

Gradu Amaierako Lana / Trabajo Fin de Grado

Ingenieritza Kimikoko Gradua / Grado en Ingeniería Química

Diseño preliminar de una planta de producción de 120.000 t/año de etilbenceno

Autor:

Rubén Del Pino Gutiérrez

Director:

Jose Maria Arandes Esteban

ÍNDICE

1. OBJETIVO.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
2. INTRODUCCIÓN.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
2.1. USOS DEL ETILBENCENO Y MERCADO.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
2.2. PROCESOS DE FABRICACIÓN	4
2.2.1. Alquilación con catalizadores de Lewis no zeolíticos	5
2.2.2. Alquilación con catalizadores de Lewis no zeolíticos	8
2.2.3. Alquilación en fase líquida con zeolitas	10
2.2.4. Proceso mixto con zeolitas	12
2.2.5. Obtención de etilbenceno por separación de corrientes de C_8	13
3. SÍNTESIS DEL PROCESO.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.4
3.1. RUTAS DE REACCIÓN.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.4
3.2. DISTRIBUCIÓN DE PRODUCTOS.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.
3.3. ELIMINACIÓN DE DIFERENCIAS DE COMPOSICIÓN.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.9
3.4. ELIMINACIÓN DE DIFERENCIAS DE TEMPERATURA, PRESIÓN Y FASE.....	20
3.5. INTEGRACIÓN DE TAREAS.....	22
4. BALANCES DE MATERIA Y CALOR	25
4.1. SIMULACIÓN DEL PROCESO	25
4.2. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	32
5. DISEÑO EQUIPOS PRINCIPALES	40
5.1.- TABLA DE EQUIPOS	40
5.2.- BOMBAS.....	40
5.3.- COMPRESORES.....	41
5.4.- CAMBIADORES DE CALOR DE CARCASA Y TUBOS	42
5.5.- RECIPIENTES	44

5.6.- COLUMNAS.....	47
5.7.- REACTORES.....	48
6. ESTIMACION ECONÓMICA.....	51
6.1. INMOVILIZADO.....	51
6.2. COSTES DE FABRICACIÓN.	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.4
6.3. ANÁLISIS ECONÓMICO.....	¡ERROR! MARCADOR NO DEFINIDO.5
7. RESUMEN Y CONCLUSIONES.....	57
8. NOMENCLATURA.....	58
9. BIBLIOGRAFÍA.....	59
10. APÉNDICES	1
APÉNDICE 1.....	1
APÉNDICE 2.....	2
APÉNDICE 3.....	4
APÉNDICE 4.....	75
APÉNDICE 5.....	79
APÉNDICE 6.....	82

1.- OBJETIVO

En este proyecto se realizará un diseño preliminar de una instalación de producción de etilbenceno con una capacidad anual de 120.000 t/año. El etilbenceno es la materia prima habitual para producir estireno, que es el monómero utilizado para la fabricación de poliestireno. El poliestireno es uno de los plásticos más usados en la sociedad de consumo y con él se obtienen diferentes tipos de productos como poliespan, platos y cubiertos de picnic, vasos de las máquinas de café, etc.

Un primer objetivo del proyecto es plantear de forma racional un proceso basándose en los principios que se han visto a lo largo de diversas asignaturas del Grado de Ingeniería Química y obtener un diagrama de flujo representativo del proceso.

El siguiente objetivo es resolver los balances de materia y energía del diagrama de flujo propuesto mediante un simulador comercial y realizar una integración energética para minimizar el consumo de servicios calientes y fríos aprovechando la entalpía de las diferentes corrientes calientes y frías del proceso.

Un tercer objetivo es llevar a cabo el diseño preliminar de los equipos principales del diagrama de flujo de la instalación.

Finalmente, se plantea el objetivo de estimar el inmovilizado correspondiente y el coste de operación para calcular diversos parámetros de rentabilidad de la instalación.

2.- INTRODUCCIÓN

2.1.- USOS Y MERCADO DEL ETILBENCENO

El etilbenceno es un compuesto químico formado por un anillo aromático y un radical etileno (Figura 1). Se usa principalmente como intermediario para producir estireno (Welch y cols. 2012) y a su vez el estireno consume el 50 % de la producción mundial de benceno.

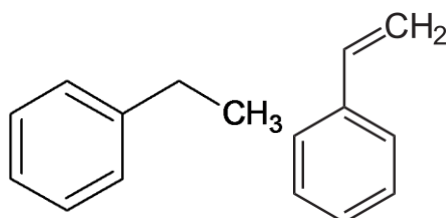


Figura 1: molécula de etilbenceno (izquierda) y molécula de estireno (derecha).

El etilbenceno se empezó a producir a escala industrial en la década de 1930 en Alemania y Estados Unidos. La industria del etilbenceno-estireno se mantuvo relativamente insignificante hasta la llegada de la segunda guerra mundial, donde la demanda de caucho sintético de estireno-butadieno hizo que la tecnología de producción de estos componentes se acelerara y la capacidad de producción aumentara enormemente. Durante los años 60 del siglo XX y a principios de los 70, las tasas de crecimiento anual del etilbenceno y estireno fueron de un 10 %. El crecimiento de la producción fue debido a la expansión del mercado de poliestireno.

El etilbenceno, como se ha dicho anteriormente, se utiliza principalmente como materia prima para producir estireno. Más del 99 % del etilbenceno producido se utiliza con este fin; menos del 1% se utiliza como materia prima para producir dietilbenceno, acetofenona, etiltraquinona, etc. De los usos menores, el más significativo es en la industria de recubrimientos como disolvente (mezcla de xilenos) para pinturas, lacas y barnices. El etilbenceno también se utiliza como disolvente fotorresistente en la industria de los materiales semiconductores.

