

Trabajo Fin de Grado
Ingeniería Química

Ingeniería básica de una planta de producción de
óxido de etileno por oxidación catalítica de etileno

Autor: Miguel Alba García

Tutor: Manuel Campoy Naranjo

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020



Trabajo Fin de Grado
Ingeniería Química

Ingeniería básica de una planta de producción de óxido de etileno por oxidación catalítica de etileno

Autor:

Miguel Alba García

Tutor:

Manuel Campoy Naranjo

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020

A mi familia

A mis maestros

Agradecimientos

Me gustaría agradecerle todo el apoyo mostrado en la realización de este trabajo a mi familia, en especial a mis padres, hermanas y abuela. También a Isabel, estos cuatro años no hubiesen sido lo mismo sin su apoyo.

Tampoco podría olvidarme de mis amigos, los de toda la vida, los que conocí en la ETSI, y los que me llevé del Erasmus, personas indispensables en mi vida y que me llevo para siempre.

Por último, querría agradecerles a todos los profesores que he tenido estos cuatro años por todo lo que me han enseñado, destacando la labor de Manuel Campoy Naranjo y el departamento de Ingeniería Química y Ambiental.

El alcance de este trabajo es realizar el diseño de la ingeniería básica de una planta de producción de óxido de etileno vía oxidación catalítica de etileno. La capacidad de dicha planta es de 140.000 t/año.

En el mismo, se realiza una introducción a las características principales del óxido de etileno, su mercado, y las principales vías de producción existentes. Una vez hecho este análisis, la vía que se escoge es la oxidación catalítica de etileno con oxígeno puro. Una vez realizada esta elección, se desarrolla un diagrama de flujo de toda la planta, y se justifican las condiciones de operación en cada parte de la misma. También, se realiza el diseño de la mayoría de equipos que componen el diagrama de flujo.

Por último, se realiza un análisis del coste de inversión de la planta, llegando a la estimación del coste de inversión inicial, que es de 46.034.345 €.

Abstract

The scope of this work is to carry out the basic engineering design of an ethylene oxide production plant via catalytic oxidation of ethylene. The capacity of this plant is 140.000 t / year.

First at all, an introduction is made to the main characteristics of ethylene oxide, its market, and the main existing production routes. Once this analysis is done, the route chosen is the catalytic oxidation of ethylene with pure oxygen. Once this choice is made, a flow diagram of the entire plant is developed, and the operating conditions in each part of it are justified. Also, the design of most of the equipment that make up the flow chart is carried out.

Finally, an analysis of the investment cost of the plant is carried out, arriving at the estimate of the initial investment cost, which is 46.034.345 €.

Agradecimientos	v
Resumen	vi
Abstract	vii
Índice	viii
Índice de Tablas	x
Índice de Figuras	xi
1 Introducción	1
1.1 <i>Objetivos y alcance</i>	1
1.2 <i>Ubicación de la planta</i>	1
1.3 <i>Propiedades del óxido de etileno</i>	2
1.3.1 Usos del óxido de etileno y sus derivados	2
1.4 <i>Mercado del óxido de etileno</i>	3
1.4.1 Procesos de producción	5
1.4.2 Vía clorhidrina	5
1.4.3 Vía oxidación directa	6
1.5 <i>Cinética</i>	10
2 Memoria descriptiva	12
2.1 <i>Recepción y almacenamiento de materias primas</i>	12
2.2 <i>Preparación para la reacción</i>	13
2.3 <i>Reactor</i>	14
2.3.1 Catalizador	15
2.3.2 Refrigerante	16
2.4 <i>Eliminación de CO₂</i>	16
2.5 <i>Purificación del óxido de etileno</i>	19
3 Memoria de cálculo	23
3.1 <i>Equipos de impulsión</i>	23
3.1.1 Bombas	23
3.1.2 Compresores	25
3.2 <i>Intercambiadores de calor</i>	27
3.3 <i>Reactor</i>	32
3.4 <i>Tanques</i>	35
3.5 <i>Equipos de separación</i>	36
3.1.3 Absorbedores y strippers	36
3.1.4 Flash	39
4 Mediciones y presupuesto	42
4.1 <i>Coste de los equipos</i>	42
4.1.1 Correlaciones de costes empleadas	42
4.1.2 Correlaciones y parámetros de cada equipo	43
4.1.3 Coste y medición de cada equipo	45
4.2 <i>Coste de inversión de la planta</i>	47
5 Hojas de especificaciones	48

6	Anexos	73
6.1	<i>Anexo A. Catálogo bombas AGP.</i>	73
6.2	<i>Anexo B. Intercambiadores carcasa y tubos. Dimensiones de diámetro y carcasa normalizadas</i>	75
6.3	<i>Anexo C. Diagrama de flujo de la planta.</i>	77
6.4	<i>Anexo D. Balance de materia y energía de la planta.</i>	78
7	Referencias	88

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Usos de los derivados del óxido de etileno [2].	3
Tabla 1.2. Composiciones alimentación del proceso vía oxidación catalítica con oxígeno puro [2].	7
Tabla 1.3. Composiciones alimentación del proceso vía oxidación catalítica con aire [2].	10
Tabla 1.4. Valor del factor preexponencial y la energía de activación [12].	12
Tabla 2.1. Condiciones de las corrientes que se dirigen al reactor.	14
Tabla 2.2. Características del catalizador de plata soportado en alúmina [12],[13].	16
Tabla 2.3. Entalpías de las reacciones del reactor [2].	17
Tabla 2.4. Temperatura y presión de las corrientes que forman parte de la zona de la torre T-101.	18
Tabla 2.5. Temperatura y presión de las corrientes relacionadas con T-102.	19
Tabla 2.6. Temperatura y presión de las corrientes relacionadas con el desorbedor T-103.	19
Tabla 2.7. Temperatura y presión de las corrientes que entran y salen de T-104.	21
Tabla 3.1. Resultados bombas, junto al modelo escogido [ANEXO A].	27
Tabla 3.2. Resultados de los cálculos del diseño de los compresores de la planta.	29
Tabla 3.3. Parámetros de la Ecuación 3.28 [23].	33
Tabla 3.4. Dimensiones de los intercambiadores de la planta.	34
Tabla 3.5. Dimensiones del reactor.	36
Tabla 3.6. Volumen que se debe almacenar.	37
Tabla 3.7. Tanques utilizados en la planta.	38
Tabla 3.8. Dimensiones de las torres de relleno de la planta.	40
Tabla 3.9. Dimensiones del tanque flash V-101, y cálculos intermedios.	43
Tabla 4.1. Parámetro a utilizar de cada equipo para estimar su coste [28].	46
Tabla 4.2 Parámetros K_i de cada equipo [29].	47
Tabla 4.3. Correlación de cada equipo.	47
Tabla 4.4. Parámetros C_i de cada equipo.	47
Tabla 4.5. Parámetro B_i de cada equipo.	48
Tabla 4.6. Coste de cada equipo de la planta.	48
Tabla 4.7. Coste de cada ítem y coste total de inversión inicial de la planta.	50
Tabla 6.1. Balance de materia y energía corrientes 1-10.	82
Tabla 6.2. Balance de materia y energía corrientes 11-20.	82
Tabla 6.3. Balance de materia y energía corrientes 21-30.	85
Tabla 6.4. Balance de materia y energía corrientes 31-40.	86
Tabla 6.5. Balance de materia y energía corrientes 41-47.	87
Tabla 6.6. Balance de materia y energía corrientes 48-53.	88

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Ubicación de la planta [1].	1
Figura 1.2. Estructura de la molécula de óxido de etileno [2].	2
Figura 1.3. Consumo de óxido de etileno en 2018 distribuido por regiones [5].	4
Figura 1.4. Producción de monoetilenglicol por regiones en 2016	5
Figura 1.5. Diagrama del proceso de producción de óxido de etileno vía clorhidrina [11].	6
Figura 1.6. Diagrama del proceso de producción de óxido de etileno vía oxidación directa con oxígeno puro [2].	9
Figura 1.7. Diagrama de la zona de refinado de óxido de etileno en el proceso vía oxidación directa [2].	10
Figura 1.8. Diagrama del proceso de producción de óxido de etileno vía oxidación directa con aire [2].	11
Figura 2.1. Diagrama de bloques del proceso	13
Figura 2.2. PFD, preparación para la reacción y reactor.	15
Figura 2.3. PFD: torre de absorción.	18
Figura 2.4. Sistema de eliminación de CO ₂ .	20
Figura 2.5. PFD: Desorbedor de óxido de etileno.	21
Figura 2.6. PFD: Segunda torre de absorción, columna de destilación, y tanque de almacenamiento del producto.	22
Figura 2.7. Gráfica de los límites de descomposición de la mezcla óxido de etileno-nitrógeno en función de la presión y la temperatura [17].	23
Figura 3.1. Representación en un diagrama h-s del proceso de compresión de un fluido [18].	29
Figura 3.2. Disposición triangular de los tubos en el interior de los intercambiadores [22].	32
Figura 3.3. Tanques normalizados de la compañía Pemex [24].	38
Figura 3.4. Ábaco de Leva.	39
Figura 3.5. Características de los distintos tipos de relleno [26].	40
Figura 3.6. Dimensiones básicas del tanque flash.	42
Figura 6.1. Catálogo de bombas centrífugas normalizadas AGP [30]	77
Figura 6.2. Catálogo de bombas centrífugas normalizadas AGP [30]	78
Figura 6.3. Características de tubos. Intercambiadores carcasa y tubos [21].	79
Figura 6.4. Diámetro de carcasa y tubos. Intercambiadores carcasa y tubos [31].	80
Figura 6.5. PFD completo de la planta.	81

1 INTRODUCCIÓN

1.1 Objetivos y alcance

Este trabajo consiste en la realización de la ingeniería básica de una planta de producción de óxido de etileno por oxidación catalítica de etileno que tiene una capacidad de producción de 140.000 t/año.

En el proyecto se realiza:

- La elaboración del diagrama de flujo de la planta (PFD).
- Los balances de materia y energía de todas las corrientes de dicho diagrama de flujo.
- El diseño del reactor catalítico, los intercambiadores de calor, los tanques de almacenamiento, y los equipos de separación, excluyendo la columna de destilación.
- El análisis del coste de los equipos y del coste de inversión de la planta.
- Un plano adaptado de la planta.
- Las hojas de especificaciones de los equipos.

1.2 Ubicación de la planta

La planta se ubicará en el polo químico de Tarragona (Figura 1.1). Esta elección se debe principalmente a la facilidad de obtención de las materias primas necesarias en el proceso. Además, al existir un tejido industrial desarrollado en la zona, se podrá disponer de servicios comunes con las plantas colindantes, como, por ejemplo, un servicio mancomunado de prevención de riesgos laborales.

La materia prima principal es etileno, el cual sería suministrado por la empresa Repsol.



Figura 1.1. Ubicación de la planta [1].

1.3 Propiedades del óxido de etileno

El óxido de etileno, también conocido como oxirano es un gas incoloro, inflamable y con un fuerte aroma. Es soluble en agua en todas las proporciones, y, además, en el rango de temperaturas de 40-60°C y de presiones de 0-101,3 kPa, la solubilidad del óxido de etileno en agua se rige por la ley de Henry [2].

Una característica que lo hace interesante desde el punto de vista de la industria química es su alta reactividad. También, debido a esto y a que es tóxico, es considerado un producto peligroso para la salud. El PEL (Límite permisible de exposición) es de 1 ppm como promedio en una jornada laboral de 8 horas, y 5ppm como límite de desviación durante 15 minutos.

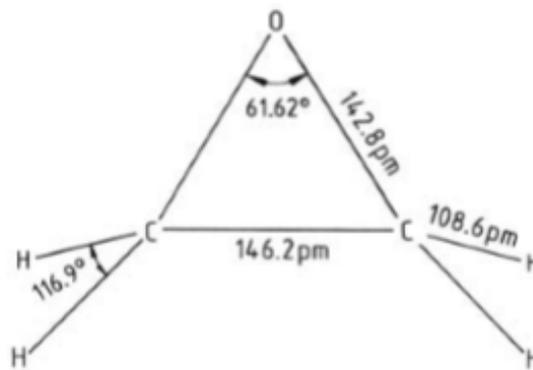


Figura 1.2. Estructura de la molécula de óxido de etileno [2].

Sus principales propiedades físicas son [2], [3]:

- Peso molecular = 44,05 g/mol.
- Densidad a 0°C (estado líquido) = 896,9 kg/m³.
- Punto de ebullición (a 101,3 kPa) = 10,4°C.
- Punto de fusión (a 101,3 kPa) = -112,5°C.
- Límite de explosividad en aire a 101,3 kPa: 3-100 vol %.
- Temperatura de autoignición en aire a 101,3 kPa = 429°C.
- Viscosidad a 50°C y presión atmosférica = 0,0104 cP.
- Conductividad térmica a
- 20°C y presión atmosférica = 0,14 W/mK.

1.3.1 Usos del óxido de etileno y sus derivados

El óxido de etileno se utiliza como desinfectante y esterilizante de productos farmacéuticos y médicos que no pueden desinfectarse mediante vapor concentrado (método habitual), debido a que sean sensibles al calor. También se utiliza como pesticida para fumigar productos agrícolas formando mezclas no explosivas con N₂ o CO₂ [2].

Aunque pueda tener estos usos, la mayor parte del óxido de etileno se destina a la producción de otros

productos. Los productos derivados más importantes del óxido de etileno son los etilenglicoles, en torno al 70% del óxido de etileno producido mundialmente se destina a la producción de estos [4]. También cabe destacar la producción de etanolamina.

Los usos de los derivados más importantes del óxido de etileno se destacan en la tabla 1.1:

Tabla 1.1. Usos de los derivados del óxido de etileno [2].

Derivados	Usos
Monoetilenglicol	Anticongelante de motores, producción de fibras de poliéster, fluido térmico
Dietilenglicol	Poliuretanos, poliésteres, suavizantes, plastificantes, secado de gases, disolventes
Trietilenglicol	Lacas, disolventes, plastificantes, humectantes, secado de gases
Polietilenglicoles	Pomadas, cosméticos, lubricantes, disolventes, plastificantes
Glicol éteres	Líquidos de frenos, detergentes, disolventes, extractantes (SO ₂ , H ₂ S, CO ₂)
Etanolamina	Productos de acabado textil, cosméticos, jabones, detergentes, purificación de gases (SO ₂ , H ₂ S, CO ₂)

1.4 Mercado del óxido de etileno

Como se ha mencionado anteriormente, aproximadamente un 70% del óxido de etileno que se produce se destina a la producción de etilenglicoles, sin embargo, en Europa este dato es significativamente menor, la producción de etilenglicoles a partir de óxido de etileno se estima en torno a un 40% [4].

Desde el año 2018 los principales productores de óxido de etileno a nivel mundial son América del Norte, Oriente Medio, y el noreste de Asia. Este último ha aumentado significativamente su producción de óxido de etileno en los últimos veinte años, debido a la capacidad de China para atender el mercado creciente de monoetilenglicol [5].

Por otro lado, Oriente Medio dio un salto importante en su producción de óxido de etileno entre 2005 y 2010, donde añadió 3,4 millones de toneladas a su capacidad de producción. Esto ocurrió principalmente por la disponibilidad etano a muy bajo coste, el cual utilizaban para producir etileno, y con este, óxido de etileno [5].

En la Figura 1.3 se muestra el consumo de óxido de etileno en 2018 a nivel mundial distribuido por regiones:

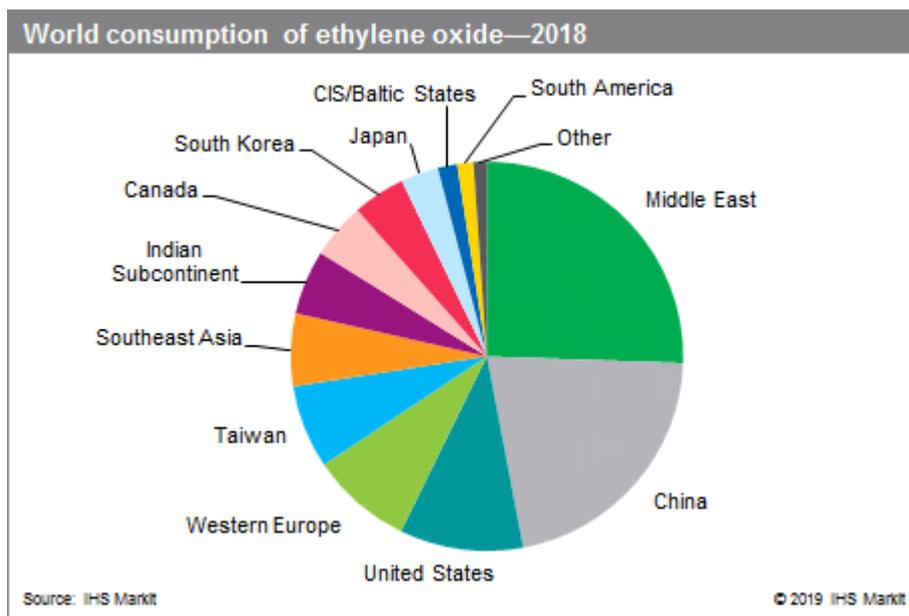


Figura 1.3. Consumo de óxido de etileno en 2018 distribuido por regiones [5].

En cuanto al precio del óxido de etileno, en Europa hay que diferenciar dos zonas, el noreste europeo y el Mediterráneo. En el primero en 2013 el precio del óxido de etileno rondaba entre 1.429 €/t y 1.596 €/t, y en el Mediterráneo el precio del mismo oscilaba entre 1.484 €/t y 1.641 €/t [6]

En esta China el precio de este producto alcanzó un máximo histórico en Junio del 2008, llegando a venderse el mismo por 2.270 €/t. Su mínimo histórico lo alcanzó recientemente, en Abril del 2020, donde su precio fue de 752 €/t. Estos datos son aportados por la Asociación de Industrias Químicas y de Petróleo de China [7]

Por otro lado, al estar tan ligado el mercado del óxido de etileno con el de sus derivados, se va a realizar un breve análisis de uno de los principales, el monoetilenglicol. En mayo de 2011, la capacidad mundial de monoetilenglicol era de 18,9 millones de toneladas al año, y tenía un crecimiento promedio de 3,7% anual. Asia y el Pacífico suponen un 72% de este mercado, donde China representa el 60% de la demanda [8]. Esta demanda en China se debe a la gran cantidad de productores de fibras y textiles. En la gráfica se puede observar la capacidad de monoetilenglicol por regiones (2016), donde además se puede apreciar el aumento de la producción a nivel mundial de monoetilenglicol con respecto a 2011 (Figura 1.4) [9].

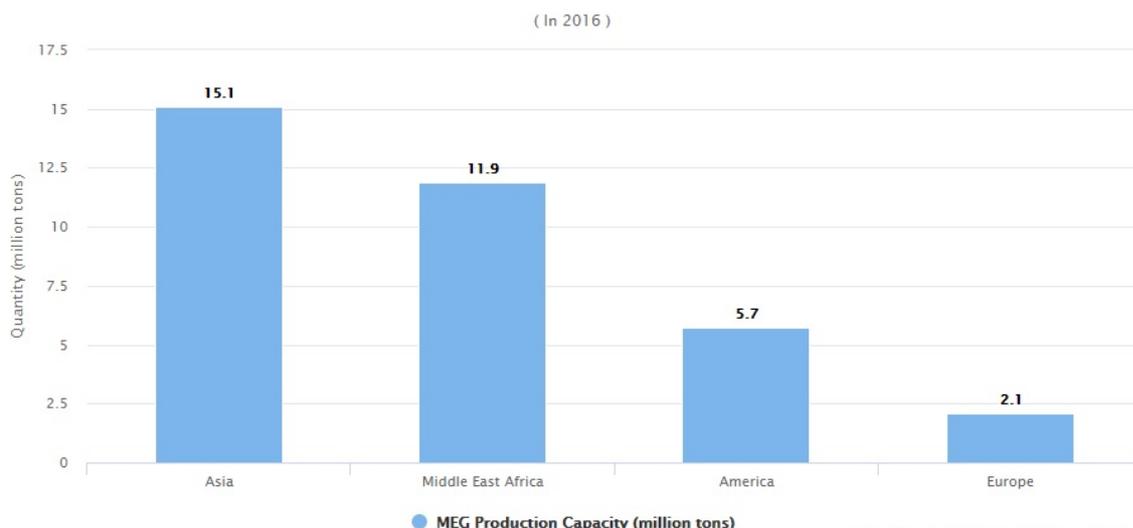


Figura 1.4. Producción de monoetilenglicol por regiones en 2016

1.4.1 Procesos de producción

La producción de óxido de etileno a nivel industrial comenzó en 1914 y se realizaba mediante el proceso de clorhidrina. En 1931 se descubrió el proceso de producción de óxido de etileno mediante oxidación catalítica directa, vía que ha ido creciendo hasta que, a día de hoy, es el proceso que se utiliza a nivel industrial en todas las plantas de producción de óxido de etileno [2]. Ambas variantes utilizan como materia prima principal etileno.

Con el proceso de clorhidrina se consigue un rendimiento considerable (en torno a 80%), pero el motivo principal por el cual la producción vía oxidación directa se ha interpuesto es que, vía clorhidrina, el proceso no es competitivo económicamente a en la actualidad. Esto se debe sobre todo al alto coste de sus materias primas, especialmente el cloro, y a que la mayoría del cloro usado se pierde en forma de cloruro de calcio [4], [2].

1.4.2 Vía clorhidrina

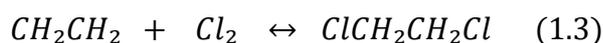
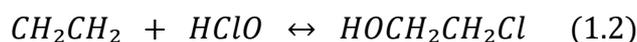
Como se ha mencionado en el apartado anterior, el proceso de clorhidrina no se utiliza en la actualidad para la producción de óxido de etileno, sin embargo, se continúa utilizando para producir otros compuestos en los que no se ha conseguido desarrollar la técnica de la oxidación directa, como, por ejemplo, el óxido de propileno o la epíclorhidrina (C_3H_5ClO) [10].

A continuación, se realiza una breve descripción del proceso aplicado a óxido de etileno (Figura 1.5), [10], [11]:

Se parte de una corriente de etileno (gas), una de cloro (gas), y una de agua (líquida). Se hacen pasar dichas corrientes por una torre de relleno. El cloro se disuelve en agua para formar ácido hipocloroso (1.1).



Posteriormente, la corriente de etileno reacciona con el ácido hipocloroso y forma la clorhidrina (1.2). Se obtiene a su vez una reacción secundaria, la formación de dicloroetano debido a la reacción entre el etileno y el cloro (1.3).



Existe una alternativa para minimizar la reacción indeseada (1.3), que consiste en disolver el cloro en agua en una torre de mezclado previa a la torre de relleno.

