}{(\alpha_{lk/hk} - 1)} (d_{lk} / f_{lk}) + \frac{(\alpha_{lk/hk} - \alpha_i)}{(\alpha_{lk/hk} - 1)} (d_{hk} / f_{hk}) \right]$$

Donde: d_i/f_i =distribución del componente i

α_i =volatilidad relativa del componente i respecto del pesado clave

$\alpha_{lk/hk}$ =volatilidad relativa del ligero clave respecto del pesado clave

lk=subíndice para clave ligero

hk=subíndice para clave pesado

d=flujo molar destilado

f=flujo molar en la alimentación

La correlación lo que indica es si un componente se distribuye en el equilibrio (de manera similar a la verificación hecha con el método de Fenske). Así, sustituyendo valores para el isobutano:

volatilidad C4	0,14
volatilidad lk/hk	1,5
d lk/flk	0,9999
d hk/fhk	0,0676
d/f C4	-1,53

La relación d/f es negativa, lo que indica que el isobutano (y por lo tanto los demás pesados) son no distribuidos. Esto último permite realizar el cálculo de Underwood únicamente con el pesado y ligeros claves.

Lo primero que se realiza en el método de Underwood es la determinación del factor Φ de la ecuación.

$$\sum_1^c \frac{\alpha_i f_i}{\alpha_i - \phi} = f$$

Realizando la sumatoria con los dos componentes claves y despejando Φ con la ayuda de un programa de resolución numérica, se obtiene que:

$$\Phi = 1,002$$

Así, el reflujo mínimo se obtiene de la siguiente forma.

$$\sum_1^c \frac{\alpha_i d_i}{\alpha_i - \phi} = L_0 + D$$

Que también se puede expresar en función de composiciones en las corrientes para obtener directamente la relación de reflujo mínima R_m :

$$\sum_1^c \frac{\alpha_i x_{di}}{\alpha_i - \phi} = R_m + 1$$

Resolviendo para los dos componentes claves, se tiene:

$$\mathbf{R_m = 1,87}$$

Los valores obtenidos son teóricos mínimos. Los valores teóricos reales se obtienen de la correlación de Erbx y Maddox (expuesto en la figura A.12.4.). Erbx y Maddox correlacionaron el reflujo real con la relación entre las etapas mínimas teóricas y teóricas reales, manteniendo como parámetro la relación mínima de reflujo constante. Branán también sugiere emplear para la relación de reflujo una de 1.1 – 1.2 R_m para un sistema refrigerado.

reflujo real = 1,2 R_m	2,25
de Erbx y Maddox (Nm/N)	0,61
etapa teóricas reales = N	44,08

Por último, se recurrió a las relaciones de eficiencia de platos de O'Connell expuestas en Branán (2000), obteniéndose una eficiencia del 90% para la relación de volatilidad – viscosidad de la alimentación.

$$\text{Numero real de platos} = 44,08/0,9 = 48,98 = 49 \text{ platos}$$

La separación de platos se establece en 20 plg, con un diámetro de torre de 1m acorde a flujos y especificaciones en la figura A.12.5. Se escoge platos con capucha para la torre con acero al carbón como su material.

A.12.3. Especificaciones torre de etileno.

Tabla A.12.6.ESPECIFICACIONES TORRE DE DESTILACION		
Equipo	Torre de destilación	
Dimensiones	Sistema ingles	SI
numero de platos	49	49
tipos de platos	de capucha	de capucha
relación de reflujo	2,25	2,25
eficiencia etapa	54%	54%
temperatura cabeza	4°F	20°C
temperatura fondos	136°F	57,8°C
separación de platos	20 plg	3,6 m
diámetro torre	3,28 pies	1 m
altura	50 pies	15,2

A.12.4.Requerimientos energéticos

Condensador columna etileno

Considerando la masa entrante al condensador (de torre de etileno) y una H_{vap} de 130 Btu/lbm, los requerimientos energéticos son los siguientes.

G (lbm/h)	6608,06
H vap (Btu/lbm)	130
Qc (Btu/h)	859047,8

Para el sistema de refrigeración se escoge propano (R290) acorde a los rangos de operación establecidos por Branam (2000). Se estima un $U = 40 \text{ Btu/pies}^2 \text{ h}^\circ\text{F}$ y una temperatura de -20°F para el refrigerante.

U (Btu/hpies ² °F)	40
T vapor (°F)	-4
T refrigerante (°F)	-20
dif. Temp.	16
A (pies²)	1342,2

La potencia del sistema refrigerante se calcula para una etapa acorde a la figura A.12.3. y con los siguientes datos.

Potencia sistema de Refrigeración	
Etapas	1
T en condensador (°F)	-10
T condensación refrigerante (°F)	60
Potencia (figura A.12.3.)(HP/Mbtu/h)	100
Potencia Sistema (HP)	85

La cantidad de propano requerida se obtiene con su entalpía de vaporización (Perry, 2000) y el calor retirado requerido.

h vap propano (Btu/lbm)	150,6
m lb/h	5704,1
m Ton/h	2,58

Rehervidor columna etileno

La carga térmica del rehervidor,

$$Q_B = DH_D + WH_W + Q_C + Q_L - FH_F$$

Donde Q_L es la suma de todas las pérdidas de calor y se estima como el 0,5% de la carga térmica. Adicionalmente se consideran pérdidas para todo el sistema de calentamiento en el balance de energía.

Qc (Btu/h)	859047,8
D (lbm/h)	6608
Hd (Btu/lbm)	20
DHd (Btu/h)	132161,3
W (lbm/h)	233
Hw (Btu/lbm)	300
WHw (Btu/h)	69914,9
F (lbm/h)	-6841,1
Hf (Btu/lbm)	50
FHf (Btu/h)	-342055,7
Ql	10000
QB (Btu/h)	729068,3

Se calentará con dowtherm A a 375°C y el área requerida para un $U=40$ Btu/hpies²°F es el siguiente:

U (Btu/h°F)	40
T vapor (°F)	136
T medio calefactor entrada (°F)	707
T medio calefactor salida (°F)	707
LMTD	607
A (pies ²)	30

El dowtherm requerido es el siguiente:

h vap dowtherm A (Btu/lbm)	90,58
m lb/h	8048,8
mTon/h	3,6

A.12.5. Graficas de coeficientes de distribución y potencia de sistemas refrigerantes

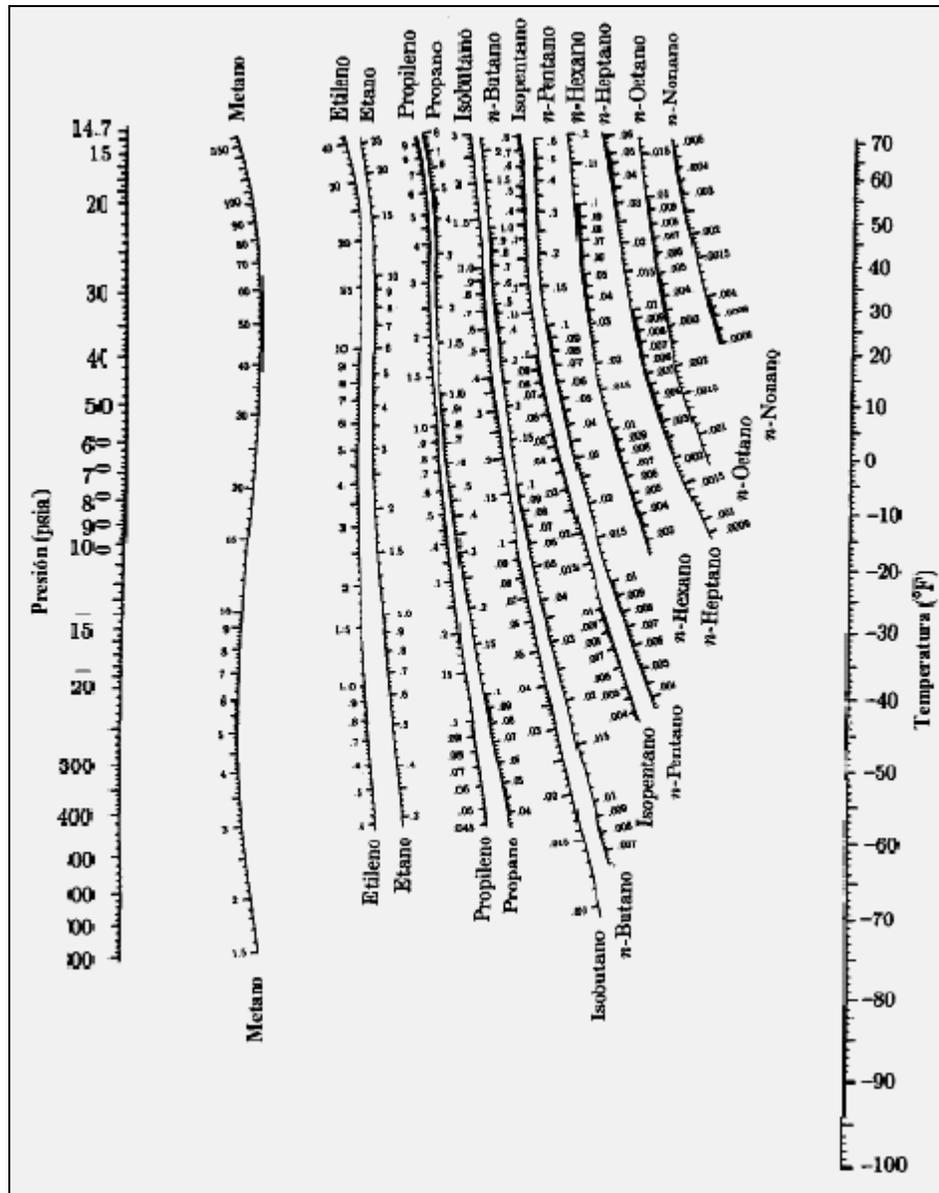


Figura A.12.1. Valores de K para sistemas de hidrocarburos ligeros, intervalo de temperaturas bajas (Smith, 1997)

