

Simulación y estudio económico del proceso del Etilbenceno



Grado en Ingeniería Química

Trabajo Fin de Grado

Autor:

Deliana Carolina Monsalve Sánchez

Tutor/es:

José A. Caballero Suárez

Junio 2019



Universitat d'Alacant
Universidad de Alicante

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL.....	2
RESUMEN.....	4
PALABRAS CLAVES.....	4
AGRADECIMIENTOS.....	5
DOCUMENTO I. MEMORIA.....	7
1. OBJETO.....	8
2. ANTECEDENTES.....	9
3. ALTERNATIVAS DEL PROCESO QUÍMICO.....	10
4. REFERENCIAS.....	11
5. SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS.....	14
6. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	16
7. MATERIAS PRIMAS.....	18
7.1 BENCENO.....	18
7.2 ETILENO.....	18
7.3 ETILBENCENO.....	19
8. RESULTADOS FINALES.....	20
8.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO QUÍMICO DEL ETILBENCENO EN HYSYS.....	20
8.2 PROPUESTA DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA AL PROCESO.....	29
8.3 ESTUDIO ECONÓMICO.....	40
8.3.1 PROPUESTA ECONÓMICA DE LA INTEGRACIÓN DE ENERGÍA.....	40
8.3.2 COSTE DE LOS EQUIPOS.....	44
8.4 SOLUCIÓN APORTADA.....	45
ANEXO I: ESTUDIO DEL NÚMERO DE PISOS Y DEL PISO ÓPTIMO DE ALIMENTACIÓN EN LAS COLUMNAS.....	48
1. COLUMNA 1.....	49

2. COLUMNA 2.....	51
3. EXTRACTO DEL CÓDIGO UTILIZADO EN MATLAB	53
ANEXO II: COSTE DE LOS EQUIPOS	56
1. COLUMNAS DE DESTILACIÓN.....	58
2. REACTORES.....	60
3. SEPARADOR GAS-LÍQUIDO	61
4. BOMBAS	62
5. INTERCAMBIADORES DE CALOR	63
ANEXO III: SEGURIDAD Y MEDIOAMBIENTE	67
1. ÍNDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	68
2. ANÁLISIS DE MODALIDADES DE FALLO Y SUS EFECTOS (AMFE)	72
3. MEDIDAS DE SEGURIDAD Y MEDIOAMBIENTE.....	76
2.1. TRATAMIENTO DEL BENCENO.....	77
2.2. TRATAMIENTO DEL ETILENO.....	77
2.3. TRATAMIENTO DEL ETILBENCENO	78
2.4. TRATAMIENTO DEL CATALIZADOR EMPLEADO	78
2.5. ESTUDIO GENERAL	79
4. FICHAS DE SEGURIDAD	79
DOCUMENTO II. PLANOS	95
DOCUMENTO III. PLIEGO DE CONDICIONES	97
DOCUMENTO IV. PRESUPUESTO.....	102

RESUMEN

En este proyecto se ha llevado a cabo el desarrollo y simulación del proceso químico de producción del Etilbenceno, para luego realizar un estudio económico y presentar una propuesta de integración de energía mediante el diseño de una red válida de cambiadores de calor basada en la tecnología Pinch y las leyes de la Termodinámica, en la que se llevan a cabo intercambios de calor entre corrientes calientes -que necesitan enfriarse- y frías -que necesitan calentarse-, además de los servicios disponibles para un buen aprovechamiento energético dentro del proceso.

PALABRAS CLAVES

Simulación de un proceso químico; Etilbenceno; Integración de energía; Análisis Pinch; Costes de inversión y energía.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar quiero agradecer a Dios porque es el motor de todo lo que hago y sin tenerlo presente cada día nada hubiese sido sencillo de llevar.

Quiero agradecer a mi tutor José A. Caballero S. por su dedicación, paciencia y orientación en este trabajo en todo momento. Sus consejos y su ayuda han supuesto una parte muy importante en la realización del trabajo.

Un especial agradecimiento a mis papás Isabel y Ramón, porque sin ellos nada de esto hubiese sido posible, gracias por ser el mejor ejemplo a seguir y por esforzarse tanto por darme lo mejor y enseñarme tanto desde la humildad.

Agradezco a toda mi familia, mis abuelos, tíos y primos por su apoyo incondicional durante esta etapa, aun estando lejos. En especial a mi abuelita Delhy, por estar ahí cada día y cuidarme con tanto amor.

A Omar por todo su amor y apoyo incondicional en cada momento y durante tantos años, aún en la distancia.

A todos mis compañeros y profesores que he ido conociendo durante estos años en la Universidad de Alicante, por ayudarme, tenerme paciencia y acogerme con especial cariño desde que llegué de Venezuela.

Por último pero no menos importante, quiero agradecer a todas aquellas personas que desde Venezuela han estado allí siempre pendientes y apoyándome, muy en especial a todos mis compañeros de la Universidad Simón Bolívar y compañeras del Colegio La Consolación.

A todos los que forman parte de mi vida, muchísimas gracias.

DOCUMENTO I.
MEMORIA

DOCUMENTO I. MEMORIA

1. OBJETO	8
2. ANTECEDENTES	9
3. ALTERNATIVAS DEL PROCESO QUÍMICO	10
4. REFERENCIAS	11
5. SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS	14
6. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	16
7. MATERIAS PRIMAS	18
7.1 BENCENO	18
7.2 ETILENO	18
7.3 ETILBENCENO.....	19
8. RESULTADOS FINALES	20
8.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO QUÍMICO DEL ETILBENCENO EN HYSYS .	20
8.2 PROPUESTA DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA AL PROCESO	29
8.3 ESTUDIO ECONÓMICO	40
8.3.1 PROPUESTA ECONÓMICA DE LA INTEGRACIÓN DE ENERGÍA	40
8.3.2 COSTE DE LOS EQUIPOS	44
8.4 SOLUCIÓN APORTADA	45

1. OBJETO

El objetivo es simular el proceso de producción de etilbenceno y llevar a cabo la integración energética del proceso mediante el uso de la tecnología de pinch. Para ello, y teniendo en cuenta que hoy en día existen un gran número de simuladores comerciales que permiten resolver de forma rigurosa problemas en estado estacionario y dinámico, se escogerá la herramienta informática de simulación Aspen HYSYS V.9 para el desarrollo y simulación del proceso químico de producción del Etilbenceno

Además de realizar la simulación de dicho proceso, partiendo de los resultados obtenidos, se ha de realizar un estudio económico que contemple el coste de los equipos y de la propuesta de integración de energía mediante el diseño de una red válida de cambiadores de calor. El estudio de los resultados provenientes de la solución adoptada permitirá profundizar de manera amplia el conocimiento de la tecnología empleada, así como del desarrollo de una gran habilidad en el uso del simulador Aspen HYSYS.

2. ANTECEDENTES

En este trabajo se presenta el desarrollo, simulación e integración energética del proceso de producción del etilbenceno junto con un estudio económico y una propuesta de integración energética, dada la gran importancia que tiene su producción en la industria.

Ahora bien, esta propuesta de integración energética, está basada en una tecnología especial, definida como análisis pinch. El análisis pinch, se ubica dentro de los métodos secuenciales que buscan simplificar problemas de gran complejidad en distintos apartados, como lo explican Da Silva y Caballero (2012), mencionando que el objetivo es lograr un mínimo uso de servicios externos, que para el caso de estudio, se realizará con el problema en forma de tabla, aunque también puede hacerse partiendo de un problema lineal LP, para luego, desarrollar una red válida que cumple con el criterio de servicios mínimos, aunque no se tenga la garantía de ser óptima desde el punto de vista del coste anualizado de inversión.

Claramente, el cumplimiento de estos objetivos ha tenido un largo recorrido de estudio por varios investigadores desde Linnhoff & Hindmarsh (1983) hasta quienes aún se mantienen investigando en la actualidad, como Gundersen (2018) & Grossmann (2019).

No obstante hay quienes han desarrollado otras formas de ver el problema desde el punto de vista del diseño simultáneo, contrario al secuencial ya que no divide el problema en varios apartados sino que tiene en cuenta varios factores a la vez, como Yuan et al (1989), Floudas & Ciric (1989), Yee & Grossmann (1990), etc.

3. ALTERNATIVAS DEL PROCESO QUÍMICO

La mejor alternativa siempre consiste en seleccionar el proceso que involucre un mejor pretratamiento, zona de reacción, separación y tratamiento de efluentes, que presenten el menor coste económico posible, el mejor rendimiento de producción, la menor generación de residuos y el funcionamiento más adecuado de los equipos involucrados en cada etapa.

El etilbenceno (CH_2CH_3) es usado comúnmente vía deshidrogenación catalítica como materia prima para la manufactura del estireno, utilizándose posteriormente para la fabricación de polímeros y copolímeros termoplásticos, elastoméricos y resinas de poliéster no saturado. No obstante, el etilbenceno también tiene otros fines que le permiten acumularse en los esquemas de procesamiento de reciclaje como diluyente y, por lo tanto, tiene un fuerte impacto en la separación de los isómeros de los xilenos individuales, sabiendo además que este proviene, generalmente, del benceno y etileno. De esta manera, se convierte en un producto de gran importancia en diversidad de aplicaciones, teniendo una producción mundial de aproximadamente $25 \cdot 10^6$ Tm. Una posible alternativa al proceso común, sería la utilización de materias primas que provengan de otro proceso, como por ejemplo la destilación del petróleo, de forma que se reduzcan costes en ese aspecto.

En la producción del etilbenceno se realiza un proceso de alquilación (fase líquida o vapor), el cual puede hacerse tanto en un medio homogéneo como heterogéneo. En estos últimos años según Perego (2002), el proceso homogéneo en fase líquida es utilizado en un 20% y en fase vapor en un 40%, el porcentaje restante es el producido en fase líquida heterogénea. Entre los distintos estudios sobre procesos de alquilación en los cuales se ha propuesto mejorar estos procesos se encuentra el proceso de CDTech o el de Mobil-Badger, en este último, el catalizador empleado es la zeolita ZSM-5 que aumenta la difusión del producto en cuestión y evita otros inconvenientes comunes, también se emplean catalizadores como el MCM-22 que buscan aumentar los tiempos de operación, un detalle importante cuando de tratamiento de residuos al medioambiente se trata, y distintos tipos de catalizadores adicionales. En conclusión, existe un largo estudio de procesos de alquilación para la obtención del etilbenceno, dependerá de lo que se quiere y de lo que se tiene para elegir uno de ellos como el más adecuado.

4. REFERENCIAS

Agencia para Sustancias Tóxicas y el Registro de Enfermedades. (ATSDR). (1999) *Reseña Toxicológica del Etilbenceno*. Atlanta, GA: Departamento de Salud y Servicios Humanos de EE.UU., Servicio de Salud Pública.

American Institute of Chemical Engineers. (1994) *Dow's fire & explosion index hazard classification guide*. 7ª ed. New York : American Institute of Chemical Engineers.

Caballero Suárez, J.A. (2013) *Integración de Energía: Análisis Pinch*. Alicante: Asignatura Simulación, Optimización y Diseño de Procesos Químicos.

Da Silva Sá Ravagnani, M.A. y Caballero Suárez, J.A. (2012) *Redes de cambiadores de calor*. Alicante: Publicaciones de la Universidad de Alicante.

ECHA (European Chemical Agency) *Substances information*. Disponible en: <https://echa.europa.eu/substance-information/-/substanceinfo/100.000.685> [Consultado 03-04-2019].

Incropera, Frank P. (1999) *Fundamentos de transferencia de calor*. 4ª ed. México: Prentice Hall.

Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT).(s.f) *Fichas internacionales de seguridad química*. Disponible en: www.insht.es/fisq [Consultado 19-04-2019].

Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT). (2004) *Nota Técnica de Prevención (NTP) 679: Análisis modal de fallos y efectos (AMFE)*. Disponible en: https://www.insst.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/601a700/ntp_679.pdf . [Consultado 03-06-2019].

Grossmann, Ignacio E. *et al* (2019) *Global Optimization Algorithm for Multi-period Design and Planning of Centralized and Distributed Manufacturing Networks*. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0098135419301310> [Consultado 12-06-2019].

Gundersen, Truls, *et al* (2018) *Work and Heat Integration - a New Field in Process Synthesis and PSE*. Disponible en: <https://www.mdpi.com/2227-9717/7/6/350/htm> [Consultado 12-06-2019].

Kirk, Raymond y Kroschwitz, Jacqueline I. (1992). *Encyclopedia of Chemical Technology de Kirk-Othmer* 4ª ed, Vol. 23, cap. “Styrene”, pages 334 – 347, New York: John Wiley & Sons.

Kirk, Raymond y Kroschwitz, Jacqueline I. (1992). *Encyclopedia of Chemical Technology de Kirk-Othmer*, 4ª ed, Vol. 24, cap. “Xilenes and Ethylbenzene”, p. 709. New York: John Wiley & Sons.

Linnhoff & Hindmarsh (1983) *The pinch design method for heat exchanger networks*. Chemical Engineering Science. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0009250983801857?via%3Dihub> [Consultado 02-04-2019]

Perego Carlo. Catalysis Today. (2002), *Recent advances in the industrial alkylation of aromatics: new catalysts and new processes*. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0920586101005119> . [Consultado 04-05-2019].

Peters, M.S. & Timmerhaus, K.D.(1991) *Plant design and economics for chemical engineering*, 4ª ed. Mc-Graw-Hill.

Registro Estatal de Emisiones y Fuentes Contaminantes, PRTR España (2019) *Etilbenceno*. Disponible en: <http://www.prtr-es.es/Etilbenceno-712112007.html> [Consultado 05-05-2019]

Richard Turton, R. *et al.* (2018). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. 5^a ed. Prentice Hall.

Smith, R. (s.f). *Chemical Process Design and Integration*. Centre for Process Integration School of Chemical Engineering and Analytical Science, University of Manchester.

Zhonglan Industry Co, China (2019). *Venta y almacenamiento del etilbenceno*. Disponible en: <http://www.zhonglanindustry.com/es/product/ethyl-benzene/> [Consultado 14-05-2019].

5. SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

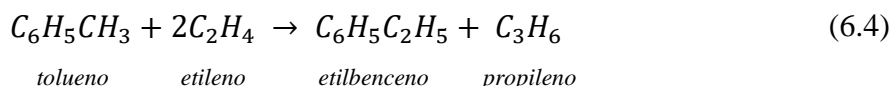
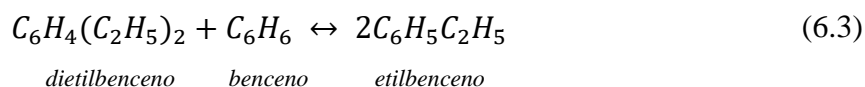
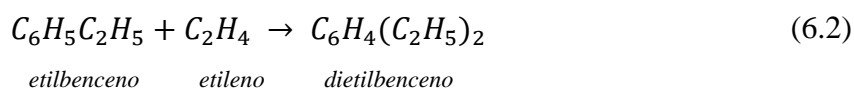
A	Área
HP	Alta presión (referido al vapor)
BP	Baja presión (referido al vapor)
MP	Media presión (referido al vapor)
h	Coefficiente de transmisión de calor por convección
U	Coefficiente global de transmisión de calor
k	Conductividad
kl	Conductividad del líquido
Cf	Constante dependiente del material de la superficie
λ	Calor latente
Cp	Capacidad calorífica del fluido
Cp^o	Coste general de equipos
C_{BM}	Coste final de equipos
s	Constante para el agua y otros materiales en el cálculo de h
$k_{o,i}$	Constante cinética de reacción
K_i	Constante de costes de equipos
B_i	Constante en la determinación de costes
C_i^a	Concentración de los componentes
R	Constante de los gases ideales
Q	Calor
Ro	Densidad del fluido
ρv	Densidad del vapor
ρl	Densidad del líquido
EB	Etilbenceno
Ei	Energía de activación
DEB	Dietilbenceno
FCp	Flujo de calor asociado a una corriente
F_p	Factor de presión
F_M	Factor de material
g	Gravedad
ΔT_{ml}	Media logarítmica de la temperatura

Nu	Número de Nusselt
Re	Número de Reynolds
Pr	Número de Prandt
Pr_l	Número de Prandt del líquido
A	Parámetro que define el coste
P	Presión
σ	Tensión superficial
T	Temperatura
Ts	Temperatura de salida
Te	Temperatura de entrada
μ	Viscosidad del fluido a la temperatura del mismo
μ_l	Viscosidad del líquido
$-r_i$	Velocidad de reacción

6. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso por medio del cual se obtiene el etilbenceno que se ha de estudiar, será aquel en el que se obtiene dicho producto a partir de benceno y etileno, en un proceso altamente exotérmico, produciéndose vapor que puede incluso ser aprovechado en otros procesos como el de la producción de estireno. Para llevarse a cabo se necesitaría una columna con hasta 300 pisos o más, no obstante esto no es práctico y se lleva al caso de dos columnas en serie con un alto consumo de energía.

Este proceso requiere de una serie de reacciones en las que participan en primer lugar, el benceno y el etileno por adición, para obtener el etilbenceno (ver ec. 6.1). En segundo lugar, una reacción entre el etilbenceno y el etileno, que forma dietilbenceno (ver ec. 6.2), sin contar algunas reacciones adicionales posibles. En tercer lugar el dietilbenceno es separado y devuelto al reactor al que también se añade benceno (ver ec. 6.3), aumentando así la producción del etilbenceno en el equilibrio. Y por último, en cuarto lugar, como el benceno contiene una proporción de tolueno, se hace reaccionar con el etileno disponible formando etilbenceno y propileno (ver ec. 6.4). La reacción de forma global, ocurre en la fase gaseosa.



La reacción cinética proveniente de un nuevo catalizador, tal y como lo expone de nuevo Turton, *et al.* (2018), será la siguiente (con unidades de r_i en kmol/s/m^3 y C_i en $\text{kmol/m}^3\text{-gas}$) y se utilizarán para ello, los datos de la tabla 6.1 dispuestos a continuación:

$$-r_i = k_{o,i} e^{-E_i/RT} C_{\text{etileno}}^a C_{\text{etilbenceno}}^b C_{\text{tolueno}}^c C_{\text{benceno}}^d C_{\text{dietilbenceno}}^e \quad (6.5)$$

Tabla 6.1. Parámetros cinéticos para las distintas reacciones del proceso químico.

i	E (kcal/kmol)	$k_{o,i}$	a	b	c	d	e
6.1	22500	$1 \cdot 10^6$	1	0	0	1	0
6.2	22500	$6 \cdot 10^5$	1	1	0	0	0
6.3	25000	$7,8 \cdot 10^6$	0	0	0	1	1
6.4	20000	$3,8 \cdot 10^8$	2	0	1	0	0

Finalmente, a lo largo de la simulación de la planta de producción de etilbenceno, se emplean cuatro reactores para llevar a cabo las reacciones requeridas (ver ecuaciones 6.1-6.4), una serie de intercambiadores a lo largo de toda la planta sin contar los pertenecientes a las columnas, dos columnas de destilación que permiten que se lleve a cabo la separación de los hidrocarburos y un separador gas – líquido para ir separando el componente deseado del no deseado, como sucede en la primera columna en la que se extrae por el destilado el gas combustible. Adicionalmente, se han colocado mezcladores a lo largo de la planta que se traducen en recipientes de mezcla.

En el apartado 8.1 correspondiente a la simulación del proceso químico en el simulador de Aspen HYSYS, se explica a detalle el proceso junto a todos los equipos que se utilizaron en el desarrollo de la simulación.

7. MATERIAS PRIMAS

Aún y cuando son varios los compuestos químicos involucrados dentro del proceso del etilbenceno, este apartado se centrará en el conocimiento de las dos materias primas responsables de dicho proceso de producción: el benceno y el etileno. Posteriormente, se comentarán también las propiedades más importantes del compuesto clave: el etilbenceno.

7.1 BENCENO

Con forma de anillo, viene a ser un hidrocarburo poliinsaturado de fórmula C_6H_6 y con gran estabilidad. A nivel de propiedades químicas es un líquido, incoloro y dulce, que tiende a evaporarse bruscamente en la atmósfera y difícilmente puede solubilizarse en agua debido a que la unión del anillo se basa en fuerzas intermoleculares muy débiles. Para profundizar un poco acerca de sus propiedades y riesgos, es recomendable consultar la ficha de seguridad del Anexo III: Seguridad y Medioambiente.