A continuación, se trata la clorhidrina con una solución de hidróxido de calcio (o hidróxido de potasio) [4] y se calienta hasta unos 100°C para dar óxido de etileno (1.4).

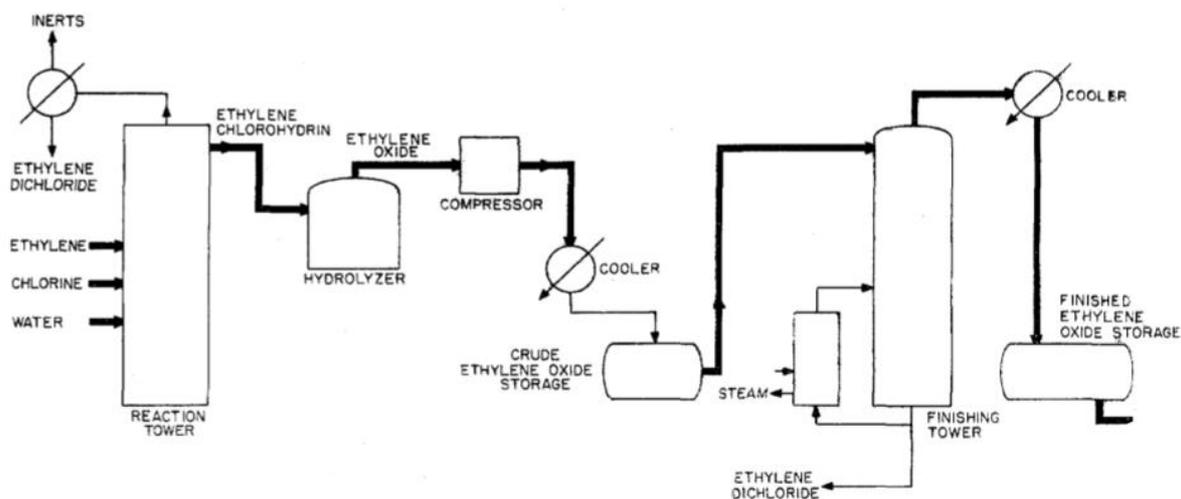
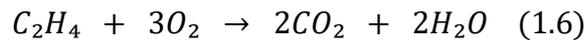
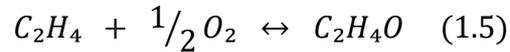


Figura 1.5. Diagrama del proceso de producción de óxido de etileno vía clorhidrina [11].

1.4.3 Vía oxidación directa

Esta vía de producción de óxido de etileno fue descubierta, como se ha mencionado anteriormente, en 1931, por el científico T.E. Lefort, el cual utilizó catalizadores de plata. Este método de producción ofrece dos alternativas. La oxidación catalítica con aire, que se empezó a utilizar a escala comercial en 1937. Y la oxidación catalítica con oxígeno, que se empezó a utilizar a nivel industrial en 1958.

Ambos procesos se basan en la reacción de etileno con oxígeno, por lo tanto, las reacciones principales son las mismas en las dos alternativas. La reacción principal que se da en el reactor es la oxidación parcial (1.5), y, por otro lado, se da también una reacción secundaria, la oxidación total (1.6) del etileno. Ambas reacciones son exotérmicas de ahí la importancia que tiene el sistema de refrigeración en el reactor, como luego se verá.



A continuación, se realiza una descripción detallada de las dos alternativas que ofrece el proceso de producción vía oxidación directa.

1.4.3.1 Con oxígeno puro

El proceso de producción de óxido de etileno vía oxidación directa utilizando oxígeno puro requiere cuatro corrientes de alimentación principalmente: una corriente de etileno (gas), una de oxígeno puro, una de inhibidor, y una opcional que es un diluyente (CH₄, por ejemplo), (Figura 1.6) [2], [3].

Estas corrientes se alimentan al reactor, donde se producen las reacciones (1.5) y (1.6), además de otras en menor medida. Se trata de un reactor de lecho fijo tubular, tipo carcasa y tubos, por el cual circula una corriente de un compuesto refrigerante que controla la temperatura del reactor.

En la tabla 1.2 se muestran las composiciones de los compuestos principales de la corriente de alimentación:

Tabla 1.2. Composiciones alimentación del proceso vía oxidación catalítica con oxígeno puro [2].

Elemento	Porcentaje en volumen (%)
C ₂ H ₄	15-40
O ₂	5-9
C ₂ H ₆	0-2
Ar	5-15
CH ₄	1-60

Las condiciones en las que opera el reactor son las siguientes [2]:

- Temperatura (°C) = 220-275
- Presión (MPa) = 1-2,2

La corriente que sale del reactor es absorbida por una corriente de agua en una torre de absorción. Una pequeña parte de la corriente gaseosa que sale del absorbedor se purga continuamente para evitar la acumulación de compuestos inertes (N₂, Ar, C₂H₆). La corriente restante se divide en dos: una parte que se recircula al reactor, y otra parte menor que se lleva a un sistema de eliminación de CO₂.

El CO₂ se elimina en un sistema compuesto por una torre de absorción y una de stripping, gracias a la acción de una disolución acuosa de carbonato de potasio. Esta corriente acuosa de carbonato se dispone en contracorriente en la torre de absorción. Por lo tanto, se consigue la eliminación del CO₂ tanto físicamente (absorción), como químicamente, ya que el CO₂ reacciona con la disolución de carbonato para dar hidrogenocarbonato (1.7). Al llegar la corriente a la torre de stripping se extrae el CO₂ a presión atmosférica y se libera a la atmósfera.

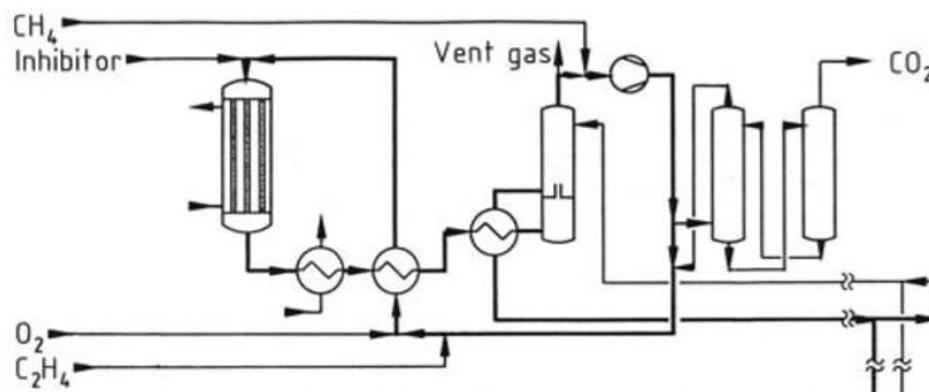


Figura 1.6. Diagrama del proceso de producción de óxido de etileno vía oxidación directa con oxígeno puro [2].

Hasta aquí se ha visto la parte que es particular del proceso cuando se utiliza oxígeno puro. Ahora se describe la zona de refino del óxido de etileno, que es común en las dos alternativas (oxígeno puro y aire).

La corriente de óxido de etileno, absorbida por el agua, se lleva a la zona de refino de óxido de etileno, donde se le separa de los otros compuestos que contiene aún la corriente. Primero, la corriente acuosa de óxido de etileno se introduce en un desorbedor, donde se recupera principalmente el óxido de etileno. Esta corriente se hace pasar por una torre de stripping para eliminarle los compuestos de bajo punto de ebullición. Posteriormente, se lleva a una columna de destilación y se obtiene por un lado óxido de etileno, y por otro una corriente de agua que contiene una pequeña cantidad de óxido de etileno (ver Figura 1.7) [2], [3].

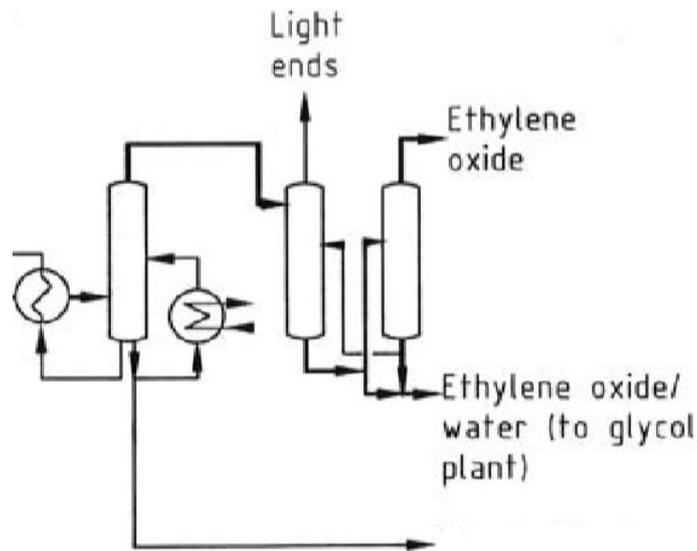


Figura 1.7. Diagrama de la zona de refino de óxido de etileno en el proceso vía oxidación directa [2].

1.4.3.2 Con aire

El proceso utilizando aire es muy parecido al descrito en el apartado anterior, se parte de tres corrientes: etileno, aire, y una corriente de inhibidor. En este caso la corriente que sale del reactor contiene una gran cantidad de etileno que no ha reaccionado, por lo tanto, es necesario utilizar un segundo reactor [2] (Figura 1.8).

En la tabla 1.3 se muestran las composiciones de los compuestos principales de la corriente de alimentación:

Tabla 1.3. Composiciones alimentación del proceso vía oxidación catalítica con aire [2].

Elemento	Porcentaje en volumen (%)
C_2H_4	2-10
O_2	4-8
C_2H_6	0-1
Ar	0
CH_4	0

Las condiciones en las que opera el reactor son las siguientes [2]:

- Temperatura ($^{\circ}C$) = 220-277

- Presión (MPa) = 1-3

Otra diferencia del proceso con oxígeno puro es que al utilizar aire se introduce al sistema una cantidad importante de nitrógeno, por lo que debe ventearse una gran parte de la corriente gaseosa que sale del segundo absorbedor de óxido de etileno (el correspondiente al segundo reactor), para evitar la acumulación de nitrógeno en el proceso. Esto conlleva unos niveles de emisión a la atmósfera mayores que en el proceso con oxígeno puro [4]. Por otro lado, gracias a esto, no es necesario disponer de un sistema de eliminación de CO₂, ya que se elimina la cantidad suficiente de CO₂ en el gas de venteo.

En este proceso la conversión por paso de etileno es mayor que en el proceso con oxígeno puro. Esto conlleva una selectividad menor (80% frente a 90% con oxígeno puro), ya que la selectividad es inversamente proporcional a la conversión por paso en este proceso. Esto ocurre en muchos procesos químicos, por lo tanto, hay que buscar la solución óptima para la cual selectividad y conversión nos proporcionen la mayor productividad. Por otro lado, aunque la conversión por paso fijada sea baja, la conversión global de las materias primas sí debe ser alta, lo más cerca posible del 100%, ya que el coste de las materias primas supone del 25 al 50% del coste total de producción [2].

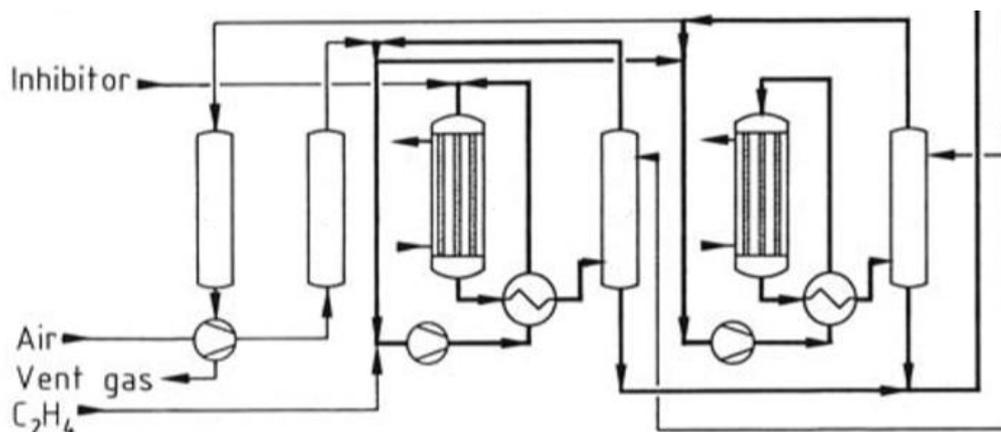
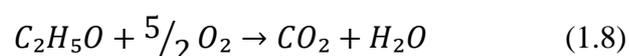


Figura 1.8. Diagrama del proceso de producción de óxido de etileno vía oxidación directa con aire [2].

1.5 Cinética

El estudio de la cinética de las reacciones se ha realizado para el caso de utilizar un catalizador de plata soportado en α -alúmina (óxido de aluminio). Son tres las reacciones que ocurren en el reactor [2]:

- 1) Oxidación parcial del etileno (la principal) (1.5).
- 2) Oxidación total del etileno (secundaria) (1.6).
- 3) Oxidación del óxido de etileno formado (secundaria) (1.8).



La reacción (1.8) es insignificante si la temperatura que se alcanza en el reactor no es

excesivamente alta, por lo tanto, se va a despreciar [2].

La reacción (1.6) es irreversible, y la reacción (1.5) se puede considerar así también en el rango de temperaturas en el que se va a operar (< 300°C). Las expresiones de las velocidades de reacción propuestas por Petrov fueron las siguientes [12]:

$$\bullet \quad r_1 = \frac{k_1 P_O P_E}{1 + k_3 P_O + k_4 P_E} \quad (1.9)$$

$$\bullet \quad r_2 = \frac{k_2 P_O P_E}{1 + k_3 P_O + k_4 P_E} \quad (1.10)$$

Donde k_1 y k_2 son constantes cinéticas cuyas unidades son mol/h g_{cat} atm². Por otro lado, k_3 y k_4 son constantes de equilibrio de adsorción cuyas unidades son atm⁻¹. P_O y P_E son la presión parcial (atm) de oxígeno y de etileno, respectivamente.

Las expresiones de las velocidades de reacción se pueden simplificar puesto que las constantes de equilibrio de adsorción k_3 y k_4 son mucho menor que 1. Esto se debe a la exotermicidad del proceso de adsorción, por lo tanto, las expresiones quedan reducidas a:

$$\bullet \quad r_1 = k_1 P_O P_E \quad (1.11)$$

$$\bullet \quad r_2 = k_2 P_O P_E \quad (1.12)$$

Las constantes que dependen de la temperatura se calculan mediante la expresión de Arrhenius (1.13):

$$k_i = k_{0i} \exp\left(-\frac{E_a}{R T}\right) \quad (1.13)$$

Los valores del factor preexponencial y la energía de activación se muestran en la tabla 1.4:

Tabla 1.4. Valor del factor preexponencial y la energía de activación [12].

k_i	Factor preexponencial (mol/h g _{cat} atm ²)	Energía de activación (kJ/mol)
k_1	13,53	33,86
k_2	2253,00	56,77

2 MEMORIA DESCRIPTIVA

En este apartado se va a profundizar en el proceso de producción de óxido de etileno por oxidación catalítica con oxígeno puro, detallándose todos los equipos necesarios, las materias primas, y las condiciones de operación.

A continuación, se presenta un diagrama de bloques del proceso (Figura 2.1), a modo resumen. En él se observan tres grandes bloques (reactor, sistema de purificación, y eliminación de CO₂) que son los que se van a tratar aquí. Además, se tratará la recepción y almacenamiento de materias primas.

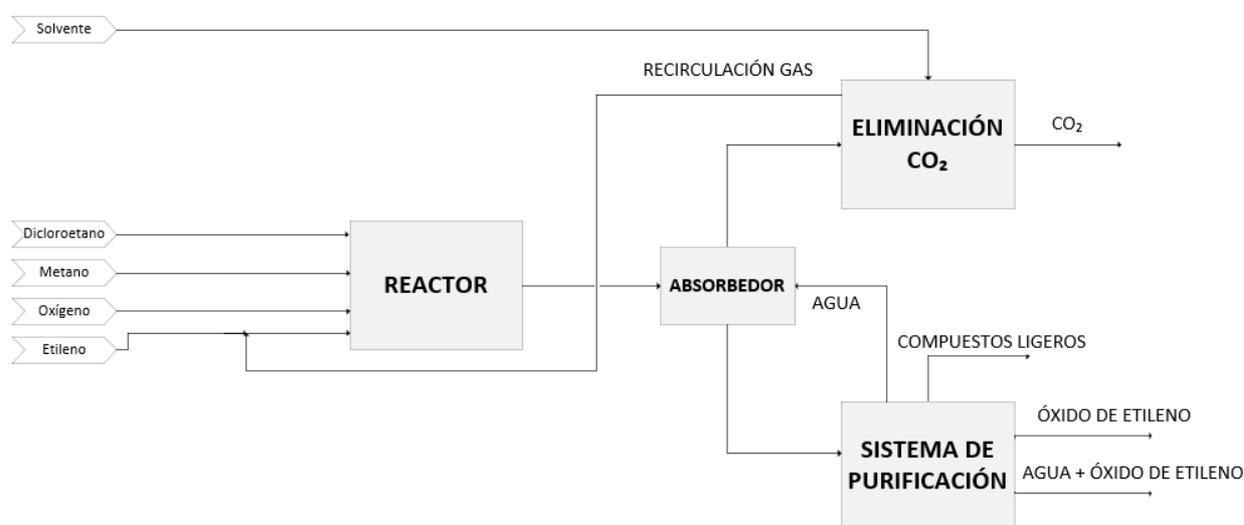


Figura 2.1. Diagrama de bloques del proceso

2.1 Recepción y almacenamiento de materias primas

Las principales materias primas que necesita el proceso son etileno y oxígeno puro. El etileno debe tener como mínimo un 95,5 % molar de pureza, y la del oxígeno debe ser de 95-99,95 % molar [3]. Debido a que las impurezas del etileno son mínimas, este se va a considerar como puro, mientras que en el caso del oxígeno se va a emplear un oxígeno con un 99,57% molar de pureza, siendo el resto nitrógeno.

A parte, se va a utilizar un diluyente con el fin de poder operar con mayores niveles de oxígeno sin entrar dentro de los límites de inflamabilidad. Se suele utilizar como diluyente metano o nitrógeno, en esta planta se va a utilizar metano ya que permite trabajar con mayores niveles de oxígeno, limita mejor el aumento de temperatura en el reactor, y permite que los gases de purga que se expulsan continuamente del proceso puedan utilizarse como combustible en una caldera [4]. Se utiliza como fuente de metano gas natural, el cual ha sido tratado previamente por la empresa suministradora, asegurando que viene sin impurezas que puedan ser veneno para el catalizador (compuestos azufrados,

e hidrocarburos pesados). La pureza del mismo será del 97,29% molar.

También se utiliza un compuesto clorado, que tiene la función de inhibidor, ya que minimiza la oxidación parcial y la total del etileno, aunque en mayor medida la segunda, por lo tanto, tiene la función de inhibidor y promotor, al favorecer la selectividad hacia la reacción principal. En este caso el compuesto elegido ha sido el dicloroetano, debido a que es uno de los más usados en las plantas de óxido de etileno en el mundo [2], [3], [4]. En el balance de materia de la planta no se ha incluido debido a que se añade en cantidades del orden de ppm, tampoco se ha representado, por lo tanto, en el PFD.

Por último, para la eliminación del CO₂ producido en el reactor, se utiliza un sistema de eliminación del mismo que precisa de un solvente, se trata de una solución acuosa de carbonato de potasio con una composición en peso del mismo del 40%.

Las materias primas mencionadas son aportadas por empresas externas.

Para el etileno se utiliza un almacenamiento criogénico, para mantenerlo en estado líquido y poder almacenar mayor cantidad del mismo. Existía la opción de almacenarlo a presión, pero se ha preferido el almacenamiento criogénico, que aporta mayor seguridad operativa, ya que se puede llegar a capacidades de almacenamiento mayores sin que se dispare el coste. El etileno se ubica en el tanque TK-101 (Figura 2.2), el cual dispone de una pared interior de acero inoxidable, una pared interior de acero al carbono, y un aislamiento de perlita. La temperatura en el interior del tanque será de -108°C.

La solución acuosa de carbonato potásico se almacena a temperatura ambiente (25°C) y a una presión un poco superior a la atmosférica (2,4 bar) en el tanque TK-102.

El oxígeno y el gas natural tratado (metano) vienen directamente mediante tuberías procedentes de empresas externas.

2.2 Preparación para la reacción

La corriente de etileno (1) se comprime hasta 20,4 bar de presión, gracias a la bomba P-101, y se mezcla con la corriente de metano (5), que se encuentra a 25°C y la misma presión. Posteriormente se le añade la corriente de oxígeno (6) y la de gases recirculados provenientes del tanque flash que hay en el sistema de eliminación de CO₂ (27), la cual se encuentra a una temperatura de 108,6°C. Esta última corriente, que está a -66,9°C y se encuentra en fase vapor, contiene etileno y oxígeno sin reaccionar, CO₂, metano, y trazas de aldehídos.

La corriente resultante (7) se hace pasar por el intercambiador E-101 A/B/C/D en el que se eleva la temperatura hasta 180 °C, gracias al flujo de gases calientes que salen del reactor.

Posteriormente la corriente calentada (8) se une con la corriente (23). Dicha corriente proviene de la corriente vapor que se obtiene en la torre de absorción T-101. Al unirse ambas corrientes forman la corriente (9) que es la que se introduce en el reactor. Las condiciones que se han fijado de entrada al reactor son 180°C y 20 bar [13].

En la Tabla 2.1 se pueden observar las condiciones de las principales corrientes que componen la zona de la preparación para la reacción.

Tabla 2.1. Condiciones de las corrientes que se dirigen al reactor.

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
4	-105,4	20,4
7	-66,9	20,4
8	180	20
23	180	20
9	180	20

Se puede ver en la Figura 2.2 la parte del proceso correspondiente a la preparación a la reacción, y la zona del reactor

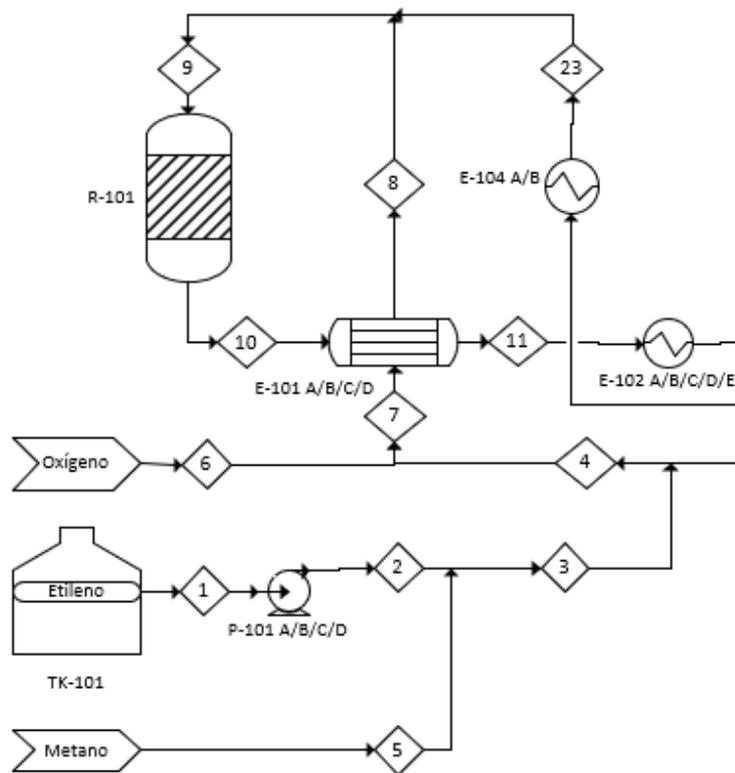


Figura 2.2. PFD, preparación para la reacción y reactor.