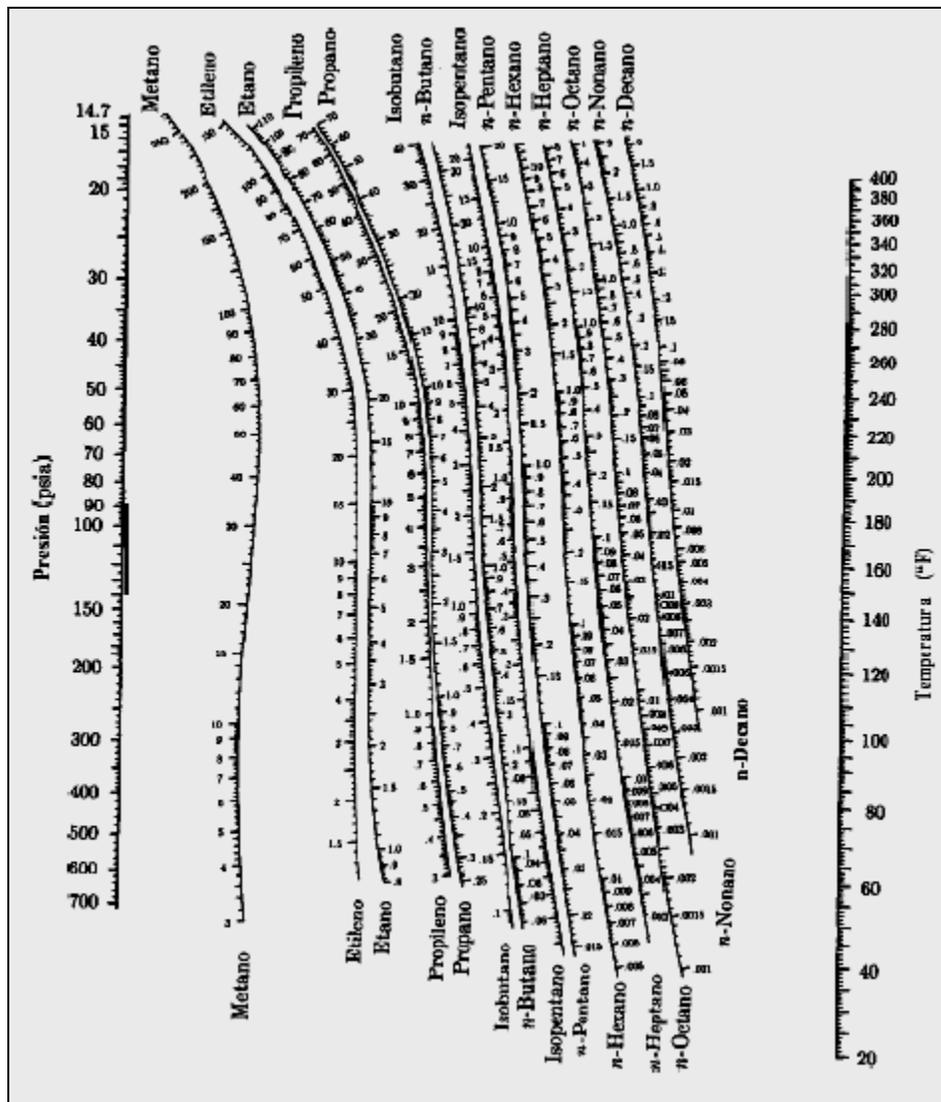


Figura A.12.2. Valores de K para sistemas de hidrocarburos ligeros, intervalo de temperaturas altas (Smith, 1997)

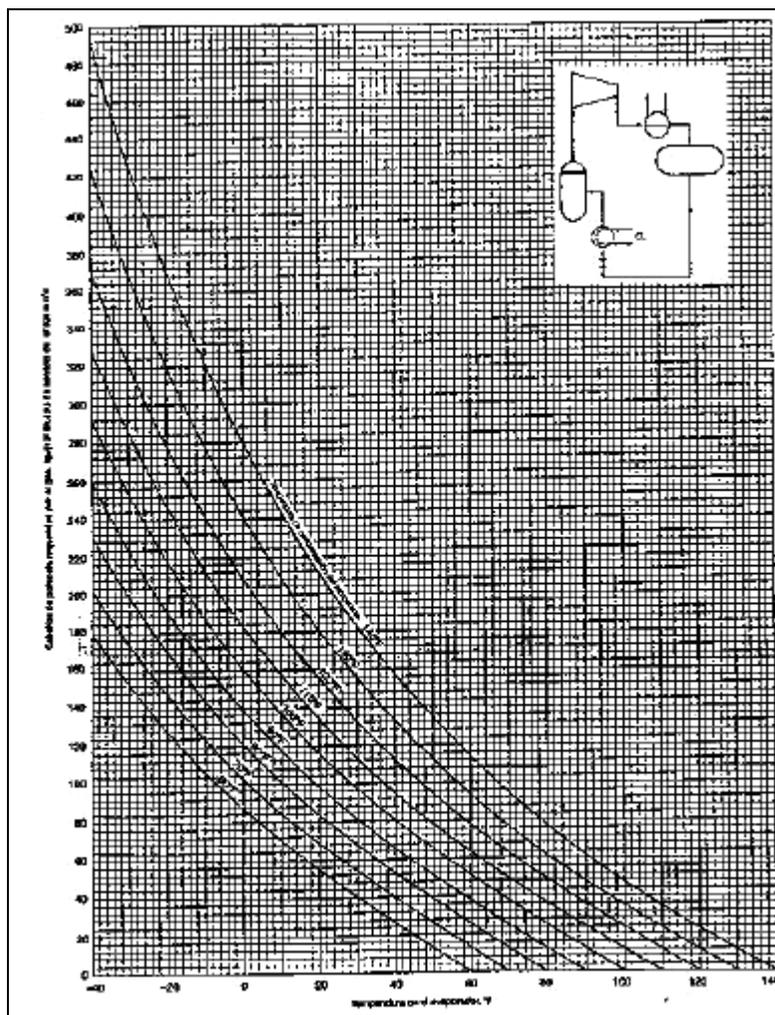


Figura A.12.3. Potencia para sistemas de enfriamiento con propano de una etapa

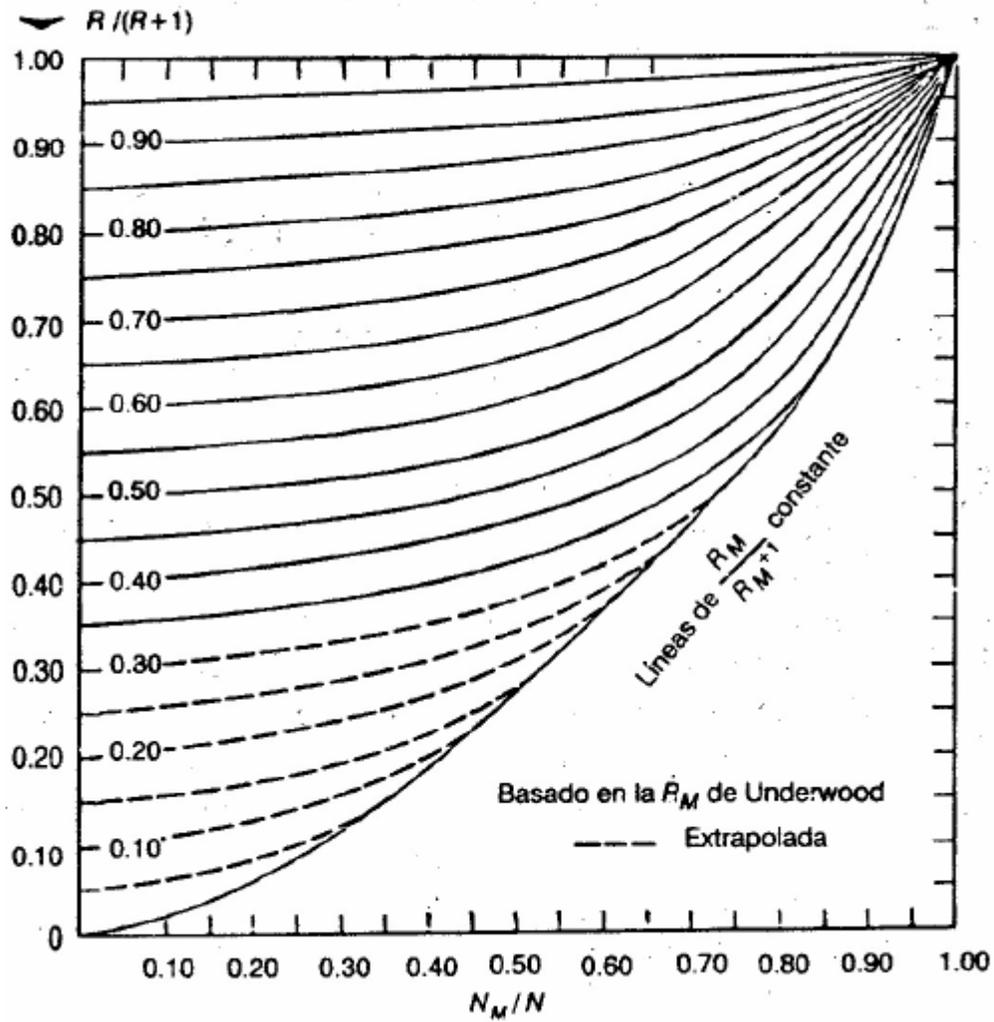


Figura A.12.4. Correlación de reflujo-platos de Erba y Madox

1. Espaciamiento de los platos			
Diámetro de la torre, T		Espaciamiento de la torre, t	
m	ft	m	in
1 menos	4 menos	0.15	6 mínimo
1-3	4-10	0.50	20
3-4	10-12	0.60	24
4-8	12-24	0.75	30
		0.90	36

2. Flujo del líquido	
a. No superior a $0.015 \text{ m}^3/(\text{m diam}) \cdot \text{s}$ ($0.165 \text{ ft}^3/\text{ft} \cdot \text{s}$) para platos de flujo transversal de un solo paso	
b. No superior a $0.032 \text{ m}^3/\text{longitud de derramadero}$ ($0.35 \text{ ft}^3/\text{ft} \cdot \text{s}$) para otros.	