A nivel industrial el benceno es utilizado en la manufactura de otros productos químicos usados para la fabricación de plásticos, resinas, nylon y fibras sintéticas. En la actualidad, esta sustancia se fabrica y / o importa en el Espacio Económico Europeo en 1.000.000 – 10.000.000 toneladas por año, según fuentes de la web de ECHA (European Chemical Agency). Además, si se habla de la producción mundial, según Kirk-Othmer (1992), el 51% del benceno producido se utiliza como materia prima para la producción de etilbenceno, sabiendo que este se produce por la alquilación con el etileno. A nivel comercial, el benceno se encuentra en distintas presentaciones, la más común es libre de dióxido de azufre y de sulfuro de hidrógeno, con una pequeña concentración de tiofeno (máximo 1 ppm) o sin ella, y otro porcentaje pequeño de no aromáticos (máximo 0,15%).

7.2 ETILENO

El etileno es uno de los compuestos orgánicos de mayor producción debido a que forma parte importante de la industria petroquímica, siendo además intermediario en un largo recuento de procesos químicos, entre ellos los referentes a polímeros como lo son las resinas,

los plásticos, las fibras y los elastómeros, sin dejar de lado por supuesto aquellos productos como solventes, recubrimientos, entre otros, tal y como es descrito por Kirk-Othmer (1992), quien además expone las propiedades físicas y químicas del etileno mencionando que es el hidrocarburo olefínico más ligero, incoloro y de olor sutilmente dulce.

Por otra parte, entre sus propiedades químicas, es importante destacar que reacciona por adición, como lo hace en este caso con el benceno, gracias a su doble enlace, de forma que puede dar lugar a hidrocarburos saturados, compuestos derivados o polímeros. Para profundizar un poco acerca de sus propiedades y riesgos, es recomendable consultar la ficha de seguridad del Anexo III: Seguridad y Medioambiente.

El etileno por ser gaseoso, tiene grandes dificultades a la hora de almacenarse y transportarse, ya que debe mantenerse en condiciones criogénicas, por lo que generalmente se trata en industrias de gran tamaño y envergadura, generalmente de tipo petroquímico o derivados.

Es importante destacar que según Kirk-Othmer (1992), alrededor de un 7% es usado en la producción del etilbenceno, sabiendo que al igual que se explicó en el caso del benceno, la alquilación de ambos, produce el etilbenceno.

7.3 ETILBENCENO

El etilbenceno es el producto deseado, con lo cual, además de lo ya comentado anteriormente, es importante destacar algunas de sus propiedades, ya que es un líquido inflamable, incoloro y de olor similar a la gasolina. Es casi insoluble en agua pero puede miscibilizarse con disolventes de tipo orgánicos y sustancias como aceites y grasas, denominadas lipófilas; también tiene gran afinidad con el aire, capaz de formar mezclas explosivas.

Por otra parte, es capaz de reaccionar con oxidantes fuertes y atacar también a los materiales plásticos y al caucho. Es una sustancia prácticamente insoluble en agua, pero miscible con disolventes orgánicos y sustancias lipófilas (aceites y grasas). En forma gaseosa se mezcla bien con el aire, formando mezclas explosivas. Para profundizar un poco acerca de sus propiedades y riesgos, es recomendable consultar la ficha de seguridad del Anexo III: Seguridad y Medioambiente.

8. RESULTADOS FINALES

8.1 SIMULACIÓN DEL PROCESO QUÍMICO DEL ETILBENCENO EN HYSYS

Para desarrollar el proceso químico del etilbenceno, ha sido necesario hacer uso de una herramienta informática: el simulador Aspen Hysys V.9, el cual ha permitido que se simule de forma adecuada todo el proceso de producción de la planta.

En cuanto a los resultados que han de obtenerse, hay que destacar que estos dependerán de los datos de entrada y su calidad, es por ello que se ha de partir de los datos de una planta de producción de etilbenceno que ha sido previamente estudiada por Turton, *et al.* (2018), de forma que se logre un diseño adecuado del proceso y luego así poder modificar de acuerdo al ajuste de lo requerido para este caso.

En cuanto al desarrollo en HYSYS, se introdujeron todos los componentes presentes y las reacciones con su respectiva cinética y estequiometría (ver tabla 6.1), manejando un modelo termodinámico especializado denominado “Peng-Robinson”, el cual es el más adecuado para cálculos de equilibrio líquido-vapor y sistemas de hidrocarburos.

Acto seguido se procedió a desarrollar la planta en sí, dibujando en el espacio de simulación de Aspen HYSYS y añadiendo cada equipo bajo ciertas especificaciones logrando converger todo el proceso al final (ver figura 8.1.1). Para ello, se estudiaron una gran cantidad de factores y variables, algunas descritas en el Anexo I de la presente memoria, con el fin de obtener al final del todo un 99,8 % de etilbenceno desde el destilado de la segunda columna del proceso. Los datos obtenidos de cada una de las corrientes del proceso, se encuentran a continuación en la tabla 8.1.1.

Para entender mejor la figura 8.1.1, es necesario conocer el proceso químico de obtención del etilbenceno y con ello el detalle de la simulación que se explica a continuación:

En primer lugar se han introducido las corrientes 1 y 2 de alimento de benceno y etileno, especificando sus composiciones, luego la corriente 1 se ha hecho pasar a un recipiente en el cual también entra el benceno que se recicla, posteriormente, la corriente es bombeada (P100) y llevada a una serie de calderas que por sus altas temperaturas se comportan como un horno en el que se lleva la corriente a la temperatura de reacción (E-100 y E-101).

Posterior a ello, mediante un mezclador (TEE-100) se introducen a la zona de los reactores de flujo pistón adiabáticos en serie (PFR-100, PFR-101 y PFR-102), tanto la corriente 3C como la 4 -proveniente del mezclador (MIX-100) de la corriente 2 con etileno -, de manera que se lleve a cabo la adición y el enfriamiento de la corriente de alimentación en las distintas etapas.

El efluente del primer reactor (PFR-100), se mezcla con más cantidad de etileno de alimentación para ser llevado a una caldera (E-102) que genera vapor y hace que la corriente se enfríe antes de llegar al segundo reactor (PFR-101), donde se repite el proceso anterior, generándose más vapor en la caldera siguiente (E-103). La corriente que resulta, es llevada a un tercer reactor (PFR-102).

La corriente efluente del tercer reactor, al contener benceno y etileno sin reaccionar y gases que pueden condensarse, se enfría en dos calderas (E-104 y E-105) generándose más vapor que pudiese en caso tal, ser vendido a una posible planta de estireno cercana, que es generalmente a donde se lleva el etilbenceno producido.

Luego, se emplea un condensador (E-106) que compensa ese cambio de fases y se enfría la corriente, para luego ser enviada a un separador de fases: gas – líquido (V-100), de forma que se separan los gases ligeros como gas combustible y el líquido condensado que va hacia la primera columna de benceno (T-100).

En dicha columna se separa el benceno que no reacciona por la cabeza de la misma para ser enviado de vuelta al inicio del proceso desde donde parte la corriente de alimentación de benceno. Por la cola, se obtiene una corriente que es enviada directamente a la segunda columna (T-101), de forma que se obtenga finalmente el producto deseado: etilbenceno, con una proporción de dietilbenceno muy pequeña.

El producto que sale por la cola de la columna, es impulsado por una bomba (P-101) hacia un recipiente mezclador en el que también se mezcla la corriente proveniente del benceno que sale de la primera columna, impulsado por otra bomba (P-102).

La corriente resultante es llevada a una serie de calderas (E-107, E-108 y E-109) de forma que luego sea introducido en un cuarto reactor (PFR-103) para que se produzca etilbenceno y benceno sin reaccionar y de esta manera mezclarse con la corriente que entra a la caldera (E-104) que se encuentra después del tercer reactor.

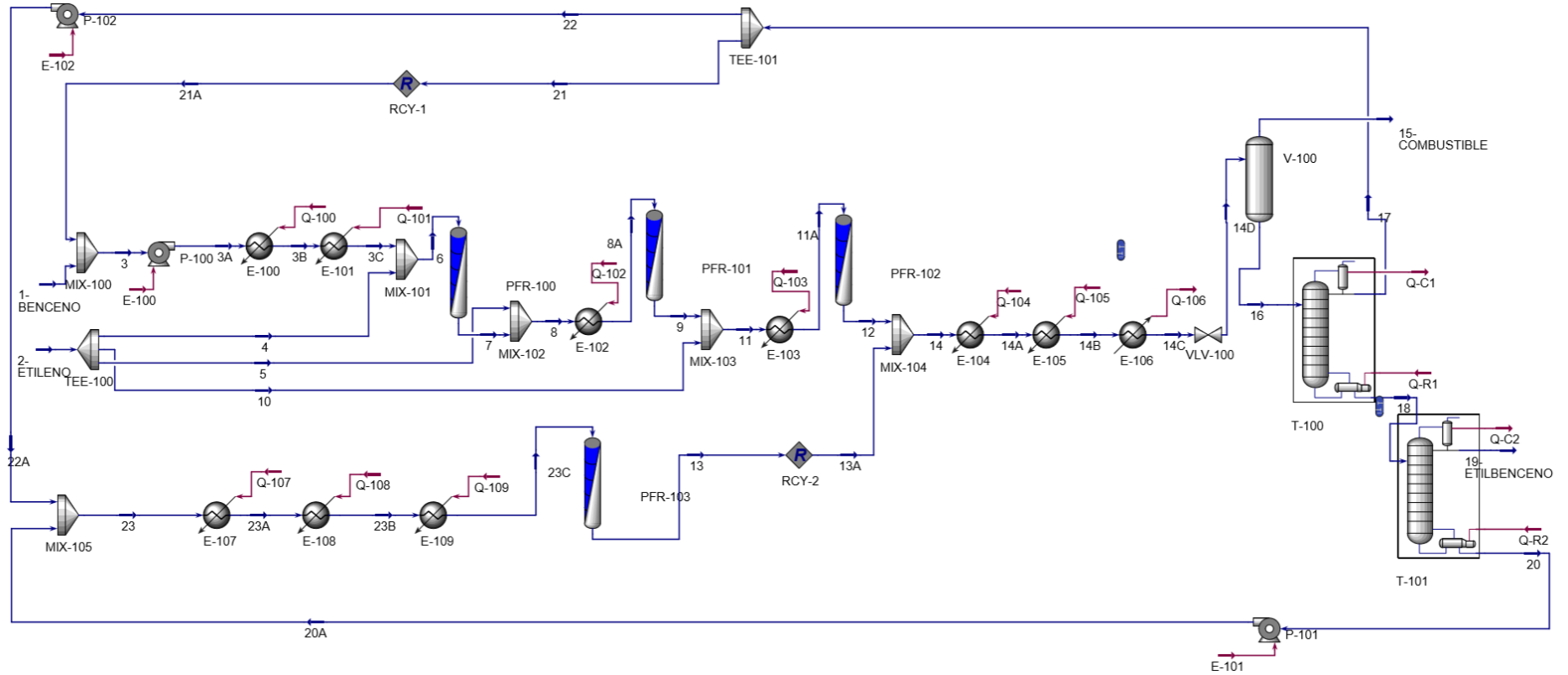


Figura 8.1.1. Diagrama de flujo del proceso químico del etilbenceno.

Tabla 8.1.1. Datos de las corrientes calculadas en la simulación del proceso de producción del etilbenceno.

Corrientes	1- BENCENO	2- ETILENO	3	3C	5
Fracción de vapor	0	1	0	1	1
Temperatura (°C)	25,00	25,00	35,54	222,59	25,00
Presión (kPa)	110	2000	110	1985	2000
Flujo molar (kmol/h)	99,00	100,00	229,00	229,00	35,00
Flujo másico (kg/h)	7760,95	2819,49	17835,69	17835,69	986,82
Flujo de calor (kW)	1347,85	1187,08	3181,21	6588,11	415,48
Composición					
Fracción molar (Benceno)	0,9798	0,0000	0,9827	0,9827	0,0000
Fracción molar (Etileno)	0,0000	0,9300	0,0006	0,0006	0,9300
Fracción molar (E-Benceno)	0,0000	0,0000	0,0003	0,0003	0,0000
Fracción molar (14-EBenceno)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fracción molar (Tolueno)	0,0202	0,0000	0,0087	0,0087	0,0000
Fracción molar (Propeno)	0,0000	0,0000	0,0037	0,0037	0,0000
Fracción molar (Etano)	0,0000	0,0700	0,0040	0,0040	0,0700

Corrientes	6	4	10	8A	8
Fracción de vapor	0,99	1	1	1	0,99
Temperatura (°C)	214,48	25,00	25,00	380,00	205,95
Presión (kPa)	1985	2000	2000	1960	1970
Flujo molar (kmol/h)	259,00	30,00	35,00	293,59	293,59
Flujo másico (kg/h)	18681,54	845,85	986,82	19668,36	19668,36
Flujo de calor (kW)	6944,23	356,13	415,48	9256,37	7359,28
Composición					
Fracción molar (Benceno)	0,8689	0,0000	0,0000	0,7661	0,7661
Fracción molar (Etileno)	0,1082	0,9300	0,9300	0,2040	0,2040
Fracción molar (E-Benceno)	0,0002	0,0000	0,0000	0,0016	0,0016
Fracción molar (14-EBenceno)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fracción molar (Tolueno)	0,0077	0,0000	0,0000	0,0059	0,0059
Fracción molar (Propeno)	0,0033	0,0000	0,0000	0,0039	0,0039
Fracción molar (Etano)	0,0116	0,0700	0,0700	0,0186	0,0186

Tabla 8.1.1. Datos de las corrientes calculadas en la simulación del proceso de producción del etilbenceno. (Continuación)

Corrientes	11	11A	13A	14	14A
Fracción de vapor	1	1	1	1	1
Temperatura (°C)	487,76	380,00	500,73	456,27	280,00
Presión (kPa)	1945	1935	1985	1920	1920
Flujo molar (kmol/h)	270,45	270,45	56,61	295,83	295,83
Flujo másico (kg/h)	20655,36	20655,36	4448,79	25104,22	25104,22
Flujo de calor (kW)	9672,28	8216,26	2318,88	10534,96	7826,88
Composición					
Fracción molar (Benceno)	0,6230	0,6230	0,9492	0,6489	0,6489
Fracción molar (Etileno)	0,1204	0,1204	0,0000	0,0046	0,0046
Fracción molar (E-Benceno)	0,2167	0,2167	0,0373	0,3043	0,3043
Fracción molar(14-EBenceno)	0,0000	0,0000	0,0001	0,0033	0,0033
Fracción molar (Tolueno)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fracción molar (Propeno)	0,0106	0,0106	0,0065	0,0109	0,0109
Fracción molar (Etano)	0,0293	0,0293	0,0069	0,0281	0,0281

Corrientes	14B	14C	14D	15- COMBUSTIBLE	16
Fracción de vapor	0	0	0,065	1	0
Temperatura (°C)	170,00	80,00	71,53	71,53	71,53
Presión (kPa)	1920	1920	124	124	124
Flujo molar (kmol/h)	295,83	295,83	295,83	19,15	276,68
Flujo másico (kg/h)	25104,22	25104,22	25104,22	1044,99	24059,23
Flujo de calor (kW)	4117,82	2822,24	2822,24	80,62	2741,61
Composición					
Fracción molar (Benceno)	0,6489	0,6489	0,6489	0,4399	0,6634
Fracción molar (Etileno)	0,0046	0,0046	0,0046	0,0610	0,0007
Fracción molar (E-Benceno)	0,3043	0,3043	0,3043	0,0294	0,3233
Fracción molar(14-EBenceno)	0,0033	0,0033	0,0033	0,0000	0,0035
Fracción molar (Tolueno)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fracción molar (Propeno)	0,0109	0,0109	0,0109	0,1043	0,0044
Fracción molar (Etano)	0,0281	0,0281	0,0281	0,3654	0,0047

Tabla 8.1.1. Datos de las corrientes calculadas en la simulación del proceso de producción del etilbenceno. (Continuación)

Corrientes	18	17	19- ETILBENCENO	20	20A
Fracción de vapor	0	0	0	0	0
Temperatura (°C)	146,40	43,38	139,03	190,92	192,36
Presión (kPa)	132	110	110	140	2000
Flujo molar (kmol/h)	90,51	186,17	89,45	1,06	1,06
Flujo másico (kg/h)	9631,74	14427,49	9491,45	140,29	140,29
Flujo de calor (kW)	327,11	2624,98	295,71	-6,72	-6,58
Composición					
Fracción molar (Benceno)	0,0020	0,9849	0,0021	0,0000	0,0000
Fracción molar (Etileno)	0,0000	0,0010	0,0000	0,0000	0,0000
Fracción molar (E-Benceno)	0,9872	0,0005	0,9979	0,0840	0,0840
Fracción molar (14-EBenceno)	0,0108	0,0000	0,0000	0,9160	0,9160
Fracción molar (Tolueno)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fracción molar (Propeno)	0,0000	0,0066	0,0000	0,0000	0,0000
Fracción molar (Etano)	0,0000	0,0071	0,0000	0,0000	0,0000

Corrientes	23	23C	7	9	12
Fracción de vapor	0	1	1	1	1
Temperatura (°C)	50,78	500,00	214,23	509,47	446,91
Presión (kPa)	2000	2000	1970	1945	1920
Flujo molar (kmol/h)	57,23	57,23	258,59	235,45	239,22
Flujo másico (kg/h)	4493,04	4493,04	18681,54	19668,53	20655,42
Flujo de calor (kW)	788,97	2342,46	6943,80	9256,80	8216,07
Composición					
Fracción molar (Benceno)	0,9666	0,9666	0,8697	0,7156	0,5778
Fracción molar (Etileno)	0,0010	0,0010	0,1057	0,0001	0,0056
Fracción molar (E-Benceno)	0,0020	0,0020	0,0018	0,2489	0,3674
Fracción molar (14-EBenceno)	0,0170	0,0170	0,0000	0,0000	0,0041
Fracción molar (Tolueno)	0,0000	0,0000	0,0067	0,0000	0,0000
Fracción molar (Propeno)	0,0065	0,0065	0,0044	0,0121	0,0119
Fracción molar (Etano)	0,0069	0,0069	0,0117	0,0232	0,0331

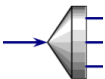
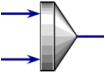
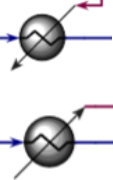
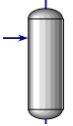
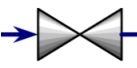
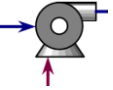
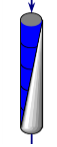
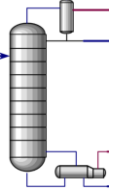
Tabla 8.1.1. Datos de las corrientes calculadas en la simulación del proceso de producción del etilbenceno. (Continuación)

Corrientes	13	3A	22	21	22A
Fracción de vapor	1	0	0	0	0
Temperatura (°C)	500,71	37,30	43,38	43,38	45,13
Presión (kPa)	1985	2000	110	110	2000
Flujo molar (kmol/h)	57,18	229,00	56,17	130,00	56,17
Flujo másico (kg/h)	4493,04	17835,69	4352,75	10074,74	4352,75
Flujo de calor (kW)	2342,32	3195,75	791,95	1833,03	795,55
Composición					
Fracción molar (Benceno)	0,9496	0,9827	0,9849	0,9849	0,9849
Fracción molar (Etileno)	0,0000	0,0006	0,0010	0,0010	0,0010
Fracción molar (E-Benceno)	0,0369	0,0003	0,0005	0,0005	0,0005
Fracción molar (14-EBenceno)	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fracción molar (Tolueno)	0,0000	0,0087	0,0000	0,0000	0,0000
Fracción molar (Propeno)	0,0065	0,0037	0,0066	0,0066	0,0066
Fracción molar (Etano)	0,0069	0,0040	0,0071	0,0071	0,0071

Corrientes	21A	3B	23A	23B
Fracción de vapor	0	0	0	1
Temperatura (°C)	43,45	216,42	213,07	232,07
Presión (kPa)	110	1985	2000	2000
Flujo molar (kmol/h)	130,00	229,00	57,23	57,23
Flujo másico (kg/h)	10074,74	17835,69	4493,04	4493,04
Flujo de calor (kW)	1833,36	5020,52	1210,34	1636,05
Composición				
Fracción molar (Benceno)	0,9849	0,9827	0,9666	0,9666
Fracción molar (Etileno)	0,0010	0,0006	0,0010	0,0010
Fracción molar (E-Benceno)	0,0005	0,0003	0,0020	0,0020
Fracción molar (14-EBenceno)	0,0000	0,0000	0,0170	0,0170
Fracción molar (Tolueno)	0,0000	0,0087	0,0000	0,0000
Fracción molar (Propeno)	0,0066	0,0037	0,0065	0,0065
Fracción molar (Etano)	0,0071	0,0040	0,0069	0,0069

Ahora bien, es importante conocer qué datos se han especificado a lo largo de la simulación de cada uno de los equipos de la planta para conseguir los resultados antes presentados en la tabla 8.1.1, de forma que se realiza un resumen a continuación de cada tipo de equipo de forma genérica (ver tabla 8.1.2) junto a los grados de libertad y un esquema de la unidad.