2.3 Reactor

El reactor de la planta es un reactor de lecho fijo de tipo carcasa y tubo con el catalizador en los tubos, y el refrigerante por la carcasa (Figura 2.2).

En el reactor se producen las reacciones (1.5), (1.6), y se pueden formar trazas de formaldehído y

acetaldehído, en torno a un 0,1% molar. La presencia de estos aldehídos aumenta significativamente a partir de los 300 °C, entonces, como la temperatura en el reactor se va elevando para compensar la pérdida de actividad del catalizador, será importante cambiar el catalizador antes de llegar a ese límite de 300°C [14]. Las temperaturas máximas estarán dentro del rango de 240-270 °C, y la presión en el interior del reactor será del orden de 15-25 bar.

El catalizador que más se utiliza en la industria del óxido de etileno, y, por lo tanto, el que se va a usar en la planta, es un catalizador de plata soportado en óxido de aluminio ultra puro. A día de hoy no se ha conseguido desarrollar un catalizador de otro metal que no sea plata que consiga competir con este en el proceso de obtención del óxido de etileno [2]. En el siguiente apartado se comentan en profundidad las características de este catalizador.

2.3.1 Catalizador

El catalizador que se va a utilizar en el reactor de la planta es un catalizador de plata soportado en α -alúmina (óxido de aluminio). Los catalizadores de plata se han mejorado mucho desde su descubrimiento, tanto, que los primeros catalizadores de este tipo que se desarrollaron proporcionaban una selectividad hacia la formación de óxido de etileno del 50%, mientras que, existen ya a día de hoy catalizadores de plata que llegan a una selectividad del 90% [2].

A este tipo de catalizador se le suelen añadir promotores que hacen aumentar la selectividad, como sales o metales alcalinos y alcalinotérreos. En este caso el catalizador será promovido por calcio [12].

El soporte del catalizador es muy importante, ya que existen elementos químicos que si se utilizaran como soportes en este proceso podrían catalizar reacciones indeseadas, como, por ejemplo, si se utiliza un soporte que contiene grupos hidroxilos, catalizaría la isomerización del óxido de etileno a acetaldehído [2].

En cuanto a las propiedades de estos catalizadores, destacar que suelen tener un diámetro de poro de 0,5-50 mm, y una baja superficie específica, normalmente $< 2 \text{ m}^2/\text{g}_{\text{cat}}$.

En la Tabla 2.2 se muestran las principales características del catalizador que se va a emplear:

Tabla 2.2. Características del catalizador de plata soportado en alúmina [12],[13].

Propiedad	Valor
Diámetro de la partícula (mm)	6
Superficie específica ($\text{m}^2/\text{g}_{\text{cat}}$)	0,14
Porosidad	0,44
Densidad (kg/m^3)	776

En cuanto al envejecimiento del catalizador, este va a depender de la selectividad del mismo, ya que, a mayor selectividad, mayor velocidad de envejecimiento. La vida útil de los catalizadores modernos está en el rango de los 2-5 años, una vez pasado este periodo, hay que cambiarlos. Del catalizador gastado se puede recuperar la plata con bastante pureza, pero el soporte no.

2.3.2 Refrigerante

El refrigerante tiene gran importancia en el reactor, debido a que debe evacuar el calor producido en las reacciones que ocurren en el reactor, las cuales son exotérmicas. La reacción principal (1.5) es menos exotérmica que la reacción secundaria (1.6) (Tabla 2.3), por lo tanto, cuando el catalizador se reponga y su selectividad sea máxima, el calor que se liberará en el reactor será menor que cuando el catalizador se vaya gastando y su selectividad disminuya. Esto conlleva la necesidad de un sistema de refrigeración adaptable en cada momento.

Tabla 2.3. Entalpías de las reacciones del reactor [2].

Reacción	Entalpía (KJ/mol) *
Oxidación parcial	-106,7
Oxidación total	-1323

*Entalpías medidas a una P=1,5 MPa, y una T^a=250°C

Existen dos posibilidades para la refrigeración, la refrigeración por evaporación, o por circulación, es decir, el refrigerante absorbe el calor sin cambiar de fase. En esta planta la refrigeración va a realizarse mediante evaporación, ya que mediante circulación se necesita una gran cantidad de refrigerante, lo que conlleva una gran potencia de bombeo.

Dentro de la refrigeración mediante evaporación, se puede utilizar como refrigerante un compuesto orgánico o agua. En este caso se va a utilizar agua, ya que la inflamabilidad de los refrigerantes orgánicos puede suponer un peligro añadido para el proceso. Además, otra ventaja de utilizar agua como refrigerante es que se puede utilizar directamente el vapor producido para calentar la corriente que entra al reactor. La desventaja de utilizar agua como refrigerante es que se alcanzan mayores presiones en el lado del refrigerante, por lo tanto, un mayor coste del equipo.

El agua se introducirá en el reactor a 10,02 bar, por lo tanto, su temperatura será la de ebullición a esa presión, que en este caso es 180 °C. Por lo tanto, el vapor producido será vapor de alta presión.

2.4 Eliminación de CO₂

El sistema de eliminación de CO₂ que se va a utilizar en la planta se basa en un sistema patentado por la compañía Shell Oil Company [15], una de las empresas que tienen patentadas las tecnologías de producción de óxido de etileno. Este sistema es necesario para evitar que la corriente que se recircula hacia el reactor tenga una concentración elevada de CO₂, ya que, en la torre de absorción posterior al reactor, la cantidad de CO₂ que se absorbe es ínfima.

La corriente que sale del reactor (10), como se ha mencionado en el apartado 2.2, se hace pasar por un tren de intercambiadores E-101 A/B/C/D, calentando así la corriente de materia prima (7). Al salir de estos intercambiadores la corriente (11) se introduce en los intercambiadores E-102 A/B/C/D/E, donde el calor de esta corriente se aprovecha para producir vapor, el cual se utilizará en otra parte de la planta. Por último, la corriente se reacondiciona hasta una temperatura de 60°C gracias a E-103.

Una vez se ha enfriado la corriente gaseosa (13) se hace pasar por la torre de absorción T-101, donde

se dispone en contracorriente con una corriente de agua (43), la cual absorbe todo el óxido de etileno contenido en el gas y trazas de CO₂, N₂, etileno, metano, y aldehídos. La corriente gaseosa que sale por la cabeza de la torre (14) ya está libre de óxido de etileno. Un 0,15 % vol de esta se ventea (15) para evitar la acumulación de compuestos inertes, como son nitrógeno o metano. El resto de la corriente (16) se comprime con el compresor C-101 hasta 20,4 bar y se recircula, sacando una corriente lateral (18) que supone un 25% vol de la corriente (17). Esta corriente lateral se lamina en la válvula V-101 hasta una presión de 17,24 bar (19), y es la que se va a someter al sistema de eliminación de CO₂.

En la Tabla 2.4 se muestran las condiciones de temperatura y presión de las corrientes más significativas de la parte de la torre T-101:

Tabla 2.4. Temperatura y presión de las corrientes que forman parte de la zona de la torre T-101.

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
13	60	15,8
17	73,32	20,04
19	73,32	17,24

En la Figura 2.3 se puede ver la parte del diagrama de flujo donde se encuentra la torre de absorción mencionada en este párrafo.

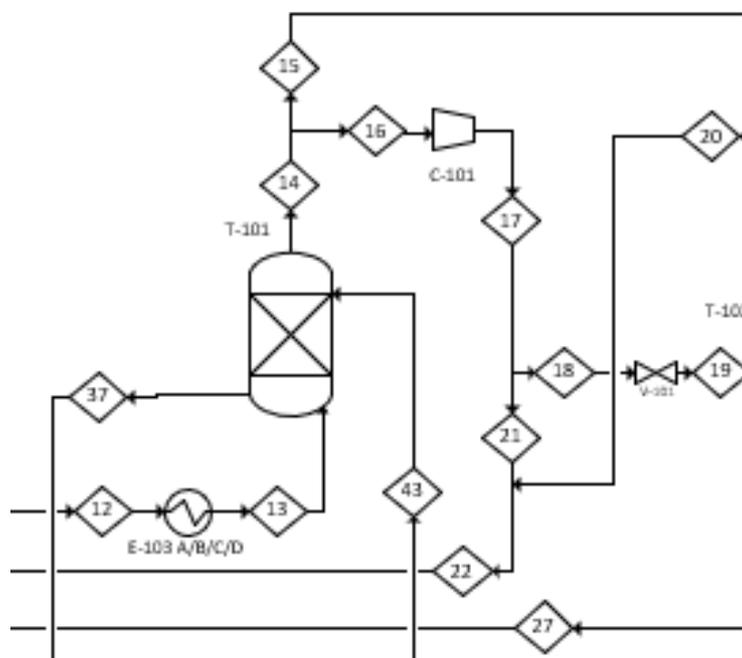


Figura 2.3. PFD: torre de absorción.

La corriente (19) se pone en contacto con una solución acuosa caliente de carbonato potásico (32), en el absorbedor de CO₂ T-102, la cual se encuentra a 110°C y a una presión de 17,24 bar. Con esto se consigue separar el CO₂ tanto físicamente, como químicamente, gracias a la reacción que se produce entre el CO₂ y el solvente (Ecuación 1.7). La corriente limpia de CO₂ (20) se recircula junto a (21) para volver al reactor.

El solvente rico en CO₂ (24), que contiene trazas de hidrocarburos ligeros, como aldehídos, metano y etileno, se lamina hasta 4,48 bar gracias a la válvula V-102, para, finalmente hacer pasar dicha corriente (25) por un tanque flash, donde los hidrocarburos salen en forma de vapor y se recirculan hacia el reactor (26), comprimiéndose previamente en C-102 hasta 20,4 bar (ver Figura 2.4)

En la Tabla 2.5 se muestran las condiciones de temperatura y presión de las corrientes relacionadas con el absorbedor de CO₂ T-102:

Tabla 2.5. Temperatura y presión de las corrientes relacionadas con T-102.

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
20	107,2	17,24
22	81,56	20,4
25	107,2	4,48
27	252,4	20,4

La solución acuosa que sale del tanque flash V-101 (28) se lamina hasta una presión de 1,2 bar en la válvula V-103 y se introduce en el desorbedor de CO₂ T-103. En dicho desorbedor parte del CO₂ de la corriente acuosa se flashea debido a la disminución de la presión. Además, se introduce una corriente de vapor de agua en contracorriente (34) para extraer aún más CO₂ de la solución. Por la corriente (33), además de salir una cantidad importante de CO₂, salen también pequeñas cantidades de etileno, oxígeno, nitrógeno, metano, vapor de agua, y aldehídos. Las condiciones de operación del desorbedor T-103 son 108,6°C y 1,2 bar.

La solución de carbonato que sale por la corriente inferior de T-103 (30) se recircula de nuevo al absorbedor de CO₂ T-102, reponiéndose la cantidad de solvente que se va gastando (36), (ver Figura 2.4). La solución de carbonato que se repone proviene del tanque TK-102, y se calienta previamente mediante E-105 hasta 148,9 °C. Esta corriente resultante (31) es comprimida en la bomba P-102 A/B/C hasta 17,24 bar.

En la Tabla 2.6 se pueden ver las condiciones de presión y temperatura de estas corrientes mencionadas.

Tabla 2.6. Temperatura y presión de las corrientes relacionadas con el desorbedor T-103.

Corriente	Temperatura(°C)	Presión (bar)
29	107,2	1,2
36	148,9	1,2
32	110	17,24

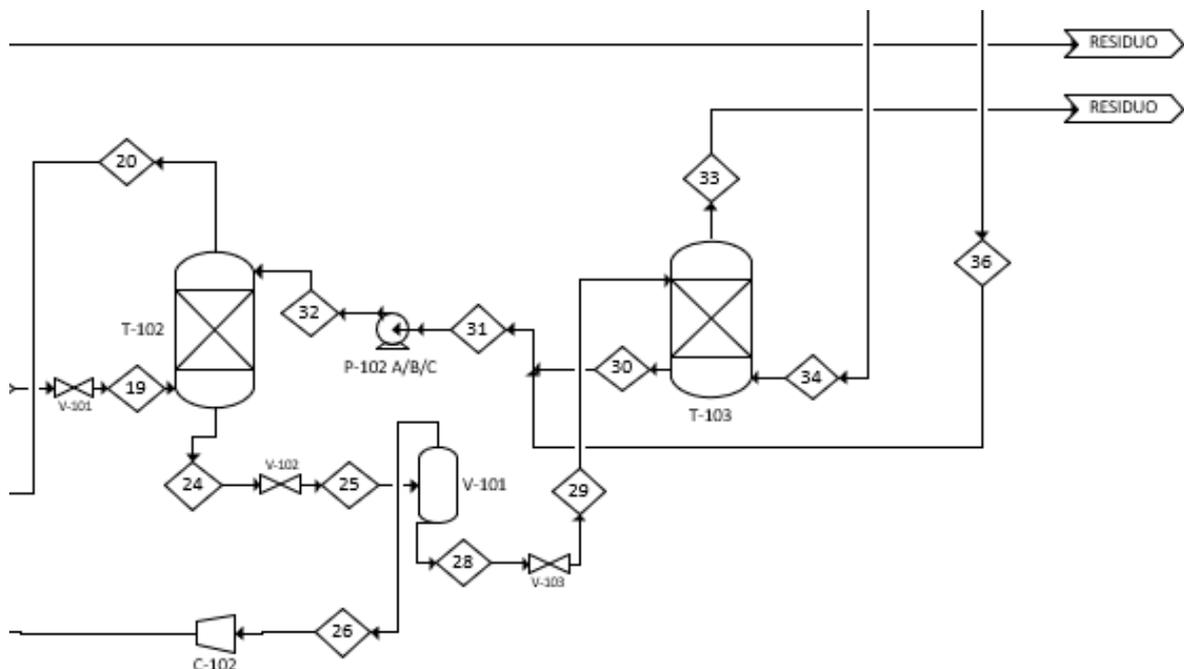


Figura 2.4. Sistema de eliminación de CO₂.

2.5 Purificación del óxido de etileno

El óxido de etileno absorbido en agua (37) en el absorbedor T-101 sale a 13,6 bar, y es laminado hasta 2,72 bar gracias a la válvula V-104.

Al llegar a la zona de purificación, la corriente acuosa de óxido de etileno (38) se hace pasar por un intercambiador de calor E-106 donde se calienta la corriente, a la vez que se enfría el agua que va dirigida al absorbedor de óxido de etileno (41). Al salir del intercambiador E-106, la corriente acuosa se introduce por la parte superior de una torre de desorción de óxido de etileno T-104, en la cual se dispone la corriente acuosa en contracorriente con vapor producido gracias al agua de dicha corriente. Así el óxido de etileno, junto a trazas de CO₂, N₂, CH₂CH₂, CH₄, y aldehídos, se separa de la corriente acuosa hacia la corriente de vapor y sale por la parte de arriba de la torre T-104. Donde, gracias a un condensador parcial, se recircula parte del agua que se había ido con el vapor, y se saca por la cabeza un vapor de óxido de etileno concentrado (45). En el interior del desorbedor de óxido de etileno la

presión es de 1,52 bar [16].

La corriente que sale por el fondo de la torre T-104, que está compuesta principalmente por agua, se divide en tres. Una corriente utilizada para obtener el vapor de la torre de desorción. Otra pequeña parte de la corriente de agua que sale por el fondo del desorbedor se saca del sistema para evitar la acumulación de trazas de etilenglicol que se forman inevitablemente debido al contacto del óxido de etileno con agua (44), esta supone un 1% volumétrico de la corriente de fondo. Y, por último, el resto (40) se impulsa mediante la bomba P-103 A/B/C hacia el absorbedor de óxido de etileno, siendo enfriado previamente en E-106 y E-107, gracias a agua de refrigeración, hasta los 60°C (43) (Figura 2.5).

En la Tabla 2.7 se muestran las condiciones de presión y temperatura de las corrientes que entran y salen de la torre T-104.

Tabla 2.7. Temperatura y presión de las corrientes que entran y salen de T-104.

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)
39	75	1,52
41	100	18,2
44	100	1,52
45	35	1,22

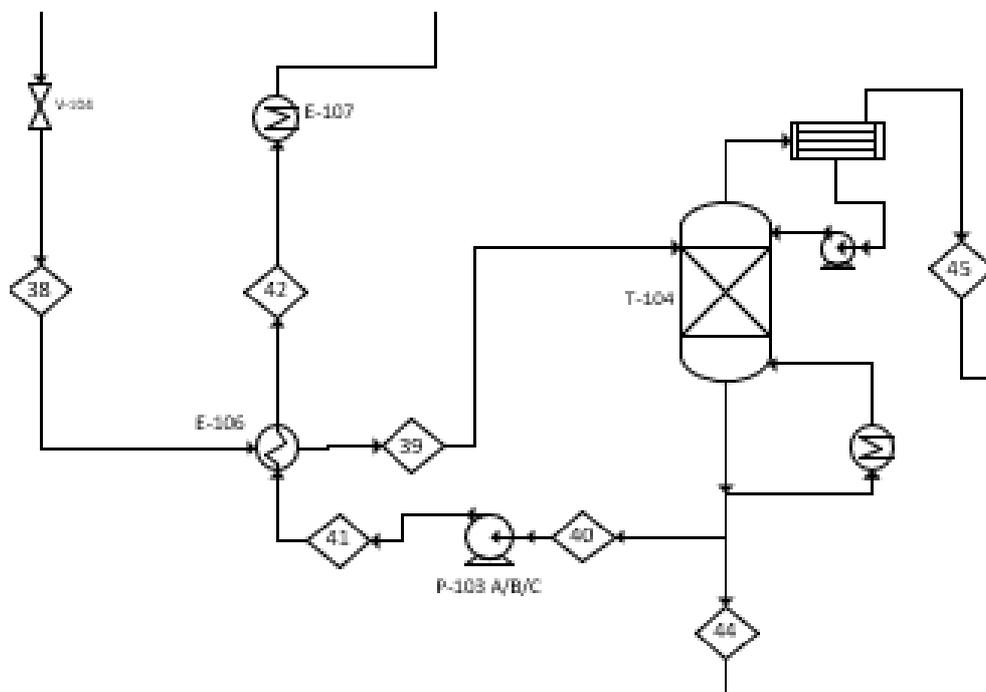


Figura 2.5. PFD: Desorbedor de óxido de etileno.

La corriente de vapor concentrado de óxido de etileno (45) obtenida en T-104, se introduce en un segundo absorbedor T-105, donde, gracias a un flujo de agua en contracorriente (50), se reabsorbe en

agua el óxido de etileno. El CO_2 y los demás compuestos no son absorbidos prácticamente por el agua, por lo tanto, se ventean por la cabeza de la torre (46). Este absorbedor T-105 trabaja a una temperatura de 35°C y una presión de 1,22 bar, ligeramente inferior a la que había en el desorbedor T-104 [16].

La corriente de fondo (47) está compuesta por óxido de etileno con un 10% en peso y el resto agua y trazas de CO_2 , acetaldehído, y monoetilenglicol, por lo que, para obtener óxido de etileno más puro, se impulsa mediante la bomba P-104 A/B hacia una columna de destilación T-106.

La columna de destilación aprovecha la diferencia entre los puntos de ebullición del agua y del óxido de etileno para conseguir una separación óptima, en la que se puede llegar a obtener un producto con una pureza del 99,96 % en peso de óxido de etileno. Por la zona inferior de la columna de destilación T-106 sale agua con trazas de óxido de etileno y etilenglicoles, la cual se introduce en un hervidor parcial, donde un 2,6 % molar de la corriente líquida se saca del sistema (51), y la parte restante se utiliza como absorbente en la torre T-105 (49), siendo enfriado previamente en E-108 A/B/C mediante agua de refrigeración hasta 35°C . El vapor producido en el hervidor se utiliza para el correcto funcionamiento de la columna de destilación.

Por la cabeza de la torre sale vapor muy concentrado de óxido de etileno a 52°C y 4,05 bar de presión [16], este se enfría en un condensador total. El líquido del condensador es el óxido de etileno producto (52) (Figura 2.6).

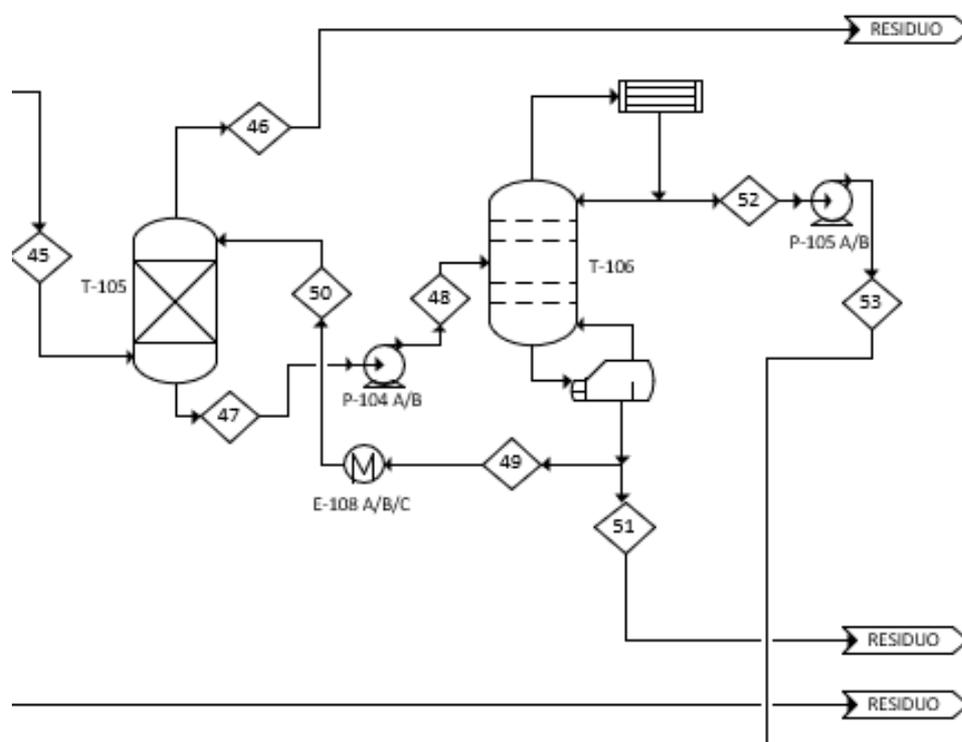


Figura 2.6. PFD: Segunda torre de absorción, columna de destilación, y tanque de almacenamiento del producto.