3. Sellado de los vertederos	
a. Vacío, n, 5 mm minimum, 10 de preferencia ($\frac{1}{4}$ - $\frac{1}{2}$ in)	
b. Presión atmosférica y superior, 25 mm mínimo, 40 mm de preferencia (1-1.5 in)	

4. Longitud del derramadero para derramaderos rectangulares rectos, platos de flujo transversal, $0.6T$ a $0.8T$, $0.7T$ típica			
Longitud del derramadero W'	Distancia desde centro de la torre	Porcentaje del área de la torre utilizada por un vertedero	%
$0.55T$	$0.4181T$	3.877	
$0.60T$	$0.3993T$	5.257	
$0.65T$	$0.2516T$	6.899	
$0.70T$	$0.3562T$	8.808	
$0.75T$	$0.3296T$	11.255	
$0.80T$	$0.1991T$	14.145	

5. Caída de presión normal por plato	
Presión total	Caída de presión
35 mmHg abs	3 mm Hg o menos
1 std atm	500-800 N/m^2 (0.07 - $0.12 \text{ lb}_f/\text{in}^2$)
$2 \times 10^6 \text{ N/m}^2$	1000 N/m^2
$300 \text{ lb}_f/\text{in}^2$	$0.15 \text{ lb}_f/\text{in}^2$

Figura A.12.5. Condiciones y dimensiones recomendadas para torres de platos

Anexo 13: Cálculo de Equipo Auxiliar

CALCULO DE EQUIPO PARA TRANSPORTE Y MANEJO DE FLUIDOS

ventiladores

Los ventiladores fueron calculados de manera que desplacen al fluido compensando la caída de presión. Para el ventilador de la torre de enfriamiento por contacto 1 se obtuvo la velocidad como la relación G/ρ , la caída de presión por contracción / expansión se calculó como 1,5 altura de velocidad de la siguiente manera:

$$\eta W_p = \left(\frac{p_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{p_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) = H_b - H_a = \Delta H$$

Para cambios de altura no apreciables, la ecuación se simplifica. La potencia suministrada desde una fuente externa se presenta por P_B y se calcula y se calcula en base a W_p .

$$P_B = mW_p = \frac{m\Delta H}{\eta} = \frac{P_f}{\eta} = \frac{m(\Delta P / \rho + 1,5(V^2 / 2g_c))}{\eta}$$

Caída de presión (Pa)	2420,4
Velocidad (m/s)	0,85
Caída de presión cont/exp (Pa)	0,55
Potencia (W)	2001,95
Eficiencia %	60
Potencia real (W)	3336,58
Potencia real (HP)	4,47

Bombas

Las bombas se calcularon de manera similar a los ventiladores, basando los cálculos en la ecuación de Branam (2000).

$$P_B = GPM \frac{\Delta P}{1715\eta}$$

Para la bomba de alimentación de agua de enfriamiento a la torre de contacto directo 1:

$\Delta P = 10$ psi para las bombas del proceso, una eficiencia 60 % y 148 GPM

$$P_B = \frac{148 * 10}{1715 * 0,6} = 1,438 \approx 1,5HP$$

Tanques

Para el tanque separador del vaporizador de etanol, se calculó el volumen en función de un nivel del 40% de la altura del tanque, un tiempo de retención de 1 minuto y una relación L/D de 3, acorde a lo recomendado por Treybal.

Base: 1 minuto

$$\begin{aligned} \text{Masa en el Tanque} &= 0,445 \text{ kg / s} \\ &= 0,445 * 60 \\ &= 26,7 \text{ kg e tan ol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen en el Tanque} &= 26,7 \text{ (kg)} / 800 \text{ (kg / m}^3\text{)} \\ &= 0,033 \text{ m}^3 \text{ e tan ol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumen del Tanque} &= 0,033 / 0,4 \\ &= 0,0825 \text{ m}^3 = 2,91 \text{ pies}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Diámetro} = 0,327 \text{ m} = 1,07 \text{ pies}$$

$$\text{Largo} = 0,981 \text{ m} = 3,21 \text{ pies}$$

Anexo 14: Evaluación Económica

Anexo 14: Evaluación Económica

A.14.1. Estimación de costos de equipos

El U.S. Department of Energy (1998) entrega una serie de gráficas que permiten estimar el costo de los equipos principales de una planta a partir de sus características principales extraídas del diseño preliminar de estos equipos. El método empleado para trasladar estos costos al año de estudio, es el Chemical Engineering Plant cost Index (CE). El índice de 2008, acorde a CE, es 583,7 (figura A.14.1.).

Por ejemplo, en el caso del vaporizador, que es un intercambiador de calor de tubos y carcasa (figura A.14.2.).

Ubicando en el eje de capacidad (Tamaño= 521,37 pies²) y trazando una línea que intersecte a la curva, se traza una línea perpendicular hasta llegar al eje de costo, se puede determinar que el vaporizador tiene un costo de \$ 10500 en 1998. Para trasladar el costo al 2008, se multiplica por el $CE_{2008} = 583,7$ y se divide por el $CE_{1998} = 389,5$.

Así, el costo del intercambiador en el 2008 será de $\$10500 \times (1,498) = \15729 .

Tabla A.14.1. Costos de Equipos Principales $CE_{2008}=583,7/389,5=1,498$				
Operación	Equipo	Cantidad	Costo, \$ (1998)	Costo \$, (2008)
Vaporización	Intercambiador	1	10.500	15.729
Calentamiento	Intercambiador	1	10.400	15.579,2
Reacción	Reactor	1	450.000	674.100
Recuperación de calor	Intercambiador	1	10.000	14.980
Enfriamiento	Torre empacada 1	1	26.000	38.948
	Torre empacada 2	1	28.000	41.944
Compresión	Compresor	1	500.000	749.000
Lavado Cáustico	Torre empacada	1	9.800	14.680,4
Secado	Torre adsorción	2	35.000	104.860
Destilación	Torre de platos	1	193.000	289.114
Calderas	Vapor, 100 psi	1	100.000	149.800
	Dowtherm A, 375°C	1	200.000	299.600
Total			1.572.700	2.408.334,6

Tabla A.14.2.Costos de Equipos Auxiliares CE2008=583,7/389,5=1,498				
Operación	Equipo	Cantidad	Costo, \$ (1998)	Costo \$, (2008)
Vaporización	Bombas	1	3.000	4.494
	Separador	1	6.000	8.988
Enfriamiento	Bombas	2	3.000	8.988
	Ventiladores	2	20.000	59.920
Lavado Cáustico	Bombas	1	3.000	4.494
Destilación	Rehervidor	1	8.000	11.984
	Condensador	1	12.000	17.976
	Bombas	1	3000	8.988
	Separador	1	6.000	8.988
Suministro de agua	Bombas	4	3.000	17.976
Total			64.000	148.302

Luego el costo total de los equipos es:

$$\text{Costo Total Equipos} = 2.408.334,6 + 148.302$$

$$\text{Costo Total Equipos} = 2.556.637$$

A.14.2. Inversión Total

Para el cálculo de la Inversión Total se tienen las siguientes consideraciones:

Costos Directos	%
Costo total de equipos	
Instalaciones	25% Costo total de equipos
Instrumentación y control	8% Costo total de equipos
Cañerías	10% Costo total de equipos
Instalaciones Eléctricas	10% Costo total de equipos
Edificios	10% Costo total de equipos
Servicios generales y mejoras	10% Costo total de equipos
Terreno	
Total	

Costos Indirectos	%
Ingeniería y Supervisión	5% Costos Directos
Costos Legales	1% Capital Fijo
Construcción	10% Capital Fijo
Contingencias	5% Capital Fijo
Total	

Costo Fijo	C. Directos + C. Indirectos
-------------------	-----------------------------

Capital de trabajo	10% Capital Fijo
---------------------------	------------------

Costo puesta en marcha	10% Capital Fijo
-------------------------------	------------------

INVERSION TOTAL	C.Fijo + C.Trabajo + C.P.Marcha
------------------------	---------------------------------

Como se puede ver, el cálculo de los costos directos se resuelve sin ningún inconveniente, ya que depende solo del valor del costo total de equipos. Lo que no se puede decir de los costos indirectos, ya que depende del costo fijo, por lo cual debemos calcular primero este valor.

Para el cálculo del costo fijo tenemos que:

$$\text{Costo Fijo} = \frac{C.Directo + 0,05 * C.Directo}{1 - (0,01 + 0,1 + 0,05)}$$

es decir:

$$\text{Costo Fijo} = \frac{1,05 * C.Directo}{0,84}$$

Con lo que ya podemos obtener todos los otros valores necesarios para el cálculo de la Inversión total. Obteniendo los siguientes resultados.