Tabla 8.1.2. Especificaciones a asignar en cada equipo empleado en la simulación del proceso químico del etilbenceno.

UNIDAD DEL PROCESO	ESPECIFICACIONES	ESQUEMA DE LA UNIDAD
DIVISOR	Alimento (Flujo molar+P+T) y fracciones de separación a la salida	
MEZCLADOR	Alimentos (Flujo molar+P+T)	
CALENTADOR/ ENFRIADOR	Alimento (Flujo molar+P+T) + ΔP + T_s ó fracción de vapor	
SEPARADOR GAS LÍQUIDO	Alimento (Flujo molar+P+T)	
VÁLVULA	Alimento (Flujo molar+P+T) + ΔP ó P_s	
BOMBA	Alimento (Flujo molar+P+T) + ΔP ó P_s	
REACTOR DE FLUJO PISTÓN CINÉTICO	Alimento (Flujo molar+P+T) + Reacción + ΔP + Volumen + Longitud	
COLUMNA DE DESTILACIÓN	Alimento (Flujo molar+P+T) + ΔP + Recuperación del destilado y del residuo + Número de pisos y piso óptimo	

8.2 PROPUESTA DE INTEGRACIÓN ENERGÉTICA AL PROCESO

Para llevar a cabo el diseño de una red de cambiadores de calor que no sea quizás la óptima pero sí una red válida con un mínimo consumo de servicios, aprovechando al máximo todas las posibilidades de calentamiento y enfriamiento entre las propias corrientes, será necesario tener en cuenta distintos factores y reglas a la hora de diseñarla, es por ello que a continuación se detalla el método del análisis del pinch para entender mejor el procedimiento de obtención de la red, basado en los apuntes extraídos de Caballero (2013).

En primer lugar, es necesario extraer los datos de temperatura de entrada y salida de todas las corrientes calientes y frías que se encuentran dentro del proceso que se ha simulado en Aspen HYSYS, posterior a ello, se calculará el producto del caudal másico y la capacidad calorífica (FCP) de cada corriente, gracias al dato previamente extraído del calor Q , tal y como explica la ecuación 8.2.1, teniendo en cuenta que siempre debe existir una diferencia mínima de temperaturas entre la corriente caliente y fría para que la transferencia de calor sea factible sin aumentar el área de transferencia en exceso.

$$Q = \int_{T_{ent}}^{T_{sal}} F C_p dT = F C_p (T_{sal} - T_{ent}) \quad (8.2.1)$$

A continuación se ha construido una tabla con las temperaturas de las corrientes modificadas ligeramente por un $\Delta T_{min} = 10^\circ\text{C}$, que es el más común a usar en estos procesos químicos, de forma que a las corrientes frías se les suma el $\Delta T_{min}/2$ y a las calientes se les reste ese valor (ver Tabla 8.2.1).

Por otra parte, también es necesario realizar el cálculo de los coeficientes individuales de transmisión de calor “h” de cada una de las corrientes, para ello se asumirá una velocidad razonable de circulación (flujo turbulento, número de Reynolds $Re \geq 10.000$) y en conjunto con las propiedades físicas del fluido, se utilizarán distintas correlaciones del número de Nusselt, según sea el caso y luego, se procederá a calcular el valor de “h” (ec. 8.2.2).

En primer lugar, es importante tener en mente que la correlación del número de Nusselt variará en aquellas corrientes en las que únicamente se enfría o se calienta el fluido

(ec.8.2.3), propuesta por Dittus Boelter (1930), en la cual lo único a modificar será que el valor al que está elevado el número de Prandtl (ec. 8.2.4) será 0,3 si el fluido se enfría y 0,4 si el fluido de caliente.

$$h = \frac{k Nu}{d} \quad (8.2.2)$$

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^n \quad n = 0,3 ; n = 0,4 \quad (8.2.3)$$

$$Pr = \left(\frac{Cp \mu}{k} \right) \quad (8.2.4)$$

Sin embargo, cuando hay cambio de fase de una corriente a otra, en lugar de utilizar una correlación del número de Reynolds, se hará uso directamente de la correlación (ec. 8.2.5) que fue postulada por Rohsenow (1964), en la cual “l” se refiere a líquido saturado y “v” al vapor; la s=1,0 para el agua y 1,7 para otros materiales (que será el valor que se empleará para este caso); por último Cf es una constante que depende del material de la superficie, variando entre 0,006 y 0,013 (en este caso se tomará el límite 0,013). Asimismo, el número de Prandtl del líquido a emplear en esta correlación viene definido también en la ec. 8.2.6.

Las únicas corrientes a las cuales se aplicará la correlación anteriormente mencionada será aquellas en las que existe un líquido en ebullición y cambio de fase (E-108 y E-101), de manera que para esas corrientes se extraen los datos necesarios del Aspen HYSYS y se calcula el coeficiente h.

$$h = \mu_l \lambda \left(\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\sigma} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{Cpl}{Cf \lambda Pr_l^s} \right) \quad (8.2.5)$$

$$Pr_l = \left(\frac{Cpl \mu_l}{kl} \right) \quad (8.2.6)$$

Tabla 8.2.1. Datos de las corrientes calientes y frías extraídas del proceso de etilbenceno junto a los valores de FCP y h.

Nombre	Intercambiador	Te (°C)	Ts (°C)	Te*(°C)	Ts*(°C)	FCP (Kw/°C)	h (kW/m ² °C)
H1	E-106@Main	170	80	165	75	14,40	0,621
H2	E-104@Main	456,3	280	451,3	275	15,36	0,164
H3	E-105@Main	280	170	275	165	33,72	0,414
H4	E-103@Main	487,8	380	482,8	375	13,51	0,200
H5	Condenser@COL2	139,2	139	134,2	134	30192,18	5,799
H6	Condenser@COL1	81	43,4	76	38,4	65,54	1,088
C1	Reboiler@COL1	145,7	146,4	150,7	151,4	3821,42	3,044
C2	E-107@Main	50,8	213,1	55,8	218,1	2,60	0,629
C3	E-100@Main	37,3	216,4	42,3	221,4	10,19	0,656
C4	Reboiler@COL2	182,3	190,9	187,3	195,9	697,71	6,766
C5	E-109@Main	232,1	500	237,1	505	2,64	0,164
C6	E-108@Main	213,1	232,1	218,1	237,1	22,40	18604
C7	E-102@Main	206	380	211	385	10,90	0,151
C8	E-101@Main	216,4	222,6	221,4	227,6	252,84	3509

De esta manera, se pueden ordenar dichas temperaturas que han sido modificadas, para luego definir los nuevos intervalos de temperatura, de forma tal que pueda calcularse el calor neto en cada uno, teniendo en cuenta que el signo negativo indicará que la corriente fría está demandando calor y el signo positivo, que las corrientes calientes están aportando calor.

Como es de notarse, en la tabla 8.2.2 en el calor neto, existen números con signo negativo, lo que significa que va de temperaturas altas a más bajas y puede determinarse cuanto flujo de calor neto queda en cada intervalo. No obstante, no se obtiene una cascada factible al principio, ya que hay número negativos, es por ello que se toma el valor más negativo de la cascada no factible -que será el calor que deben aportar los servicios calientes- y se repite el proceso para esta vez, sí obtener una cascada de calor factible, de forma tal que también se conozca el valor de calor que deben eliminar los servicios fríos.

Finalmente, se obtienen los servicios mínimos requeridos, calientes (6088,40 kW) y fríos (8241,82 kW) y por otra parte, el punto de pinch que divide al problema en dos partes, por encima del pinch -donde se aporta calor externo- y por debajo de este -donde se elimina el calor con un servicio externo- de forma que el sistema se encuentre térmicamente balanceado. El punto de pinch se encuentra en 150,7°C por lo que el intervalo está entre 155,7 y 145,7 °C.

Tabla 8.2.2 Cascada de calor factible y no factible.

T* (°C)		Q calientes (KW)	Q frías (KW)	Q neto (KW)	Q no factible (kW)	Q factible (kW)
505					0	6088,40
482,8		0,00	-58,54	-58,54	-58,54	6029,87
451,3		425,44	-83,06	342,38	283,85	6372,25
385		1913,89	-174,82	1739,07	2022,92	8111,32
375		288,67	-135,40	153,28	2176,19	8264,60
275		1536,10	-1353,96	182,14	2358,33	8446,73
237,1		1277,94	-513,15	764,79	3123,12	9211,52
227,6		320,33	-316,42	3,91	3127,03	9215,43
221,4		209,06	-1774,09	-1565,04	1561,99	7650,39
218,1		111,27	-143,54	-32,26	1529,73	7618,13
211		239,40	-168,18	71,22	1600,95	7689,35
195,9		509,15	-193,05	316,10	1917,05	8005,45
187,3		289,98	-6110,30	-5820,32	-3903,27	2185,14
165		751,93	-285,10	466,83	-3436,44	2651,96
151,4		195,78	-173,87	21,90	-3414,54	2673,86
150,7		10,08	-2683,94	-2673,86	-6088,40	0,00
134,2		237,52	-210,95	26,57	-6061,83	26,57
134		6041,32	-2,56	6038,76	-23,07	6065,33
76		834,93	-741,52	93,41	70,34	6158,74
75		79,94	-12,78	67,16	137,49	6225,90
55,8		1258,46	-245,47	1012,99	1150,48	7238,89
42,3		884,85	-137,55	747,31	1897,79	7986,20
38,4		255,62	0,00	255,62	2153,42	8241,82

Partiendo de los datos de la temperatura modificada (T*) y la cascada de calor factible, se obtiene la gran curva compuesta, que es aquella que permite visualizar de forma simple, las zonas de transferencia de calor entre las corrientes del proceso, es decir, los servicios auxiliares o externos necesarios.

Como puede verse en la figura 8.2.1, será necesario como servicio frío: agua de refrigeración para todo el intervalo, notando también la generación de vapor de baja existente, que podría venderse y obtenerse así un beneficio.

Como servicios calientes, se necesitará: fuego directo en pequeña proporción, vapor de alta presión para una gran parte del intervalo y por último, vapor de media presión para el intervalo restante.

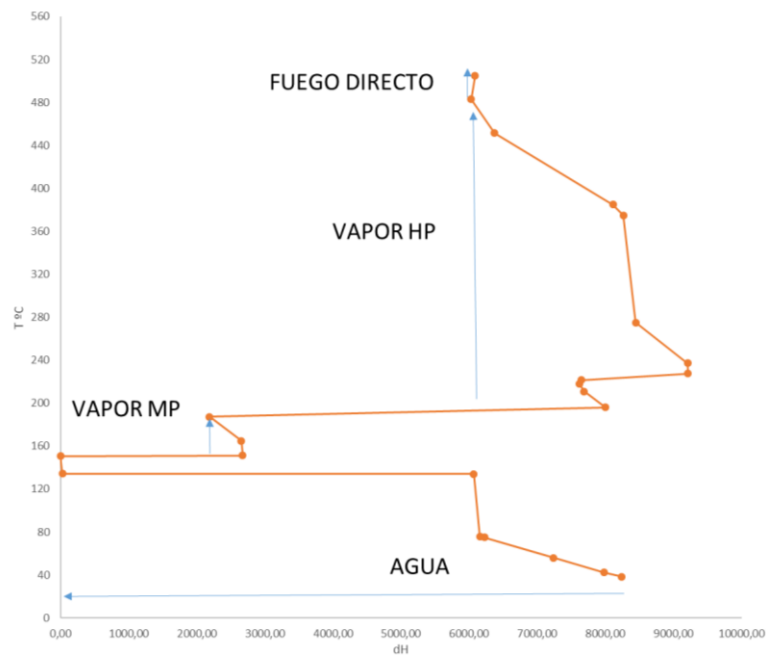


Figura 8.2.1. La Gran Curva Compuesta

Partiendo de la gran curva compuesta, los servicios necesarios para este proceso, son los que a continuación se adjuntan en la tabla 8.2.3. En los cuales se incluye el vapor a baja presión que se está generando, en caso de que pueda venderse.

Tabla 8.2.3. Datos de los servicios necesarios para el proceso de producción del etilbenceno obtenidos de la gran curva compuesta.

SERVICIO	Te (°C)	Ts (°C)	Te* (°C)	Ts* (°C)	h (kW/m ² °C)	Q (kW)
FUEGO DIRECTO	1000	510	995	505	0,111	58,54
VAPOR HP (Alta presión)	250	249	245	244	6	3844,73
VAPOR MP (Media presión)	175	174	170	169	6	2185,14
VAPOR BP generado (Baja presión)	124	125	76	134,2	6	6225,90
AGUA	20	25	25	30	3,75	8241,82

Luego, es posible determinar los cambiadores de calor necesarios por encima y por debajo del punto de pinch, estudiando cada parte por separado y partiendo para ello, como lo menciona Caballero (2013), de un diagrama de rejilla “*Grid Diagram*”, en el cual se representan como corrientes frías, aquellas flechas que parten de izquierda a derecha y como corrientes calientes las que parten de derecha a izquierda y se encuentran en la parte superior del diagrama (ver figura 8.2.2).

Por otra parte, los cambiadores de calor que más adelante se presentan, pueden verse reflejados en dicho diagrama mediante una línea vertical que une las corrientes que intercambian calor, señaladas por dos círculos superpuestos a estas y con la cantidad de energía intercambiada. Además, los servicios externos se representan también en el diagrama mediante círculos situados sobre aquella corriente que será calentada o enfriada, junto al calor intercambiado. Por último, la línea vertical que separa por la mitad este diagrama, es aquella que representa el punto de pinch, junto a la temperatura correspondiente. Finalmente, pueden verse también, las temperaturas de cada corriente tanto a la entrada como en medio y a la salida de estas.

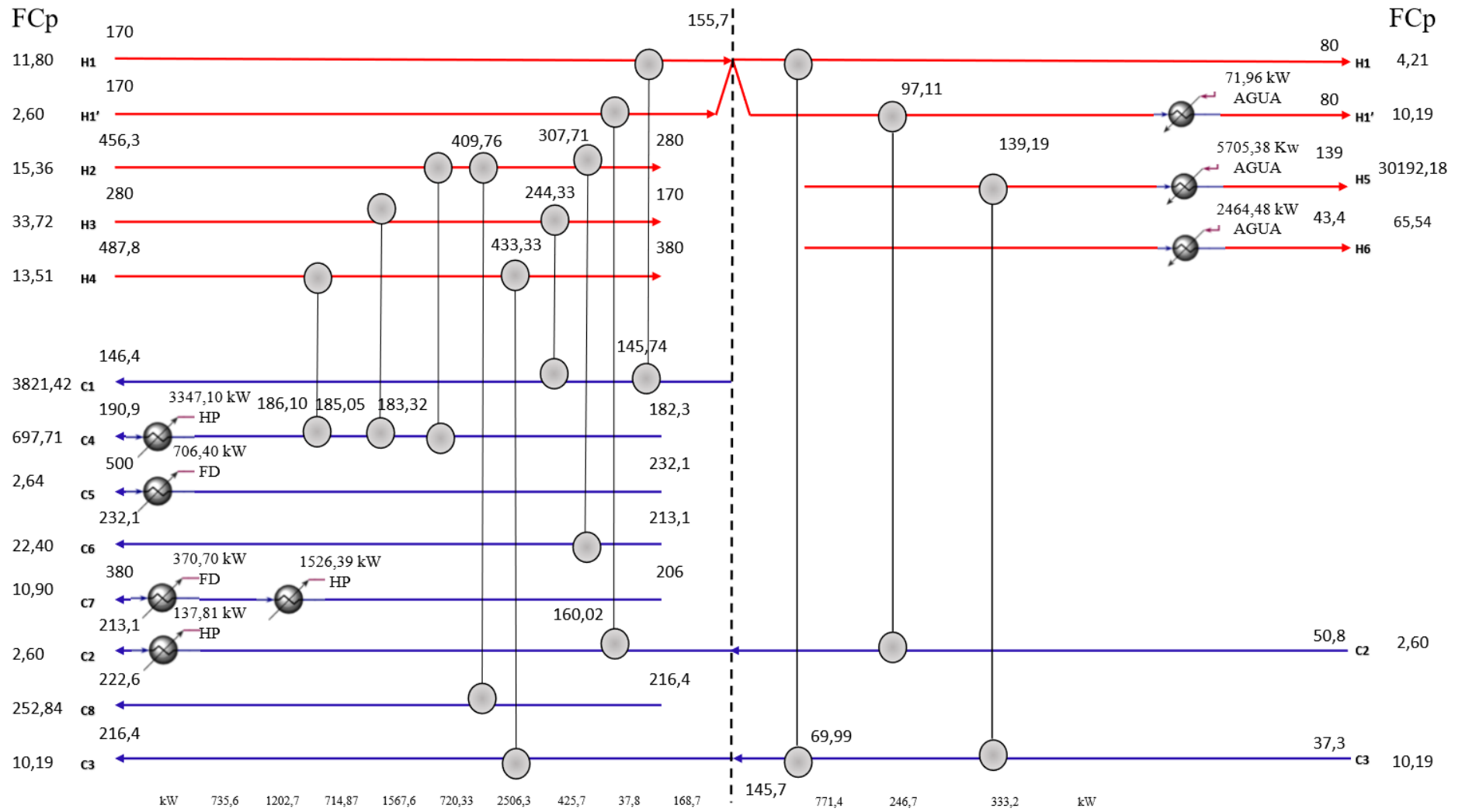


Figura 8.2.2. Diagrama de rejilla de la red de corrientes frías y calientes.

Ahora bien, para determinar los cambiadores de calor que se ven reflejados en la figura 8.2.2, es importante tener en cuenta ciertas reglas heurísticas, además de dividir el problema en dos partes, como antes se mencionó.

La primera regla heurística establece que el número de corrientes que salen del punto de pinch deberá ser mayor o igual al número de corrientes que entran al punto de pinch. La segunda regla establece que para evitar cualquier violación del ΔT_{min} , el valor de FC_p de la corriente que se aleja del pinch en un intercambio debe ser mayor o igual que el FC_p de la corriente que se acerca al pinch. Y por último, la tercera regla insta que el sumatorio de las FC_p de las corrientes que quedan adicionales y que se alejan del pinch deberán ser mayores que el de las corrientes que se acercan al pinch.

Una vez que no exista ninguna otra corriente tocando el pinch, es posible elegir cualquier otro intercambio, como sucede en el análisis realizado por encima y por debajo del Pinch.

Es por ello que al hacer un análisis por encima del pinch, se observa como la corriente que va de 170 a 80 debe dividirse en dos para así cumplir con las reglas heurísticas y poder de esta manera, intercambiar calor ambas corrientes con distintas corrientes frías.

La cantidad de calor (Q) que puede intercambiar cada corriente se detalla a continuación (ver Tabla 8.2.4) a medida que se van realizando intercambios entre una corriente y otra. Existe un gran número de posibilidades a la hora de elegir los intercambios de calor, en este caso se analiza una sola opción, teniendo en cuenta que en el intercambio de calor, la corriente con menor valor de Q será la determinante del calor intercambiado luego.

Tabla 8.2.4 Análisis del punto de pinch por encima del pinch.