El óxido de etileno producido en T-106 (52) se impulsa mediante la bomba P-105 A/B hacia el tanque

de almacenamiento TK-104, donde quedará almacenado en forma líquida bajo una capa de un inerte. En este caso se ha elegido el nitrógeno para el almacenamiento, ya que en presencia de nitrógeno la temperatura de descomposición del óxido de etileno es mayor.

Hay que tener mucho cuidado con las condiciones en las que se almacena el óxido de etileno, ya que, si está dentro del límite de inflamabilidad, se podría descomponer y causar un grave accidente. El óxido de etileno es un elemento que ha producido graves accidentes a lo largo de la historia en la industria química, por ello han sido muy estudiadas las condiciones de manejo que son seguras. En este proyecto se ha tomado como referencia para elegir el almacenamiento óptimo de este producto, la asociación American Chemistry [17], la cual nos muestra en una gráfica los rangos seguros de la mezcla de óxido de etileno líquido con nitrógeno (Figura 2.7). La presión que se mantendrá en el interior del tanque TK-104 será de 6,89 bar, y la temperatura 10°C.

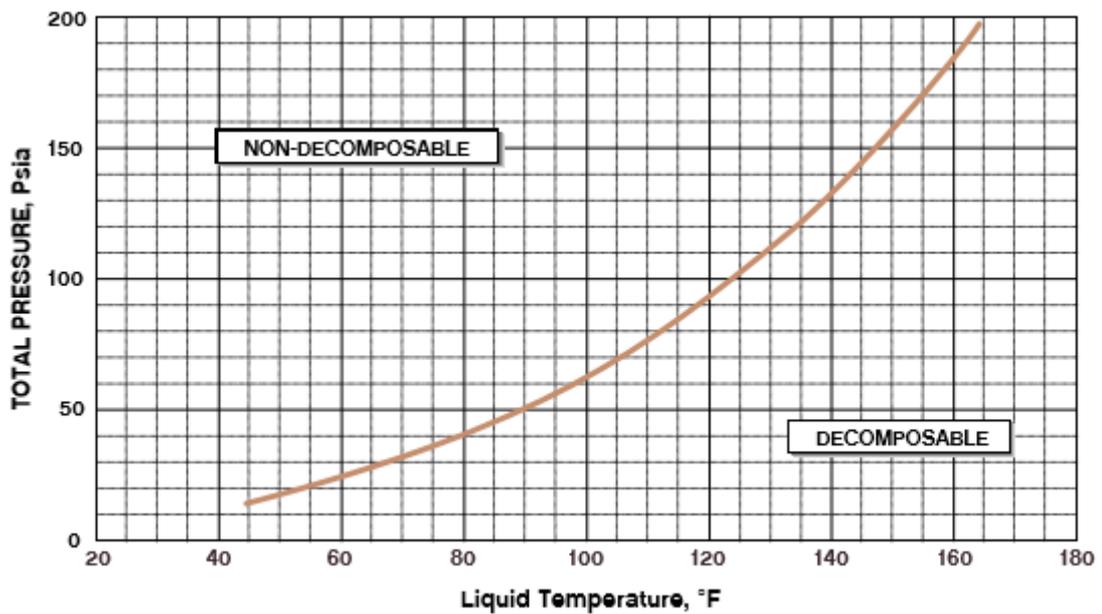


Figura 2.7. Gráfica de los límites de descomposición de la mezcla óxido de etileno-nitrógeno en función de la presión y la temperatura [17].

3 MEMORIA DE CÁLCULO

En este apartado se van a presentar los cálculos referentes a los balances de materia y energía de todas las corrientes existentes en la planta, además, se adjunta un diagrama de flujo de la instalación completa. Se ha partido de una corriente producto de 140.000 t/año, capacidad que se ha tomado como referencia de la única empresa española que en la actualidad (2020) produce óxido de etileno, IQOXE. Teniendo en cuenta que se han tomado como horas de operación al año 8000, la producción de la planta es de 17500 kg/h.

Por otro lado, se muestran los cálculos pertinentes del diseño de los distintos equipos que se encuentran en la instalación. Para ello se ha utilizado como herramienta de cálculo el programa “*Engineering Equations Solver*” (EES).

3.1 Equipos de impulsión

Debido a que no se ha realizado la implantación de la instalación, no se conoce la dimensión de las tuberías y la diferencia de cotas entre los equipos. Por lo tanto, teniendo en cuenta que es un trabajo académico, se considerará nulo el valor de ambos parámetros que son desconocidos, aunque en realidad no es cierto.

3.1.1 Bombas

Las bombas que se van a utilizar en la planta son bombas centrífugas, las cuales para, definir su funcionamiento, se necesitan varios parámetros, como son: el caudal volumétrico que deben impulsar, la altura que deben vencer, la potencia que consumen, el rendimiento que tienen, y el NPSH disponible.

Siguiendo el orden de los parámetros, se va a detallar el cálculo de cada uno de ellos. En primer lugar, el caudal volumétrico Q , se calcula conociendo el caudal másico \dot{m} de la corriente que entra a la bomba y su densidad ρ (Ecuación 3.1):

$$Q = \dot{m}/\rho \quad (3.1)$$

La altura que debe suministrar la bomba se calcula mediante la ecuación de Bernoulli (Ecuación 3.2):

$$\frac{P_1}{\rho} + g z_1 + \frac{u_1}{2} + \Delta H_b = \frac{P_2}{\rho} + g z_2 + \frac{u_2}{2} + h f_{12} \quad (3.2)$$

Realizando las simplificaciones mencionadas anteriormente, la ecuación 3.2 queda de la siguiente forma (Ecuación 3.3):

$$\Delta Hb = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{u_2^2 - u_1^2}{\rho} \quad (3.3)$$

Donde:

- ΔHb es la altura que debe vencer la bomba, cuyo valor se obtiene en la ecuación en m^2/s^2 . Se suele expresar este parámetro en metros, por lo tanto, se divide, una vez calculado, entre la constante gravitacional g ($9,8 m/s^2$).
- P_i es la presión en los puntos $i=1,2$, que son el tramo de aspiración de la bomba y el tramo de impulsión, respectivamente. Su valor se introduce en Pa. El valor de la presión en la impulsión debe tener en cuenta la pérdida de carga que se produce en los equipos (intercambiadores, por ejemplo).
- u_i es la velocidad del fluido en el tramo de aspiración y en el tramo de impulsión ($i=1,2$). Su valor se introduce en m/s. En el tramo de aspiración se considerará una velocidad de 1 m/s, mientras que en el tramo de impulsión se considerará una velocidad de 2,5 m/s.

El siguiente parámetro a calcular es la potencia consumida por la bomba, para ello, es necesario calcular previamente la potencia cedida al fluido por la bomba, que se calcula mediante la siguiente ecuación (Ecuación 3.4):

$$Wf = \rho Q g \Delta Hb \quad (3.4)$$

Donde se obtiene la potencia cedida al fluido en watos (W).

Una vez calculada la potencia cedida al fluido, la potencia consumida por la bomba se puede conocer dividiendo Wf entre el rendimiento que tiene la bomba (Ecuación 3.5):

$$W = \frac{Wf}{\eta} \quad (3.5)$$

El rendimiento se expresa en términos de porcentaje (%), y es una variable que depende de la bomba en cuestión, por lo tanto, el fabricante nos los proporciona.

Por último, se debe conocer el NPSH disponible de la bomba, ya que este nos indica la diferencia de altura que hay entre las condiciones del líquido a la entrada de la bomba y las condiciones en las que el líquido comenzaría a evaporarse. Es muy importante que el NPSH de la bomba sea siempre positivo, para que no se produzca cavitación, que es el fenómeno que ocurre cuando a una bomba le llega el fluido líquido con burbujas de vapor.

El NPSH se calcula mediante la siguiente ecuación (Ecuación 3.6):

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{vap}}{\rho} \quad (3.6)$$

Donde P_{vap} es la presión de vapor del fluido en las condiciones de entrada a la bomba. En esta ecuación se ha despreciado el efecto de la pérdida de carga entre el depósito de aspiración y el punto de aspiración de la bomba, y también se ha despreciado el efecto de la cota del depósito de aspiración.

Por seguridad, se debe intentar que el NPSH disponible sea siempre mayor o igual al NPSH requerido. Este último es un valor que proporciona el fabricante y tiene en cuenta además las pérdidas que se producen en el interior de la bomba. Normalmente el margen de seguridad que se fija es de un 20%, es decir:

$$NPSH_d \geq 1,2 NPSH_r \quad (3.7)$$

Por último, destacar que se han dispuesto como mínimo dos bombas en paralelo en cada caso, debido a que si se produce un fallo en una bomba la planta no se ve obligada a la parada total de la producción.

En la Tabla 3.1 se muestran los modelos de las bombas que se han elegido, junto a la altura y el caudal que deben proporcionar, y la potencia que estas consumen:

Tabla 3.1. Resultados bombas, junto al modelo escogido [ANEXO A].

Bomba	Altura (m)	Caudal (m ³ /h)	Potencia consumida por cada bomba (kW)	Modelo de la(s) bomba(s)
P-101 A/B/C/D	86,22	5,79	15	MODELO CM-32/250A
P-102 A/B/C	36,49	72,30	15	MODELO CM-50/250C
P-103 A/B/C	69,06	13,40	15	MODELO CM40-250A
P-104 A/B	15,01	46,41	4	MODELO CMX-50/125A
P-105 A/B	19,50	9,865	2,2	MODELO CMX-32/160B

3.1.2 Compresores

Para realizar un diseño exacto de los compresores habría que conocer en detalle la velocidad de entrada del fluido al compresor, el ángulo con el que entra, la velocidad de giro del rodete del compresor, etc. [18]. Todo esto se queda fuera del alcance del presente trabajo, por lo tanto, lo que se va a realizar es un cálculo de la potencia que van a consumir los compresores, que es lo que al final se necesitará también para el análisis económico de la planta.

La potencia consumida por un compresor se puede calcular mediante la siguiente ecuación (Ecuación 3.8) [18]:

$$W_c = \frac{\dot{m} (H_2 - H_1)}{\eta} = \frac{W_f}{\eta} \quad (3.8)$$

Donde:

- \dot{m} es el gasto másico que pasa por el compresor (kg/s).
- H_i es la entalpía del fluido a la entrada del compresor y a la salida ($i=1,2$, respectivamente) en kJ/kg.
- η es el rendimiento del compresor en tanto por uno. Se tomará un rendimiento de 0,9.
- W_f es la potencia que absorbe el fluido (kW).

Para conocer la entalpía en cualquier punto basta con tener dos magnitudes en ese mismo punto, como, por ejemplo, temperatura y presión, o presión y entropía. En el caso de estos compresores, se conoce la temperatura y presión a la entrada de los mismos, por lo tanto, la entalpía a la entrada se puede calcular (H_1). Sin embargo, de la salida solo se conoce la presión y nada más. El procedimiento que se suele seguir en estos casos, y el que se va a utilizar aquí, es el siguiente:

- 1) Conociendo la entalpía y entropía a la entrada del compresor, se calcula la entalpía a la salida del mismo suponiendo una compresión isentrópica, es decir, misma entropía a la salida que a la entrada del compresor.
- 2) Con la entropía de entrada ya conocida de cada componente, y la presión de salida, se calcula la entalpía de salida del proceso isentrópico.
- 3) Gracias al rendimiento total a total del compresor (Ecuación 3.9) se calcula la entalpía real a la salida del compresor (H_2). Hay que tener en cuenta que se han supuesto despreciables los cambios de energía cinética y potencial en el compresor [19]. Se va a tomar un rendimiento total a total (isentrópico) típico de 0,8 [18]

$$\eta_{tt} = \frac{W_{fs}}{W_f} = \frac{H_{2s} - H_1}{H_2 - H_1} \quad (3.9)$$

Donde:

- W_{fs} es la potencia que absorbe el fluido por el compresor en el proceso isentrópico (kW).
- H_{2s} es la entalpía con la que saldría el fluido si la compresión fuera isentrópica (kJ/kg).

En la Figura 3.1 se puede ver de forma sencilla la diferencia entre el proceso de compresión isentrópica y el proceso de compresión real, donde OA sería nuestro punto de entrada al compresor 1 y OB sería nuestro punto de salida 2.

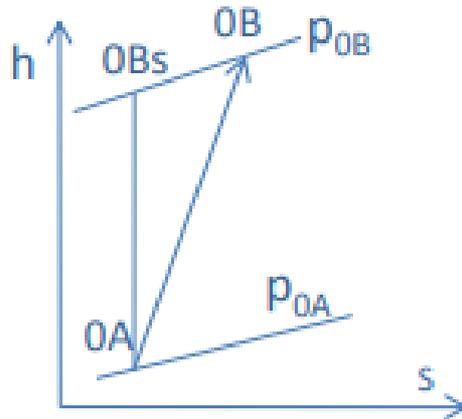


Figura 3.1. Representación en un diagrama h-s del proceso de compresión de un fluido [18].

Por último, cabe destacar que, al tratarse de mezclas de compuestos los fluidos que se van a comprimir, el cálculo de la entalpía en cada punto se va a realizar suponiendo que los fluidos se comportan como una mezcla ideal de gases reales. De esta forma, la entalpía de la corriente se calcularía de la siguiente forma [20]:

$$H_m = \sum_i x_i H_i \quad (3.10)$$

Donde:

- H_m es la entalpía de la mezcla (kJ/kg).
- x_i es la fracción másica de cada componente i de la corriente que entra al compresor.

Los resultados de los cálculos del diseño de los compresores de la planta se presentan en la Tabla 3.2:

Tabla 3.2. Resultados de los cálculos del diseño de los compresores de la planta.

Compresor	Entalpía entrada (kJ/kg)	Entalpía salida (kJ/kg)	Gasto másico (kg/s)	Potencia consumida (kW)
C-101	42,34	78,22	65,75	2.622
C-102	138,1	317,0	0,02	4,03

3.2 Intercambiadores de calor

Todos los intercambiadores de calor de la planta son intercambiadores de carcasa y tubos, debido sobre todo al amplio rango de operabilidad que estos disponen. Además, así se pueden diseñar

todos mediante el mismo procedimiento de cálculo.

En primer lugar, se realiza el balance de energía en el intercambiador, mediante las siguientes ecuaciones:

$$Q_c = m_c C_{pc} (T_{ec} - T_{sc}) \quad (3.11)$$

$$Q_f = m_f C_{pf} (T_{sf} - T_{ef}) \quad (3.12)$$

$$Q_f = Q_c = Q \quad (3.13)$$

Donde:

- Q_c es el calor cedido por el fluido que entra más caliente al intercambiador (kW).
- Q_f es el calor absorbido por el fluido que entra más frío al intercambiador (kW).
- m_c y m_f son los caudales máxicos del fluido caliente y del fluido frío, respectivamente (kg/s).
- C_{pc} y C_{pf} son los calores específicos de los fluidos caliente y frío, respectivamente (kJ/kg °C).
- T_{ec} y T_{sc} son las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente, respectivamente (°C).
- T_{ef} y T_{sf} son las temperaturas de entrada y salida del fluido frío, respectivamente (°C).

Una vez calculado el calor intercambiado Q se puede calcular el área de transferencia de calor mediante el método de dimensionado F-DTLM. La ecuación propuesta en este método es la siguiente [21]:

$$Q = U A (F DTLMce) \quad (3.14)$$

Donde:

- A es el área de transferencia de intercambio de calor (m^2).
- U es el coeficiente de transferencia global de transferencia medio ($W/m^2 K$).
- F es un factor correctivo, que se utiliza porque no son intercambiadores equicorriente o contracorriente puros (donde F sería igual a 1). También $F=1$ si uno de los fluidos cambia de fase. En este caso $0,8 \leq F \leq 1$ [21], y se calcula mediante gráficas (ANEXO) calculando el valor de los parámetros P y R , los cuales son:

$$P = \frac{\Delta T \text{ en los tubos}}{\Delta T \text{ máxima}} \quad (3.15)$$

$$R = \frac{m_{tubos} C_p)_{tubos}}{m_{carcasa} C_p)_{carcasa}} \quad (3.16)$$

- Y el parámetro $DTLMce$ es la diferencia de temperaturas media logarítmica del intercambiador en contracorriente equivalente (°C). Se calcula mediante la siguiente

expresión:

$$DTLM_{ce} = \frac{(T_{ec} - T_{sf}) - (T_{sc} - T_{ef})}{\ln \left(\frac{T_{ec} - T_{sf}}{T_{sc} - T_{ef}} \right)} \quad (3.17)$$

El único parámetro que quedaría por calcular para conocer el área de transferencia A sería el coeficiente global de transferencia medio U. Este se ha calculado sin tener en cuenta la resistencia de la conducción, ya que normalmente es despreciable frente a los coeficientes de convección. La expresión para calcular U es la siguiente [21]:

$$U = \frac{1}{A_{ext} \left(\frac{1}{h_{int} A_{int}} + \frac{F_{sint}}{A_{int}} + \frac{F_{sext}}{A_{ext}} + \frac{1}{h_{ext} A_{ext}} \right)} \quad (3.18)$$

Donde:

- h_{INT} y h_{EXT} son los coeficientes de película del fluido que va por los tubos y del fluido que va por la carcasa, respectivamente ($W/m^2 K$).
- A_{EXT} y A_{INT} son las áreas interna y externa de los tubos, respectivamente (m^2). El área de un tubo se calcula como $A=\pi DL$, donde D es el diámetro del tubo (m) y L la longitud del tubo(m), por lo tanto, lo que diferencia a el área externa e interna es el diámetro. La relación entre el diámetro externo e interno se eligen según norma (ANEXO B). En el caso del área de la carcasa, esta se calculará mediante la misma fórmula que para los tubos, utilizando un diámetro equivalente de la carcasa.
- F_{SINT} y F_{SEXT} son los factores de ensuciamiento de los tubos y de la carcasa, respectivamente ($m^2 K/W$). Se tomará un factor de ensuciamiento interior de $0,0002 m^2 K/W$, y un factor de ensuciamiento exterior de $0,0001 m^2 K/W$.
- El coeficiente de película de los fluidos se calcula mediante la siguiente expresión:

$$h = \frac{Nu k}{d} \quad (3.19)$$

Donde:

- Nu es el número de Nusselt. Este es un número adimensional que se calcula mediante correlaciones, en función del régimen en el que se encuentre el fluido, y dependiendo de si va por tubos o por carcasa.
- k es a conductividad térmica del fluido ($W/m K$).
- d es el diámetro por el que pasa el fluido (m). En el caso del fluido que va por los tubos, el diámetro sería el de estos tubos, y en el caso del fluido que va por la carcasa sería el diámetro equivalente de la carcasa. Para calcular el diámetro equivalente se va a utilizar la siguiente ecuación (Ecuación 3.20), teniendo en cuenta que la disposición de los tubos va a ser triangular (Figura 3.2) [22]:

$$D_{eq} = \frac{1,1028 P_t^2}{d_{ext}} - d_{ext} \quad (3.20)$$

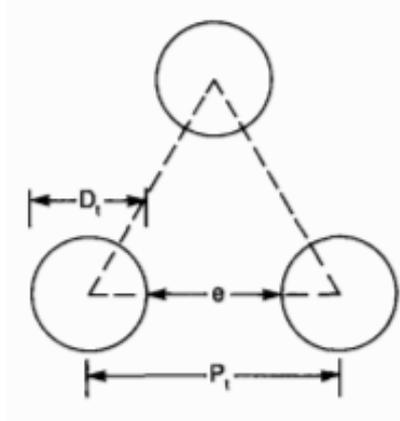


Figura 3.2. Disposición triangular de los tubos en el interior de los intercambiadores [22].

Donde P_t es el pitch, la distancia entre los centros de los tubos (m). Esta distancia se recomienda que sea de 1,25 veces el diámetro externo de los tubos (d_{ext}) [21].

Para calcular el número de Nusselt hay que tener en cuenta el tipo de régimen en el que se encuentre el flujo, y en función de esto se utiliza una correlación u otra. Independientemente de la correlación utilizada, hay que calcular para conocer el número de Nusselt hay que calcular el número de Reynolds (Re) y el número de Prandtl (Pr), mediante las siguientes expresiones:

$$Re = \frac{\rho v d}{\mu} \quad (3.21)$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \quad (3.22)$$

Donde:

- μ es la viscosidad cinemática del fluido ($N \text{ s/m}^2$).
- ρ es la densidad del fluido (kg/m^3).
- v es la velocidad del fluido (m/s), la cual se calcula de la siguiente forma (Ecuación 3.23):

$$v = \frac{m}{\rho A_s} \quad (3.23)$$

El área de la sección transversal (A_s) se calcula de diferente manera dependiendo de si es la de los

tubos o si es la de la carcasa, a continuación, se muestra la expresión que se debe utilizar en cada caso:

$$A_{s,carcasa} = \frac{D_{carcasa} (P_t - d_{ext}) B}{P_t} \quad (3.24)$$

$$A_{s,tubos} = \frac{N_{tubos}}{N_{pasos}} \frac{\pi d_{int}^2}{4} \quad (3.25)$$

Donde:

- $D_{carcasa}$ es el diámetro de la carcasa del intercambiador (m).
- B es la distancia entre los baffles del intercambiador (m). La mínima distancia que generalmente se suelen separar los baffles es de una quinta parte el diámetro de la carcasa, y nunca menos de 50,8 mm. La distancia máxima que se debe dejar entre los baffles suele ser de $74 d_{ext}^{0,75}$, donde d_{ext} se encuentra en pulgadas [20].
- N_{tubos} y N_{pasos} es el número del tubos en el interior del intercambiador y el número de pasos que da el fluido por estos tubos, respectivamente. El número de pasos por los tubos será en todos los casos de dos [22].

El número de tubos se calcula mediante la siguiente expresión:

$$N_{tubos} = \frac{A}{A_{tubo}} \quad (3.26)$$

$$A_{tubo} = \pi d_{ext} L \quad (3.27)$$

Donde A_{tubo} es el área externa de uno de los tubos del intercambiador, la cual se puede calcular conociendo la longitud de los tubos L en metros. Esta longitud suele ser entre 5 y 10 veces el diámetro de la carcasa, sin superar nunca los 6 metros [21].

El diámetro de la carcasa se puede calcular gracias a la siguiente expresión [23]:

$$D_{carcasa} = d_{ext} \left(\frac{N_{tubos}}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad (3.28)$$

Donde K_1 y n_1 son parámetros que se toman de la Tabla 3.3:

Tabla 3.3. Parámetros de la Ecuación 3.28 [23].