Costos Directos	%	[US\$]
Costo total de equipos		2.556.637,00
Instalaciones	25% Costo total de equipos	639.159,25
Instrumentación y control	8% Costo total de equipos	204.530,96
Cañerías	10% Costo total de equipos	255.663,70
Instalaciones Eléctricas	10% Costo total de equipos	255.663,70
Edificios	10% Costo total de equipos	255.663,70
Servicios generales y mejoras	10% Costo total de equipos	255.663,70
Terreno		1.500.000,00
Total		5.922.982,01

Costos Indirectos	%	[US\$]
Ingeniería y Supervisión	5% Costos Directos	296.149,10
Costos Legales	1% Capital Fijo	74.037,28
Construcción	10% Capital Fijo	740.372,75
Contingencias	5% Capital Fijo	370.186,38
Total		1.480.745,50

		[US\$]
Costo Fijo	C. Directos + C. Indirectos	7.403.727,51
		[US\$]
Capital de trabajo	10% Capital Fijo	740.372,75
		[US\$]
Costo puesta en marcha	10% Capital Fijo	740.372,75
		[US\$]
INVERSION TOTAL	C.Fijo + C.Trabajo + C.P.Marcha	8.884.473,02

Tabla A.14.3. Resumen inversion total

A.14.3. Materias Primas

Para la estimación de las materias primas se utilizaron los siguientes criterios:

A.14.3.1. Cantidades utilizadas de cada materia prima

Para cada año de producción vamos a utilizar las siguientes cantidades:

Materia Prima, (Kg/h)			
Año	Etanol	Catalizador	NaOH
1	6.314	0,0538	242

Y como la planta opera 24 h/día y durante 330 días/año, podemos decir que las materias primas que utilizaremos en los años de vida útil de esta planta son:

Materia Prima, (ton/año)			
Año	Etanol	Catalizador	NaOH
1	50.006,88	0,426	1.916,64

A.14.3.2. Costos de cada materia prima.

A.14.3.2.1. Cotizaciones

a) Etanol: El costo del etanol se obtuvo de la página en Internet www.ethanolstatistics.com , obteniendo los siguientes valores.

País	\$ por galon	\$ por litro
Estado Unidos (CME Group)	1,62	0,42
Brasil (BM&F)	1,53	0,405

Fuente: www.ethanolstatistics.com

b) Hidroxido de sodio: El costo del hidroxido de sodio se obtuvo de la página en Internet www.purchasing.com, obteniendo los siguientes valores.

Producto	Cantidad	Precio
hidroxido de sodio	1 ton	\$ 450

Fuente: www.purchasing.com

c) Catalizador: El costo del soporte del catalizador (Fibratec Bulk HT), se obtuvo de la empresa Industrial Comercial Chile Lmted y el del nitrato de magnesio hexahidratado de la empresa Sigma-Aldrich, los valores se muestran a continuación.

Descripción	Cant/Unid	Precio
FIBRA CERAMICA EN COPOS	12 kg (1 bolsa)	\$ 37,42
Mg(NO ₃) ₂ *6H ₂ O	1 kg	\$ 49,90
Mg(NO ₃) ₂ *6H ₂ O	6kg	\$ 201,50
CO(NH ₂) ₂	1ton	\$ 1000

Fuente: Industrial Comercial Chile Lmted, Sigma-Aldrich

A.14.3.2.2.- Costos.

Los costos de materias primas obtenidos de las cotizaciones se muestran en la siguiente tabla:

Materia Prima	Costo US\$/ton
Etanol	500
Hidróxido de Sodio	450
Catalizador	5858,61

Tabla A.14.7. Costos de materias primas

Con lo que obtenemos el costo para un año de materia prima es: US\$ 25.868.424

A.14.3.3. Costo total del producto

Para el cálculo del costo total del producto se tienen las siguientes consideraciones:

Costos Directos de Operacion	%
Materia Prima	
Mano de Obra	
Servicios Generales	10% Costo Total Producto
Supervisión	15% Mano de Obra
Mantenimiento y Reparación	6% Capital Fijo
Suministros de Operación	15% Costo de Mantención
Laboratorio	15% Mano de Obra
Patentes y Royalties	2% Costo Total del Producto
Total	

Costos Indirectos	%
Depreciación	$(0,9 * C.Equipo) / 10$
Contribuciones e Impuestos	2% Terreno
Seguros	1% Capital Fijo
Total	

Gastos Generales de la Planta	%
Gastos Generales de la Planta	5% Costo Total Producto

Gastos de Fabricación	C.Directos + C.Indirecto + G.G.Planta
------------------------------	---------------------------------------

Gastos Generales de la Empresa	%
G. Generales de Administración	20% M.Obra
Distribucion y Venta	5% Costo Total Producto
Investigación y Desarrollo	3% Costo Total Producto
Total	

COSTO TOTAL DEL PRODUCTO	G.Fabricación + G.G Empresa
---------------------------------	------------------------------------

Como se puede ver, el calculo de los costos indirectos se resuelve sin ningún inconveniente, ya que no depende del costo total del producto, pero todos los otros de los costos dependen de el, por lo cual, debemos obtener primero el costo total del producto y luego completar la tabla.

Para el cálculo del costo total del producto tenemos que:

$$\text{Costo Total del Producto} = \frac{\left(C.M. Prima + C.M. Obra + C. Superv. + C. Mant. y Rep. + C.S. de Oper. + C. Lab. + C. Indirectos + G. Fabricación \right)}{0,75}$$

Con lo que ya podemos obtener todos los otros valores necesarios para cálculo de la tabla. Obteniendo así los siguientes datos:

Costos Directos de Operacion	%	[US\$]
Materia Prima		25.868.424,33
Mano de Obra		300.000,00
Servicios Generales	10% Costo Total Producto	3.655.855,98
Supervisión	15% Mano de Obra	45.000,00
Mantenimiento y Reparación	6% Capital Fijo	444.223,65
Suministros de Operación	15% Costo de Mantenición	66.633,55
Laboratorio	15% Mano de Obra	45.000,00
Patentes y Royalties	2% Costo Total del Producto	731.171,20
Total		31.160.772,40

Costos Indirectos	%	[US\$]
Depreciación	(0,9*C.Equipo) /10	230.097,33
Contribuciones e Impuestos	2% Terreno	30.000,00
Seguros	1% Capital Fijo	74.037,28
Total		334.134,61

Gastos Generales de la Planta	%	[US\$]
Gastos Generales de la Planta	5% Costo Total Producto	1.827.927,99

Gastos Generales de la Empresa	%	[US\$]
G. Generales de Administración	20% (M.Obra + Tecnicos)+S.Admin	311.040,00
Distribucion y Venta	5% Costo Total Producto	1.827.927,99
Investigación y Desarrollo	3% Costo Total Producto	1.096.756,79
Total		3.235.724,78

	[US\$]
COSTO TOTAL DEL PRODUCTO	36.552.608,18

Tabla A.14.8. Resumen Costo Total del Producto

A.14.4.- Ganancias Totales por Venta.

Las ganancias por venta se calculan a partir del precio de venta del etileno y de la cantidad anual producida, asumiendo que todo lo que se produce es vendido, de acuerdo a la siguiente relación:

$$G = Q * P_e$$

Donde:

G: Ganancia, US\$/año

Q: Producción anual de etileno, Ton/año

P_e: Precio de venta del etileno, US\$/año

Para las ganancias tenemos que:

$$G = 25.500 * 1.500 = 38.250.000$$

Ganancias Totales por Venta = US\$ 38.250.000

Nota: el precio de venta del etileno corresponde al precio promedio 2008 (enero-agosto).

Fuente: www.yarnsandfibers.com

A.14.5.- Flujo de Caja

A.14.5.1.- Préstamo

Hay dos maneras de financiar un proyecto, por medio de la inversión de fondos propios de la empresa. Usando financiamiento con capital contable o por medio del uso de fondos prestados que se se adquieren con una o mas entidades financieras para solventar los gastos iniciales, o sea, costos del terreno, costos totales de instalacion de la planta y el capital del trabajo.

Este proyecto será financiado con 30% fondos propios y un 70% fondos prestados. El pago del préstamo se realizará en 10 años cuotas iguales y con una tasa de interés del 10%.

Monto del préstamo

La inversión inicial es US\$ 8.884.473.

El proyecto será financiado en un 70%.

$$\text{Préstamo} = 0,7 * \text{inversión inicial}$$

$$\text{Préstamo} = 0,7 * 8.884.473$$

$$\text{Préstamo} = 6.219.131$$

Valor de la cuota

El cálculo de las cuotas iguales o payment, se realiza de la siguiente manera:

$$\text{Cuotas Iguales} = \text{Préstamo} * \left(\frac{(1+i)^n * i}{(1+i)^n - 1} \right)$$

$$\text{Cuotas Iguales} = 6.219.131 * \left(\frac{(1+0,1)^{10} * 0,1}{(1+0,1)^{10} - 1} \right)$$

$$\text{Cuotas Iguales} = 1.012.135$$

A continuación se muestra el desarrollo del pago del préstamo

Año	Deuda	Cuota	Interés	Amortización
0	6.219.131			
1	5.828.909	1.012.135	621.913	390.222
2	5.399.665	1.012.135	582.891	429.244
3	4.927.497	1.012.135	539.967	472.168
4	4.408.112	1.012.135	492.750	519.385
5	3.836.788	1.012.135	440.811	571.324
6	3.208.332	1.012.135	383.679	628.456
7	2.517.030	1.012.135	320.833	691.302
8	1.756.598	1.012.135	251.703	760.432
9	920.123	1.012.135	175.660	836.475
10	0	1.012.135	92.012	920.123