Corriente	Te (°C)	Ts (°C)	FCP (Kw/°C)	Q (kW)	Q ₁ (kW)	Q ₂ (kW)	Q ₃ (kW)	Q ₄ (kW)	Q ₅ (kW)
H1	170	155,7	11,80	168,67	0	0	0	0	0
H1	170	155,7	2,60	37,18	0	0	0	0	0
H2	456,3	280	15,36	2708,15	2282,46	714,87	0	0	0
H3	280	170	33,72	3709,06	3709,06	1202,74	1202,74	0	0
H4	487,8	380	13,51	1455,96	735,63	735,63	735,63	735,63	0
C7	206	380	10,90	1897,09	1897,09	1897,09	1897,09	1897,09	1897,09
C3	145,7	216,4	10,19	720,33	0	0	0	0	0
C2	145,7	213,1	2,60	174,99	137,81	137,81	137,81	137,81	137,81
C1	145,7	146,4	3821,42	2674,99	2506,32	0	0	0	0
C4	182,3	190,9	697,71	6000,35	6000,35	6000,35	5285,48	4082,73	3347,10
C5	232,1	500,0	2,64	706,40	706,40	706,40	706,40	706,40	706,40
C6	213,1	232,1	22,40	425,68	0	0	0	0	0
C8	216,4	222,6	252,84	1567,59	1567,59	0	0	0	0

A modo de ejemplo, se explica cómo fueron calculadas cada una de las temperaturas desconocidas de ambos cambiadores de calor, a través de uno de los cambiadores de calor, fijando un esquema (ver figura 8.2.3), teniendo en cuenta que el calor intercambiado fue de 168,67 kW, para este caso, y que la desconocida será, la temperatura de salida de la corriente fría que se está calentando:

$$Q = FCp (Ts - Te)$$

$$Q = (2674,99 - 168,67)kW = 2506,32 \text{ kW}$$

$$2506,32 \text{ kW} = 3821,42 \frac{\text{Kw}}{^{\circ}\text{C}} (Tsal - 145,7)^{\circ}\text{C}$$

$$Tsal = 145,74 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

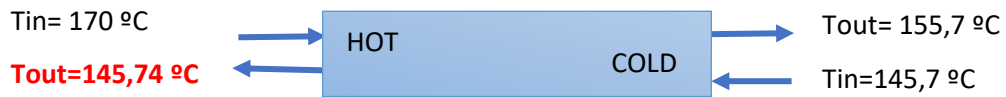


Figura 8.2.3 Esquema de un cambiador de calor.

Asimismo, se calcularon las áreas de intercambio de cada uno de los cambiadores de calor, partiendo de la ecuación 8.2.7 y sabiendo que el valor del coeficiente global viene dado por la ecuación 8.2.8, en el cual los coeficientes de transmisión de calor, han sido calculados previamente para cada una de las corrientes.

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{ml}} \quad (8.2.7)$$

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2}\right)} \quad (8.2.8)$$

De esta manera, se obtienen los datos de la tabla 8.2.5 con el valor correspondiente de las áreas:

Tabla 8.2.5. Datos calculados de las áreas de intercambio de cada cambiador de calor y de los servicios correspondientes por encima del pinch.

	C1-H1	C2-H1'	H2-C6	H3-C1	H4-C3	H2-C8	H2-C4	H3-C4	H4-C4
A (m ²)	20,32	11,91	134,45	130,28	20,88	71,65	17,91	40,18	13,84
U (kW/m ² °C)	0,52	0,31	0,16	0,36	0,15	0,16	0,16	0,39	0,19
ΔT_{ml}	16,09	9,99	71,17	52,79	225,51	133,55	249,53	76,73	274,12
Q (kW)	168,67	37,18	1567,59	2506,32	720,33	1567,59	714,87	1202,74	735,63

Tabla 8.2.5. Datos calculados de las áreas de intercambio de cada cambiador de calor y de los servicios correspondientes por encima del pinch. (Continuación)

	SERVICIO 1: VAPOR HP	SERVICIO 2: VAPOR HP	SERVICIO 3: FUEGO	SERVICIO 4: FUEGO	SERVICIO 5: VAPOR HP
A (m ²)	4,09	17,26	28,25	111,17	56,65
U (kW/m ² °C)	0,57	3,18	0,07	0,15	0,06
ΔT _{ml}	59,17	60,98	378,14	22,62	421,03
Q (kW)	137,81	3347,10	706,40	370,70	1526,39

De manera análoga, se realizó el análisis por debajo del pinch, obteniéndose directamente los datos que a continuación se presentan:

Tabla 8.2.6. Análisis del punto de pinch por debajo del pinch.

Corriente	Te (°C)	Ts (°C)	FCP(Kw/°C)	Q (kW)	Q ₁ (kW)	Q ₂ (kW)
H1	155,7	80	4,21	318,35	71,96	71,96
H1	155,7	80	10,19	771,38	0	0
H5	139,2	139	30192,18	6038,44	6038,44	5705,38
C3	37,3	69,99	10,19	333,05	0	0
C3	37,3	145,7	10,19	1104,44	333,05426	0
C2	50,8	145,7	2,60	246,39	0	0

Tabla 8.2.7. Datos calculados de las áreas de intercambio de cada cambiador de calor y de los servicios correspondientes (agua en este caso para todos) por debajo del pinch.

	C3-H1'	C2-H1	C3-H5	SERVICIO 1: AGUA	SERVICIO 2: AGUA	SERVICIO 3: AGUA
A (m ²)	241,71	33,28	6,69	2,05	21,49	77,71
U (kW/m ² °C)	0,32	0,31	0,59	0,53	2,28	0,84
ΔT _{ml}	10,01	23,69	84,50	65,87	116,58	37,60
Q (kW)	771,38	246,39	333,05	71,96	5705,38	2464,48

8.3 ESTUDIO ECONÓMICO

8.3.1 PROPUESTA ECONÓMICA DE LA INTEGRACIÓN DE ENERGÍA

En primer lugar, se definen los servicios disponibles según lo obtenido de la gran curva compuesta (ver tabla 8.3.1.1), aun sabiendo que en la realidad, a la hora de realizar la propuesta final, los servicios obtenidos, se han modificado a modo de ahorrar costes económicos (ver tabla 8.3.1.4).

Tabla 8.3.1.1 Costes de los servicios disponibles obtenidos por medio de la gran curva compuesta.

SERVICIO	Te (°C)	Ts (°C)	Coste (\$/kW-h)	h (kW/m ² °C)	Q (kW)	Coste Servicios (\$ / h)
FUEGO DIRECTO	1000	510	0,0153	0,111	58,54	0,90
VAPOR HP (Alta presión)	250	249	0,0637	6	3844,73	244,99
VAPOR MP (Media presión)	175	174	0,0511	6	2185,14	111,63
VAPOR BP generado (Baja presión)	124	125	-0,0478	6	6225,90	-297,65
AGUA	20	25	0,0159	3,75	8241,82	131,44
COSTE TOTAL (\$ / h)						488,948
COSTE TOTAL (\$ / y)						3.911.581,84
COSTE TOTAL(\$ / h) (Incluyendo la posible venta del vapor BP generado)						191,300
COSTE TOTAL(\$ / y) (Incluyendo la posible venta del vapor BP generado)						1.530.400,01

Partiendo de los costes cada tipo de servicio disponible, se quiso conocer cuánto resultaría de forma aproximada el coste operacional sin la integración de energía en la planta, de esta forma podría compararse luego el coste con la integración de energía (ver tabla 8.3.1.2).

Tabla 8.3.1.2 Coste operacional aproximado de la planta sin integración de energía.

SERVICIO NECESARIO	Coste Servicios (\$/h)	Coste Servicios (\$/y)
VAPOR MP	66,18	529.468,77
FUEGO	41,43	331.407,78
FUEGO	56,74	453.894,26
FUEGO	22,27	178.172,35
VAPOR BP	288,69	2.309.484,51
VAPOR BP	117,82	942.575,95
VAPOR MP	136,65	1.093.194,39
VAPOR HP	26,85	214.803,39
VAPOR HP	116,27	930.193,09
VAPOR HP	382,34	3.058.737,77
FUEGO	10,81	86.445,58
VAPOR HP	27,12	216.995,86
FUEGO	29,02	232.155,10
VAPOR HP	99,89	799.094,93
TOTAL	1.422,08	11.376.623,75

Partiendo de la premisa anterior y ajustando lo obtenido con los servicios requeridos luego de hacer la red de cambiadores de calor por encima y por debajo del pinch, los resultados obtenidos arrojaron la necesidad de añadir servicios externos de agua como refrigerante por debajo del pinch y de vapor a alta presión y fuego directo, por encima del pinch, descartando el empleo del vapor a media presión debido a que implica un número mayor de intercambiadores y un mayor coste económico.

Por encima del pinch, los costes debido a los intercambiadores de calor son los presentados en la tabla 8.3.1.3, junto al coste de los servicios externos de la red. De igual forma, para la red por debajo del pinch, en la tabla 8.3.1.4.

Tabla 8.3.1.3. Coste de los intercambiadores por encima del pinch y los servicios externos necesarios para dicha red.

	C1-H1	C2-H1'	H2-C6	H3-C1	H4-C3	H2-C8	H2-C4	H3-C4	H4-C4
A (m ²)	20,32	11,91	134,45	130,28	20,88	71,65	17,91	40,18	13,84
COSTE (\$)	111.454,76	106.421,12	181.659,20	179.438,90	111.837,34	145.929,39	109.843,13	125.393,00	107.373,95

Tabla 8.3.1.3. Coste de los intercambiadores por encima del pinch y los servicios externos necesarios para dicha red. (Continuación)

	SERVICIO 1: VAPOR HP	SERVICIO 2: VAPOR HP	SERVICIO 3: FUEGO	SERVICIO 4: FUEGO	SERVICIO 5: VAPOR HP
A (m ²)	4,09	17,26	28,25	111,17	56,65
COSTE (\$)	109.559,10	109.422,11	117.019,79	169.023,78	136.431,51

Tabla 8.3.1.4. Coste de los intercambiadores por debajo del pinch y los servicios externos necesarios para dicha red.

	C3-H1'	C2-H1	C3-H5	SERVICIO 1: AGUA	SERVICIO 2: AGUA	SERVICIO 3: AGUA
A (m ²)	241,71	33,28	6,69	2,05	21,49	77,71
COSTE (\$)	234.351,12	120.578,30	105.949,75	236.082,35	106.959,07	109.562,42

Tabla 8.3.1.5 Costes finales de los servicios auxiliares a utilizar.

SERVICIO	Te (°C)	Ts (°C)	Coste (\$/kW-h)	Q (kW)	Coste Servicios (\$/h)
FUEGO DIRECTO	1000	510	0,0153	1077,10	131809,22
VAPOR HP (Alta presión)	250	249	0,0637	5011,31	2554563,40
VAPOR MP (Media presión)	175	174	0,0511	0,00	0,00
VAPOR BP generado (Baja presión)	124	125	-0,0478	6225,90	-2381181,83
AGUA	20	25	0,0159	8241,82	1051524,58
COSTE TOTAL (\$ / h)					467,237
COSTE TOTAL (\$ / y)					3.737.897,20
COSTE TOTAL (\$ / h) (Incluyendo la posible venta del vapor BP generado)					169,589
COSTE TOTAL (\$ / y) (Incluyendo la posible venta del vapor BP generado)					1.356.715,37

Luego de obtener los costes de cada intercambiador (ver detalle en el anexo II) y de cada servicio externo a añadir a las corrientes disponibles, se puede hacer un resumen de los mismos teniendo en cuenta el factor de anualización de Robin Smith (s.f) de la ec. 8.3.1.1, para un $i=0,1$ y $n=10$ años.

$$Factor\ de\ anualización = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^{n-1}} \quad (8.3.1.1)$$

A continuación se presenta una oferta económica final (ver tabla 8.3.1.6) acorde a la propuesta de integración energética desarrollada, teniendo en cuenta que los servicios a utilizar serán: agua como refrigerante por debajo del pinch y vapor de alta presión y fuego directo por encima del pinch.

Tabla 8.3.1.6. Coste final de la propuesta de integración energética.

Costes	Coste de Capital (\$)	Coste de Operación (\$ / y)	$i(1+i)^n/(1+i)^{n-1}$	Coste Total Anualizado (\$ / y)
RCC	2.734.290,10	3.737.897,20	0,1627	4.182.890,33
RCC*		1.356.715,37		1.801.708,49

*Este coste de la Red se ha calculado en base a la posibilidad de venta del vapor BP que se genera.

8.3.2 COSTE DE LOS EQUIPOS

En cualquier proyecto, siempre es necesaria la elaboración de un estudio económico, que permita tener una idea precisa sobre la viabilidad y puesta en marcha del mismo. Es por ello que, teniendo en cuenta que este trabajo presenta el desarrollo, simulación e integración energética del proceso químico de producción del etilbenceno, será necesario pues, realizar un análisis económico del mismo.

En primer lugar, como el proceso de producción se lleva a cabo dentro de una planta química que contiene un cierto número de equipos específicos, se analizan los costes de cada uno de ellos, según las necesidades del proceso. Luego, como se ha podido estudiar una propuesta de integración de energía para obtener un consumo mínimo de servicios calientes y fríos, también se estudia detalladamente el coste de dicha propuesta, teniendo en cuenta el número de intercambiadores y sus áreas de intercambio.

Para obtener el coste de cada uno de los equipos (ver Anexo II) , se utilizó el método del Bare Module Cost (C_{BM}) establecido en el libro escrito por Turton, *et al.* (2018), utilizando, los parámetros especificados en el Apéndice A de dicha bibliografía. A continuación se muestra un resumen de los costes finales de los equipos y la suma de los mismos (ver tabla 8.3.2.1).

Tabla 8.3.2.1 Coste total generalizado de los equipos calculados y dimensionados en el Anexo II: Costes de los equipos.

EQUIPOS	COSTE (\$)
SEPARADOR	69.902,58
COLUMNAS	826.868,24
BOMBAS	79.035,65
REACTORES	892.013,21
INTERCAMBIADORES DE CALOR	2.734.290,10
TOTAL	4.602.109,79

8.4 SOLUCIÓN APORTADA

Luego de realizar el estudio de la integración de energía de todo el proceso, se ha podido obtener una propuesta económica final (ver Tabla 8.4.1) en la cual se contemplan los costes de la Red de Cambiadores de Calor (RCC) y los equipos restantes de la planta. Dentro de los costes, se ha tomado en cuenta también el coste final si se vendiera el vapor que se genera, sabiendo que este puede ser vendido a una planta adyacente de estireno, que son generalmente las plantas a las que se destina la producción de etilbenceno.

La metodología del punto de pinch da un acercamiento al desarrollo de redes de intercambio de calor que además de ser válidas, puedan ser óptimas, ya que es muy efectiva para utilizar el mínimo de servicios auxiliares con un área de intercambio, también mínima, proporcionando además una gran flexibilidad a la hora de diseñar la RCC.

Es destacable también la utilidad encontrada en el uso del simulador de Aspen HYSYS, ya que por medio de éste se ha podido encontrar una simulación coherente y con un funcionamiento aparentemente correcto en relación a lo que se quería. No obstante, un detalle que hay que tener en mente a la hora de utilizar dicha herramienta es la importancia que tienen los datos de partida y las especificaciones a la hora de realizar la simulación, ya que si bien constituye una gran ayuda a la hora de representar con precisión la realidad de

un proceso, se requiere determinar y cuantificar un gran número de parámetros de operación y de ajuste para lograrlo.

Tabla 8.4.1 Propuesta económica del proyecto.

Costes	Coste de Capital (\$)	Coste de Operación (\$ / y)	$i(1+i)^n/(1+i)^{n-1}$	Coste Total Anualizado (\$ / y)
RCC	2.734.290,10	3.737.897,20	0,1627	4.182.890,33
RCC*		1.356.715,37		1.801.708,49
Otros equipos**	1.867.819,68			303.979,05
TOTAL (RCC+EQUIPOS)	4.602.109,79			4.660.554,01
TOTAL* (RCC+EQUIPOS)	5.958.825,16			2.279.372,18

*Este coste de la Red se ha calculado en base a la posibilidad de venta del vapor BP que se genera.

**En el coste de los equipos no se ha tomado en cuenta el coste de los intercambiadores, ya que este forma parte del coste de la RCC.

Al comparar el coste final frente al coste que tendría la planta sin la integración de energía que se propone, puede estimarse un ahorro del 67,1% (ver tabla 8.4.2). Con lo cual efectivamente este trabajo reúne una propuesta satisfactoria a ser implementada.

Tabla 8.4.2 Comparación del proceso con y sin integración de energía.

COMPARACIÓN	Sin integración de energía	Con integración de energía	Ahorro económico	Ahorro energético
N				
Coste Servicios (\$/y)	11.376.623,75	3.737.897,20	7.638.726,54	67,1%

ANEXO I: ESTUDIO DEL
NÚMERO DE PISOS Y
DEL PISO ÓPTIMO DE
ALIMENTACIÓN EN LAS
COLUMNAS

ANEXO I: ESTUDIO DEL NÚMERO DE PISOS Y DEL PISO ÓPTIMO DE ALIMENTACIÓN EN LAS COLUMNAS

1. COLUMNA 1.....	49
2. COLUMNA 2.....	51
3. EXTRACTO DEL CÓDIGO UTILIZADO EN MATLAB	53

Para obtener el piso óptimo de alimentación y el número de pisos adecuados para un diseño adecuado de las columnas de destilación, que en este proyecto son dos, se decidió estudiar la variación del calor en los equipos de la columna: caldera y condensador, buscando así obtener las condiciones óptimas de diseño.

Este estudio se realizó a través de un programa realizado desde la herramienta informática MATLAB, para conectar dicho programa con el Aspen HYSYS, de forma que se fuesen recogiendo datos de los calores en la caldera y el condensador variando en primer lugar el piso óptimo de alimentación y luego variando el número de pisos (Ver código más adelante).

1. COLUMNA 1

El objetivo consiste en observar en las representaciones a partir de qué valor los calores se vuelven constantes, es por ello que para la primera columna, en la cual se tiene una alimentación en gran proporción de benceno, etilbenceno y 1,4-dietilbenceno, se realizó dicho estudio, obteniéndose las figuras I.1 y I.2. De las cuales se obtiene que el piso óptimo sería el 13 y el número de pisos sería 20.

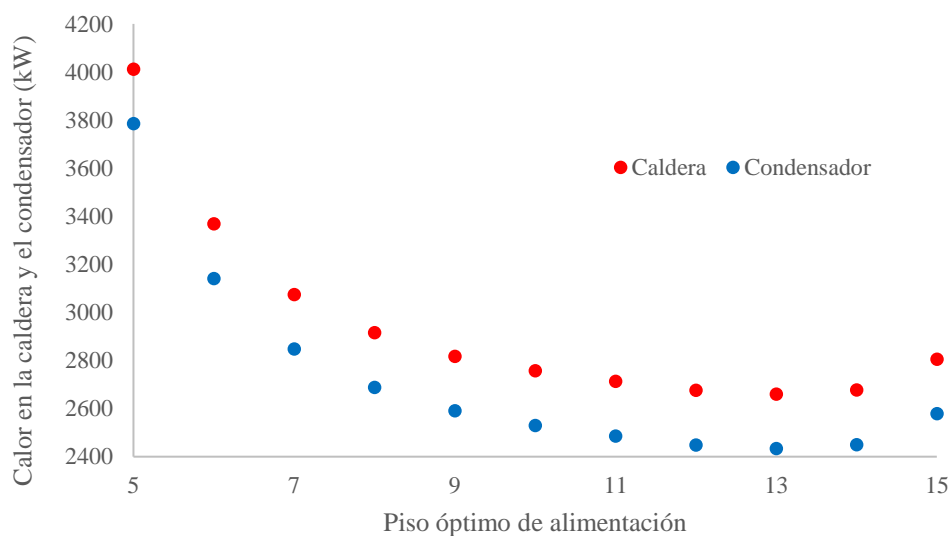


Figura I.1. Variación del calor en la caldera y el condensador frente a la entrada del piso óptimo de alimentación cuando la columna 1 tiene 20 pisos.

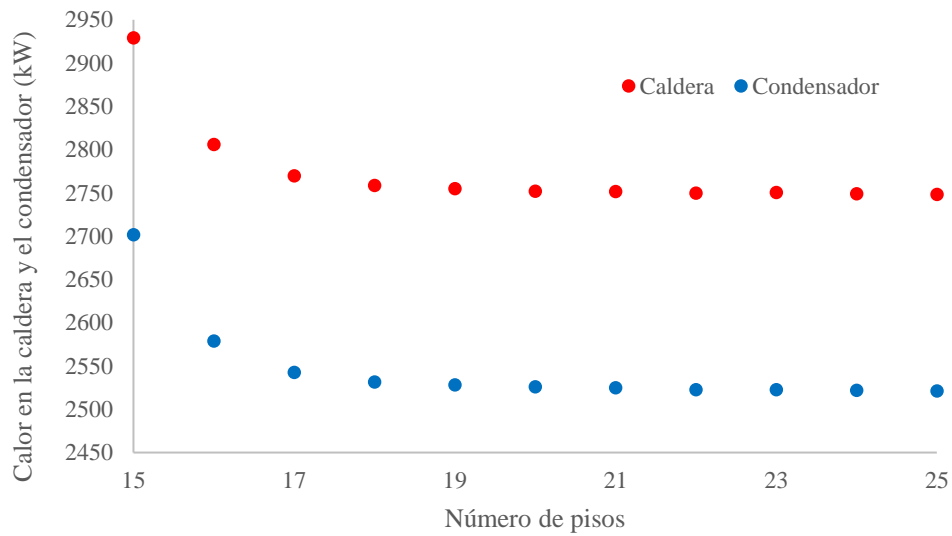


Figura I.2. Variación del calor en la caldera y el condensador frente al número de pisos de la columna 1 cuando el piso de alimentación óptimo es igual a 13.