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Square pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Por último, cabe destacar que se va a disponer por los tubos al fluido más caliente. Esta elección se debe a motivos de seguridad.

A continuación, en la Tabla 3.4 se muestran los resultados obtenidos en el diseño de los distintos intercambiadores de la planta:

Tabla 3.4. Dimensiones de los intercambiadores de la planta.

Intercambiador	Diámetro carcasa (in)	Diámetro tubos (in)	Longitud tubos (m)	Número tubos
E-101 A/B/C/D	25	1 8 BWG	2,14	234
E-102 A/B/C/D/E	25	1 ¼ 7 BWG	2,42	234
E-103 A/B/C/D	25	¾ 10 BWG	2,10	460
E-104 A/B	29	¾ 10 BWG	1,80	648
E-105	19 ¼	¾ 10 BWG	5,88	234
E-106	15 ¼	¾ 20 BWG	1,55	134
E-107	12	¾ 10 BWG	1,67	64
E-108 A/B/C	19 ¼	¹⁵ / ₁₆ 10 BWG	3,54	234

3.3 Reactor

El reactor es el equipo más importante dentro de este tipo de plantas químicas, ya que es el encargado de transformar las materias primas en el producto deseado. Aquí reaccionarán etileno y oxígeno para producir el óxido de etileno, además de otras sustancias no deseadas.

Este apartado se va a limitar al cálculo de las dimensiones básicas del reactor, ya que un estudio

más preciso y en profundidad del mismo se queda fuera del alcance del proyecto.

Primero se plantean los balances de materia en el reactor (Ecuación 3.29), así se pueden obtener los caudales molares que salen del reactor. Se ha utilizado la ecuación de balance de materia de flujo pistón porque es el modelo que más se asemeja a la situación de un reactor multitubular [22].

$$\frac{dF_i}{dW} = \sum_{j=1}^{N_r} \nu_{ij} \eta_j r_j' \quad (3.29)$$

Donde:

- F_i es el caudal molar de cada componente de la mezcla gaseosa (kmol/h).
- W es la masa que hay de catalizador en el interior de los tubos del reactor (kg).
- i y j son subíndices que denotan los componentes y las reacciones, respectivamente.
- ν_{ij} es el coeficiente estequiométrico de cada componente en las reacciones.
- η_j es el factor de efectividad global de cada reacción, el cual pone de manifiesto los efectos de la difusión en el catalizador. En este caso, para simplificar, se considerará que $\eta_j=1$, lo que hace que los cálculos no sean del todo precisos, pero sí nos proporcionan una buena aproximación. Para que η_j se aproxime a 1 el catalizador debe ser muy poroso y pequeño, y las reacciones en él deben ser lentas.
- r_j' es la velocidad de reacción intrínseca de cada reacción j (kmol_i/kgcat s).

A continuación, se muestra la ecuación de balance de energía aplicada a un tubo del reactor (Ecuación 3.30):

$$\sum_{i=1}^{N_c} F_i C_{p_i} \frac{dT}{dW} = \sum_{j=1}^{N_r} (-\Delta H_{R,T})_j \eta_j r_j' + \frac{4}{d_{tubo} (1 - \varepsilon_b) \rho_{cat}} U (T - T_{refrigerante}) \quad (3.30)$$

Donde:

- C_{p_i} es el calor específico de cada componente (kJ/kmol K).
- T es la temperatura en cada parte del reactor (K).
- $(-\Delta H_{R,T})_j$ es la entalpía de reacción de cada reacción j a la temperatura de cada parte del reactor (kJ/kmol).
- d_{tubo} es el diámetro que tienen los tubos del reactor (m), dimensión que será fijada.
- ε_b es la porosidad del lecho catalítico.
- ρ_{cat} es la densidad del catalizador (kg/m³).
- U es el coeficiente global de transferencia medio (W/m² K).
- $T_{refrigerante}$ es la temperatura a la que se encuentra el agua de refrigeración que va por la carcasa (K).

El cálculo del coeficiente global de transferencia U es similar al que ya se ha explicado en el apartado de intercambiadores de calor. En este caso, al ser un reactor tubular, la resistencia controlante será la de los tubos, por lo tanto, $h_{int} \approx U$. Gracias a esta aproximación, se puede conocer el valor de U calculando el coeficiente de película interior, cuyo valor es 101,9 W/m²K.

A continuación, se va a calcular el volumen del reactor, mediante la Ecuación 3.31:

$$V(1 - \varepsilon_b) \rho_{cat} = W \quad (3.31)$$

Donde V es el volumen del reactor en m³.

Para conocer la masa de catalizador W necesaria en el reactor, se utiliza la Ecuación 3.32:

$$\frac{dX_{etileno}}{dW} = \frac{(-r'_{etileno})}{F_{etileno,0}}$$

Donde:

- $X_{etileno}$ es la conversión del etileno en el reactor, que es del 11%.
- $F_{etileno,0}$ es el caudal molar del etileno a la entrada del reactor (kmol/h).

Conociendo el volumen del reactor, y habiendo fijado la longitud de los tubos y el diámetro de estos, se puede calcular ya el número de tubos necesarios en el reactor, mediante la Ecuación 3.33:

$$V = N_{tubos} A_{trans,tubo} L \quad (3.33)$$

Donde:

- N_{tubos} es el número de tubos del reactor.
- $A_{trans,tubo}$ es el área de la sección transversal de un tubo, la cual se puede calcular fácilmente conociendo el diámetro del tubo, mediante la expresión $A_{trans,tubo} = \pi d^2/4$ (m²).
- L es la longitud de los tubos (m).

Se ha fijado un diámetro de los tubos de 2 in, que es lo más común en estos reactores destinados a la producción de óxido de etileno [13]. La longitud de los tubos suele oscilar entre los 6 y los 12 metros. Con estas variables fijadas ya se puede proceder al cálculo de las dimensiones del reactor, las cuales se presentan en la Tabla 3.5:

Tabla 3.5. Dimensiones del reactor.

Parámetro	Valor
Longitud tubos (m)	8
Número de tubos	1619
Masa de catalizador (kg)	11410
Volumen reactor (m ³)	26,26

3.4 Tanques

La capacidad de los tanques de almacenamiento se ha escogido teniendo en cuenta que sean capaces de almacenar las sustancias durante 30 días de operación, excepto para el etileno el cual se va a almacenar con un margen de 10 días debido a que es un almacenamiento mucho más costoso por ser criogénico.

En la siguiente tabla se muestran los volúmenes que deben almacenar los tanques:

Tabla 3.6. Volumen que se debe almacenar.

Compuesto	Volumen(m³)
Etileno	5557
Solvente	5724
Óxido de etileno	14192

En función de estos datos, se han escogido los siguientes tanques de la compañía Pemex (Figura 3.4)

Capacidad del tanque	Diámetro	Altura	Perímetro	Superficie del tanque (espejo total)
b (m ³)	m (ft)	m (ft)	m (ft)	m ² (ft ²)
500 000 (79 500)	85,344 (280,00)	14,630 (48,00)	268,12 (879,64)	5 720,35 (61 573,33)
200 000 (31 800)	54,864 (180,00)	14,630 (48,00)	172,35 (565,48)	2 364,02 (25 446,96)
150 000 (23 850)	45,720 (150,00)	14,630 (48,00)	143,63 (471,24)	1 641,68 (17 671,50)
100 000 (15 900)	40,843 (134,00)	12,192 (40,00)	128,31 (420,97)	1 310,13 (14 102,64)
80 000 (12 720)	36,576 (120,00)	12,192 (40,00)	114,90 (376,99)	1 050,67 (11 309,76)
55 000 (8 745)	30,480 (100,00)	12,192 (40,00)	95,75 (314,16)	729,63 (7 854,00)
30 000 (4 770)	22,352 (73,33)	12,192 (40,00)	70,22 (230,37)	392,34 (4 223,32)
20 000 (3 180)	18,288 (60,00)	12,192 (40,00)	57,45 (188,49)	262,66 (2 827,44)
15 000 (2 385)	17,678 (58,00)	9,754 (32,00)	55,53 (182,21)	245,44 (2 642,08)
10 000 (1 590)	12,954 (42,50)	12,192 (40,00)	40,69 (133,51)	131,79 (1 418,62)
5 000 (795)	9,652 (31,66)	10,973 (36,00)	30,32 (99,46)	73,13 (787,25)
3 000 (477)	9,144 (30,00)	7,315 (24,00)	28,72 (94,24)	65,66 (706,86)

Figura 3.3. Tanques normalizados de la compañía Pemex [24].

Los tanques escogidos son los siguientes:

Tabla 3.7. Tanques utilizados en la planta.

Tanque	Volumen(m ³)
TK-101	8745
TK-102	8745
TK-103	15900

3.5 Equipos de separación

3.1.3 Absorbedores y strippers

La planta cuenta con tres torres de absorción y con dos torres de stripping, las cuales van a ser torres de relleno, debido a dos motivos principalmente: el primero es que la pérdida de carga del gas es menor que en las torres de platos [25], por lo tanto, los costes de impulsión serán menores, y en segundo lugar porque en las torres de platos la descomposición del óxido de etileno se da con mayor facilidad [2]. El diseño fluidodinámico es idéntico para la operación de absorción y para la operación de stripping.

A continuación, se detalla el procedimiento para un diseño fluidodinámico básico de las torres de absorción. Para un diseño más detallado y específico se debería de recurrir a herramientas de simulación de procesos, pero esta queda fuera del alcance del presente proyecto.

La primero que hay que seleccionar es el tipo de relleno que se va a utilizar en la torre, que en este caso va a ser un tipo de relleno al azar, debido a su menor coste de inversión. Dentro de los rellenos al azar, se utilizan monturas Berl de 1" [26].

En segundo lugar, se va a determinar el diámetro óptimo que debe tener la torre y la pérdida de carga de la torre mediante el ábaco de Leva (Figura 3.5) [27]. Este ábaco es producto de una serie de correlaciones experimentales.

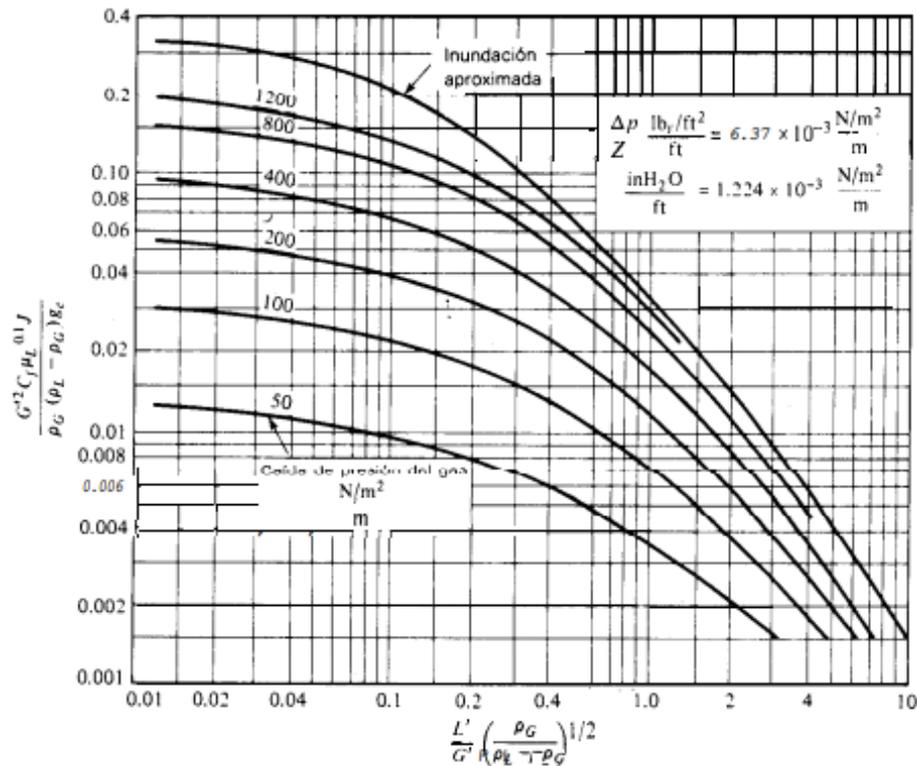


Figura 3.4. Ábaco de Leva.

El procedimiento de cálculo es el siguiente:

- En el eje de abscisas basta con conocer la densidad de líquido y del vapor a la entrada, y el ratio L'/G' , donde L' es el caudal másico de líquido que entra (kg/s), y G' igual para el gas.
- Una vez conocido el valor del eje de abscisas, se fija una tasa de inundación, que en este caso será del 60 %. Por lo tanto, con el valor de x y la tasa de inundación, ya puedo conocer el valor del eje de ordenadas y la pérdida de carga por metro de relleno.
- Una vez conocido el valor del eje de ordenadas se calcula el valor de G , para el cual se debe conocer el valor de la viscosidad del líquido a la entrada y un parámetro c_f que se toma de la Figura [27], para monturas Berl.
- Como G es el caudal másico de gas por unidad de área de sección transversal (kg/m²s), el área de la sección transversal de la torre (A) en m² se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$A = \frac{G'}{G}$$

- A partir del área se calcula el diámetro de la torre en metros gracias a la siguiente expresión:

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

Packing	Tamaño nominal, mm (in)										
	6 ($\frac{1}{4}$)	9.5 ($\frac{3}{8}$)	13 ($\frac{1}{2}$)	16 ($\frac{3}{4}$)	19 ($\frac{3}{4}$)	25 (1)	32 (1 $\frac{1}{4}$)	38 (1 $\frac{1}{2}$)	50 (2)	76 (3)	89 (3 $\frac{1}{2}$)
Sillas de montar de Berl											
Cerámica											
C_f	900		240		170	110		65	45		
C_D			508		295	184					
ϵ	0.60		0.63		0.66	0.69		0.75	0.72		
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	899 (274)		466 (142)		269 (82)	249 (76)		144 (44)	105 (32)		
Sillas Intalox											
Cerámica											
C_f	725	330	200		145	98		52	40	22	
C_D			399		256	241.5		36.2	71.3	40.6	
ϵ	0.75		0.78		0.77	0.775		3.81	0.79		
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	984 (300)		623 (190)		335 (102)	256 (78)		195 (59.5)	118 (36)		
Plástico											
C_f						33			21	16	
C_D						96.7			56.5	30.1	
ϵ						0.91			0.93	0.94	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$						207 (63)			108 (33)	89 (27)	

Figura 3.5. Características de los distintos tipos de relleno [26].

Por último, para calcular la altura del relleno de la torre se fija un tiempo de contacto entre el gas y el líquido en el interior de la columna. Este tiempo estará en el rango de 3-10 segundos en todos los casos. Así, el cálculo de la altura de relleno quedaría reducido a la siguiente expresión:

$$Z = t_r u_r = t_r \frac{u}{\epsilon}$$

Donde:

- Z es la altura del relleno de la torre (m). Para aproximar la altura total de la torre se le aplicará un coeficiente del 20% a la altura de relleno Z.
- t_r es el tiempo de contacto entre el gas y el líquido (tiempo de residencia, s).
- u_r es la velocidad real del gas a través del lecho (m/s). Este parámetro se calcula como la velocidad que tendría el gas si fuera solo por la torre ($u = Q/A$) entre los huecos que tiene realmente para pasar (porosidad del lecho menos el líquido retenido en el lecho). En este caso solo se ha tenido en cuenta la porosidad del lecho, debido a la imposibilidad de conocer la retención de líquido que se originaría.
- ϵ es la porosidad del lecho.
- u es la velocidad que tendría el gas en la torre si este circulara solo por la torre y esta no

tuviera un lecho de relleno (m/s).

A continuación, en la Tabla 3.8 se muestran los resultados obtenidos para las diferentes torres de relleno de la planta:

Tabla 3.8. Dimensiones de las torres de relleno de la planta.

Torre	Diámetro (m)	Altura del relleno (m)	Altura de la torre (m)	Volumen de la torre (m ³)
T-101	3,6	9,08	10,9	110,8
T-102	3,932	1,514	4,541	66,17
T-103	2,075	2,943	3,531	7,328
T-104	0,419	6,04	7,252	1,002
T-105	1,594	4,714	5,657	11,29

3.1.4 Flash

El diseño del tanque flash se ha ceñido a obtener las dimensiones básicas aproximadas que tendría el mismo, es decir, diámetro y altura del tanque, ya que, para un diseño específico, se necesitaría herramientas como Aspen Plus.

Lo primero que se calcula es la velocidad de sedimentación del líquido que entra en el tanque, para la cual se ha tenido en cuenta que el tanque dispone de un separador de gotas en la parte superior del mismo, así se consigue a la hora del diseño unas menores dimensiones del tanque para conseguir la misma separación. La ecuación que se va a utilizar es la siguiente [23]:

$$u_t = 0,07 \sqrt{\frac{\rho_l - \rho}{\rho}}$$

Donde:

- u_t es la velocidad de sedimentación del líquido en el tanque (m/s).
- ρ_l es la densidad del líquido (kg/m³).
- ρ es la densidad del vapor (kg/m³).

El cálculo del diámetro del tanque se ha realizado de forma que se consiga que la velocidad del vapor no sea mayor que la velocidad de sedimentación del líquido. La expresión para el cálculo del diámetro es la siguiente [23]:

$$D_v = \sqrt{\frac{4 Q}{\pi u_t}}$$

Donde:

- D_v es el diámetro del tanque (m).
- Q es el caudal volumétrico del vapor (m^3/s).

La altura del tanque se puede calcular mediante las indicaciones de la siguiente figura, la cual nos indica que la altura que debe quedar por encima de la entrada de la alimentación hasta el separador de gotas es la misma que el diámetro del tanque, y como mínimo un metro. Mientras que, por debajo de la alimentación hasta el líquido retenido en el tanque, se debe dejar una altura igual a la mitad del diámetro del tanque, y como mínimo 60 cm [23].

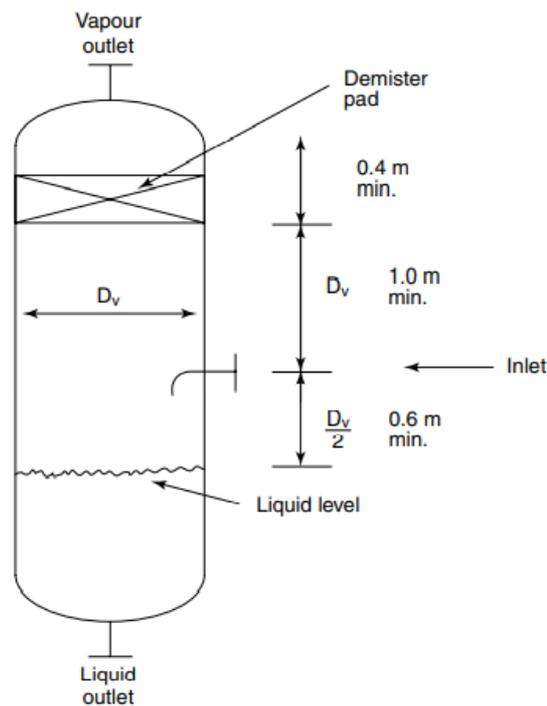


Figura 3.6. Dimensiones básicas del tanque flash.

Por último, para el cálculo de la altura de líquido retenido en el fondo del tanque, se suele tomar como tiempo medio de retención del líquido en el tanque unos 10 minutos [23], con esta premisa la expresión que permite calcular la altura de líquido sería la siguiente:

$$H_1 = \frac{(10 \times 60) Q_1}{\pi D_v^2 / 4}$$

Donde:

- H_1 es la altura de líquido retenido en el tanque (m).
- Q_1 es el caudal de líquido en el tanque (m^3/s).

A continuación, se muestran en la Tabla 3.9 las dimensiones del tanque y algunos de los resultados intermedios en los cálculos:

Tabla 3.9. Dimensiones del tanque flash V-101, y cálculos intermedios.

Velocidad de sedimentación del líquido (m/s)	Diámetro del tanque (m)	Altura de líquido retenido (m)	Altura del tanque (m)	Volumen del tanque (m^3)
1,125	3,869	3,072	8,875	104,3

4 MEDICIONES Y PRESUPUESTO

En este apartado se realizan los cálculos necesarios para estimar el coste de inversión inicial de la planta. Para ello se calculará el coste aproximado de cada equipo que compone la planta, el coste del terreno, lo que costaría la ingeniería, la instrumentación, etc.

Para el caso de la estimación del coste de los equipos se basarán los cálculos en los datos que se proporcionan en las hojas de especificaciones de los equipos (ANEXO).

4.1 Coste de los equipos

El coste de los distintos equipos se va a estimar mediante correlaciones. A continuación, se presentan las correlaciones utilizadas.

4.1.1 Correlaciones de costes empleadas

El coste base de cada equipo se calculará mediante la correlación mostrada en la Ecuación 4.1 [28]. Hay que tener en cuenta que esta correlación nos proporciona el coste base de un equipo estándar, es decir, lo que costaría un equipo en las condiciones base, que son: equipo hecho de acero al carbono y condiciones de presión de 1 bar manométrico de presión:

$$\log_{10}(C_{equipo_a}^o) = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 (\log_{10}(A))^2 \quad (4.1)$$

Donde:

- $C_{equipo_a}^o$ es el coste base de un equipo estándar.
- A es la capacidad o parámetro del tamaño del equipo. Dependiendo del equipo se utiliza un parámetro u otro [29].
- K_i son parámetros característicos del equipo [29].

Cuando las condiciones de presión del equipo son distintas a las de 1 bar manométrico este coste base se debe corregir. Lo mismo ocurre si el material del que está hecho el equipo no es acero al carbono.

Para el caso en el que las condiciones de presión no sean las estándar se utilizará el siguiente factor

para la corrección del coste (Ecuación 4.2) [28]:

$$\log_{10}(F_p) = C_1 + C_2 \log_{10}(P) + C_3 (\log_{10}(P))^2 \quad (4.2)$$

Donde:

- F_p es el factor corrector. Siempre $F_p > 1$.
- P es la presión de operación del equipo.
- C_i son parámetros característicos de cada equipo.

Si, por otro lado, el material del que está hecho el equipo no es el estándar, como es en este caso, que los equipos de la planta están hechos de acero inoxidable, se deberá corregir el coste con un factor (F_M o F_{BM}) [29].

Por último, cabe destacar que para aplicar las correlaciones anteriormente descritas se necesita que el parámetro de tamaño o capacidad de cada equipo se encuentre dentro de un rango concreto, y esto en muchas ocasiones no es así. Lo que se va a hacer en estos casos es utilizar el método Williams, que consiste en estimar el coste de un equipo a partir de un mismo equipo cuya capacidad o tamaño si se encuentren dentro del rango establecido, relacionando el coste de ambos equipos mediante la Ecuación 4.3 [28]:

$$\frac{C_{equipoa}^o}{C_{equipo_b}^o} = \left(\frac{A_a}{A_b}\right)^n \quad (4.3)$$

Donde n es un parámetro denominado exponente de coste, cuyo valor depende del equipo en cuestión. Si no se conoce el valor de n de un equipo, se puede hacer un aproximación utilizando $n=0,6$ [28].