Tabla A.14.9. Pago del préstamo

	Años										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Ingresos totales		38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000	38.250.000
Costos Totales		36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608	36.552.608
M. Operacional		1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441	1.691.441
Depreciación		230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097
Interés		621.913	582.891	539.967	492.750	440.811	383.679	320.833	251.703	175.660	92.012
U.A.I.		839.431	878.453	921.377	968.594	1.020.533	1.077.665	1.140.511	1.209.641	1.285.684	1.369.331
Impuesto		142.703	149.337	156.634	164.661	173.491	183.203	193.887	205.639	218.566	232.786
Utilidad Neta		696.727	729.116	764.743	803.933	847.042	894.462	946.624	1.004.002	1.067.118	1.136.545
Depreciación		230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097	230.097
Amortización		390.222	429.244	472.168	519.385	571.324	628.456	691.302	760.432	836.475	920.123
Inversión	8.884.473										
Préstamo	6.219.131										
Valor residual											255.664
Capital de trabajo											740.373
Flujo de Caja Neto	-2.665.342	541.542	534.908	527.611	519.584	510.755	501.042	490.358	478.606	465.679	1.447.495

T.I.R. =	16,4%
V.A.N. =	773.420

Tabla A.14.10. Flujo de caja con un 70% de financiamiento

		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	financiamiento	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
F.caja	0%	-8.884.473	1.447.952	1.447.952	1.447.952	1.447.952	1.447.952	1.447.952	1.447.952	1.447.952	1.447.952	2.443.988
F.caja	10%	-7.996.026	1.318.465	1.317.517	1.316.475	1.315.328	1.314.067	1.312.679	1.311.153	1.309.474	1.307.627	2.301.632
F.caja	20%	-7.107.578	1.188.978	1.187.082	1.184.997	1.182.704	1.180.181	1.177.406	1.174.354	1.170.996	1.167.303	2.159.276
F.caja	30%	-6.219.131	1.059.491	1.056.648	1.053.520	1.050.080	1.046.296	1.042.134	1.037.555	1.032.518	1.026.978	2.016.920
F.caja	40%	-5.330.684	930.003	926.213	922.043	917.456	912.411	906.861	900.756	894.040	886.653	1.874.564
F.caja	50%	-4.442.237	800.516	795.778	790.566	784.832	778.525	771.588	763.957	755.562	746.328	1.732.208
F.caja	60%	-3.553.789	671.029	665.343	659.089	652.208	644.640	636.315	627.158	617.084	606.004	1.589.852
F.caja	70%	-2.665.342	541.542	534.908	527.611	519.584	510.755	501.042	490.359	478.606	465.679	1.447.495
F.caja	80%	-1.776.895	412.055	404.474	396.134	386.960	376.870	365.770	353.560	340.129	325.354	1.305.139
F.caja	90%	-888.447	282.568	274.039	264.657	254.337	242.984	230.497	216.761	201.651	185.030	1.162.783

Tabla A.14.11. Flujos de caja para distintos porcentajes de financiamiento

		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	costo etanol	2.008	2.009	2.010	2.011	2.012	2.013	2.014	2.015	2.016	2.017	2.018
F.caja	480	-2.665.342	1.648.361	1.641.727	1.634.430	1.626.403	1.617.574	1.607.861	1.597.177	1.585.425	1.572.498	2.554.314
F.caja	490	-2.665.342	1.094.952	1.088.318	1.081.021	1.072.994	1.064.164	1.054.452	1.043.768	1.032.016	1.019.088	2.000.905
F.caja	500	-2.665.342	541.542	534.908	527.611	519.584	510.755	501.042	490.359	478.606	465.679	1.447.495
F.caja	510	-2.665.342	430.860	424.226	416.929	408.902	400.073	390.360	379.677	367.924	354.997	1.336.813
F.caja	520	-2.665.342	264.837	258.204	250.906	242.880	234.050	224.337	213.654	201.902	188.974	1.170.791

Tabla A.14.12. Flujos de caja para distintos costos del etanol

		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	Costo Catalizador	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
F.caja	1.465	-2.665.342	628.158	621.524	614.227	606.200	597.370	587.658	576.974	565.222	552.295	1.534.111
F.caja	2.929	-2.665.342	583.042	576.408	569.111	561.084	552.255	542.542	531.859	520.106	507.179	1.488.995
F.caja	4.394	-2.665.342	585.207	578.573	571.276	563.249	554.419	544.707	534.023	522.271	509.344	1.491.160
F.caja	5.859	-2.665.342	536.603	529.969	522.672	514.645	505.816	496.103	485.419	473.667	460.740	1.442.556
F.caja	7.323	-2.665.342	491.540	484.906	477.609	469.582	460.752	451.040	440.356	428.604	415.677	1.397.493
F.caja	8.788	-2.665.342	460.707	454.073	446.776	438.749	429.919	420.207	409.523	397.771	384.844	1.366.660
F.caja	10.253	-2.665.342	436.491	429.857	422.560	414.533	405.703	395.991	385.307	373.555	360.628	1.342.444

Tabla A.14.13. Flujos de caja para distintos costos del catalizador

		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	Costo Etileno	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
F.caja	1.490	-2.665.342	329.892	323.258	315.961	307.934	299.105	289.392	278.709	266.956	254.029	1.235.845
F.caja	1.495	-2.665.342	435.717	429.083	421.786	413.759	404.930	395.217	384.534	372.781	359.854	1.341.670
F.caja	1.500	-2.665.342	541.542	534.908	527.611	519.584	510.755	501.042	490.359	478.606	465.679	1.447.495
F.caja	1.505	-2.665.342	647.367	640.733	633.436	625.409	616.580	606.867	596.184	584.431	571.504	1.553.320
F.caja	1.510	-2.665.342	753.192	746.558	739.261	731.234	722.405	712.692	702.009	690.256	677.329	1.659.145

Tabla A.14.14. Flujos de caja para distintos costos del etileno

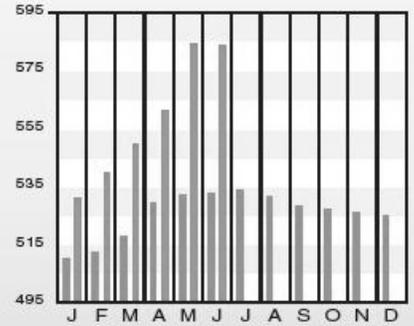
DOWNLOAD THE *CEPCITWO* WEEKS SOONER AT WWW.CHE.COM/PCI

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)

(1957-59 = 100)

	Jun. '08 Prelim.	May. '08 Final	Jun. '07 Final
CE INDEX	583.7	583.9	532.7
Equipment	710.3	710.3	635.3
Heat exchangers & tanks	712.3	712.4	607.8
Process machinery	644.2	644.3	604.7
Pipe, valves & fittings	835.6	835.6	740.8
Process instruments	445.5	445.6	433.7
Pumps & compressors	862.1	862.1	830.9
Electrical equipment	453.8	453.8	433.3
Structural supports & misc	770.6	770.6	678.8
Construction labor	319.1	319.7	315.2
Buildings	504.6	504.8	479.2
Engineering & supervision	353.1	353.7	356.8

Annual Index:
2000 = 394.1
2001 = 394.3
2002 = 395.6
2003 = 402.0
2004 = 444.2
2005 = 468.2
2006 = 499.6
2007 = 525.4



Starting with the April 2007 Final numbers, several of the data series for labor and compressors have been converted to accommodate series IDs that were discontinued by the U.S. Bureau of Labor Statistics

Figura A.14.1. Chemical Engineering Plant Cost Index (Chemical Engineering, Septiembre 2008)

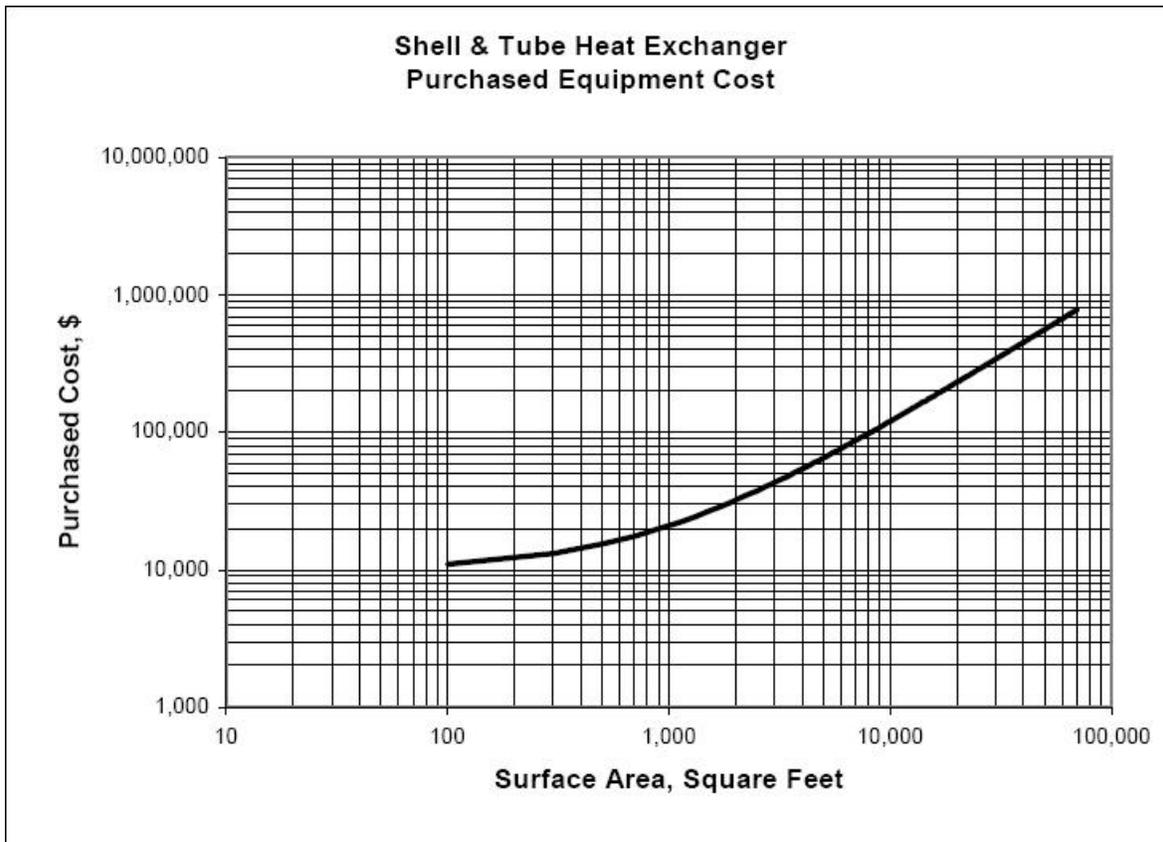


Figura A.14.2. Costos de Intercambiadores de Calor (U.S. Department of Energy)