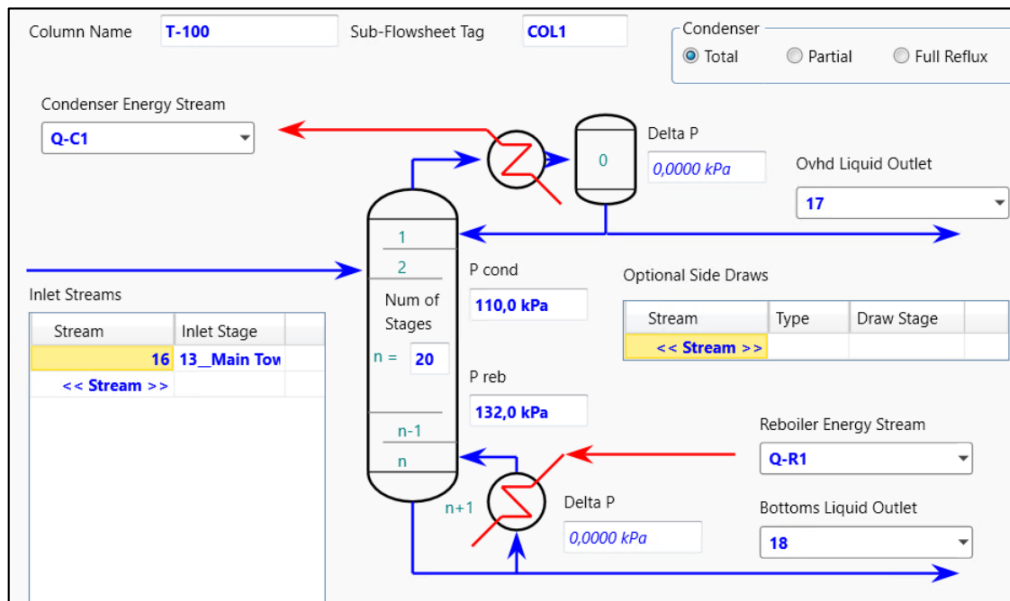


Figura I.3. Especificaciones relacionadas a los pisos de la columna 1 en el simulador de Aspen HYSYS.

2. COLUMNA 2

En el caso de la segunda columna, la alimentación está compuesta por etilbenceno, 1,4-dietilbenceno y en pequeña proporción, benceno. Luego de realizar este estudio, se obtuvieron las figuras 4 y 5, de las cuales se obtiene que el piso óptimo sería el 25 y el número de pisos sería 34. En la figura 5 puede verse como se superponen los calores de la caldera y el condensador.

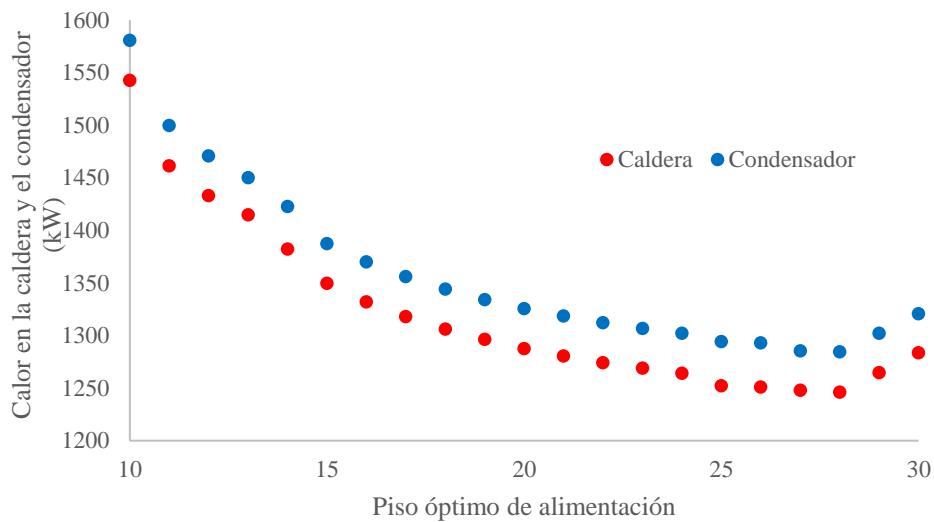


Figura I.4. Variación del calor en la caldera y el condensador frente a la entrada del piso óptimo de alimentación cuando la columna 1 tiene 34 pisos.

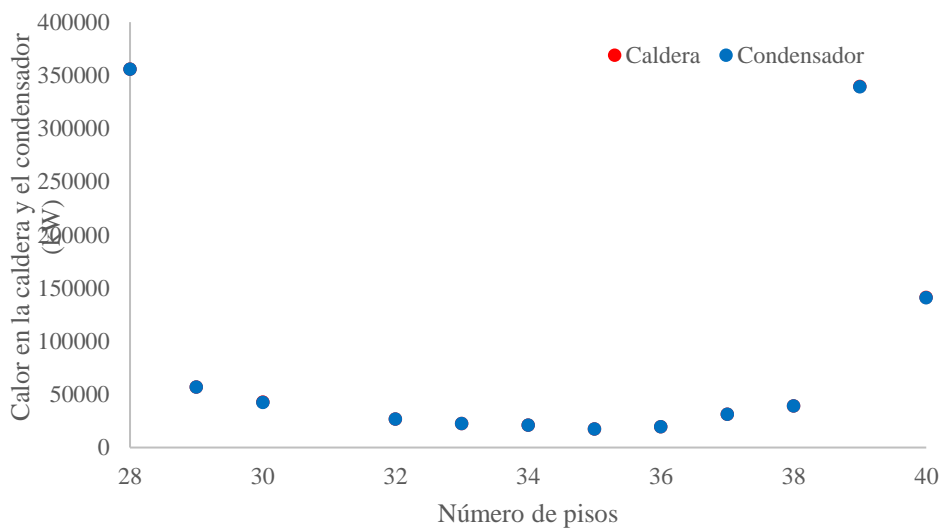


Figura I.5. Variación del calor en la caldera y el condensador frente al número de pisos de la columna 1 cuando el piso de alimentación óptimo es igual a 25.

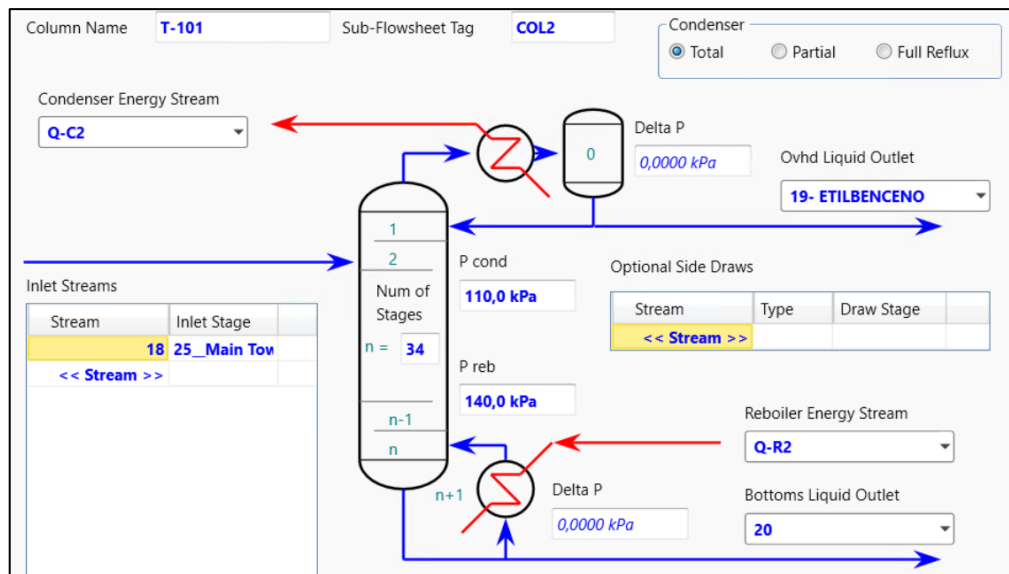


Figura I.6. Especificaciones relacionadas a los pisos de la columna 2 en el simulador de Aspen HYSYS.

3. EXTRACTO DEL CÓDIGO UTILIZADO EN MATLAB

Extracto del código de MATLAB utilizado, como ejemplo, para la columna 1:

```
clear all;

%% ----- Conexion con Hysys -----
-----
feature('COM_SafeArraySingleDim', 1);
%HyApp = actxserver('HYSYS.Application.V7.3'); % Acceso a Hysys
%HyApp = actxserver('HYSYS.Application.V8.8'); % Acceso a Hysys
HyApp = actxserver('HYSYS.Application.V9.0'); % Acceso a Hysys

set(HyApp, 'Visible', 1); % Hacemos que la
ventana se mantenga visible
HyCase = get(HyApp, 'ActiveDocument'); % Acceso al documento
activo
HySolver = HyCase.Solver; % Accedemos al
Solver de Hysys

Flow = HyCase.Flowsheet; % Acceso al Flowsheet
Materia = Flow.MaterialStreams; % Acceso a las
corrientes de materia
Energia = Flow.EnergyStreams; % Acceso a las
corrientes de energía
Operaciones = Flow.Operations; % Acceso a las
operaciones unitarias
%-----
-----
% Acceso a las corrientes del flowsheet

Feed = get(Materia, 'Item', 'C1-IN');
Destilado = get(Materia, 'Item', 'Ovhd-C1');
Residuo = get(Materia, 'Item', 'Bottoms-C1');
QCond = get(Energia, 'Item', 'cond-C1');
QReb = get(Energia, 'Item', 'Reb-C1');

% Acceso a la columna de destilación

Col = get(Operaciones, 'Item', 'C1'); % Accede a la columna en el
Flowsheet general
ColSF = Col.ColumnFlowsheet; % Accedemos al subflowsheet
Columna = ColSF.Operations.Item('Main Tower'); % Accedemos a la
columna del sub-flowsheet

ST = ColSF.Streams.Item('C1-IN'); % Acceso a la corriente
de alimentación del sub-flowsheet
```

```

%invoke(Columna, 'SpecifyFeedLocation', ST, 15); % especificación
del piso de alimentación
%Columna.NumberOfTrays = 23; % Numero de pisos de la
columna
%ColSF.Run; % Ejecutar la columna

%CASO 1. Estudio variando el piso de alimentación (Columna de 30
pisos)

%{
CalorCaldera = zeros(21,1);
CalorCondensador = zeros(21,1);
cont = 0;
    for i=5:25 % pisos de alimentacion
        cont = cont + 1;
        invoke(Columna, 'SpecifyFeedLocation', ST, i);
        ColSF.Run;
        CalorCaldera(cont) = QReb.HeatFlowValue;
        CalorCondensador(cont) = QCond.HeatFlowValue;
    end
NP = [1:21]' + 4;

plot(NP, CalorCaldera, 'or', NP, CalorCondensador, 'bo');

%Resulta que el piso óptimo es el 13

%}

% Caso 2. Numero de pisos

CalorCaldera = zeros(21,1);
CalorCondensador = zeros(21,1);
cont = 0;
    for i=15:35
        cont = cont + 1;
        Columna.NumberOfTrays = i;
        ColSF.Run;
        CalorCaldera(cont) = QReb.HeatFlowValue;
        CalorCondensador(cont) = QCond.HeatFlowValue;
    end
NP = [15:35]';
plot(NP, CalorCaldera, 'or', NP, CalorCondensador, '*b');

    xlabel (' Número de pisos de la columna ');
    ylabel ('Calor de la caldera y del condesador (kW) ');

```

ANEXO II: COSTE DE LOS EQUIPOS

ANEXO II: COSTE DE LOS EQUIPOS

1. COLUMNAS DE DESTILACIÓN.....	58
2. REACTORES.....	60
3. SEPARADOR GAS-LÍQUIDO	61
4. BOMBAS	62
5. INTERCAMBIADORES DE CALOR	63

Para obtener el coste de cada uno de los equipos, se utilizó el método del Bare Module Cost (C_{BM}) establecido en el libro escrito por Turton, *et al.* (2018), utilizando, los parámetros especificados en el Apéndice A, basados en la ecuación II.1, a temperatura ambiente construidos en acero al carbón, donde A es el parámetro determinante del costo y K1, K2 y K3, son constantes propias a cada equipo.

$$\log_{10}Cp^o = K_1 + K_2\log_{10}(A) + K_3[\log_{10}(A)]^2 \quad (\text{II.1})$$

Luego se toman en cuenta también los factores relacionados a la presión F_p (ec. II.2 y II.3) -en unidades de bar gauge (1 bar= 0.0 barg)- y al material de construcción F_m , B1, B2, extraídos de Turton, *et al.* (2018), específicamente de la figura A.18 y la Tabla A.4, respectivamente, para de esta manera, calcular el coste del equipo final C_{BM} (ec. II.4). No obstante, el factor de presión será para todos los equipos igual a la unidad ya que los valores de C_1 , C_2 y C_3 son iguales a cero o en otros casos el factor de presión será inferior al valor mínimo (como en el caso del separador gas-líquido con la ec. II.3) y por tanto se designará la unidad como valor de F_p .

$$\log_{10}F_p = C_1 + C_2\log_{10}(P) + C_3[\log_{10}(P)]^2 \quad (\text{II.2})$$

$$F_p = \frac{\frac{P D}{2 \cdot (850 - 0,6P)} + 0,00315}{0,0063} \quad (\text{II.3})$$

$$C_{BM} = Cp^o F_{BM} = Cp^o (B_1 + B_2 F_M F_p) \quad (\text{II.4})$$

Por último, se tomaron los índices CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) para así actualizar los costes obtenidos al año en curso (2019), teniendo en cuenta que los extraídos del libro están referenciados al año 2001 y es necesario que se mantengan vigentes en el tiempo mediante estos índices, de manera que en un futuro este proyecto pueda utilizarse con solo cambiar el índice del año que sea necesario.

La actualización de los costos se realiza mediante la ecuación II.5, siendo el subíndice 1 el referente al tiempo para el cual el coste se conoce y el 2 para el tiempo en el que desea conocerse dicho coste.

$$C_2 = C_1 \left(\frac{I_2}{I_1} \right) = C_1 \left(\frac{603,1}{397} \right) \quad (\text{II.5})$$

A continuación, se presentan una serie de tablas, en las cuales se especifican los valores escogidos para cada parámetro y los costes obtenidos para cada uno de los equipos de la planta simulada.

1. COLUMNAS DE DESTILACIÓN

Para el caso de las columnas de destilación, los valores de K1, K2, K3 son los correspondientes a los recipientes verticales denominados en la bibliografía como “Process vessels”, de igual forma con los valores de B1 y B2. Adicionalmente, se ha de calcular el coste de los pisos, como se muestra a continuación (ver tabla II.1).

Tabla II.1 Costes de las columnas de destilación del proceso.

COLUMNA	T-100	T-101
Diámetro (m)	1,550	2,341
Espaciado (m)	0,6096	0,6096
Extras (m)	3	3
Número de pisos	38	50
Altura (m)	26,37	33,48
Área transversal (m ²)	1,897	4,304
Volumen (m ³)	50,01	144,10
Parámetro A (m ³)= Volumen	50,01	144,10
K_1	3,4974	
K_2	0,4485	
K_3	0,1074	
Cp^o	37108,94	92478,23
B_1	2,25	
B_2	1,82	
F_{BM}	4,07	
F_M	1	
F_P	1	
CBM equipo (general) = C_1 Valor conocido	151033,42	376386,38
C_2 , Valor actualizado CEPCI (\$)	229.441,46	571.784,95
PISOS		
Parámetro A (m ²)= Área transversal	1,897	4,304
K_1	2,9949	2,9949
K_2	0,4465	0,4465
K_3	0,3961	0,3961
Cp^o	1411,35	2735,86
B_1	2,25	2,25
B_2	1,82	1,82
F_{BM}	4,07	4,07
F_M	1	1
F_P	1	1
CBM equipo (general) = C_1 Valor conocido	5744,18	11134,9531
C_2 , Valor actualizado CEPCI \$	8.726,24	16.915,59
TOTAL COLUMNAS (Actualizado)	238.167,69	588.700,54

2. REACTORES

Para el caso de los reactores de flujo pistón, los valores de K_1 , K_2 , K_3 son los correspondientes a los reactores “jacketed non agited” de la bibliografía, de igual forma con los valores de B_1 y B_2 acordes (ver tabla II.2)

Tabla II.2. Costes de los reactores químicos del proceso.

REACTOR	PFR-100	PFR-101	PFR-102	PFR-103
Volumen (m^3)	20	25	30	1,67
Parámetro A (m^3)= Volumen	20	25	30	1,67
K_1	3,3496			
K_2	0,7235			
K_3	0,0025			
Cp^o	19729,99	23221,76	26530,90	3242,35
B_1	2,25			
B_2	1,82			
F_{BM}	8,07			
F_M	3,20			
F_P	1			
CBM equipo (general) = C_1 Valor conocido	159299,95	187492,51	214210,47	26178,70
C_2 , Valor actualizado CEPCI (\$)	241.999,50	284.828,05	325.416,46	39.769,21

3. SEPARADOR GAS-LÍQUIDO

Referente al separador de gas-líquido, este será tratado como un “Vertical Vessel”, con sus correspondientes valores de K_1 , K_2 , K_3 (ver tabla II.3), es de destacar que el factor de presión sigue siendo la unidad debido a que la presión manejada es muy pequeña, según lo establece Turton, et al. (2018).

Tabla II.3. Coste del separador G-L del proceso.

SEPARADOR G-L	V-100
Volumen (m ³)	10
P (barg)	0,24
Parámetro A (m ³)= Volumen	10
K_1	3,3496
K_2	0,7235
K_3	0,0025
Cp^o	11901,45
B_1	2,25
B_2	1,82
F_{BM}	4,07
F_M	1
F_P	1
CBM equipo (general) = C_1 Valor conocido	48438,92
I_1 (2001)	397
I_2 (2019)	603,1
C_2 , Valor actualizado CEPCI (\$)	73.585,67

4. BOMBAS

Para las bombas los valores de K_1 , K_2 , K_3 , B_1 y B_2 son, igualmente los extraídos de la bibliografía y el procedimiento de cálculo de coste es completamente análogo (ver tabla II.4).

Tabla II.4 Coste de las bombas empleadas en el proceso.

BOMBAS	P-100	P-101	P-102
TIPO DE BOMBA SUGERIDA	Desplazamiento positivo	Centrífuga	Desplazamiento positivo
Potencia (kW)	14,5450	0,1359	3,5936
Parámetro A (kW)= Potencia	14,5450	0,1359	3,5936
K_1	3,4771	3,3892	3,4771
K_2	0,135	0,0536	0,135
K_3	0,1438	0,1538	0,1438
Cp^o	6.737,06	2.872,49	3.948,89
B_1	1,89		
B_2	1,35		
F_{BM}	3,78	4,05	3,78
F_M	1,4	1,6	1,4
F_P	1		
CBM equipo (general) = C_1 Valor conocido	25.466,07	11.633,57	14.926,82
C_2 , Valor actualizado CEPCI (\$)	38.686,62	17.673,06	22.675,98

5. INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para el cálculo de los costes de los intercambiadores de calor, se emplearon las áreas calculadas de cada intercambiador de calor luego de la integración energética, el cálculo nuevamente es análogo a los de los anteriores equipos mencionados (ver tabla II.5).

Tabla II.5 Coste de los intercambiadores propuestos para el proceso.