4.1.2 Correlaciones y parámetros de cada equipo

El parámetro que se debe utilizar para estimar el coste de cada equipo se presenta en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Parámetro a utilizar de cada equipo para estimar su coste [28].

Equipo	Parámetro (unidades)
Bombas	Potencia (kW)
Compresores	Potencia (kW)
Tanques	Capacidad (m ³)
Torres de relleno	Volumen (m ³)
Vasija vertical (Tanque flash, Reactor)	Capacidad (m ³)
Intercambiadores de calor	Área de transferencia (m ²)

En la siguiente tabla (Tabla 4.2) se muestra el valor de los parámetros característicos (K_i) de cada equipo:

Tabla 4.2 Parámetros K_i de cada equipo [29].

Equipo	K_1	K_2	K_3
Bombas	3,3892	0,0536	0,1538
Compresores	2,2891	1,3604	-0,1027
Tanques	5,9567	-0,7585	0,1749
Torres de relleno	3,0664	0,9744	0,0055
Vasija vertical (Tanque flash, Reactor)	3,4974	0,4485	0,1074
Intercambiadores de calor	4,3247	-0,303	0,1634

Tabla 4.3. Correlación de cada equipo.

Equipo	Correlación
Intercambiadores de calor, Vasijas y bombas	$C_T = C_{equipo}^o (B_1 + B_2 F_M F_P)$
Compresores	$C_T = C_{equipo}^o F_{BM}$
Torres de relleno	$C_T = C_{equipo}^o F_{BM}$

Tabla 4.4. Parámetros C_i de cada equipo.

Equipo	C₁	C₂	C₃
Intercambiadores de calor	0,03881	-0,11272	0,08183
Bombas	-0,3935	0,3957	-0,00226

Tabla 4.5. Parámetro B_i de cada equipo.

Equipo	B₁	B₂
Intercambiadores de calor	1,63	1,66
Vasijas	2,25	1,82
Bombas	1,89	1,35
Tanques	1,10	0,00

4.1.3 Coste y medición de cada equipo

En este apartado se presenta el coste de cada equipo, calculado con las correlaciones expuestas en los apartados anteriores, junto a la cantidad de equipos que existen iguales en la planta (en paralelo) y el parámetro a partir del cual ha sido calculado.

Tabla 4.6. Coste de cada equipo de la planta.

Equipo	Cantidad	Parámetro	Coste actualizado (€)
TK-101	1	8.745 m ³	446.735
TK-102	1	8.745 m ³	446.735
TK-103	1	15.900 m ³	665.120
P-101	4	15 kW	29.361
P-102	3	15 kW	22.020
P-103	3	15 kW	22.020
P-104	2	4 kW	9.528
P-105	2	2,2 kW	8.459
C-101	1	21.730 kW	691.700
C-102	1	4,03 kW	1.496
E-101	4	59,68 m ²	436.259
E-102	5	67,20 m ²	564.134
E-103	4	89,97 m ²	124.473
E-104	2	76,6 m ²	234.480
E-105	1	46,92 m ²	101.521
E-106	1	30,85 m ²	91.677
E-107	1	13,83 m ²	21.289
E-108	3	69,12 m ²	85.872
R-101	1	26,26 m ³	497.639
V-101	1	104,3 m ³	458.731
T-101	1	110,8 m ³	182.449
T-102	1	66,17 m ³	109.203
T-103	1	7,33 m ³	12.384
T-104	1	1,00 m ³	1.765
T-105	1	11,29 m ³	18.958

4.2 Coste de inversión de la planta

El cálculo del coste de inversión inicial de la planta se va a realizar siguiendo el método de Chilton, el cual permite calcular el presupuesto global de costes fijos a partir del coste total de adquisición de los equipos, el cual hemos calculado en el apartado anterior [28].

Tabla 4.7. Coste de cada ítem y coste total de inversión inicial de la planta.

Ítem	Factor (fi)	Coste (€)
Coste equipos principales	1,00	5.284.016
Coste equipos instalados	1,80	9.511.228
Coste de tuberías (planta con fluidos)	0,45	4.280.053
Coste de instrumentación (completa automatización)	0,125	1.188.903
Edificios y preparación del terreno (planta interna)	0,80	7.608.982
Auxiliares (nueva extensión)	0,625	5.944.517
Líneas exteriores (unidad integrada)	0,0025	237.780
Coste directo total	-	28.771.466
Ingeniería y construcción (complejidad complicada)	0,425	12.227.873
Contingencia y beneficio del contratista (proceso completado)	0,15	4.315.719
Factor del tamaño (grande)	0,025	719.286
Coste indirecto total	-	17.262.879
Coste total fijo	-	46.034.345

5 HOJAS DE ESPECIFICACIONES

BOMBA P-101	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: P-101 A/B/C/D
Cantidad: 4	Número de línea: 1-2
Material: Acero inoxidable	Modelo: CM-32/250A
Descripción: Bomba centrífuga de alimentación de etileno	
DATOS OPERATIVOS	
Fluido	Etileno
Caudal volumétrico (m³/h)	5,79
Caudal másico (kg/h)	13.289
Densidad (kg/m³)	574
Viscosidad (kg/ m s)	1,719·10 ⁻⁴
Temperatura de operación (°C)	-108
Presión de aspiración (bar)	1
Presión de impulsión (bar)	20,4
Presión de vapor (bar)	0,786
Potencia consumida (kW)	15
Altura (m)	86,22
Velocidad de giro (rpm)	2.900
NPSH disponible (m)	3,81

BOMBA P-102	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: P-102 A/B/C
Cantidad: 3	Número de línea: 33-34
Material: Acero inoxidable	Modelo: CM-50/250C
Descripción: Bomba centrífuga de recirculación de solvente	
DATOS OPERATIVOS	
Fluido	Solvente acuoso de carbonato potásico
Caudal volumétrico (m³/h)	72,3
Caudal másico (kg/h)	4.768
Densidad (kg/m³)	1.495
Viscosidad (kg/ m s)	4,361·10 ⁻⁴
Temperatura de operación (°C)	110
Presión de aspiración (bar)	1,2
Presión de impulsión (bar)	17,24
Presión de vapor (bar)	-
Potencia consumida (kW)	15
Altura (m)	36,49
Velocidad de giro (rpm)	2.900
NPSH disponible (m)	-

BOMBA P-103	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: P-103 A/B/C
Cantidad: 2	Número de línea: 40-41
Material: Acero inoxidable	Modelo: CM40-250A
Descripción: Bomba centrífuga de recirculación de agua hacia la torre de absorción T-101	
DATOS OPERATIVOS	
Fluido	Mezcla de óxido de etileno, CO ₂ , agua, acetaldehído y monoetilenglicol.
Caudal volumétrico (m³/h)	13,4
Caudal másico (kg/h)	10.531
Densidad (kg/m³)	786,1
Viscosidad (kg/ m s)	2,819·10 ⁻⁴
Temperatura de operación (°C)	100
Presión de aspiración (bar)	1,52
Presión de impulsión (bar)	18,20
Presión de vapor (bar)	1,013
Potencia consumida (kW)	15
Altura (m)	72,17
Velocidad de giro (rpm)	2.900
NPSH disponible (m)	6,58

BOMBA P-104	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: P-104 A/B
Cantidad: 2	Número de línea: 47-48
Material: Acero inoxidable	Modelo: CMX-50/125A
Descripción: Bomba centrífuga de alimentación a la columna de destilación T-106	
DATOS OPERATIVOS	
Fluido	Mezcla óxido de etileno, CO ₂ , agua, acetaldehído y monoetilenglicol.
Caudal volumétrico (m³/h)	46,41
Caudal másico (kg/h)	89.269
Densidad (kg/m³)	961,7
Viscosidad (kg/ m s)	6,217·10 ⁻⁴
Temperatura de operación (°C)	35
Presión de aspiración (bar)	1,22
Presión de impulsión (bar)	4,05
Presión de vapor (bar)	1,013
Potencia consumida (kW)	4
Altura (m)	15,01
Velocidad de giro (rpm)	2.900
NPSH disponible (m)	12,21

BOMBA P-105	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: P-105 A/B
Cantidad: 2	Número de línea: 52-53
Material: Acero inoxidable	Modelo: CMX-32/160B
Descripción: Bomba centrífuga de alimentación al tanque de óxido de etileno	
DATOS OPERATIVOS	
Fluido	Mezcla óxido de etileno, CO ₂ , agua y acetaldehído
Caudal volumétrico (m³/h)	9,87
Caudal másico (kg/h)	17.503
Densidad (kg/m³)	887
Viscosidad (kg/ m s)	2,80·10 ⁻⁴
Temperatura de operación (°C)	10
Presión de aspiración (bar)	3,5
Presión de impulsión (bar)	6,89
Presión de vapor (bar)	0,992
Potencia consumida (kW)	2,2
Altura (m)	19,50
Velocidad de giro (rpm)	2.900
NPSH disponible (m)	28,85

COMPRESOR C-101	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: C-101
Cantidad: 1	Número de línea: 16-17
Material: Acero inoxidable	Descripción: Compresor de recirculación de gases
DATOS OPERATIVOS	
Fluido	Mezcla de etileno, oxígeno, nitrógeno, metano, CO ₂ , agua, acetaldehído y formaldehído
Caudal volumétrico (m³/h)	76.186
Caudal másico (kg/h)	236.695
Densidad (kg/m³)	3,095
Presión de aspiración (bar)	3,495
Presión de impulsión (bar)	20,40
Temperatura de aspiración (°C)	60
Temperatura de impulsión (°C)	73,32
Potencia consumida (kW)	2.622
Rendimiento total a total (%)	80

COMPRESOR C-102	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: C-102
Cantidad: 1	Número de línea: 26-27
Material: Acero inoxidable	Descripción: Compresor de recirculación de gases
DATOS OPERATIVOS	
Fluido	Mezcla de etileno, oxígeno, nitrógeno, metano, CO ₂ , agua, acetaldehído y formaldehído
Caudal volumétrico (m³/h)	13,1
Caudal másico (kg/h)	73,0
Densidad (kg/m³)	5,47
Presión de aspiración (bar)	4,48
Presión de impulsión (bar)	20,40
Temperatura de aspiración (°C)	108
Temperatura de impulsión (°C)	256,9
Potencia consumida (kW)	4,03
Rendimiento total a total (%)	80

INTERCAMBIADOR E-101		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: E-101 A/B/C/D	
Cantidad: 4	Material: Acero inoxidable	
Número línea tubos: 10-11	Numero línea carcasa: 7-8	
Descripción: Pre calentador de la alimentación al reactor		
DATOS OPERATIVOS	CARCASA	TUBOS
Fluido	Etileno y metano mayoritariamente	Composición salida del reactor
Caudal másico (kg/h)	27.684	257.545
Temperatura de entrada (°C)	-66,9	240,0
Temperatura de salida (°C)	180,0	223,4
Temperatura media de masa (°C)	56,55	231,7
Presión de entrada (bar)	20,4	17
Presión de salida (bar)	20,0	16,6
Densidad (kg/m ³)	23,36	10,07
Viscosidad (kg/m s)	$1,770 \cdot 10^{-5}$	$3,621 \cdot 10^{-5}$
Conductividad térmica (W/m K)	0,028	0,057
Calor específico (kJ/kg K)	1,373	2,172
Velocidad de la corriente (m/s)	5,10	29,95
Coefficiente de película (W/m ² K)	86,6	1037,0
Factor de ensuciamiento (m ² K/W)	$1 \cdot 10^{-4}$	$2 \cdot 10^{-4}$
DIMENSIONES Y CALOR INTERCAMBIADO		
Diámetro interno tubos (in)	1	
BWG	8	
Diámetro carcasa (in)	25	
Número de tubos	234	
Longitud tubos (m)	2,14	
Longitud entre baffles (m)	0,127	
DTLM (°C)	146,1	
Coefficiente global de transferencia (W/m ² K)	74,72	
Calor intercambiado total (kW)	2605	
Área de intercambio total (m ²)	238,7	

INTERCAMBIADOR E-102		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: E-102 A/B/C/D/E	
Cantidad: 5	Material: Acero inoxidable	
Número línea tubos: 11-12	Numero línea carcasa: -	
Descripción: Productor de vapor gracias a la corriente de salida del reactor		
DATOS OPERATIVOS	CARCASA	TUBOS
Fluido	Agua	Composición salida del reactor
Caudal másico (kg/h)	20.736	257.545
Temperatura de entrada (°C)	25,0	223,4
Temperatura de salida (°C)	99,63	135,0
Temperatura media de masa (°C)	62,32	179,2
Presión de entrada (bar)	1	16,6
Presión de salida (bar)	0,6	16,2
Densidad (kg/m ³)	982	11,18
Viscosidad (kg/m s)	4,507·10 ⁻⁴	3,627·10 ⁻⁵
Conductividad térmica (W/m K)	0,643	0,056
Calor específico (kJ/kg K)	4,183	2,056
Velocidad de la corriente (m/s)	0,073	13,81
Coefficiente de película (W/m ² K)	1.429	567,4
Factor de ensuciamiento (m ² K/W)	1·10 ⁻⁴	2·10 ⁻⁴
DIMENSIONES Y CALOR INTERCAMBIADO		
Diámetro interno tubos (in)	1 ¼	
BWG	7	
Diámetro carcasa (in)	33	
Número de tubos	882	
Longitud tubos (m)	2,42	
Longitud entre baffles (m)	0,127	
DTLM (°C)	116,7	
Coefficiente global de transferencia (W/m ² K)	281	
Calor intercambiado total (kW)	13.005	
Área de intercambio total (m ²)	396	

INTERCAMBIADOR E-103		
Planta: Producción de óxido de etileno		Nomenclatura: E-103 A/B/C/D
Cantidad: 4		Material: Acero inoxidable
Número línea tubos: 12-13		Numero línea carcasa: -
Descripción: Enfriador de la corriente de salida del reactor		
DATOS OPERATIVOS	CARCASA	TUBOS
Fluido	Agua de refrigeración	Composición salida del reactor
Caudal másico (kg/h)	341.712	257.545
Temperatura de entrada (°C)	10,0	135,0
Temperatura de salida (°C)	35,0	60
Temperatura media de masa (°C)	22,5	97,5
Presión de entrada (bar)	1	16,2
Presión de salida (bar)	0,6	15,8
Densidad (kg/m ³)	997,7	13,52
Viscosidad (kg/m s)	$9,436 \cdot 10^{-4}$	$3,546 \cdot 10^{-5}$
Conductividad térmica (W/m K)	0,591	0,047
Calor específico (kJ/kg K)	4,183	1,85
Velocidad de la corriente (m/s)	1,475	20,18
Coefficiente de película (W/m ² K)	2.728	846,8
Factor de ensuciamiento (m ² K/W)	$1 \cdot 10^{-4}$	$2 \cdot 10^{-4}$
DIMENSIONES Y CALOR INTERCAMBIADO		
Diámetro interno tubos (in)	3/4	
BWG	10	
Diámetro carcasa (in)	25	
Número de tubos	460	
Longitud tubos (m)	2,10	
Longitud entre baffles (m)	0,127	
DTLM (°C)	72,1	
Coefficiente global de transferencia (W/m ² K)	382,4	
Calor intercambiado total (kW)	9.926	
Área de intercambio total (m ²)	359,9	

INTERCAMBIADOR E-104		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: E-104 A/B	
Cantidad: 2	Material: Acero inoxidable	
Número línea tubos: -	Numero línea carcasa: 22-23	
Descripción: Calentador de la corriente de recirculación de gases		
DATOS OPERATIVOS	CARCASA	TUBOS
Fluido	Mezcla de etileno, oxígeno, nitrógeno, metano, CO ₂ , agua y aldehídos	Agua
Caudal másico (kg/h)	229.788	24.177
Temperatura de entrada (°C)	81,6	220,0
Temperatura de salida (°C)	180,0	217,2
Temperatura media de masa (°C)	130,8	220,0
Presión de entrada (bar)	20,4	23,18
Presión de salida (bar)	20,0	21,98
Densidad (kg/m ³)	840,3	14,74
Viscosidad (kg/m s)	3,454·10 ⁻⁴	1,216·10 ⁻⁵
Conductividad térmica (W/m K)	0,0388	0,638
Calor específico (kJ/kg K)	1,986	4,604
Velocidad de la corriente (m/s)	19,95	0,043
Coefficiente de película (W/m ² K)	1.843	10.000
Factor de ensuciamiento (m ² K/W)	1·10 ⁻⁴	2·10 ⁻⁴
DIMENSIONES Y CALOR INTERCAMBIADO		
Diámetro interno tubos (in)	3/4	
BWG	10	
Diámetro carcasa (in)	29	
Número de tubos	648	
Longitud tubos (m)	1,79	
Longitud entre baffles (m)	0,74	
DTLM (°C)	79,29	
Coefficiente global de transferencia (W/m ² K)	1.027	
Calor intercambiado total (kW)	12.476	
Área de intercambio total (m ²)	153,2	

INTERCAMBIADOR E-105		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: E-105	
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable	
Número línea tubos: -	Numero línea carcasa: 35-36	
Descripción: Calentador del solvente de carbonato potásico		
DATOS OPERATIVOS	CARCASA	TUBOS
Fluido	Solvente acuoso de carbonato potásico	Agua
Caudal másico (kg/h)	11.223	7.113
Temperatura de entrada (°C)	25	190
Temperatura de salida (°C)	40	160
Temperatura media de masa (°C)	148,9	114,2
Presión de entrada (bar)	2,4	17,0
Presión de salida (bar)	1,2	15,8
Densidad (kg/m ³)	1.385	892,9
Viscosidad (kg/m s)	$9,967 \cdot 10^{-4}$	$1,550 \cdot 10^{-4}$
Conductividad térmica (W/m K)	0,66	0,66
Calor específico (kJ/kg K)	2,80	4,38
Velocidad de la corriente (m/s)	0,047	0,066
Coefficiente de película (W/m ² K)	134,3	991,2
Factor de ensuciamiento (m ² K/W)	$1 \cdot 10^{-4}$	$2 \cdot 10^{-4}$
DIMENSIONES Y CALOR INTERCAMBIADO		
Diámetro interno tubos (in)	3/4	
BWG	10	
Diámetro carcasa (in)	19 ¼	
Número de tubos	234	
Longitud tubos (m)	5,88	
Longitud entre baffles (m)	0,49	
DTLM (°C)	78,96	
Coefficiente global de transferencia (W/m ² K)	106	
Calor intercambiado total (kW)	1.073	
Área de intercambio total (m ²)	128,1	

INTERCAMBIADOR E-106		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: E-106	
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable	
Número línea tubos: 41-42	Numero línea carcasa: 38-39	
Descripción: Calentador de la alimentación a la torre de stripping de óxido de etileno T-104		
DATOS OPERATIVOS	CARCASA	TUBOS
Fluido	Mezcla de etileno, nitrógeno, metano, óxido de etileno, CO ₂ , agua, aldehídos y monoetilenglicol	Agua (mayoritariamente)
Caudal másico (kg/h)	31.026	10.532
Temperatura de entrada (°C)	60	100
Temperatura de salida (°C)	75	81,3
Temperatura media de masa (°C)	67,5	90,6
Presión de entrada (bar)	2,72	5,9
Presión de salida (bar)	1,52	4,7
Densidad (kg/m ³)	813,7	781,1
Viscosidad (kg/m s)	1,938·10 ⁻⁴	3,042·10 ⁻⁴
Conductividad térmica (W/m K)	0,34	0,64
Calor específico (kJ/kg K)	2,45	4,10
Velocidad de la corriente (m/s)	0,353	0,196
Coefficiente de película (W/m ² K)	3.409	1.452
Factor de ensuciamiento (m ² K/W)	1·10 ⁻⁴	2·10 ⁻⁴
DIMENSIONES Y CALOR INTERCAMBIADO		
Diámetro interno tubos (in)	3/4	
BWG	20	
Diámetro carcasa (in)	15 ¼	
Número de tubos	134	
Longitud tubos (m)	1,55	
Longitud entre bafles (m)	0,39	
DTLM (°C)	23,08	
Coefficiente global de transferencia (W/m ² K)	728	
Calor intercambiado total (kW)	225,5	
Área de intercambio total (m ²)	13,7	

INTERCAMBIADOR E-107		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: E-108	
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable	
Número línea tubos: 42-43	Numero línea carcasa: -	
Descripción: Enfriador de la corriente de entrada a la torre de absorción de óxido de etileno T-101		
DATOS OPERATIVOS	CARCASA	TUBOS
Fluido	Agua	Agua (mayoritariamente)
Caudal másico (kg/h)	14.576	10.532
Temperatura de entrada (°C)	25	81,3
Temperatura de salida (°C)	40	60
Temperatura media de masa (°C)	32,5	70,6
Presión de entrada (bar)	1	4,7
Presión de salida (bar)	0,6	3,5
Densidad (kg/m ³)	994,9	818,4
Viscosidad (kg/m s)	$7,571 \cdot 10^{-4}$	$3,895 \cdot 10^{-4}$
Conductividad térmica (W/m K)	0,61	0,63
Calor específico (kJ/kg K)	4,183	4,082
Velocidad de la corriente (m/s)	0,219	0,392
Coefficiente de película (W/m ² K)	3.050	2.286
Factor de ensuciamiento (m ² K/W)	$1 \cdot 10^{-4}$	$2 \cdot 10^{-4}$
DIMENSIONES Y CALOR INTERCAMBIADO		
Diámetro interno tubos (in)	3/4	
BWG	10	
Diámetro carcasa (in)	12	
Número de tubos	64	
Longitud tubos (m)	1,67	
Longitud entre baffles (m)	0,31	
DTLM (°C)	38,05	
Coefficiente global de transferencia (W/m ² K)	704	
Calor intercambiado total (kW)	254	
Área de intercambio total (m ²)	9,98	

INTERCAMBIADOR E-108		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: E-109 A/B/C	
Cantidad: 3	Material: Acero inoxidable	
Número línea tubos: 49-50	Numero línea carcasa: -	
Descripción: Enfriador de la corriente de entrada a la segunda torre de absorción de óxido de etileno T-105		
DATOS OPERATIVOS	CARCASA	TUBOS
Fluido	Agua	Agua (mayoritariamente)
Caudal másico (kg/h)	243.756	69.903
Temperatura de entrada (°C)	10	87,5
Temperatura de salida (°C)	25	35
Temperatura media de masa (°C)	17,5	61,3
Presión de entrada (bar)	1	2,42
Presión de salida (bar)	0,6	1,22
Densidad (kg/m ³)	998,7	887,9
Viscosidad (kg/m s)	$1,067 \cdot 10^{-3}$	$4,557 \cdot 10^{-4}$
Conductividad térmica (W/m K)	0,58	0,64
Calor específico (kJ/kg K)	4,183	4,168
Velocidad de la corriente (m/s)	0,473	0,140
Coefficiente de película (W/m ² K)	1.870	961
Factor de ensuciamiento (m ² K/W)	$1 \cdot 10^{-4}$	$2 \cdot 10^{-4}$
DIMENSIONES Y CALOR INTERCAMBIADO		
Diámetro interno tubos (in)	15/16	
BWG	10	
Diámetro carcasa (in)	19 ¼	
Número de tubos	64	
Longitud tubos (m)	3,54	
Longitud entre bafles (m)	0,49	
DTLM (°C)	40,93	
Coefficiente global de transferencia (W/m ² K)	390	
Calor intercambiado total (kW)	4.249	
Área de intercambio total (m ²)	289,5	