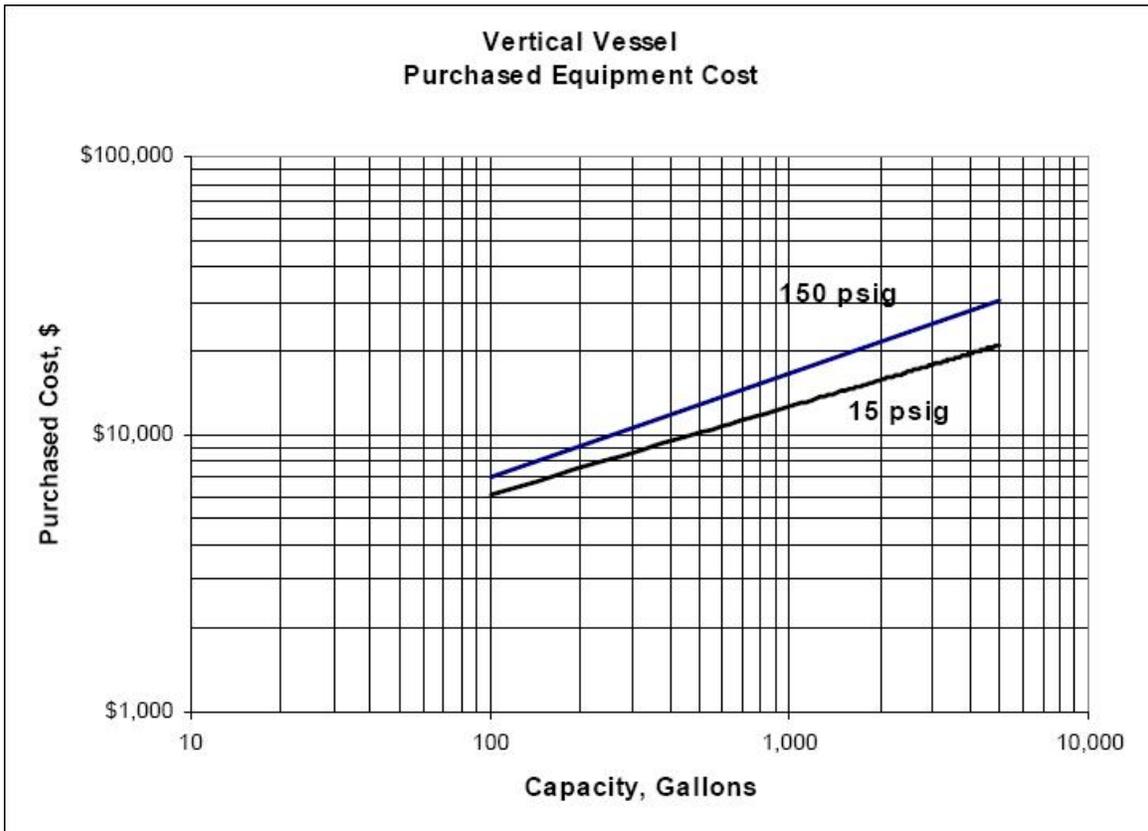


Figura A.14.3. Costos estanques de almacenamiento (U.S. Department of Energy)

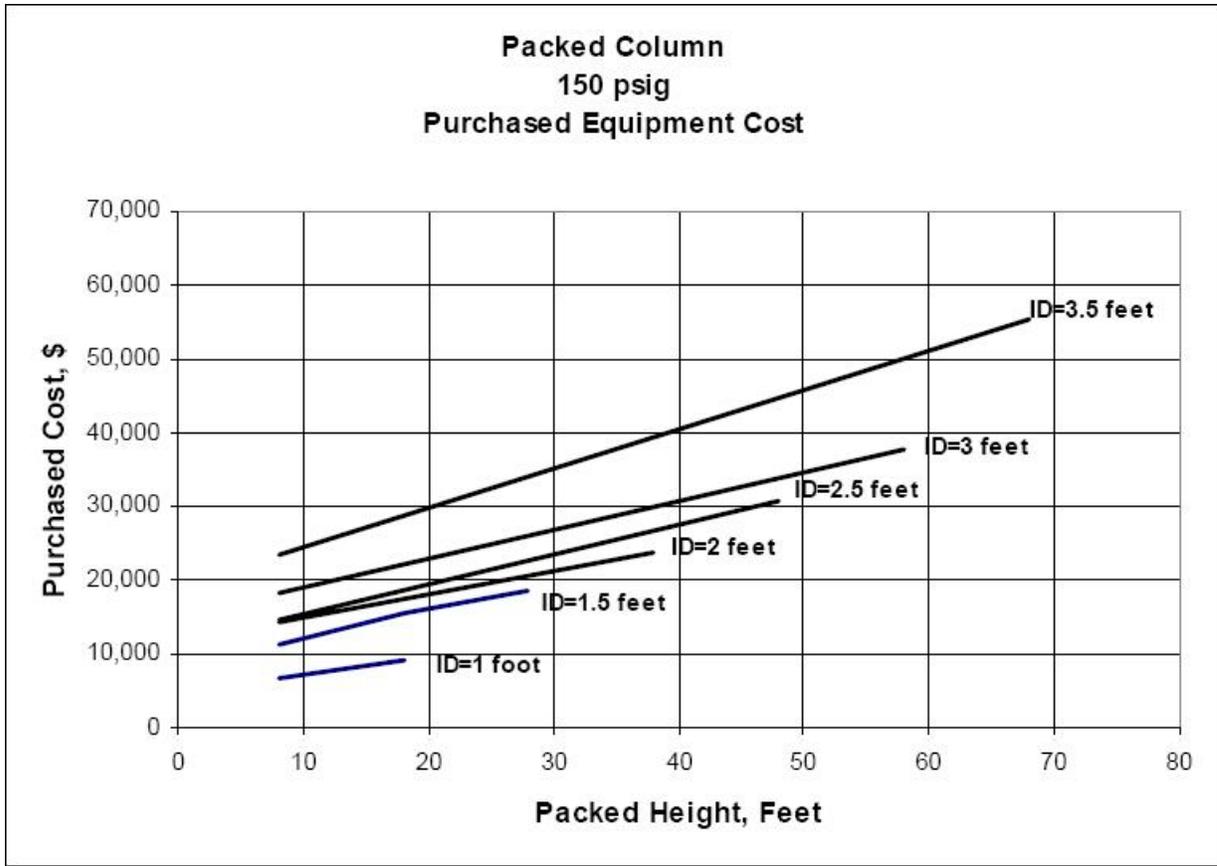


Figura A.14.4. Costos de columnas empacadas (U.S. Department of Energy)