INTERCAMBIADORES DE CALOR	1	2	3	4	5	6	7
	Por encima del Pinch						
Área (m2)	20,32	11,91	134,45	130,28	20,88	71,65	17,91
Parámetro A (m2)=Área	20,32	11,91	134,45	130,28	20,88	71,65	17,91
K_1	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247
K_2	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030
K_3	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634
Cp^o	16140,54	15411,59	26307,34	25985,80	16195,95	21133,05	15907,15
B_1	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74
B_2	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55
F_{BM}	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455
F_M	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81
F_P	1	1	1	1	1	1	1
CBM equipo (general) =C1 Valor conocido	73.366,84	70.053,37	119.580,01	118.118,46	73.618,68	96.060,30	72.305,96
C2, Valor actualizado CEPCI \$	111.454,76	106.421,12	181.659,20	179.438,90	111.837,34	145.929,39	109.843,13

Tabla II.5 Coste de los intercambiadores empleados en el proceso. (Continuación)

INTERCAMBIADORES DE CALOR	8	9	10	11	12	13	14
	Por encima del Pinch						
Área (m2)	40,18	13,84	4,09	17,26	28,25	111,17	56,65
Parámetro A (m2)=Área	40,18	13,84	4,09	17,26	28,25	111,17	56,65
K_1	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247
K_2	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030
K_3	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634
Cp^o	4605,37	3946,29	3123,98	4090,17	4398,78	5110,24	4792,68
B_1	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74
B_2	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55
F_{BM}	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455
F_M	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81
F_P	1	1	1	1	1	1	1
CBM equipo (general) =C1 Valor conocido	82.541,90	70.680,58	72.118,99	72.028,82	77.030,11	111.262,54	89.808,18
C2, Valor actualizado CEPCI \$	125.393,00	107.373,95	109.559,10	109.422,11	117.019,79	169.023,78	136.431,51

Tabla II.5 Coste de los intercambiadores empleados en el proceso. (Continuación)

INTERCAMBIADORES DE CALOR	15	16	17	18	19	20
	Por debajo del Pinch					
Área (m ²)	241,71	33,28	6,69	2,05	21,49	77,71
Parámetro A (m ²)=Área	241,71	33,28	6,69	0,29	13,05	17,48
K_1	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247	4,3247
K_2	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030	-0,3030
K_3	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634	0,1634
Cp^o	33938,02	17461,79	15343,32	34188,74	15489,49	15866,50
B_1	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74	1,74
B_2	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55
F_{BM}	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455	4,5455
F_M	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81	1,81
F_P	1	1	1	1	1	1
CBM equipo (general) =C1 Valor conocido	154.265,29	79.372,55	69.743,08	155.404,90	70.407,48	72.121,17
C2, Valor actualizado CEPCI \$	234.351,12	120.578,30	105.949,75	236.082,35	106.959,07	109.562,42

ANEXO III: SEGURIDAD Y MEDIOAMBIENTE

ANEXO III: SEGURIDAD Y MEDIOAMBIENTE

1. ÍNDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	68
2. ANÁLISIS DE MODALIDADES DE FALLO Y SUS EFECTOS (AMFE)	72
3. MEDIDAS DE SEGURIDAD Y MEDIOAMBIENTE.....	76
2.1. TRATAMIENTO DEL BENCENO.....	77
2.2. TRATAMIENTO DEL ETILENO.....	77
2.3. TRATAMIENTO DEL ETILBENCENO	78
2.4. TRATAMIENTO DEL CATALIZADOR EMPLEADO	78
2.5. ESTUDIO GENERAL	79
4. FICHAS DE SEGURIDAD	79

1. ÍNDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSIÓN

Para el estudio de seguridad de la planta, se ha realizado un análisis basado en el Índice Dow de fuego y explosión de American Institute of Chemical Engineers (1994). A continuación, en la tabla III.2 se presenta un recuadro con las penalizaciones adecuadas a la planta estudiada de todo el proceso del etilbenceno, teniendo en cuenta que el compuesto con mayor valor de factor material (MF) y por tanto de mayor riesgo de explosión es el etileno, quien posee un MF=24, mientras que los demás componentes, se encuentran igual o por debajo de este valor, como se muestra en la siguiente tabla III.1.

Tabla III.1.1.1 Factor material de los componentes existentes en la planta a tener en cuenta en el índice DOW.

MATERIAL FACTOR	MF
Etileno	24
Etano	21
Propileno	21
Benceno	16
Tolueno	16
Etilbenceno	16
1,4-Dietilbenceno	16

En primer lugar, en *Exothermic Chemical Reactions*, teniendo en cuenta que se tiene una serie de reactores, con reacciones de adición, se elige del apartado *moderate exotherms*, la penalización de 0,5 por *Alkylation*.

Luego, para *Material Handling and Transfer*, se ha tenido en cuenta la existencia de LPG, gases licuados del petróleo y su clase de inflamabilidad, por tanto, se ha escogido una penalización de 0,5.

En el caso de *Enclosed or Indoor Process Units*, se ha elegido una penalización de 0,6 por la existencia de LPG y sustancias inflamables con manejo de temperaturas superiores a las del punto de ebullición.

Para *Toxic Material*, se ha tenido en cuenta el valor de *health factor* N_H del etileno proveniente de la clasificación de la NFPA 704 y la multiplicación de dicho valor, que en este caso es la unidad, por 0,2.

El apartado *Sub-Atmospheric Pressure*, no aplicaría debido a que no se tienen presiones inferiores a los 500 mmHg.

En el caso de *Operation In or Near Flammable Range*, la penalización sería de 0,5, teniendo en cuenta que el valor de NF es de 4 y luego de 0,3 teniendo en cuenta la presencia del separador gas líquido.

Teniendo en cuenta que la presión más alta que se podría tener, se encuentra a la entrada del etileno con 2101,33 kPa gauge, es decir 304,76 psig, se ha tomado un valor de 0,54 de penalización para el apartado *Pressure*, mediante el uso de la correlación siguiente (ver ec. III.1), propuesta por la bibliografía en cuestión del American Institute of Chemical Engineers (1994), siendo Y el valor de penalización y la X el valor de la presión en psig.

$$Y = 0,16109 + 1,61503 * \frac{X}{1000} - 1,42879 * \left(\frac{X}{1000}\right)^2 + 0,51172 * \left(\frac{X}{1000}\right)^3 \quad (\text{III.1})$$

Asimismo, se ha multiplicado dicho valor por 1,3, teniendo en cuenta la presencia de gases licuados inflamables, obteniendo así un valor de penalización de 0,7. Para la presión de alivio, se supondrá un 25% más a la presión de operación, por tanto un valor de 380,95 psig.

Para el caso del apartado *Quantity of Flammable/Unstable Material*, se ha de tomar en cuenta la cantidad de etileno a la entrada que es cuando mayor cantidad se tiene de este compuesto y con un tiempo de 10 minutos (434,78 lb). Adicionalmente, se multiplica por el valor del factor Hc que es extraído nuevamente de la bibliografía, multiplicado también por un factor de 10^3 y posteriormente para hallar X de la correlación siguiente (ver ec. III.2), se divide por un factor de 10^9 , obteniéndose una penalización prácticamente nula del orden de $5 \cdot 10^{-5}$.

$$Y = 10^{(0,17179 + 0,42988 \log(X) - 0,37244 * \log(X)^2 + 0,17712 * \log(X)^3 - 0,029984 * \log(X)^4)} \quad (\text{III.2})$$

Es importante tener en cuenta que en este caso, se está tomando en cuenta únicamente al componente más peligroso de la planta, que es el etileno, sin embargo, para el desarrollo adecuado de este proyecto, se recomendaría realizar un estudio adicional para cada uno de los compuestos que están presentes en el proceso, sabiendo que de etilbenceno se llegan a producir más de 9.000 kg/h y aunque su *MF* sea inferior al del etileno, tiene una cantidad importante que podría dar lugar a una penalización mayor en este caso.

En el caso de *Rotating Equipment* , se tienen en cuenta las bombas que existen en la planta, con lo cual se añade una penalización de 0,5.

Para aquellos apartados a los cuales no se les ha impuesto un valor de penalización es debido a que la planta ya está instalada y lo que se busca es realizar propuestas de mejora para obtener un ahorro energético y económico, de tal forma que es de suponerse que ciertas adecuaciones se han realizado al momento de la construcción y puesta en marcha de la planta, en otros casos, simplemente no había necesidad de aplicar ningún valor.

Finalmente, se calculan los siguientes factores: El factor F1 es la suma de los ítems incluidos en el apartado *General Process Hazards*, luego el factor F2 será la suma de los incluidos en *Special Process Hazards*. El F3 será la multiplicación de los anteriores factores F1 y F2 y por último, se halla el índice *Fire and Explosion Index* (F&EI), multiplicando el F3 por el MF.

Al realizar lo anterior, se obtiene un valor de F&EI de 163,69, que implica un nivel de riesgo grave de HAZARD, lo que es útil para estimar el grado de daño que podría producirse en caso de que se presentara algún incidente en la planta en cuestión.

Luego, se calcula el radio de exposición multiplicando el valor de F&EI por 0,256 para hallar el valor del mismo en metros, posteriormente se calcula el área. Posterior a ello, se calcula el *Damage Factor*, teniendo en cuenta el valor de F3 calculado y el MF del etileno mediante la siguiente correlación:

$$Y = 0,395755 + 0,096443 (X) - 0,00135(X)^2 - 0,00038(X)^3 \quad (\text{III.3})$$

Tabla III.1.1.2 Datos necesarios para calcular el índice de fuego y explosión.

MATERIAL FACTOR		ETHYLENE	24,00
			Penalty Factor Used (1)
1. General Process Hazards			1,00
Base Factor			
A. Exothermic Chemical Reactions			0,50
B. Endothermic Processes			0,00
C. Material Handling and Transfer			0,50
D. Enclosed or Indoor Process Units			0,60
E. Access			0,00
F. Drainage and Spill Control			0,00
General Process Hazards Factor (F1)			2,60
2. Special Process Hazards			
Base Factor			1,00
A. Toxic Material(s)			0,20
B. Sub-Atmospheric Pressure (< 500 mm Hg)			0,00
C. Operation In or Near Flammable Range			0,80
1. Tank Farms Storage Flammable Liquids			0,50
2. Process Upset or Purge Failure			0,30
3. Always in Flammable Range			0,00
D. Dust Explosion			0,00
E. Pressure			0,62
		<i>Operating Pressure (psig)</i>	304,76
		<i>Relief Setting (psig)</i>	380,95
F. Low Temperature			0,00
G. Quantity of Flammable/Unstable Material:			$5,05 \cdot 10^{-5}$
		<i>Quantity (lb)</i>	434,775
		<i>H_c(BTU/lb)</i>	$2,08 \cdot 10^4$
		<i>X (BTU)</i>	9,04E-03
1. Liquids or Gases in Process			$5,05 \cdot 10^{-5}$
2. Liquids or Gases in Storage			0,00
3. Combustible Solids in Storage, Dust in Process			0,00
H. Corrosion and Erosion			0,00
I. Leakage - Joints and Packing			0,00
J. Use of Fired Equipment			0,00
K. Hot Oil Heat Exchange System			0,00
L. Rotating Equipment			0,50
Special Process Hazards Factor (F2)			2,62
Process Unit Hazards Factor (F1 x F2) = F3			6,82
Fire and Explosion Index (F3 x MF = F&EI)			163,69
Radio de exposición (R)			41,90
Área de explosión ($\Pi \cdot r^2$)			5516,63
Damage factor			0,87017

2. ANÁLISIS DE MODALIDADES DE FALLO Y SUS EFECTOS (AMFE)

Tal y como se recoge en la Nota de Prevención por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT), (2004), para realizar un análisis de modalidades de fallo y sus efectos, es necesario realizar un estudio por equipos de las potenciales desviaciones de funcionamiento o fallos, lo que será útil a efectos de prevención integral de riesgos incluyendo los laborales.

Para el caso del presente trabajo, únicamente el análisis se desarrollará de manera general y básica para la segunda columna en la que se obtiene el producto final: etilbenceno, debido a que es de suponerse que la planta ya se encuentra en funcionamiento y únicamente se desea conocer los posibles riesgos existentes. Sin embargo si se desea profundizar en la aplicación de este proyecto, se recomienda que se desarrolle no solamente el AMFE de esta columna sino el de todos los equipos presentes en la planta para de esta manera identificar cualquier tipo de fallos que pudieran surgir en la implantación del proyecto y de la puesta en marcha del mismo.

En primer lugar, se describe el elemento o equipo a estudiar, que nuevamente, es en este caso la segunda columna de destilación que se encuentra en el diseño de la planta, luego, se identifican los posibles modos de fallo que pudiesen existir, destacando que este se define como la manera en que el equipo puede fallar física o técnicamente cuando se desean cumplir los objetivos propuestos con dicho elemento, sin tener en cuenta los errores humanos.

En segundo lugar, se resalta la detectabilidad del fallo, como la probabilidad de que sea detectado antes de causar cualquier daño. Sin embargo, en este caso solo se reducirá dicho apartado a identificar la forma de detectabilidad del fallo: visual, olfativo o auditivo. Es importante también tener en cuenta a futuro el grado de facilidad de dicha detectabilidad, ya que dependiendo de eso, serán adecuadas unas medidas u otras de prevención.

Adicionalmente, se presentan las causas del modo de fallo, que deben de encontrarse en el origen del mismo, siendo estas, debilidades del diseño generalmente, sin llegar a relacionar los fallos con otros equipos externos, las causas deben ser concisas y amplias.

También se destacan los efectos de fallo, ya que son los efectos que repercuten en el resultado del equipo, en que se cumplan los objetivos para los cuales fue diseñado el equipo, que en este caso produce el producto final de la planta: el etilbenceno, y también en los posibles daños que puede ocasionar.

Por último, se sugieren ciertas medidas que suelen estar íntimamente relacionadas con controles periódicos y mantenimiento de forma preventiva para evitar incidentes con un modo de fallo como el establecido.

Tabla III.. Análisis de Modalidades de Fallo y sus Efectos (AMFE) a la segunda columna de destilación del proceso de producción del etilbenceno.

DESCRIPCIÓN	MODO DE FALLO	DETECCIÓN DEL FALLO	CAUSAS*	EFFECTOS	MEDIDAS **
Columna de destilación:	Rotura	-Visual	-Sobrepresión -Desgaste -Choque térmico	-Derrame -Incendio y/o explosión	-Cubeto de retención en case de derrame -Válvula de alivio de presión.
<u>Alimentación:</u> Benceno, Etilbenceno y 1,4-Dietilbenceno.	Obstrucción	-Visual	-Incrustamiento	-Disminución del caudal -Sobrepresión -Rupturas - Inundación	-Limpieza y mantenimiento.
<u>Destilado:</u> Etilbenceno, Benceno y dietilbenceno	Inundación	-Visual	-Nivel de caudal en exceso	- Derrame -Sobrepresión -Producto inadecuado -Pérdida de la mezcla	-Ajuste del sistema de control
<u>Residuo:</u> Dietilbenceno y etilbenceno.	Fugas	-Visual -Auditivo -Olfativo	-Fallo de conexiones -Sobrepresión -Exceso de caudal	-Derrame -Incendio y/o explosión -Intoxicación	-Cubeto de retención en case de derrame -Válvula de alivio de presión.

Tabla III.. Análisis de Modalidades de Fallo y sus Efectos (AMFE) a la segunda columna de destilación del proceso de producción del etilbenceno.

(Continuación)

DESCRIPCIÓN	MODO DE FALLO	DETECCIÓN DEL FALLO	CAUSAS*	EFFECTOS	MEDIDAS **
Columna de destilación: <u>Alimentación:</u> Benceno, Etilbenceno y 1,4-Dietilbenceno.	Caldera y condensador	-Visual -Auditivo -Olfativo	-Ausencia de mezcla -Roturas -Sobrepresión -Temperatura inadecuada	-Incremento o decremento sustancial de la temperatura -Sobrepresión - Producto no deseado -Descontrol del destilado y/o residuo	-Mantenimiento del sistema de control, especial atención a la temperatura y presión
<u>Destilado:</u> Etilbenceno, Benceno y dietilbenceno <u>Residuo:</u> Dietilbenceno y etilbenceno.	Ausencia de alimentación	-Auditivo -Visual	- Fallo del suministro -Fuga en conducción del suministro	-Rotura -Sobrepresión -Descontrol de la producción, el destilado y/o residuo -Mezcla resultante inadecuada	-Mantenimiento del sistema de control

*Se desconoce el sistema de control empleado en la planta, ya que no ha sido objeto de estudio en este trabajo, no obstante puede ser una causa importante en las causas de los fallos posibles.

**Para todos los modos de fallo que puede tener la columna, lo recomendable es realizar revisiones periódicas.

3. MEDIDAS DE SEGURIDAD Y MEDIOAMBIENTE

Si se quiere conocer el riesgo medioambiental que existe debido a la manipulación de los componentes que se utilizan, especialmente como materia prima y producto en este proyecto, es interesante conocer los riesgos que se tienen al inicio y al final del proceso. En este caso, es importante tener en cuenta el tratamiento del benceno y el etileno al inicio ya que son las materias primas y del etilbenceno al final que es el producto mayoritario, sin dejar de lado el combustible que se produce también pero que generalmente es utilizado para una planta adyacente de estireno, si fuese el caso.

En primer lugar, el benceno, como se recoge en la web de ECHA (European Chemical Agency), es una sustancia cancerígena y muy tóxica para los animales provocando alteraciones y malformaciones en sus organismos, como por ejemplo, el retardo en la formación de los huesos y daños en la médula. Por otra parte, es una sustancia altamente inflamable que reacciona violentamente con oxidantes, ácido nítrico, ácido sulfúrico y halógenos, originando peligros de incendio y explosiones.

Luego, sabiendo que lo que se produce en la planta en cuestión, es el etilbenceno, es importante no olvidar que por evaporación, esta sustancia a temperatura ambiente o inferior puede alcanzar de forma lenta, una concentración nociva en el aire, pudiendo absorberse por la inhalación del vapor, a través de la piel y por ingestión.

Su incidencia en el medio ambiente destaca por ser un compuesto nocivo para los organismos acuáticos, por lo que se deberá controlar su exposición, especialmente su vertido, evitando a toda costa su vaciado en zonas de drenaje. En cuanto a los umbrales de información pública recogidos por el RD 508/2007 y extraídos del Registro Estatal de Emisiones y Fuentes Contaminantes (2019), se establece que el umbral de información pública al agua es de 200 kg/año, al igual que al suelo.

La realización del Catálogo de Residuos de la Comunidad Valenciana ha supuesto una labor de revisión de la LER y de su adecuación a la generación de residuos en la Comunidad Valenciana, es por ello que si la empresa es localizada en esa comunidad, lo lógico es que la información sea recopilada y analizada con antelación, basándose en:

- Clasificación de los residuos según su grado de peligrosidad: Peligroso / No Peligroso / Inerte.
- Tratamientos de eliminación y/o valorización para cada residuo.

2.1. TRATAMIENTO DEL BENCENO

Debido a que el Benceno forma parte de las materias primas de este proceso y de que se encontrará almacenado para ser usado como alimento, hay que destacar que este, de forma comercial, se encuentra como refinado libre de sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre pero con una baja concentración de tiofeno y de no aromáticos, con lo cual es un punto a tomar en cuenta a efectos de emisiones al medioambiente.

En cuanto a su almacenamiento, se debe tener en cuenta que es un líquido inflamable y tóxico, por ello debe mantenerse en recipientes cerrados, lugares frescos y ventilados. Además, debe encontrarse alejado de cualquier punto de ignición. Para almacenarse deben utilizarse recipientes de metal, bien sea de hierro o acero, evitando el cobre y el aluminio debido a su alta corrosión. Por último se recomienda que los recipientes estén conectados a tierra con el fin de evitar cualquier tipo de descargas estáticas al ser metálicos.

2.2. TRATAMIENTO DEL ETILENO

El etileno es un gas inflamable de clasificación de peligrosidad 2,1, por tanto deben transportarse en posición vertical segura y en vehículos de ventilación, con grandes riesgos de seguridad en general. Se debe evitar a toda costa cualquier fuente de ignición en el área de almacenamiento, de igual forma la instalación eléctrica debe ser a prueba de explosión.

Su almacenamiento debe consistir en áreas secas de ventilación, quedando los cilindros de etileno separados de cualquier oxidante por una distancia mínima de 6 metros o por una barrera que contenga material no combustible con una altura de aproximadamente 1,50 metros y una resistencia al fuego superior a los 30 min. Asimismo dichos cilindros deben almacenarse de pie y con la válvula libre de cualquier golpe externo o incidencia.

Aunque en este caso no se va a generar etileno como residuo ya que es la materia prima y alimentación del proceso, es importante conocer, cuál sería su tratamiento en caso de que fuese necesario, por lo que se debe de consultar previamente el catálogo de residuos (CR) según el lugar en el que se encuentre la planta, para de esta forma conocer el tratamiento final, que en la mayoría de los casos suele ser:

- Utilización como combustible.
- Incineración de residuos no halogenados

Aunque se podría utilizar como combustible o incinerarlo, en este caso no se debería ya que se produciría más CO₂ y entonces no sería un proceso medioambientalmente sostenible. Por lo tanto, debido a que el etileno es un hidrocarburo ligero y está catalogado como residuo especial, será gestionado por un gestor externo de forma tal que sea éste quien se encargue de la disposición final del producto.