REACTOR R-101	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: R-101
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable
Número línea tubos: 9-10	Numero línea carcasa: -
Descripción: Reactor catalítico de lecho fijo tipo carcasa y tubos	
DATOS OPERATIVOS	
Caudal volumétrico (m ³ /h)	21.181
Caudal molar (kmol/h)	10.643
Caudal másico (kg/h)	257.565
Presión de entrada (bar)	20
Presión de salida (bar)	17
Temperatura de entrada (°C)	180
Temperatura de salida (°C)	240
DIMENSIONES	
Longitud de los tubos (m)	8
Diámetro de los tubos (in)	2
Número de tubos	1.619
Volumen (m ³)	26,26
CATALIZADOR	
Masa (kg)	11.410
Densidad (kg/m ³)	776
Diámetro partícula (mm)	6
Porosidad	0,44
REFRIGERANTE	
Fluido calefactor	Agua
Temperatura (°C)	180
Presión (bar)	10,02
Densidad (kg/m ³)	887,1
Viscosidad (kg/m s)	1,502·10 ⁻⁴

TANQUE TK-101	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: TK-101
Cantidad: 1	Número de línea: 1
Material: Acero inoxidable	Descripción: Tanque de almacenamiento de etileno
DIMENSIONES BÁSICAS	
Tipo	Cilíndrico
Posición	Vertical
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	30,480
Volumen (m³)	8.745
DATOS OPERATIVOS	
Fluido que almacena	Etileno
Estado	Líquido
Presión de operación (bar)	1
Temperatura de operación (°C)	-108
Temperatura de autoignición (°C)	429
Densidad (kg/m³)	574
Viscosidad (kg /m s)	1,719·10 ⁻⁴
Volumen útil (%)	63,54
Aislamiento	Sí

TANQUE TK-102	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: TK-102
Cantidad: 1	Número de línea: 37
Material: Acero inoxidable	Descripción: Tanque de almacenamiento de solución acuosa de carbonato potásico
DIMENSIONES BÁSICAS	
Tipo	Cilíndrico
Posición	Vertical
Altura (m²)	12,192
Diámetro (m)	30,480
Volumen (m³)	8745
DATOS OPERATIVOS	
Fluido que almacena	Solución acuosa de carbonato potásico al 40% ^{p/p}
Estado	Líquido
Presión de operación (bar)	2,4
Temperatura de operación (°C)	25
Temperatura de autoignición (°C)	-
Densidad (kg/m³)	1412
Viscosidad (kg /m s)	3,856·10 ⁻³
Volumen útil (%)	65,45
Aislamiento	No

TANQUE TK-103	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: TK-103
Cantidad: 1	Número de línea: 55
Material: Acero inoxidable	Descripción: Tanque de almacenamiento de óxido de etileno
DIMENSIONES BÁSICAS	
Tipo	Cilíndrico
Posición	Vertical
Altura (m²)	12,192
Diámetro (m)	40,843
Volumen (m³)	15.900
DATOS OPERATIVOS	
Fluido que almacena	Óxido de etileno
Estado	Líquido
Presión de operación (bar)	6,89
Temperatura de operación (°C)	10,6
Temperatura de autoignición (°C)	429
Densidad (kg/m³)	888
Viscosidad (kg /m s)	3,856·10 ⁻³
Volumen útil (%)	65,45
Aislamiento	No

TORRE DE RELLENO T-101		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: T-101	
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable	
Número línea vapor: 13-14	Numero línea líquido: 43-37	
Descripción: Torre de absorción a la salida del reactor		
DATOS OPERATIVOS	VAPOR	LÍQUIDO
Fluido entrada	Composición salida del reactor	Agua mayoritariamente
Caudal másico entrada (kg/h)	257.545	10.532
Caudal volumétrico entrada (m ³ /h)	76.476	11,68
Temperatura de entrada (°C)	60	60
Temperatura de salida (°C)	60	60
Presión de entrada (bar)	15,8	15,8
Presión de salida (bar)	15,4	13,6
Densidad (kg/m ³)	3,37	901,4
DIMENSIONES		
Diámetro (m)	3,60	
Área transversal (m ²)	10,17	
Altura de relleno (m)	9,08	
Altura de la torre (m)	10,9	
Volumen (m ³)	110,8	
RELLENO		
Relleno	Aleatorio	
Tipo de relleno	Monturas Berl	
Diámetro de partícula (in)	1	
Porosidad	0,69	
Factor C _f	110	

TORRE DE RELLENO T-102		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: T-102	
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable	
Número línea vapor: 19-20	Numero línea líquido: 32-24	
Descripción: Torre de absorción de CO ₂		
DATOS OPERATIVOS	VAPOR	LÍQUIDO
Fluido entrada	Mezcla de etileno, oxígeno, nitrógeno, metano, CO ₂ , agua y aldehídos	Solvente acuoso de carbonato potásico
Caudal másico entrada (kg/h)	59.174	324.304
Caudal volumétrico entrada (m ³ /h)	4.566	328
Temperatura de entrada (°C)	73,32	110
Temperatura de salida (°C)	107,2	107,2
Presión de entrada (bar)	17,24	17,24
Presión de salida (bar)	17,24	17,24
Densidad (kg/m ³)	12,99	987,3
DIMENSIONES		
Diámetro (m)	3,93	
Área transversal (m ²)	12,14	
Altura de relleno (m)	4,54	
Altura de la torre (m)	5,45	
Volumen (m ³)	66,17	
RELLENO		
Relleno	Aleatorio	
Tipo de relleno	Monturas Berl	
Diámetro de partícula (in)	1	
Porosidad	0,69	
Factor C _f	110	

TORRE DE RELLENO T-103		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: T-103	
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable	
Número línea vapor: 34-33	Numero línea líquido: 29-30	
Descripción: Stripper de CO ₂		
DATOS OPERATIVOS	VAPOR	LÍQUIDO
Fluido entrada	Agua	Mezcla de solvente acuoso, etileno, metano, CO ₂ , agua, oxígeno, nitrógeno y aldehídos
Caudal másico entrada (kg/h)	1.890	312.508
Caudal volumétrico entrada (m ³ /h)	3.298	243
Temperatura de entrada (°C)	107,2	107,2
Temperatura de salida (°C)	107,2	107,2
Presión de entrada (bar)	1,2	1,2
Presión de salida (bar)	1,2	1,2
Densidad (kg/m ³)	0,57	1.272
DIMENSIONES		
Diámetro (m)	1,63	
Área transversal (m ²)	2,07	
Altura de relleno (m)	2,94	
Altura de la torre (m)	3,53	
Volumen (m ³)	7,33	
RELLENO		
Relleno	Aleatorio	
Tipo de relleno	Monturas Berl	
Diámetro de partícula (in)	1 ½	
Porosidad	0,75	
Factor C _f	65	

TORRE DE RELLENO T-104	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: T-104
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable
Número línea líquido: 39	Descripción: Stripper de óxido de etileno
DATOS OPERATIVOS	LÍQUIDO
Fluido entrada	Mezcla de agua y óxido de etileno mayoritariamente
Caudal másico entrada (kg/h)	31.026
Caudal volumétrico entrada (m ³ /h)	44,3
Temperatura de entrada (°C)	75
Temperatura de salida (°C)	100
Presión de entrada (bar)	1,52
Presión de salida (bar)	1,52
Densidad (kg/m ³)	701
DIMENSIONES	
Diámetro (m)	0,42
Área transversal (m ²)	0,14
Altura de relleno (m)	6,04
Altura de la torre (m)	7,25
Volumen (m ³)	1,01
RELLENO	
Relleno	Aleatorio
Tipo de relleno	Monturas Berl
Diámetro de partícula (in)	1
Porosidad	0,69
Factor C _f	110

TORRE DE RELLENO T-105		
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: T-105	
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable	
Número línea vapor: 45-46	Numero línea líquido: 50-47	
Descripción: Segundo absorbedor de óxido de etileno		
DATOS OPERATIVOS	VAPOR	LÍQUIDO
Fluido entrada	Mezcla de óxido de etileno y agua mayoritariamente	Agua mayoritariamente
Caudal másico entrada (kg/h)	20.388	69.904
Caudal volumétrico entrada (m ³ /h)	4.674	70
Temperatura de entrada (°C)	35	35
Temperatura de salida (°C)	35	35
Presión de entrada (bar)	1,22	1,22
Presión de salida (bar)	1,22	1,22
Densidad (kg/m ³)	4,36	982,3
DIMENSIONES		
Diámetro (m)	1,59	
Área transversal (m ²)	1,99	
Altura de relleno (m)	4,71	
Altura de la torre (m)	5,66	
Volumen (m ³)	11,29	
RELLENO		
Relleno	Aleatorio	
Tipo de relleno	Monturas Berl	
Diámetro de partícula (in)	1	
Porosidad	0,69	
Factor C _f	110	

TANQUE FLASH V-101	
Planta: Producción de óxido de etileno	Nomenclatura: V-101
Cantidad: 1	Material: Acero inoxidable
Número línea: 25	Descripción: Tanque flash del sistema de eliminación de CO ₂
DATOS OPERATIVOS	
Fluido entrada	Solvente acuoso de carbonato potásico con trazas de ligeros
Caudal másico entrada (kg/h)	312.625
Temperatura de operación (°C)	107,2
Presión de operación (bar)	4,48
Caudal volumétrico vapor (m ³ /h)	13,23
Caudal volumétrico líquido (m ³ /h)	216,7
Velocidad sedimentación del líquido (m/s)	1,125
DIMENSIONES	
Diámetro (m)	3,87
Altura de líquido retenido (m)	3,07
Altura del tanque (m)	8,88
Volumen (m ³)	104,3

Modelo	Potencia		Q m ³ /h l/min.	6	9	12	15	18	24	30	36	42	60	72	84	PRECIO	
	CV	kW		100	150	200	250	300	400	500	600	700	1000	1200	1400		
CMX-32/125B	1	0,75	H mts	16	14	13	11	10								1.429	
CMX-32/125A	1,5	1,1		21	20	18	16	14	10								1.430
CMX-32/160B	2	1,5		25	24	22	20	17	12								1.593
CMX-32/160A	3	2,2		34	33	31	29	26	21								1.756
CMX-32/200B	4	3		41	39	36	33	30	21								1.865
CMX-32/200A	5,5	4		51	49	47	44	41	32								2.028
CMX-32/250C	7,5	5,5		56	53	51	48	45	37								2.639
CMX-32/250B	10	7,5		71	69	66	63	60	52								3.105
CMX-32/250A	15	11		83	80	78	74	71	63								4.164
CMX-40/125C	1,5	1,1					14	13	11	10	8						1.584
CMX-40/125B	2	1,5					17	17	14	13	11	8					1.604
CMX-40/125A	3	2,2					23	22	21	18	16	13					1.623
CMX-40/160B	4	3					31	30	27	24	21	17					1.749
CMX-40/160A	5,5	4					37	36	33	30	27	23					1.974
CMX-40/200B	7,5	5,5					48	46	44	41	36	31					2.584
CMX-40/200A	10	7,5					56	55	53	49	45	40					2.808
CMX-40/250C	12,5	9,2					63	62	60	56	52	45					4.232
CMX-40/250B	15	11					72	71	69	66	61	55					4.250
CMX-40/250A	20	15					85	84	82	78	74	69					5.818
CMX-50/125C	3	2,2								16	15	14	10	7			1.757
CMX-50/125B	4	3								20	19	18	14	11			1.865
CMX-50/125A	5,5	4								24	23	22	18	15	12		2.122
CMX-50/160B	7,5	5,5								32	31	29	24	20	15		2.611
CMX-50/160A	10	7,5								39	38	36	31	27	22		2.803
CMX-50/200B	12,5	9,2								45	43	30	21				3.961
CMX-50/200A	15	11								57	55	53	44	37	28		4.247
CMX-50/250C	20	15								68	67	65	58	51			5.497
CMX-50/250B	25	18,5								76	75	73	66	60			6.219
CMX-50/250A	30	22								86	85	83	76	69	61		6.472

Figura 6.2. Catálogo de bombas centrífugas normalizadas AGP [30]

6.2 Anexo B. Intercambiadores carcasa y tubos. Dimensiones de diámetro y carcasa normalizadas

O.D. of Tubing	E.W.G. Gauge	Thick-ness Inches	Internal Area Sq. Inch	Ex. Ft. External Surface Per Foot Length	Ex. Ft. Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Ft. Length Steel Lbs.*	I. D. Tubing Inches	Moment of Inertia Inches ⁴	Section Modulus Inches ³	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O. D. I. D.	Metal Area (Transverse Metal Area) Sq. Inch
1/4	22	.028	.0295	.0655	.0508	.086	.194	.00012	.00098	.0792	46	1.229	.0195
1/4	24	.022	.0333	.0655	.0529	.054	.205	.00011	.00083	.0810	52	1.214	.0159
1/4	26	.018	.0360	.0655	.0560	.045	.214	.00009	.00071	.0824	58	1.188	.0131
3/8	18	.049	.0603	.0982	.0725	.171	.277	.00068	.0036	.1164	64	1.254	.0502
3/8	20	.035	.0731	.0982	.0798	.127	.305	.00055	.0029	.1213	114	1.233	.0374
3/8	22	.028	.0789	.0982	.0835	.104	.319	.00046	.0025	.1227	125	1.176	.0305
3/8	24	.022	.0860	.0982	.0867	.083	.331	.00038	.0020	.1248	134	1.123	.0244
1/2	16	.065	.1075	.1309	.0969	.202	.370	.0022	.0086	.1556	168	1.351	.0888
1/2	18	.049	.1249	.1309	.1032	.236	.402	.0018	.0072	.1606	198	1.244	.0694
1/2	20	.035	.1452	.1309	.1126	.174	.430	.0014	.0056	.1649	227	1.163	.0511
1/2	22	.028	.1548	.1309	.1162	.141	.444	.0012	.0046	.1671	241	1.126	.0415
5/8	12	.109	.1201	.1636	.1086	.402	.407	.0061	.0197	.1864	202	1.536	.177
5/8	13	.095	.1486	.1636	.1139	.337	.435	.0057	.0183	.1903	222	1.437	.158
5/8	14	.082	.1655	.1636	.1202	.479	.459	.0053	.0170	.1938	258	1.362	.141
5/8	15	.072	.1817	.1636	.1259	.425	.481	.0049	.0156	.1971	283	1.299	.125
5/8	16	.065	.1924	.1636	.1296	.388	.495	.0045	.0145	.1993	300	1.263	.114
5/8	17	.058	.2035	.1636	.1333	.350	.509	.0042	.0134	.2016	317	1.228	.103
5/8	18	.052	.2151	.1636	.1380	.303	.527	.0037	.0118	.2043	340	1.186	.089
5/8	19	.047	.2286	.1636	.1416	.262	.541	.0033	.0105	.2068	358	1.155	.077
5/8	20	.043	.2419	.1636	.1453	.221	.555	.0028	.0091	.2089	377	1.126	.065
3/4	10	.134	.115	.1963	.1262	.884	.402	.0129	.0344	.2229	265	1.556	.260
3/4	11	.120	.1340	.1963	.1335	.809	.510	.0122	.0326	.2267	319	1.471	.238
3/4	12	.109	.1533	.1963	.1393	.748	.532	.0116	.0309	.2299	347	1.410	.220
3/4	13	.095	.1740	.1963	.1466	.666	.560	.0107	.0285	.2340	384	1.339	.196
3/4	14	.082	.1959	.1963	.1529	.592	.584	.0098	.0262	.2376	418	1.284	.174
3/4	15	.072	.2184	.1963	.1597	.520	.606	.0089	.0238	.2410	450	1.238	.153
3/4	16	.065	.2419	.1963	.1623	.476	.620	.0083	.0221	.2433	471	1.210	.140
3/4	17	.058	.2617	.1963	.1660	.428	.634	.0076	.0203	.2455	492	1.183	.126
3/4	18	.052	.2829	.1963	.1707	.367	.652	.0067	.0178	.2484	521	1.150	.108
3/4	20	.043	.3032	.1963	.1740	.269	.680	.0059	.0134	.2532	567	1.103	.079
7/8	10	.134	.2092	.2291	.1589	1.061	.607	.0221	.0505	.2662	451	1.441	.312
7/8	11	.120	.2366	.2291	.1662	.969	.635	.0208	.0473	.2703	494	1.378	.285
7/8	12	.109	.2650	.2291	.1720	.891	.657	.0196	.0449	.2736	529	1.332	.262
7/8	13	.095	.2945	.2291	.1773	.792	.685	.0180	.0411	.2778	575	1.277	.233
7/8	14	.082	.3248	.2291	.1856	.704	.709	.0164	.0374	.2815	616	1.234	.207
7/8	16	.065	.3559	.2291	.1850	.561	.745	.0137	.0312	.2873	680	1.174	.165
7/8	18	.049	.4042	.2291	.2034	.432	.777	.0109	.0249	.2925	740	1.126	.127
7/8	20	.035	.4090	.2291	.2107	.313	.805	.0082	.0187	.2972	794	1.087	.092
1	8	.155	.2506	.2618	.1754	1.402	.670	.0292	.0784	.3009	550	1.493	.430
1	10	.134	.3200	.2618	.1916	1.237	.732	.0250	.0700	.3098	656	1.366	.364
1	11	.120	.3536	.2618	.2018	1.129	.760	.0227	.0654	.3140	708	1.316	.332
1	12	.109	.3903	.2618	.2047	1.037	.782	.0207	.0615	.3174	749	1.279	.305
1	13	.095	.4319	.2618	.2121	.918	.810	.0180	.0559	.3217	801	1.225	.270
1	14	.082	.4762	.2618	.2183	.813	.834	.0153	.0507	.3255	852	1.199	.239
1	15	.072	.5235	.2618	.2241	.714	.856	.0127	.0455	.3291	898	1.167	.210
1	16	.065	.5845	.2618	.2278	.649	.870	.0110	.0419	.3314	927	1.149	.191
1	18	.049	.6360	.2618	.2361	.496	.902	.0082	.0332	.3366	997	1.109	.146
1	20	.035	.6793	.2618	.2435	.360	.930	.0124	.0247	.3414	1060	1.075	.106
1-1/4	7	.160	.3221	.3272	.2330	2.057	.890	.0890	.1425	.3836	970	1.404	.605
1-1/4	8	.145	.3948	.3272	.2409	1.921	.920	.0847	.1353	.3880	1037	1.359	.565
1-1/4	10	.124	.4754	.3272	.2571	1.598	.982	.0741	.1186	.3974	1182	1.273	.470
1-1/4	11	.120	.5012	.3272	.2644	1.448	1.010	.0698	.1100	.4018	1250	1.238	.426
1-1/4	12	.109	.5365	.3272	.2702	1.329	1.032	.0642	.1027	.4052	1305	1.211	.391
1-1/4	13	.095	.5829	.3272	.2775	1.173	1.060	.0579	.0926	.4097	1377	1.179	.345
1-1/4	14	.082	.6329	.3272	.2838	1.033	1.084	.0521	.0833	.4136	1440	1.153	.304
1-1/4	16	.065	.6852	.3272	.2932	.823	1.120	.0426	.0682	.4196	1537	1.116	.242
1-1/4	18	.049	.7432	.3272	.3016	.629	1.152	.0334	.0534	.4250	1628	1.085	.185
1-1/4	20	.035	.7994	.3272	.3099	.456	1.180	.0247	.0395	.4297	1707	1.059	.134
1-1/2	10	.134	.3992	.3927	.2225	1.955	1.232	.1264	.1806	.4052	1860	1.218	.575
1-1/2	12	.109	.4827	.3927	.2356	1.618	1.262	.1159	.1546	.4933	2014	1.170	.476
1-1/2	14	.082	.5796	.3927	.2492	1.258	1.314	.0931	.1241	.5018	2181	1.124	.370
1-1/2	16	.065	.6774	.3927	.2587	.996	1.370	.0756	.1008	.5079	2299	1.095	.293
2	11	.120	.4435	.5236	.4608	2.410	1.760	.3144	.3144	.6660	3795	1.136	.709
2	13	.095	.5273	.5236	.4739	1.934	1.810	.2560	.2536	.6744	4014	1.105	.569
2-1/2	8	.148	.6115	.6540	.5770	3.719	2.204	.7592	.6074	.6332	5931	1.134	1.094

Figura 6.3. Características de tubos. Intercambiadores carcasa y tubos [21].