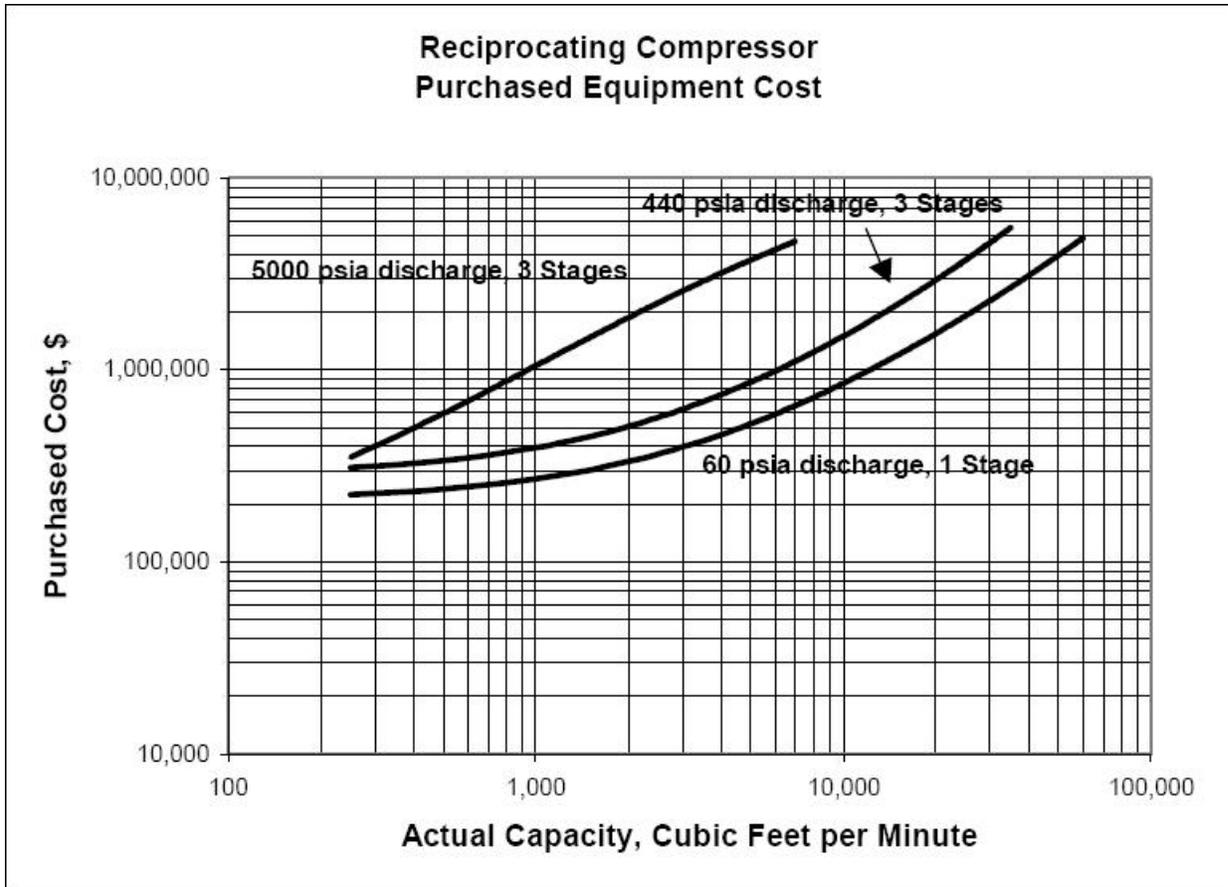


Figura A.14.5. Costos de compresores reciprocantes (U.S. Department of Energy)

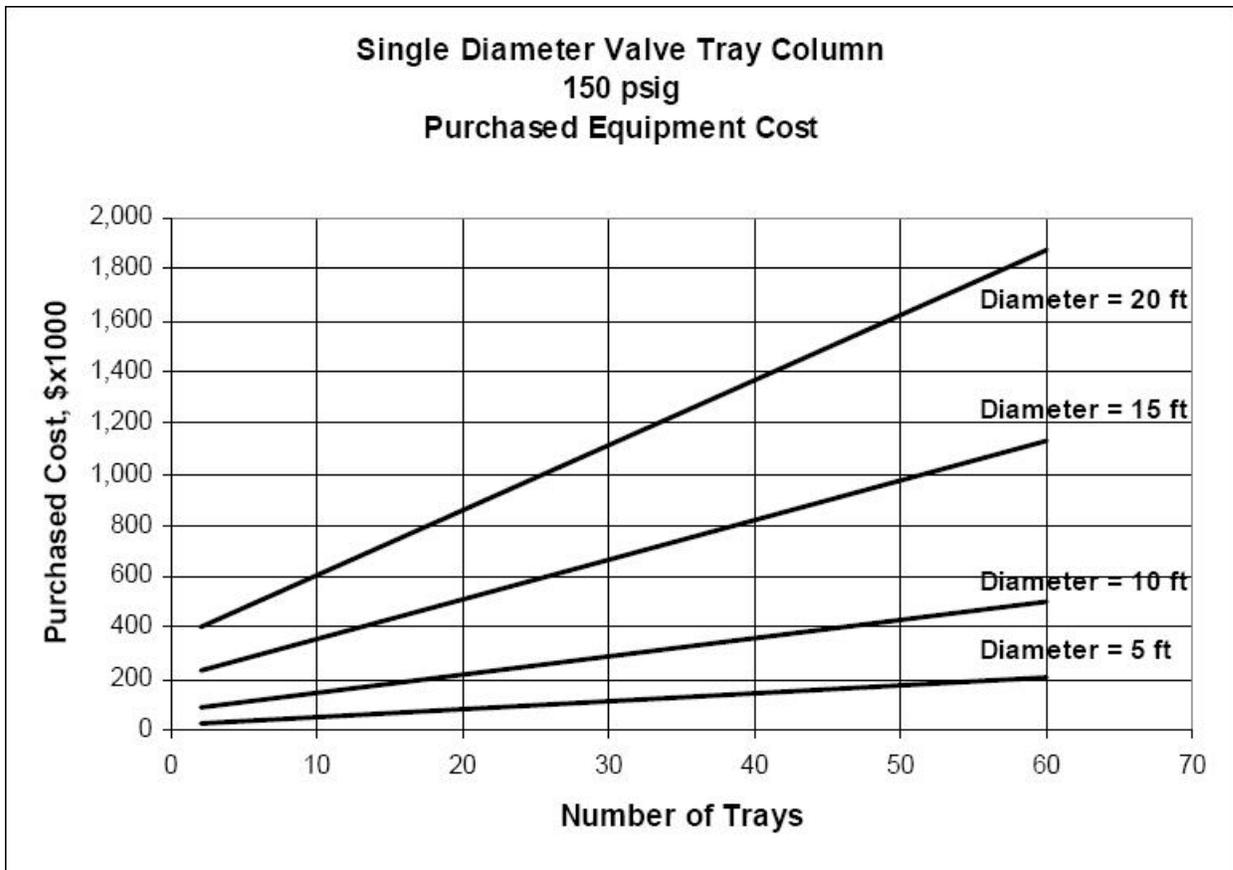


Figura A.14.6. Costos de torres de platos (U.S. Department of Energy)

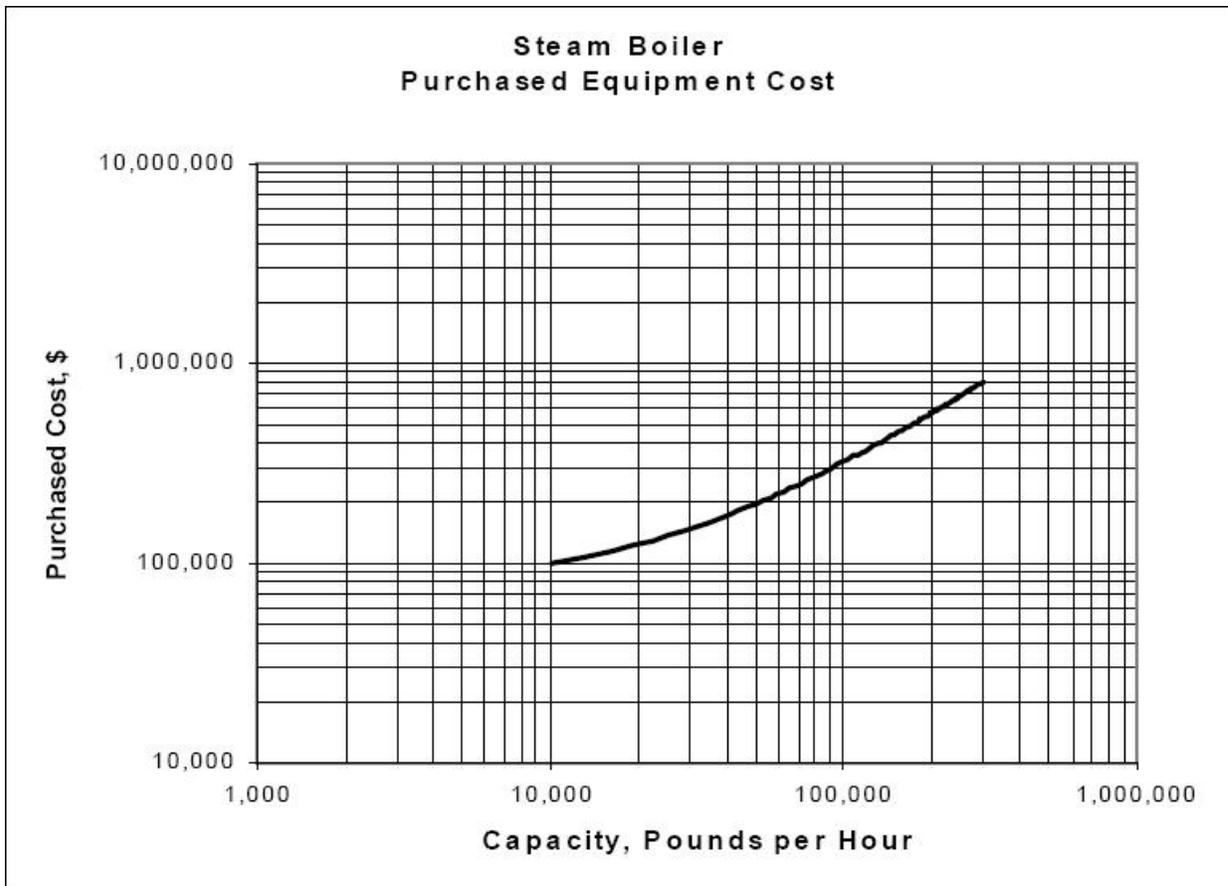


Figura A.14.7. Costos de calderas (U.S. Department of Energy)