2.3. TRATAMIENTO DEL ETILBENCENO

Para conocer el tratamiento del etilbenceno, se debe conocer que este pasa fácilmente al aire del agua y del suelo. En el aire, puede demorar unos 3 días en degradarse a otros productos químicos. En aguas superficiales, se degrada al reaccionar con otras sustancias químicas que ocurren normalmente en el agua. En el suelo, es degradado por bacterias del suelo. Además, según ATSDR (1999), puede ser liberado al agua por desagües industriales o por escapes de tanques de almacenaje subterráneos.

2.4. TRATAMIENTO DEL CATALIZADOR EMPLEADO

Si bien en la bibliografía se ha encontrado que los catalizadores SPW son los más útiles en la alquilación del benceno, existen otro tipo de catalizadores también de gran utilidad como el de BF₃/ Al₂O₃ con el inconveniente de la hidrolizar el BF₃. Es por ello que independientemente del catalizador empleado, una vez se agote el tiempo de vida útil del mismo, se procederá a tratarse como un residuo más, consultando en el código del catálogo

de residuos de la región en la que se encuentre dicha planta de forma que se conozcan los tratamientos acordes. Generalmente, para el tratamiento del catalizador, se tiene en cuenta que en el momento que este no sea útil, se debe de almacenar directamente en un depósito o bidón que pueda ser recogido por un gestor externo de residuos para luego realizar el tratamiento final. Se suele recomendar:

- Recuperar el catalizador
- Deposición de residuos no especiales
- Estabilización

2.5. ESTUDIO GENERAL










Una vez se ha especificado los diferentes tratamientos de la planta, se debería de realizar, una en particular acerca del impacto global que se genera. Para ello, se debe evaluar el impacto que ocasiona al Medioambiente.

Este estudio es la Evaluación del Impacto Ambiental (EIA), que se basa en un procedimiento jurídico-administrativo que recoge la información, predicción y análisis destinada a anticipar, corregir y prevenir los posibles efectos directos e indirectos que la ejecución de una determinada obra o proyecto causa sobre el medio ambiente (ya sea en el medio acuático, el medio terrestre o el medio atmosférico), permitiendo a la Administración adoptar las medidas adecuadas para su protección.

La Evaluación de Impacto Ambiental permitirá conocer el efecto sobre la población humana, la fauna, la flora, la gea, el suelo, el aire, el agua, el clima, el paisaje y la estructura y función de los ecosistemas previsiblemente afectados.

4. FICHAS DE SEGURIDAD

A continuación se adjuntan las fichas de seguridad de cada uno de los compuestos presentes en el proceso extraídos del Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT).

BENCENO			ICSC: 0015 Mayo 2003
CAS: 71-43-2 RTECS: CY1400000 NU: 1114 CE Índice Anexo I: 601-020-00-8 CE / EINECS: 200-753-7		Ciclohexatrieno Benzol C₆H₆ Masa molecular: 78.1	 
TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Polvo, AFFF, espuma, dióxido de carbono
EXPLOSIÓN	Las mezclas vapor/aire son explosivas. Riesgo de incendio y explosión: véanse Peligros Químicos.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas. Evitar la generación de cargas electrostáticas (por ejemplo, mediante conexión a tierra).	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
EXPOSICIÓN		¡EVITAR TODO CONTACTO!	
Inhalación	Vértigo. Somnolencia. Dolor de cabeza. Náuseas. Jadeo. Convulsiones. Pérdida del conocimiento.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Proporcionar asistencia médica.
Piel	PUEDE ABSORBERSE! Piel seca. Enrojecimiento. Dolor. (Además, véase Inhalación).	Guantes de protección. Traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas. Aclarar la piel con agua abundante o ducharse. Proporcionar asistencia médica.
Ojos	Enrojecimiento. Dolor.	Pantalla facial, o protección ocular combinada con la protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
Ingestión	Dolor abdominal. Dolor de garganta. Vómitos. (para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. NO provocar el vómito. Proporcionar asistencia médica.
DERRAMES Y FUGAS		ENVASADO Y ETIQUETADO	
Eliminar toda fuente de ignición. Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes herméticos. Absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. NO verterlo al alcantarillado. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente. (Protección personal adicional: traje de protección completa incluyendo equipo autónomo de respiración).		No transportar con alimentos y piensos. Clasificación UE Símbolo: F, T R: 45-46-11-36/38-48/23/24/25-65 S: 53-45 Nota: E Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 3 Grupo de Envasado NU: II	
RESPUESTA DE EMERGENCIA		ALMACENAMIENTO	
Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-30S1114/30GF1-II Código NFPA: H 2; F 3; R 0;		A prueba de incendio. Separado de alimentos y piensos, oxidantes y halógenos.	
Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2005			
      			

BENCENO

ICSC: 0015

DATOS IMPORTANTES**ESTADO FÍSICO; ASPECTO**

Líquido incoloro, de olor característico.

PELIGROS FÍSICOS

El vapor es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.

PELIGROS QUÍMICOS

Reacciona violentamente con oxidantes, ácido nítrico, ácido sulfúrico y halógenos, originando peligro de incendio y explosión. Ataca plásticos y caucho.

LÍMITES DE EXPOSICIÓN

TLV: 0.5 ppm como TWA; 2.5 ppm como STEL; (piel); A1; BEI establecido (ACGIH 2004).

MAK: H;

Cancerígeno clase: 1; Mutágeno clase: 3A; (DFG 2004).

VÍAS DE EXPOSICIÓN

La sustancia se puede absorber por inhalación, a través de la piel y por ingestión.

RIESGO DE INHALACIÓN

Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar muy rápidamente una concentración nociva en el aire.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN

La sustancia irrita los ojos, la piel y el tracto respiratorio. La ingestión del líquido puede dar lugar a la aspiración del mismo por los pulmones y la consiguiente neumonitis química. La sustancia puede causar efectos en el sistema nervioso central, dando lugar a disminución de la consciencia. La exposición muy por encima del OEL puede producir pérdida del conocimiento y muerte.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA

El líquido desengrasa la piel. La sustancia puede afectar a la médula ósea y al sistema inmune, dando lugar a una disminución de células sanguíneas. Esta sustancia es carcinógena para los seres humanos.

PROPIEDADES FÍSICAS

Punto de ebullición: 80°C
 Punto de fusión: 6°C
 Densidad relativa (agua = 1): 0.88
 Solubilidad en agua, g/100 ml a 25°C: 0.18
 Presión de vapor, kPa a 20°C: 10
 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 2.7

Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.2
 Punto de inflamación: -11°C c.c.
 Temperatura de autoignición: 498°C
 Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1.2-8.0
 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 2.13

DATOS AMBIENTALES

La sustancia es muy tóxica para los organismos acuáticos.

NOTAS

El consumo de bebidas alcohólicas aumenta el efecto nocivo. Está indicado examen médico periódico dependiendo del grado de exposición. La alerta por el olor es insuficiente. Esta ficha ha sido parcialmente actualizada en octubre de 2004: ver Clasificación UE.

INFORMACIÓN ADICIONAL

Límites de exposición profesional (INSHT 2011):

VLA-ED: 1 ppm; 3,25 mg/m³

C1A (Sustancia carcinogénica de categoría 1A). M1B (Sustancia mutagénica de categoría 1B).

Notas: vía dérmica. Es de aplicación el RD 1124/2000, por el que se modifica el RD 665/1997 de agentes cancerígenos.
 Esta sustancia tiene establecidas restricciones a la fabricación, comercialización o al uso especificadas en el Reglamento REACH.

VLB: 0,045 mg/g creatinina en orina de ácido S-Fenilmercaptúrico; 2 mg/L en orina de ácido t,t-Mucónico; 5 µg/L en sangre de benceno total.

NOTA LEGAL

Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.

ETILENO, PURO

ICSC: 0475



INSTITUTO NACIONAL DE SEGURIDAD E HIGIENE EN EL TRABAJO

ETILENO, PURO
Eteno
(botella)
C₂H₄

Masa molecular: 28.5

Nº CAS 74-85-1
Nº RTECS KU5340000
Nº ICSC 0475
Nº NU 1962
Nº CE 601-010-00-3



TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Extremadamente inflamable.	Evitar llama abierta, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, deje que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos se apaga con pulverización con agua.
EXPLOSION	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosiones. Evitar la generación de cargas electrostáticas (por ejemplo, mediante conexión a tierra). Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispa.	En caso de incendio: mantener fría la botella por pulverización con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.
EXPOSICION			
• INHALACION	Vértigo, pérdida de conocimiento.	Ventilación.	Aire limpio, reposo, respiración artificial si estuviera indicado y someter a atención médica.
• PIEL			
• OJOS			
• INGESTION			
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	
Evacuar la zona de peligro. Ventilación. Eliminar las fuentes de ignición y cortar si es posible el aporte de gas en el foco. (Protección personal adicional: traje de protección química incluyendo equipo autónomo de respiración).	A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes.	símbolo F+ R: 12-67 S: (2-)9-16-33-46 Clasificación de Peligros NU: 2.1 CE:	
VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE			
ICSC: 0475		Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 2005	



ETILENO, PURO

ICSC: 0475

D A T O S I M P O R T A N T E S	ESTADO FISICO; ASPECTO Gas comprimido incoloro, de olor característico.	VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación.
	PELIGROS FISICOS El gas es más ligero que el aire. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.	RIESGO DE INHALACION Al producirse pérdidas en zonas confinadas este gas puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno del aire.
	PELIGROS QUIMICOS La sustancia puede polimerizarse para formar compuestos aromáticos debido al calentamiento intenso por encima de 600°C. Reacciona con oxidantes fuertes originando riesgo de incendio y de explosión.	EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION La exposición podría causar disminución de la consciencia.
	LIMITES DE EXPOSICION TLV: 200 ppm como TWA, A4 (ACGIH 2005) MAK: Carcinógeno: categoría 3B (DFG 2005).	EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA
PROPIEDADES FISICAS	Punto de ebullición a 101.3 kPa: -104°C Punto de fusión: -169.2°C Solubilidad en agua: ninguna Presión de vapor, kPa a 15°C: 8100	Densidad relativa de vapor (aire = 1): 0.98 Punto de inflamación: gas inflamable Temperatura de autoignición: 490°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 2.7-36.0
DATOS AMBIENTALES		
NOTAS		
Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Código NFPA: H 1; F 4; R 2		
INFORMACION ADICIONAL		
FISQ: 2-091 ETILENO, PURO	Los valores LEP pueden consultarse en línea en la siguiente dirección: http://www.insht.es/	
ICSC: 0475	© CCE, IPCS, 2005	ETILENO, PURO
NOTA LEGAL IMPORTANTE:	Ni la CCE ni la IPCS ni sus representantes son responsables del posible uso de esta información. Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales.	

© INSHT

ETANO		ICSC: 0266	
		Abril 2006	
CAS:	74-84-0	C ₂ H ₆ / CH ₃ CH ₃	
RTECS:	KH3800000	Masa molecular: 30,1	
NU:	1035		
CE Índice Anexo I:	601-002-00-X		
CE / EINECS:	200-814-8		
TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Extremadamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con agua pulverizada, polvo.
EXPLOSIÓN	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (p. ej. mediante conexión a tierra) si aparece en estado líquido. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.
EXPOSICIÓN			
Inhalación	Asfixia. Ver Notas.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.
Piel	EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN.	Guantes aislantes del frío. Traje de protección.	EN CASO DE CONGELACIÓN: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.
Ojos	EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN.	Pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
Ingestión			
DERRAMES Y FUGAS		ENVASADO Y ETIQUETADO	
Protección personal: equipo autónomo de respiración. ¡Evacuar la zona de peligro! Consultar a un experto. Eliminar toda fuente de ignición. Ventilar. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido.		Clasificación UE Símbolo: F+ R: 12; S: (2)-9-16-33 Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 2.1 Clasificación GHS Peligro. Gas extremadamente inflamable. Contiene gas a presión; puede explotar si se calienta.	
RESPUESTA DE EMERGENCIA		ALMACENAMIENTO	
Ficha de Emergencia de Transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20S1035. Código NFPA: H1; F4; R0;		A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco. Separado de oxidantes fuertes y halógenos.	
IPCS International Programme on Chemical Safety			
Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2006			

DATOS IMPORTANTES

ESTADO FÍSICO; ASPECTO:

Gas licuado comprimido incoloro, inodoro si es puro.

PELIGROS FÍSICOS:

El gas se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.

PELIGROS QUÍMICOS:

Reacciona violentamente con halógenos y oxidantes fuertes, originando peligro de incendio y explosión.

LÍMITES DE EXPOSICIÓN:

TLV (como Hidrocarburos Alifáticos Alcanos (C1-C4), gases): 1000 ppm; (ACGIH 2006).
MAK no establecido.

VÍAS DE EXPOSICIÓN:

La sustancia se puede absorber por inhalación.

RIESGO DE INHALACIÓN:

Al producirse pérdidas en zonas confinadas, este líquido se evapora muy rápidamente originando una saturación total del aire con grave riesgo de asfixia.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN:

La evaporación rápida del líquido puede producir congelación.

PROPIEDADES FÍSICAS

Punto de ebullición: -89 °C
Punto de fusión: -183 °C
Solubilidad en agua, ml/100 ml a 20 °C: (muy pobre)
Presión de vapor, kPa a 20 °C: 3850
Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1,05

Punto de inflamación: gas inflamable
Temperatura de autoignición: 472 °C
Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 3,0-12,5
Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 1,81

DATOS AMBIENTALES

NOTAS

Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. Otro número NU: 1961 (líquido refrigerado), Clasificación de peligro: 2.1. Esta ficha ha sido parcialmente actualizada en Julio 2007: ver Límites de exposición y clasificación GHS.


INFORMACIÓN ADICIONAL

Límites de exposición profesional (INSHT 2011):

VLA-ED: (como Hidrocarburos alifáticos alcanos (C₁-C₄) y sus mezclas, gases) 1000 ppm

Nota legal

Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.

TOLUENO		ICSC: 0078	
		Octubre 2002	
Metilbenceno Fenilmetano		Toluol	
CAS:	108-88-3	C₆H₅CH₃ / C₇H₈	 
RTECS:	XS5250000	Masa molecular: 92,1	
NU:	1294		
CE Índice Anexo I:	601-021-00-3		
CE / EINECS:	203-625-9		
TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Polvo, AFFF, espuma, dióxido de carbono.
EXPLOSIÓN	Las mezclas vapor/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (p. ej., mediante conexión a tierra). NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
EXPOSICIÓN		¡HIGIENE ESTRICTA! ¡EVITAR LA EXPOSICIÓN DE MUJERES (EMBARAZADAS)!	
Inhalación	Tos. Dolor de garganta. Vértigo. Somnolencia. Dolor de cabeza. Náuseas. Pérdida del conocimiento.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Proporcionar asistencia médica.
Piel	Piel seca. Enrojecimiento.	Guantes de protección.	Quitar las ropas contaminadas. Aclarar y lavar la piel con agua y jabón. Proporcionar asistencia médica.
Ojos	Enrojecimiento. Dolor.	Gafas ajustadas de seguridad	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
Ingestión	Sensación de quemazón. Dolor abdominal. (Ver Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. NO provocar el vómito. Proporcionar asistencia médica.
DERRAMES Y FUGAS		ENVASADO Y ETIQUETADO	
¡Evacuar la zona de peligro en caso de grandes derrames! Consultar a un experto en caso de grandes derrames. Eliminar toda fuente de ignición. Ventilar. Recoger el líquido procedente de la fuga en recipientes precintables. Absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. NO verterlo en el alcantarillado. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente. Protección personal: equipo autónomo de respiración en caso de grandes derrames.		Clasificación UE Símbolo: F, Xn R: 11-38-48/20-63-65-67 S: (2-)36/37-46-62 Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 3 Grupo de Envasado NU: II	
RESPUESTA DE EMERGENCIA		ALMACENAMIENTO	
Ficha de Emergencia de Transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-30S1294. Código NFPA: H2; F3; R0;		A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes.	
IPCS International Programme on Chemical Safety			
			

DATOS IMPORTANTES

ESTADO FÍSICO; ASPECTO:

Líquido incoloro, de olor característico.

PELIGROS FÍSICOS:

El vapor se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.

PELIGROS QUÍMICOS:

Reacciona violentamente con oxidantes fuertes, originando peligro de incendio y explosión.

LÍMITES DE EXPOSICIÓN:

TLV: 50 ppm como TWA; (piel); A4 (no clasificable como cancerígeno humano); BEI establecido; (ACGIH 2004).
MAK: Riesgo para el embarazo: grupo C; (DFG 2004).
LEP UE: 192 mg/m³, 50 ppm como TWA; 384 mg/m³, 100 ppm como STEL (piel) (EU 2006).

VÍAS DE EXPOSICIÓN:

La sustancia se puede absorber por inhalación, a través de la piel y por ingestión.

RIESGO DE INHALACIÓN:

Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante rápidamente una concentración nociva en el aire.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN:

La sustancia irrita los ojos y el tracto respiratorio. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central. La ingestión del líquido puede dar lugar a la aspiración del mismo por los pulmones y a la consiguiente neumonitis química. La exposición a altas concentraciones puede producir arritmia cardíaca y pérdida del conocimiento.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA:

El líquido desengrasa la piel. La sustancia puede afectar a sistema nervioso central. La exposición a esta sustancia puede potenciar el daño auditivo causado por la exposición a ruido. La experimentación animal muestra que esta sustancia posiblemente cause efectos tóxicos en la reproducción humana.

PROPIEDADES FÍSICAS

Punto de ebullición: 111°C
Punto de fusión: -95°C
Densidad relativa (agua = 1): 0,87
Solubilidad en agua: ninguna
Presión de vapor, kPa a 25°C: 3,8
Densidad relativa de vapor (aire = 1): 3,1

Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1,01
Punto de inflamación: 4°C c.c.
Temperatura de autoignición: 480°C
Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1,1-7,1
Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 2,69

DATOS AMBIENTALES

La sustancia es tóxica para los organismos acuáticos.

NOTAS

Está indicado un examen médico periódico dependiendo del grado de exposición. El consumo de bebidas alcohólicas aumenta el efecto nocivo.
Esta ficha ha sido parcialmente actualizada en octubre de 2004: ver Clasificación UE, Respuesta de Emergencia, y en octubre de 2006: ver Límites de exposición.

INFORMACIÓN ADICIONAL

Límites de exposición profesional (INSHT 2016):

VLA-ED: 50 ppm; 192 mg/m³

VLA-EC: 100 ppm, 384 mg/m³

VLB: 0,5 mg/L en orina de o-cresol; 1,6 g/g creatinina en orina de ácido hipúrico; 0,05 mg/L en sangre; 0,08 mg/L en orina.

Notas: vía dérmica. Esta sustancia tiene establecidas restricciones a la fabricación, comercialización o al uso especificadas en el Reglamento REACH.

Nota legal

Esta ficha contiene la opinión colectiva del Comité Internacional de Expertos del IPCS y es independiente de requisitos legales. Su posible uso no es responsabilidad de la CE, el IPCS, sus representantes o el INSHT, autor de la versión española.

PROPILENO

ICSC: 0559




INSTITUTO NACIONAL DE SEGURIDAD E HIGIENE EN EL TRABAJO

Metiletileno
Propeno
Metiletano
(botella)
 C_3H_6 / CH_2CHCH_3
Masa molecular: 42.1

Nº CAS 115-07-1
Nº RTECS UC6740000
Nº ICSC 0559
Nº NU 1077
Nº CE 601-011-00-9



TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Extremadamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con polvo, dióxido de carbono.
EXPLOSION	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (por ejemplo, mediante conexión a tierra) si aparece en estado líquido.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua pero NO en contacto directo con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.
EXPOSICION			
• INHALACION	Somnolencia. Sofocación (Véanse Notas).	Ventilación.	Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.
• PIEL	EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACION.	Guantes aislantes del frío.	EN CASO DE CONGELACION: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.
• OJOS	Véase Piel.	Gafas ajustadas de seguridad, o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
• INGESTION		No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	

<p>Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. Eliminar todas las fuentes de ignición. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido. (Protección personal adicional: traje de protección completo incluyendo equipo autónomo de respiración).</p>	<p>A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco.</p>	<p>NU (transporte): Clasificación de Peligros NU: 2.1 CE: símbolo F+ R: 12 S: 2-9-16-33</p> 
---	--	---

VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE

ICSC: 0559

Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2003

Fichas Internacionales de Seguridad Química

PROPILENO






ICSC: 0559

D A T O S I M P O R T A N T E S	<p>ESTADO FISICO; ASPECTO Gas licuado comprimido incoloro.</p> <p>PELIGROS FISICOS El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.</p> <p>PELIGROS QUIMICOS Reacciona violentamente con oxidantes originando peligro de incendio y explosión.</p> <p>LIMITES DE EXPOSICION TLV: A4 (ACGIH 2003) MAK no establecido.</p>	<p>VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación.</p> <p>RIESGO DE INHALACION Al producirse pérdidas en zonas confinadas este gas puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno del aire.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia puede causar efectos en el sistema nervioso central. La exposición podría causar disminución de la consciencia. Véanse Notas.</p>
PROPIEDADES FISICAS	<p>Punto de ebullición: -48°C Punto de fusión: -185°C Densidad relativa (agua = 1): 0.5 Solubilidad en agua: escasa Presión de vapor, kPa a 25°C: 1158</p>	<p>Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.5 Punto de inflamación: gas inflamable Temperatura de autoignición: 460°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 2.4-10.3 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 1.77</p>
DATOS AMBIENTALES		

NOTAS

Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape.

Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-137.
Código NFPA: H 1; F 4; R 1;

DIETILBENCENO (Mezcla de isómeros)			ICSC: 0445 Noviembre 2010
CAS: RTECS: NU: CE / EINECS:	25340-17-4 CZ5600000 2049 246-874-9	$C_{10}H_{14}(C_2H_5)_2 / C_{10}H_{14}$ Masa molecular: 134.2	
TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar. NO poner en contacto con superficies calientes.	Espuma, agua pulverizada, polvo o dióxido de carbono.
EXPLOSIÓN	Por encima de 56°C pueden formarse mezclas explosivas vapor/aire.	Por encima de 56°C, sistema cerrado, ventilación y equipo eléctrico a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (p. ej., mediante conexión a tierra).	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
EXPOSICIÓN			
Inhalación	Tos. Vértigo. Dolor de cabeza. Somnolencia.	Extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio y reposo. Proporcionar asistencia médica.
Piel	Enrojecimiento. Dolor.	Guantes de protección.	Quitar las ropas contaminadas. Aclarar la piel con agua abundante o ducharse.
Ojos	Enrojecimiento. Dolor.	Gafas de protección de seguridad o protección ocular combinada con protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
Ingestión	Náuseas. Vómitos. Diarrea. Descoordinación. (Ver Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. NO provocar el vómito. Dar a beber uno o dos vasos de agua. Proporcionar asistencia médica.
DERRAMES Y FUGAS		ENVASADO Y ETIQUETADO	
Protección personal: filtro para gases y vapores orgánicos adaptado a la concentración de la sustancia en el aire. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente. Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes herméticos. Absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro.		Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 3 Grupo de Envasado NU: III Clasificación GHS Atención Líquidos y vapores inflamables. Noivo si se inhala. Puede ser nocivo en caso de ingestión. Puede ser nocivo en contacto con la piel. Muy tóxico para los organismos acuáticos.	
RESPUESTA DE EMERGENCIA		ALMACENAMIENTO	
		Separado de oxidantes fuertes. Almacenar en un área sin acceso a desagües o alcantarillas.	
Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2011			
 IPCS International Programme on Chemical Safety	 WHO	 UNEP	

DIETILBENCENO (Mezcla de isómeros)

ICSC: 0445

DATOS IMPORTANTES**ESTADO FÍSICO; ASPECTO**

Líquido inoloro, de olor característico.

PELIGROS FÍSICOS

Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.

PELIGROS QUÍMICOS

La sustancia se descompone al arder, produciendo humos tóxicos y corrosivos, incluyendo monóxido de carbono y formaldehído. Reacciona con oxidantes.

LÍMITES DE EXPOSICIÓNTLV no establecido.
MAK no establecido.**VÍAS DE EXPOSICIÓN**

La sustancia se puede absorber por inhalación del vapor y por inhalación del aerosol y por ingestión.

RIESGO DE INHALACIÓN

No puede indicarse la velocidad a la que se alcanza una concentración nociva en el aire por evaporación de esta sustancia a 20°C.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN

La sustancia irrita los ojos y la piel. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA



La sustancia puede afectar al hígado y a los riñones. (Ver Notas).

PROPIEDADES FÍSICASPunto de ebullición: 180-182°C
Punto de fusión: -75°C
Densidad relativa (agua = 1): 0.86
Solubilidad en agua: ninguna
Presión de vapor, kPa a 20°C: 0.13
Densidad relativa de vapor (aire = 1): 4.6Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.0
Punto de inflamación: 56°C c.c.
Temperatura de autoignición: 395°C
Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 4-4.6 (estimado)**DATOS AMBIENTALES**

La sustancia es muy tóxica para los organismos acuáticos. Se aconseja firmemente impedir que el producto químico se incorpore al ambiente.

NOTAS

El Dietilbenceno (DEB) está comercialmente disponible sólo como una mezcla de isómeros: 1,2 DEB (CAS 135-01-3), 1,3 DEB (CAS 141-93-5) y 1,4 DEB (CAS 105-05-5), con una pureza mayor del 92,3% (v/v). La distribución de isómeros es: 1,3 DEB (60-65%), 1,4 DEB (27-30%) y 1,2 DEB (4-5%). Las propiedades fisico-químicas pueden variar en función de la composición química. Las medidas preventivas para los componentes individuales pueden ser diferentes a la mezcla de isómeros. Sólo se han registrado efectos sobre los riñones y el hígado para el 1,4 DEB.

ETILBENCENO			ICSC: 0268 Noviembre 2007		
CAS: 100-41-4 RTECS: DA0700000 NU: 1175 CE Índice Anexo I: 601-023-00-4 CE / EINECS: 202-849-4		Etilbenzol Feniletano EB C_8H_{10} , $C_6H_5C_2H_5$ Masa molecular: 106,2			
TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN	PELIGROS AGUDOS / SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS / LUCHA CONTRA INCENDIOS		
INCENDIO	Altamente inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Polvo. Espuma. Dióxido de carbono.		
EXPLOSIÓN	Las mezclas vapor/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. NO utilizar aire comprimido para llenar, vaciar o manipular.	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.		
EXPOSICIÓN		¡EVITAR LA FORMACIÓN DE NIEBLAS DEL PRODUCTO!			
Inhalación	Tos. Dolor de garganta. Vértigo. Somnolencia. Dolor de cabeza.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Proporcionar asistencia médica.		
Piel	Enrojecimiento.	Guantes de protección.	Quitar las ropas contaminadas. Aclarar y lavar la piel con agua y jabón.		
Ojos	Enrojecimiento. Dolor.	Gafas ajustadas de seguridad	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.		
Ingestión	Sensación de quemazón en la garganta y el pecho. (Ver Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca. NO provocar el vómito. Proporcionar asistencia médica.		
DERRAMES Y FUGAS		ENVASADO Y ETIQUETADO			
Protección personal complementaria: filtro para gases y vapores orgánicos adaptado a la concentración de la sustancia en el aire. Ventilar. Recooger el líquido procedente de la fuga en recipientes tapados. Absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. NO verterlo en el alcantarillado. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente.		Clasificación UE Símbolo: F, Xn R: 11-20 S: (2-)16-24/25-29 Clasificación NU Clasificación de Peligros NU: 3 Grupo de Envasado NU: II Clasificación GHS Peligro Líquido y vapores muy inflamables. Puede ser nocivo en caso de ingestión. Nocivo si se inhala el vapor. Provoca una leve irritación ocular. Provoca irritación ocular. Susceptible de provocar cáncer. Puede provocar irritación respiratoria. Puede provocar somnolencia o vértigo. Puede ser nocivo en caso de ingestión y de penetración en la vías respiratorias. Tóxico para los organismos acuáticos.			
RESPUESTA DE EMERGENCIA		ALMACENAMIENTO			
Ficha de Emergencia de Transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-305 1135 o 30GF1- I+II Código NFPA: H2; F3; R0;		A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes. Medidas para contener el efuente de extinción de incendios. Almacenar en un área sin acceso a desagües o alcantarillas.			
Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión Europea © CE, IPCS, 2008					
					

ETILBENCENO

ICSC: 0268

DATOS IMPORTANTES**ESTADO FÍSICO; ASPECTO**

Líquido incoloro, de olor aromático.

PELIGROS FÍSICOS

El vapor se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas.

PELIGROS QUÍMICOS

Reacciona con oxidantes fuertes. Ataca al plástico y al caucho.

LÍMITES DE EXPOSICIÓNTLV: 100 ppm como TWA, 125 ppm como STEL; A3 (cancerígeno animal); BEI establecido; (ACGIH 2007).
EU OEL: 442 mg/m³ 100 ppm como TWA; 884 mg/m³ 200 ppm como STEL; (piel); (EU 2006).**VÍAS DE EXPOSICIÓN**

La sustancia se puede absorber por inhalación del vapor y por ingestión.

RIESGO DE INHALACIÓN

Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante lentamente una concentración nociva en el aire.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN

La sustancia irrita los ojos, la piel y el tracto respiratorio. La ingestión del líquido puede dar lugar a la aspiración del mismo por los pulmones y a la consiguiente neumonitis química. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central. La exposición por encima del OEL podría causar disminución del estado de alerta.

EFFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA

Esta sustancia es posiblemente carcinógena para los seres humanos. La sustancia puede afectar al riñón y al hígado, dando lugar a alteraciones funcionales. El contacto repetido con la piel puede causar sequedad y grietas.

PROPIEDADES FÍSICASPunto de ebullición: 136°C
Punto de fusión: -95°C
Densidad relativa (agua = 1): 0,9
Solubilidad en agua, g/100 ml a 20°C: 0,015
Presión de vapor, kPa a 20°C: 0,9
Densidad relativa de vapor (aire = 1): 3,7Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1,02
Punto de inflamación: 18°C c.c.
Temperatura de autoignición: 432°C
Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1,0-6,7
Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 3,1
Viscosidad, mm²/s a 25 °C: 0,6**DATOS AMBIENTALES**

La sustancia es tóxica para los organismos acuáticos. Evítese de forma efectiva que el producto químico se incorpore al ambiente.

NOTAS

La alerta por el olor cuando se supera el límite de exposición es insuficiente.

INFORMACIÓN ADICIONAL

Límites de exposición profesional (INSHT 2011):

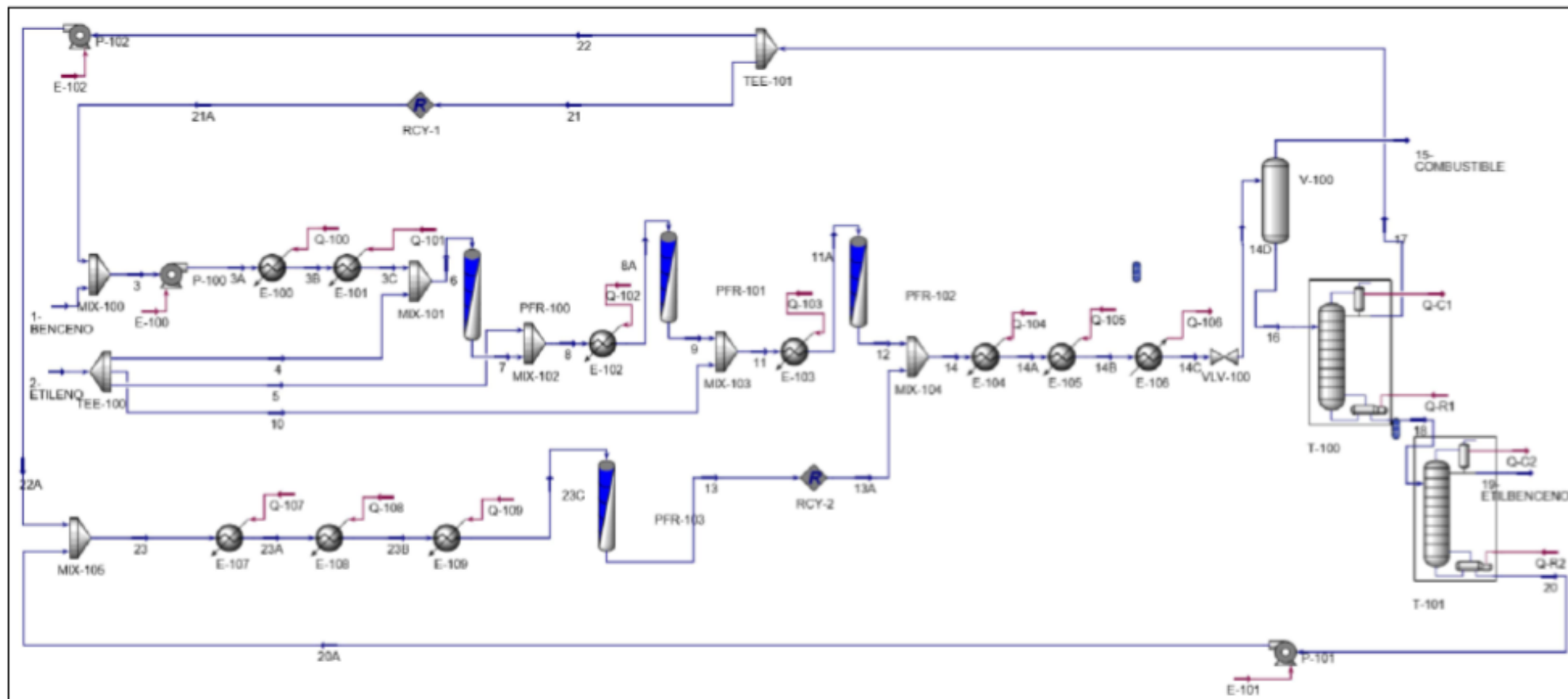
VLA-ED: 100 ppm; 441 mg/m³VLA-EC: 200 ppm; 884 mg/m³

Notas: vía dérmica

VLB: 700 mg/g creatinina en orina de suma del ácido mandélico y el ácido fenilglicólico.

DOCUMENTO II.

PLANOS



UNIVERSIDAD DE ALICANTE		
ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR-INGENIERÍA QUÍMICA		
TRABAJO DE FIN DE GRADO: SIMULACIÓN Y ESTUDIO ECONÓMICO DEL PROCESO DEL ETILBENCENO		
DELIANA CAROLINA MONSALVE SÁNCHEZ	DIAGRAMA DE FLUJO	ALICANTE, JUNIO 2019
		PLANO N° 1

DOCUMENTO III. PLIEGO DE CONDICIONES

DOCUMENTO III. PLIEGO DE CONDICIONES

El objeto del presente Pliego de Condiciones es la determinación de las condiciones mínimas aceptables para la ejecución de este proyecto, así como definir las características esenciales de los materiales y equipos a emplear. Sin embargo, como ya se ha realizado un diseño preliminar, simplemente se incluirán los detalles más importantes de cada equipo, de manera que el resto de especificaciones deberán ir en un pliego de condiciones adecuado a la realización de la ingeniería de detalle de cada uno de los equipos.

En cuanto a la calidad de los materiales, todos los materiales a emplear en la presente obra serán de primera calidad y reunirán las condiciones exigidas vigentes referentes a materiales y prototipos de construcción. No obstante, a pesar de que el material de cada equipo será de Acero al carbono (*Carbon Steel*), dicho material podría variar, quedando a disposición de la Dirección Facultativa que desarrolle este proyecto. Lo que a continuación se detalla referente al material, se presenta como una sugerencia únicamente debido a que no forma parte del objeto principal de estudio en este proyecto y existirá una gran variedad a la hora de elegir el material adecuado para cada equipo.

A continuación se adjuntan datos relacionados con cada uno de los equipos de la planta, adjuntando las especificaciones extraídas, por una parte, de la simulación en Aspen HYSYS, motivo por el cual se encuentran en inglés. De esta manera, se asegura el funcionamiento adecuado de cada uno de los equipos y por tanto de la planta y el proceso en general.

Tabla 1. Especificaciones de los calentadores

Heater									
Name	E-100	E-104	E-105	E-102	E-103	E-107	E-101	E-108	E-109
Duty [kW]	1824,77	-2708,07	-3709,06	1897,09	-1456,01	421,37	1567,59	425,71	706,41
Pressure Drop [kPa]	15	0	0	10	10	0	0	0	0

Tabla 2. Especificaciones del condensador

Cooler	
Name	E-106
Duty [kW]	1295,584503
Pressure Drop [kPa]	0

Tabla 3. Especificaciones del Separador

Separator	
Name	V-100
Vessel Temperature [C]	71,53
Vessel Pressure [kPa]	124
Vessel Pressure Drop [kPa]	0
Vapour Outlet Pressure Drop [kPa]	0
Tank Volume [m3]	10
Liquid Volume [m3]	5
Liquid Volume Percent [%]	50
Duty [kW]	0
Vessel Diameter [m]	2,04
Vessel Length or Height [m]	3,06

Tabla 4. Especificaciones de las bombas

Pump			
Name	P-100	P-101	P-102
Power [kW]	14,545	0,136	3,594
Delta P [kPa]	1890	1860	1890
Adiabatic Efficiency [%]	75	75	75
Duty [kW]	14,545	0,136	3,594
NPSH available [m]	6,113	0,000	0,028
Capacity [m ³ /h]	20,779	0,197	5,134
Delta T [C]	1,762	1,443	1,746
Pressure Head [m]	224,526	266,809	227,306
Velocity Head [m]	0,001	0,000	0,000
Total Rotor Power [kW]	14,545	0,136	3,594

Tabla 5. Especificaciones de la válvula

Valve	
Name	VLV-100
Pressure Drop [kPa]	1796
Percentage open [%]	50
Friction pressure Drop [kPa]	1796
Pipe k [kg/hr/sqrt(kPa·kg/m ³)]	0
Resistance (Cv or K) [USGPM(60F,1psi)]	15,265
Cg	510,856
C1	33,466
Km	0,9
Pipe roughness [m]	0,000259
Pipe length [m]	0
Pipe Velocity [m/s]	4,406
Reynolds Number	585497
Pipe Feed Diameter [m]	0,05

Tabla 6. Especificaciones de los reactores

Plug Flow Reactor				
Name	PFR-101	PFR-102	PFR-103	PFR-100
Pressure Drop [kPa]	15	15	15	15
Reactor Volume [m ³]	25	30	1,67	20
Tube Length [m]	12	12	5	11
Tube Diameter [m]	1,6287	1,7841	0,6521	1,5215
Void Volume [m ³]	25	30	1,67	20
Particle Diameter [m]	0,001	0,001	0,001	0,001
Particle Sphericity	1	1	1	1
Solid Density [kg/m ³]	2500	2500	2500	2500
Solid Heat Capacity [kJ/kg-C]	250	250	250	250
Number of Tubes	1	1	1	1
Minimum Step Fraction	0,000001	0,000001	0,000001	0,000001
Minimum Step Length [m]	0,000012	0,000012	0,000005	0,000011
Number of Segments	20	20	20	20
Wall Thickness [m]	0,005	0,005	0,005	0,005

Tabla 7. Especificaciones de las columnas

Column		
Name	T-100	T-101
Number of Stage	20	34
Feed Stage	13	25
Top Stage Temperature [C]	79,79	139,031835
Bottom Stage Temperature [C]	146,4043792	190,9207566
Top Stage Pressure [kPa]	110	110
Bottom Stage Pressure [kPa]	132	140
Reflux Flow/Total Liq Flow	0,337798097	5,854329957
Reboiler Duty [kW]	2674,959176	6001,82963

DOCUMENTO IV. PRESUPUESTO

DOCUMENTO IV. PRESUPUESTO

Conforme a los costes calculados para cada uno de los equipos de la planta y a la propuesta de integración energética realizada, a continuación, se adjunta el presupuesto final de este trabajo, basado en la bibliografía de Peters, M.S. & Timmerhaus (1991).

Ítem	Porcentaje (%)	Importe (\$)
Costes directos		
Equipo	18%	809.895,10
Instalación	8%	380.650,70
Instrumentación y controles	3%	145.781,12
Tuberías	12%	534.530,76
Eléctrico	2%	89.088,46
Edificios	3%	145.781,12
Mejoras terreno	2%	80.989,51
Instalaciones de servicio	12%	566.926,57
Terreno	1%	48.593,71
Total	61%	2.802.237,04
Costes indirectos		
Ingeniería y supervisión	6%	267.265,38
Gastos de construcción	7%	332.056,99
Total	13%	599.322,37
Total (costes directos + costes indirectos)	74%	3.401.559,41
Costes adicionales		
Contratista (5%)	4%	170.077,97
Contingencia (10%)	7%	340.155,94
Inversión capital fijo	85%	3.911.793,32
Inversión capital de trabajo (15%)	15%	690.316,47
CAPITAL		
Separador		69.902,58
Columnas		826.868,24
Bombas		79.035,65
Reactor		892.013,21
Red de Cambiadores de calor		2.734.290,10
Total inversión capital	100%	4.602.109,79
Factor de anualización		0,1627
Operación (\$/y)		3.737.897,20
Total anualizado incluyendo capital y operación (\$/y)		4.486.869,38