37	35	33	31	29	27	25	23 1/4	21 1/4	19 1/4	17 1/4	15 1/4	13 1/4	12	10	8	I.D. of Shell (In.)		
1209	1143	1019	881	763	663	553	481	391	307	247	193	135	103	60	33	3/4" on 1 1/4" Δ	Fixed Tubes	One-Pass
1127	1007	889	765	667	577	463	423	343	277	217	157	117	91	57	33	3/4" on 1" Δ		
965	865	765	665	567	495	419	365	287	235	163	139	101	85	53	33	3/4" on 1" Δ		
699	633	551	481	427	361	307	247	205	163	133	103	73	57	33	15	1" on 1 1/4" Δ		
595	545	477	413	359	303	255	215	179	139	111	83	65	45	33	17	1" on 1 1/4" Δ		
1242	1088	904	846	734	626	528	452	370	300	228	166	124	94	56	32	3/4" on 1 1/4" Δ	Fixed Tubes	Two-Pass
1088	972	858	746	648	556	468	398	326	264	208	154	110	90	56	28	3/4" on 1" Δ		
946	840	746	644	560	480	408	346	280	222	172	126	94	78	48	26	3/4" on 1" Δ		
688	608	530	462	410	346	292	244	204	162	126	92	62	52	32	16	1" on 1 1/4" Δ		
584	522	460	402	348	298	248	218	172	136	106	76	56	40	20	12	1" on 1 1/4" Δ		
1126	1008	882	768	648	558	460	398	304	234	180	134	94	64	34	8	3/4" on 1 1/4" Δ	U Tubes?	Four-Pass
1000	882	772	674	566	464	406	336	270	212	158	108	72	60	26	8	3/4" on 1" Δ		
884	778	688	586	506	436	362	304	242	188	142	100	72	52	30	12	3/4" on 1" Δ		
610	532	466	396	340	284	234	192	154	120	84	68	42	26	8	XX	1" on 1 1/4" Δ		
526	464	406	356	304	256	214	180	134	100	76	58	38	22	12	XX	1" on 1 1/4" Δ		
1172	1024	904	788	680	576	484	412	332	266	196	154	108	84	48	XX	3/4" on 1 1/4" Δ	Fixed Tubes	Four-Pass
1024	912	802	692	596	508	424	360	292	232	180	134	96	72	44	XX	3/4" on 1" Δ		
880	778	688	590	510	440	366	308	242	192	142	106	88	72	48	XX	3/4" on 1" Δ		
638	560	486	422	368	308	256	212	176	138	104	78	60	44	24	XX	1" on 1 1/4" Δ		
534	476	414	360	310	260	214	188	142	110	84	74	48	40	24	XX	1" on 1 1/4" Δ		
1062	976	852	740	622	534	438	378	296	218	166	122	84	60	28	XX	3/4" on 1 1/4" Δ	U Tubes?	Four-Pass
968	852	744	648	542	462	386	318	254	198	146	98	64	52	20	XX	3/4" on 1" Δ		
852	748	650	560	482	414	342	286	226	174	130	90	64	44	24	XX	3/4" on 1" Δ		
584	508	444	376	322	266	218	178	142	110	74	50	36	20	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
500	440	384	336	280	238	188	166	122	90	66	50	32	16	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
1106	964	844	732	632	532	440	372	294	230	174	116	80	XX	XX	XX	3/4" on 1 1/4" Δ	Fixed Tubes	Six-Pass
964	852	744	640	548	464	388	322	258	202	156	104	66	XX	XX	XX	3/4" on 1" Δ		
816	724	634	536	460	394	324	266	212	158	116	78	54	XX	XX	XX	3/4" on 1" Δ		
586	514	442	382	338	274	226	182	150	112	82	56	34	XX	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
484	430	378	318	268	226	184	154	116	88	66	44	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
1058	944	826	716	606	510	416	358	272	206	156	110	74	XX	XX	XX	3/4" on 1 1/4" Δ	U Tubes?	Six-Pass
940	826	720	626	518	440	366	300	238	184	134	88	56	XX	XX	XX	3/4" on 1" Δ		
820	718	632	534	438	362	322	268	210	160	118	80	56	XX	XX	XX	3/4" on 1" Δ		
562	488	426	356	304	252	206	168	130	100	68	42	30	XX	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
478	420	362	316	268	224	182	152	110	80	60	42	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
1040	902	790	682	570	484	398	332	258	198	140	94	XX	XX	XX	XX	3/4" on 1 1/4" Δ	Fixed Tubes	Eight-Pass
902	798	694	588	496	422	344	286	224	170	124	82	XX	XX	XX	XX	3/4" on 1" Δ		
760	662	576	490	414	352	286	228	174	132	94	XX	XX	XX	XX	XX	3/4" on 1" Δ		
542	466	400	342	288	240	190	154	120	90	66	XX	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
438	388	334	280	230	192	150	128	94	74	XX	XX	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
1032	916	796	688	578	490	398	342	254	190	142	102	68	XX	XX	XX	3/4" on 1 1/4" Δ	U Tubes?	Eight-Pass
908	796	692	600	498	422	350	290	226	170	122	82	XX	XX	XX	XX	3/4" on 1" Δ		
792	692	608	512	438	374	306	244	194	146	106	70	48	XX	XX	XX	3/4" on 1" Δ		
540	464	404	340	280	238	190	154	118	90	68	38	24	XX	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
456	390	344	300	254	206	170	142	98	70	50	34	XX	XX	XX	XX	1" on 1 1/4" Δ		
37	35	33	31	29	27	25	23 1/4	21 1/4	19 1/4	17 1/4	15 1/4	13 1/4	12	10	8	I.D. of Shell (In.)		

Figura 6.4. Diámetro de carcasa y tubos. Intercambiadores carcasa y tubos [31].

6.3 Anexo C. Diagrama de flujo de la planta.

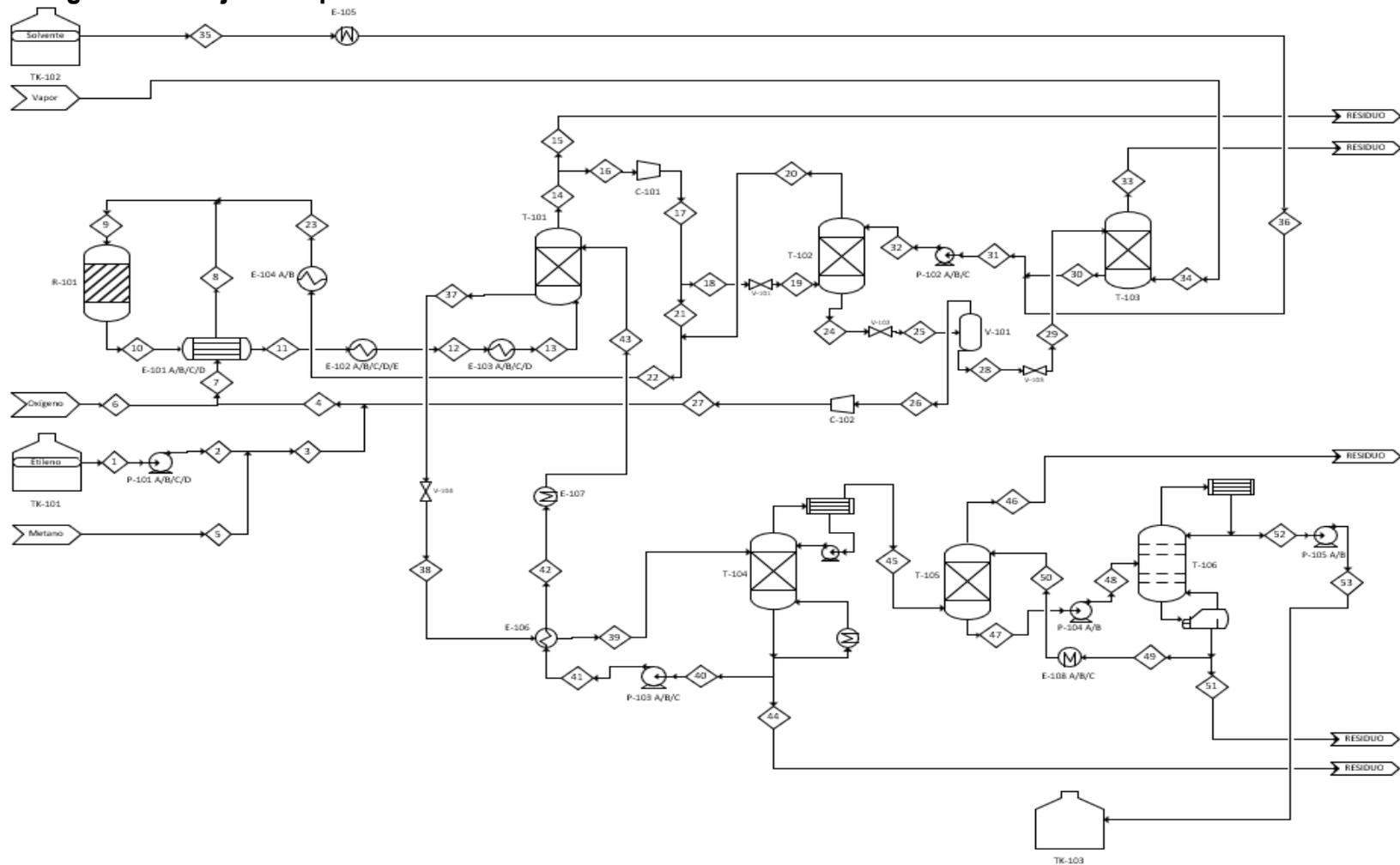


Figura 6.5. PFD completo de la planta.

6.4 Anexo D. Balance de materia y energía de la planta.

Tabla 6.1. Balance de materia y energía corrientes 1-10.

Corriente	Unidad	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Caudal molar	kmol/h	474,63	474,63	482,47	484,86	7,84	443,85	928,71	928,71	10643,85	10446,20
Caudal másico	kg/h	13289,62	13289,62	13411,72	13487,68	125,49	14195,52	27684,08	27684,08	257565,86	257545,55
Temperatura	°C	-108,00	-108,00	-106,70	-105,40	25,00	25,00	-66,90	180,00	180,00	240,00
Presión	bar	1,00	20,40	20,40	20,40	20,40	20,40	20,40	20,00	20,00	17,00
Peso Molecular promedio	g/mol	28,00	28,00	27,80	27,82	16,00	31,98	29,81	29,81	24,20	24,65
Etileno	kmol/h	474,63	474,63	474,63	475,03	-	-	475,03	475,03	4256,04	3787,88
Oxígeno	kmol/h	-	-	-	0,11	-	441,92	442,03	442,03	766,08	332,05
Nitrógeno	kmol/h	-	-	-	0,01	-	1,93	1,94	1,94	31,92	31,92
Metano	kmol/h	-	-	7,63	8,04	7,63	-	8,04	8,04	4716,76	4716,76
Óxido de etileno	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	397,94
Dióxido de carbono	kmol/h	-	-	-	0,95	-	-	0,95	0,95	744,81	893,62
Agua	kmol/h	-	-	0,21	0,69	0,21	-	0,69	0,69	4,57	153,39
Acetaldehído	kmol/h	-	-	-	0,01	-	-	0,01	0,01	61,81	66,32
Formaldehido	kmol/h	-	-	-	0,01	-	-	0,01	0,01	61,85	66,32
Monoetilenglicol	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Solvente (solución acuosa)	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 6.2. Balance de materia y energía corrientes 11-20.

Corriente	Unidad	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Caudal molar	kmol/h	10446,20	10446,20	10446,20	9891,43	14,84	9876,59	9876,59	2469,15	2469,15	2307,69
Caudal másico	kg/h	257545,55	257545,55	257545,55	237051,03	355,58	236695,45	236695,45	59173,86	59173,86	45699,26
Temperatura	°C	223,40	135,00	60,00	60,00	60,00	60,00	73,32	73,32	73,32	107,20
Presión	bar	16,60	16,20	15,80	15,80	15,80	15,80	20,40	20,40	17,24	17,24
Peso Molecular promedio	g/mol	24,65	24,65	24,65	23,97	23,97	23,97	23,97	23,97	23,97	19,80
Etileno	kmol/h	3787,88	3787,88	3787,88	3787,64	5,68	3781,96	3781,96	945,49	945,49	944,54
Oxígeno	kmol/h	332,05	332,05	332,05	332,05	0,50	331,55	331,55	82,89	82,89	75,39
Nitrógeno	kmol/h	31,92	31,92	31,92	31,92	0,05	31,87	31,87	7,97	7,97	6,08
Metano	kmol/h	4716,76	4716,76	4716,76	4716,75	7,08	4709,68	4709,68	1177,42	1177,42	1176,47
Óxido de etileno	kmol/h	397,94	397,94	397,94	-	-	-	-	-	-	-
Dióxido de carbono	kmol/h	893,62	893,62	893,62	893,59	1,34	892,25	892,25	223,06	223,06	74,67
Agua	kmol/h	153,39	153,39	153,39	5,19	0,01	5,18	5,18	1,29	1,29	-
Acetaldehído	kmol/h	66,32	66,32	66,32	62,12	0,09	62,03	62,03	15,51	15,51	15,27
Formaldehido	kmol/h	66,32	66,32	66,32	62,17	0,09	62,08	62,08	15,52	15,52	15,28
Monoetilenglicol	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Solvente (solución acuosa)	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 6.3. Balance de materia y energía corrientes 21-30.

Corriente	Unidad	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Caudal molar	kmol/h	7407,44	9715,15	9715,15	4768,01	4768,01	2,38	2,38	4765,63	4765,63	4764,08
Caudal másico	kg/h	177521,59	229721,05	229721,05	312625,20	312625,20	73,02	73,02	312508,20	312508,20	312467,31
Temperatura	°C	73,32	81,56	180,00	107,20	107,20	107,20	252,40	107,20	107,20	107,20
Presión	bar	20,40	20,40	20,00	17,24	4,48	4,48	20,40	4,48	1,20	1,20
Peso Molecular promedio	g/mol	23,97	23,65	23,65	65,57	65,57	30,63	30,63	65,58	65,58	65,59
Etileno	kmol/h	2836,47	3781,01	3781,01	0,95	0,95	0,41	0,41	0,55	0,55	-
Oxígeno	kmol/h	248,66	324,06	324,06	66,75	66,75	0,11	0,11	66,64	66,64	66,64
Nitrógeno	kmol/h	23,90	29,98	29,98	2,38	2,38	0,01	0,01	2,37	2,37	2,37
Metano	kmol/h	3532,26	4708,72	4708,72	0,95	0,95	0,41	0,41	0,55	0,55	-
Óxido de etileno	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Dióxido de carbono	kmol/h	669,19	743,85	743,85	-	-	0,95	0,95	-	-	-
Agua	kmol/h	3,88	3,88	3,88	-	-	0,48	0,48	-	-	-
Acetaldehído	kmol/h	46,52	61,80	61,80	0,24	0,24	0,01	0,01	0,23	0,23	-
Formaldehido	kmol/h	46,56	61,84	61,84	0,24	0,24	0,01	0,01	0,23	0,23	-
Monoetilenglicol	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Solvente (solución acuosa)	kmol/h	-	-	-	4696,49	4696,49	-	-	4695,06	4695,06	4695,06

Tabla 6.4. Balance de materia y energía corrientes 31-40.

Corriente	Unidad	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
Caudal molar	kmol/h	4938,30	4938,30	102,17	105,00	169,84	169,84	1127,54	1127,54	1127,54	572,77
Caudal másico	kg/h	324303,69	324303,69	4443,33	1890,00	11223,82	11223,82	31026,52	31026,52	31026,52	10531,93
Temperatura	°C	110,00	110,00	107,20	107,20	25,00	148,90	60,00	60,00	75,00	100,00
Presión	bar	1,20	17,24	1,20	1,20	2,40	1,20	13,60	2,72	1,52	1,52
Peso Molecular promedio	g/mol	65,67	65,67	43,49	18,00	66,08	66,08	27,52	27,52	27,52	18,39
Etileno	kmol/h	-	-	0,55	-	-	-	0,24	0,24	0,24	-
Oxígeno	kmol/h	59,26	59,26	7,39	-	-	-	-	-	-	-
Nitrógeno	kmol/h	0,49	0,49	1,88	-	-	-	0,00	0,00	0,00	-
Metano	kmol/h	-	-	0,55	-	-	-	0,01	0,01	0,01	-
Óxido de etileno	kmol/h	-	-	-	-	-	-	405,98	405,98	405,98	8,04
Dióxido de carbono	kmol/h	-	-	81,74	-	-	-	0,15	0,15	0,15	0,12
Agua	kmol/h	-	-	2,47	105,00	-	-	712,50	712,50	712,50	564,30
Acetaldehído	kmol/h	-	-	0,23	-	-	-	4,42	4,42	4,42	0,22
Formaldehido	kmol/h	-	-	0,23	-	-	-	4,15	4,15	4,15	-
Monoetilenglicol	kmol/h	-	-	-	-	-	-	0,10	0,10	0,10	0,10
Solvente (solución acuosa)	kmol/h	4878,54	4878,54	7,15	-	169,84	169,84	-	-	-	-

Tabla 6.5. Balance de materia y energía corrientes 41-47.

Corriente	Unidad	41	42	43	44	45	46	47
Caudal molar	kmol/h	572,77	572,77	572,77	5,79	548,99	47,81	4373,26
Caudal másico	kg/h	10531,93	10531,93	10531,93	106,38	20388,21	1022,11	89269,57
Temperatura	°C	100,00	81,27	60,00	100,00	35,00	35,00	35,00
Presión	bar	18,20	17,00	15,80	1,52	1,22	1,22	1,22
Peso Molecular promedio	g/mol	18,39	18,39	18,39	18,39	37,14	21,38	20,41
Etileno	kmol/h	-	-	-	-	0,24	0,24	-
Oxígeno	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-
Nitrógeno	kmol/h	-	-	-	-	0,00	0,00	-
Metano	kmol/h	-	-	-	-	0,01	0,01	-
Óxido de etileno	kmol/h	8,04	8,04	8,04	0,08	397,86	-	405,76
Dióxido de carbono	kmol/h	0,12	0,12	0,12	0,00	0,03	0,03	0,00
Agua	kmol/h	564,30	564,30	564,30	5,70	142,50	39,21	3967,46
Acetaldehído	kmol/h	0,22	0,22	0,22	0,00	4,20	4,18	0,02
Formaldehido	kmol/h	-	-	-	-	4,15	4,15	-
Monoetilenglicol	kmol/h	0,10	0,10	0,10	0,00	-	-	0,01
Solvente (solución acuosa)	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 6.6. Balance de materia y energía corrientes 48-53.

Corriente	Unidad	48	49	50	51	52	53
Caudal molar	kmol/h	4373,26	3872,09	3872,09	103,36	397,81	397,81
Caudal másico	kg/h	89269,57	69903,56	69903,56	1866,01	17503,54	17503,54
Temperatura	°C	35,00	87,50	35,00	87,50	10,00	10,00
Presión	bar	4,05	2,42	1,22	2,42	3,50	6,89
Peso Molecular promedio	g/mol	20,41	18,05	18,05	18,05	44,00	44,00
Etileno	kmol/h	-	-	-	-	-	-
Oxígeno	kmol/h	-	-	-	-	-	-
Nitrógeno	kmol/h	-	-	-	-	-	-
Metano	kmol/h	-	-	-	-	-	-
Óxido de etileno	kmol/h	405,76	7,90	7,90	0,21	397,65	397,65
Dióxido de carbono	kmol/h	0,00	-	-	-	0,00	0,00
Agua	kmol/h	3967,46	3864,17	3864,17	103,15	0,14	0,14
Acetaldehído	kmol/h	0,02	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02
Formaldehido	kmol/h	-	-	-	-	-	-
Monoetilenglicol	kmol/h	0,01	0,01	0,01	0,00	-	-
Solvente (solución acuosa)	kmol/h	-	-	-	-	-	-

7 REFERENCIAS

- [1] Google maps, enlace: <https://goo.gl/maps/xPfgGJqPAP8VnCnX7>.
- [2] «Ethylene oxide» de Ullman's *Encyclopedia of Industrial Chemistry*.
- [3] «Ethylene oxide» de Kirk-Othmer, *Encyclopedia of chemical technology*.
- [4] Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Large Volume Organic Chemicals, Industrial Emissions Directive 2010/75/EU.
- [5] HIS Markit, Chemical Economics Handbook, *Ethylene Oxide*.
<https://ihsmarkit.com/products/ethylene-oxide-chemical-economics-handbook.html>.
- [6] ICIS, *Europe: Ethylene Oxide*.
[https://www.icis.com/explore/resources/news/2013/04/13/9658385/chemical-profile-europe-ethylene-oxide/#:~:text=Prices%20were%20assessed%20at%20%E2%82%AC,tonne%20FD%20Med%20\(Mediterranean\),&text=Global%20production%20is%20based%20on,higher%20yields%20and%20less%20downtime](https://www.icis.com/explore/resources/news/2013/04/13/9658385/chemical-profile-europe-ethylene-oxide/#:~:text=Prices%20were%20assessed%20at%20%E2%82%AC,tonne%20FD%20Med%20(Mediterranean),&text=Global%20production%20is%20based%20on,higher%20yields%20and%20less%20downtime).
- [7] Cescic, China, Petrochemical Price: *Ethylene Oxide*. <https://www.ceicdata.com/en/china/china-petroleum--chemical-industry-association-petrochemical-price-organic-chemical-material/cn-market-price-monthly-avg-organic-chemical-material-ethylene-oxide-technical-grade-one>.
- [8] Nexant Inc, Coal to MEG – Changing the Rules of the Game, Technical report - Prospectus, May, 2011.
- [9] Plastics Insight, *Mono-Ethylene Glycol (MEG): Production, Market, Price and its Properties*.
<https://www.plasticsinsight.com/resin-intelligence/resin-prices/mono-ethylene-glycol-meg/>.
- [10] «Chlorohydrins,» de Ullman's *Encyclopedia of Industrial Chemistry*.
- [11] DG Weaver, J Smart, *Ethylene Oxide Derivatives. Glycols and Ethanolamines. Industrial and Engineering Chemistry*, 1959 – ACS publications.
- [12] L. Petrov, A. Eliyas, D. Shopov, *A kinetic model of steady state ethylene epoxidation over a supported silver catalyst*, 1985 *Applied Catalyst*.
- [13] Dow Technology Investments LLC, *Catalytic fixed bed reactor for producing ethylene oxide by partial oxidation of ethylene*, 2011.
- [14] I. E. Wachs, C. C. Chersich, *J. Catal.* 72 (1981) 160 – 165. “*Postreactor reactions during ethylene oxide oxidation on silver*”.
- [15] U.S. Pat. 3,878,126 (Apr. 15, 1975), E. G. Foster (to Shell Oil Co.).
- [16] J. H. Luz – “*Chemical Process and Apparatus for Recovery of Ethylene Oxide*”, 1965.
- [17] American Chemistry Council's Ethylene Oxide/Ethylene Glycols Panel, *Ethylene oxide Oxide Product Stewardship Guidance Manual, 3^a edition*, 2007.

- [18]David Sánchez. *Lección 6 Máquinas y motores térmicos: Turbocompresor centrífugo*.
- [19]Cengel Y.A, Boles M-A. *Termodinámica*. McGraw-Hill, 2009.
- [20]Robert H. Perry, *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8ª edición*, McGraw-Hill.
- [21]David Velázquez. *Tema 1, Tecnología energética. Intercambiadores de calor*.
- [22]Chemical Process Equipment, Selection and Design. Stanley M. Walas.
- [23]Coulson & Richardson's. *Chemical Engineering Design. Volume 6. Fourth edition*. R.K. Sinnott 2005.
- [24]NRF-015-PEMEX-2012. *Protección de áreas y tanques de almacenamiento de productos inflamables y combustibles*.
- [25]Ollero de Castro, Pedro. *Equipos de absorción, de Fundamentos de las operaciones de separación de transferencia de masa*.
- [26]Luis Cañadas Serrano. *Torres de relleno, de Operaciones básicas con Sólidos y Fluidos*.
- [27]Robert E. Treybal, *Operaciones de transferencia de masa, 2ª edición*.
- [28]Esmeralda Portillo. *Tema 11 Ingeniería de procesos: Análisis económico de procesos químicos*.
- [29]Esmeralda Portillo. *Anexo I: parámetros de cálculo de adquisición de equipos mediante correlaciones*.
- [30]AGP Bombas, *Catálogo*, 2015.
- [31]Rocío González Falcón y David Velázquez Alonso. *Tablas y gráficos, Tecnología energética*.