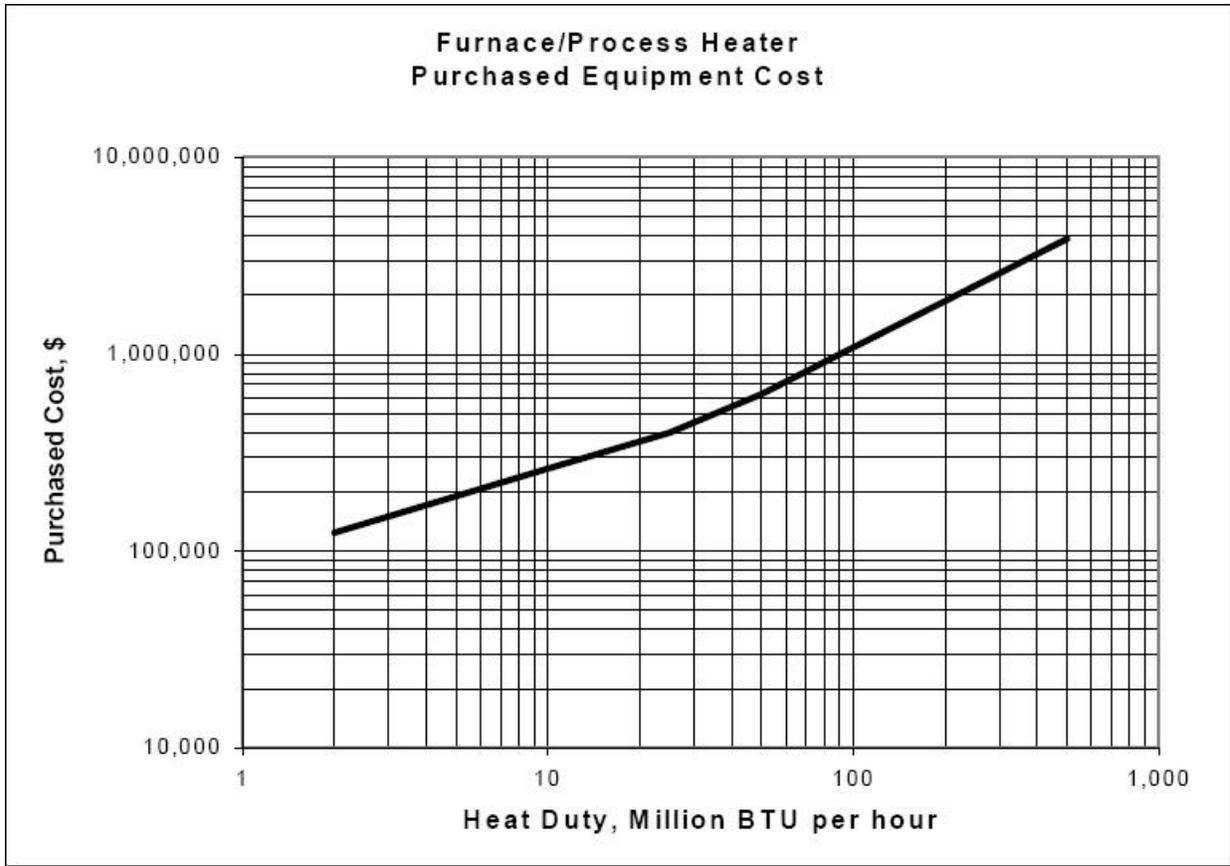


Figura A.14.8. Costos de hornos (U.S. Department of Energy)

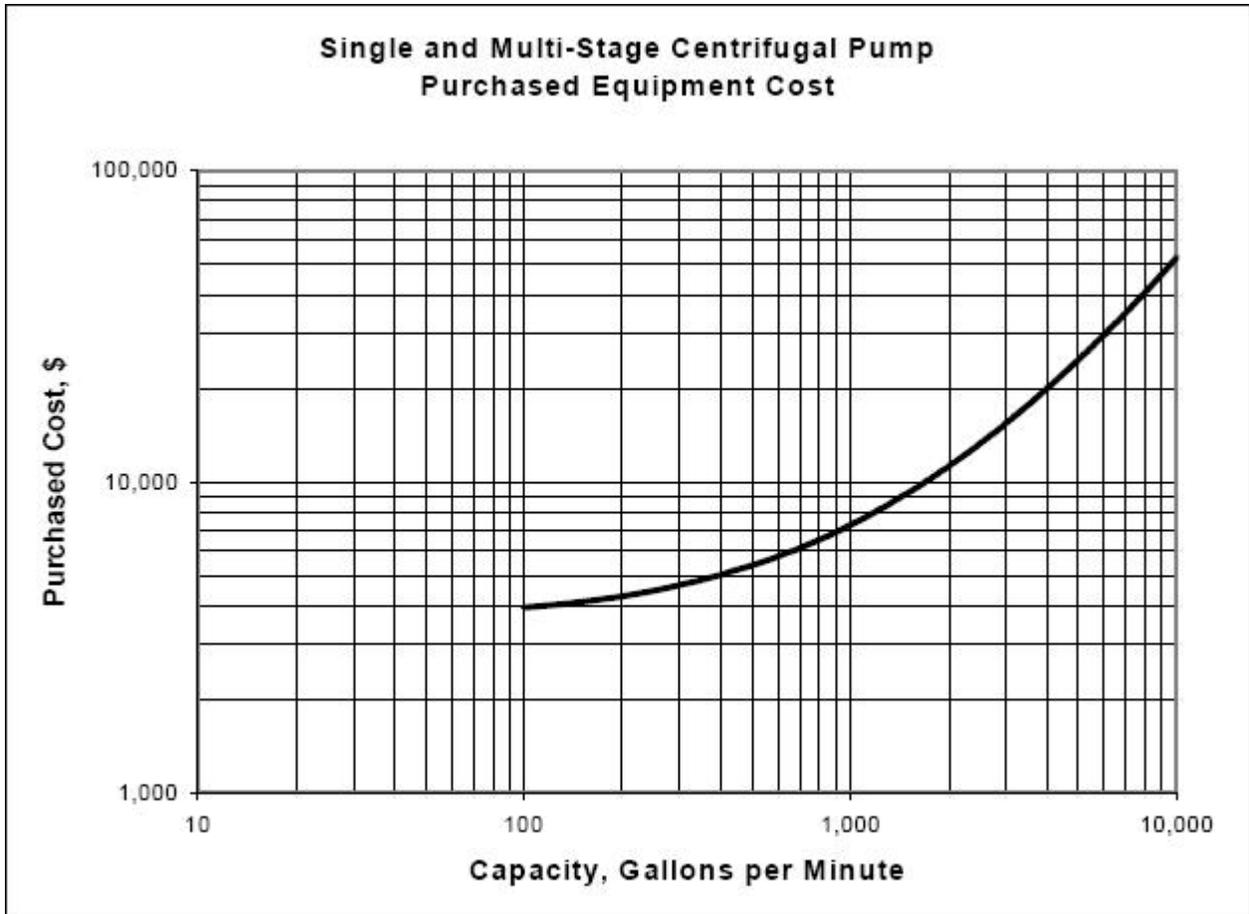


Figura A.14.9. Costos de bombas centrifugas (U.S. Department of Energy)

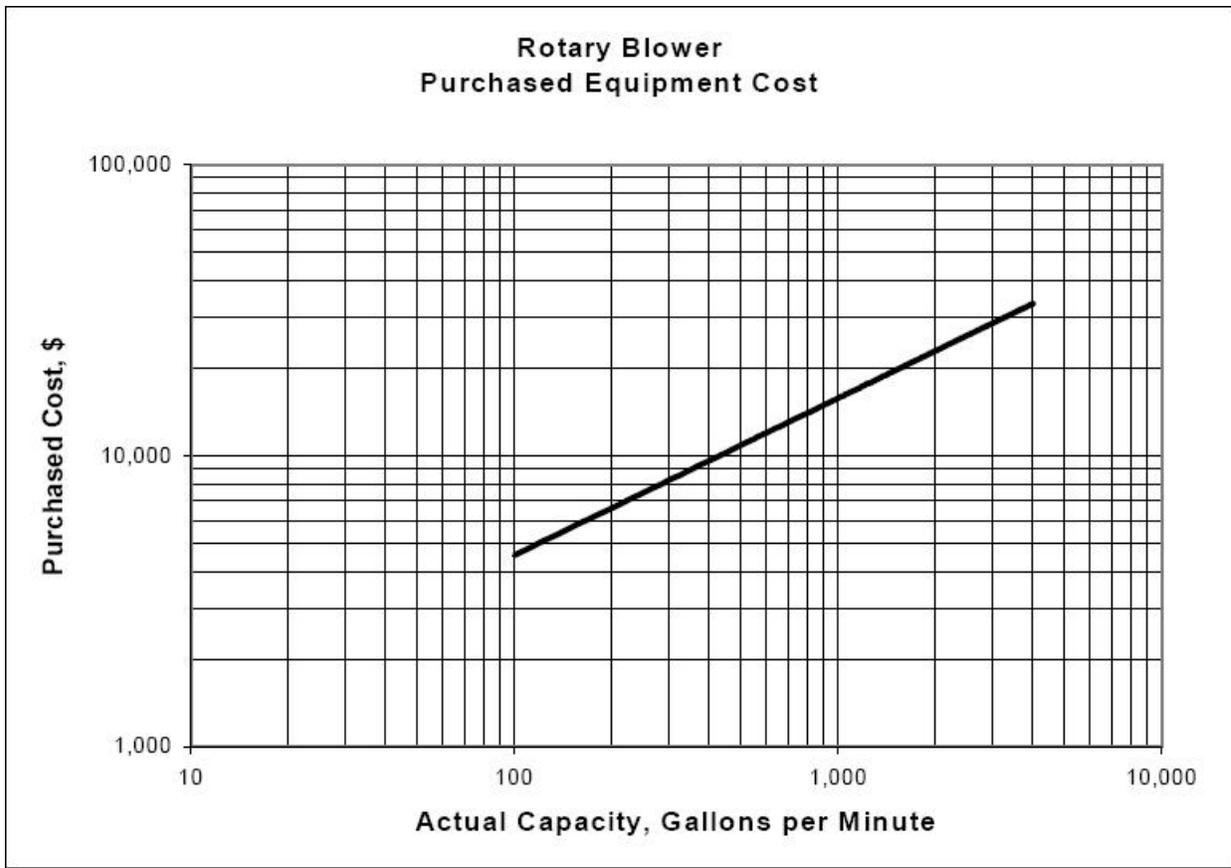


Figura A.14.10. Costos de ventiladores (U.S. Department of Energy)