A mediados de los 80 del siglo XX la mayor parte del etilbenceno/estireno que se producía en el lejano oriente lo producía Japón y las economías emergentes fuera de Japón importaban grandes cantidades de estas sustancias de occidente, particularmente de Estados Unidos y Canadá. Esto cambió a últimos de los 80 cuando en Asia se amplió la capacidad de producción, más notablemente en Corea, que actualmente posee el 10 % de la capacidad mundial del etilbenceno. Otros países que han instalado una capacidad significativa de producción en el lejano oriente han sido: Singapur, Tailandia y Taiwán.

En los próximos años se prevé que el mercado del etilbenceno se expanda en China continental debido a que las compañías multinacionales forman empresas conjuntas con intereses locales para construir plantas a escala mundial. Hoy en día esa región está convirtiéndose en relativamente autosuficiente en producción de etilbenceno/estireno.

Aproximadamente el 15 % del etilbenceno que se produce, se consume en la coproducción de estireno y óxido de propileno. Estas plantas ofrecen una economía

ventajosa porque el valor del óxido de propileno se ha mantenido alto debido a que la tecnología de coproducción no ha estado ampliamente disponible.

Esta situación está empezando a cambiar y hoy en día hay varios productores que operan este tipo de plantas en Holanda, España, Japón, Singapur, Corea y Estados Unidos. La reducción de los precios del óxido de propileno, resultado de una mayor oferta, puede frenar el uso del etilbenceno en dichas plantas, debido a que una planta de este tipo tiene un coste de inversión de unas 3 ó 4 veces el de una planta de deshidrogenación de etilbenceno. En la Tabla 1 se muestran capacidades de producción de 1999.

Tabla 1: Capacidades mundiales de producción de etilbenceno en 1999 (en 10^3 t/año) por región. (Welch y cols. 2012).

Norte América	7700
América del Sur	330
Oeste de Europa	5900
Este de Europa	1300
Corea/Taiwan/China	3800
Japón	3500
Oriente Medio y África	680
Sudeste Asia/Australia	500
Total	24700

Como pasa con el estireno, el coste del etilbenceno está muy ligado al coste de las materias primas. Los procesos modernos de producción de etilbenceno tienen rendimientos superiores al 98-99 %. La integración de los procesos de producción de etilbenceno y estireno tiene como consecuencia una recuperación energética eficiente del calor que se desprende de la reacción exotérmica de alquilación. Con una recuperación energética del 90-99 % el coste de producción del etilbenceno está directamente relacionado con el coste de las materias primas benceno y etileno.

En la Tabla 2 se muestra la evolución del coste del etilbenceno en EEUU entre 1960 y 2000.

Tabla 2: Coste del etilbenceno en EEUU en \$/kg de 1960 a 1997. Datos obtenidos de Ullmann's of Industrial Chemistry (Welch y cols. 2012).

1960	0,13	1980	0,51
1965	0,09	1983	0,50
1970	0,09	1987	0,46
1973	0,11	1989	0,55
1974	0,37	1990	0,62
1975	0,20	1993	0,33
1978	0,24	1995	0,55
1979	0,35	1997	0,42

Los precios subieron en 1974 y 1980 debido al cambio radical en el precio del petróleo. La subida de los precios en 1989/1990 y 1995 fue indicativa de la oferta que había de etilbenceno y estireno.

2.2.- PROCESOS DE FABRICACIÓN

Según la Encyclopedia of Industrial Chemistry Ullmann's (Welch y cols. 2012), el proceso más usado para producir etilbenceno a escala industrial es la alquilación de benceno con etileno. Otro proceso menos usado (menos del 1 % de la producción mundial) es el de la recuperación de etilbenceno a partir de corrientes mixtas de xilenos.

La reacción de alquilación para producir etilbenceno se muestra en la Figura 2:



Figura 2: reacción de alquilación de benceno con etileno.

Durante varias décadas, la mayoría de las plantas de alquilación usaban ácidos de Lewis disueltos para catalizar la reacción en fase líquida; en la mayoría de los casos era cloruro de aluminio. Alrededor del 40% de la producción mundial de etilbenceno utilizaba variantes de este método para producirlo.

A pesar de que el uso de cloruro de aluminio generalmente proporcionaba una economía más competitiva, el tratamiento de las aguas residuales resultantes era cada vez más costoso. Además, este proceso tiene el inconveniente de que los equipos y las tuberías pueden sufrir corrosión.

A partir de los años 80 del siglo XX, las tecnologías de zeolitas heterogéneas empezaron a ser las más usadas en las nuevas plantas, ya operen en fase vapor o más

recientemente en fase líquida. Debido a las políticas ambientales cada vez más estrictas y debido a mejoras en la tecnología de procesos con zeolitas, algunas unidades que usaban tecnología con cloruro de aluminio cambiaron la tecnología usando zeolitas.

2.2.1.- Alquilación con catalizadores de Lewis no zeolíticos

Los procesos con cloruro de aluminio en fase líquida fueron por primera vez puestos en marcha en los años 30. Algunas compañías, en las cuales se incluyen Dow Chemical, BASF, Shell Chemical, Monsanto/Lummus, Societ  Chimiques des Charbonnages, y Union Carbide/Badger, desarrollaron variantes de esta tecnología. De las plantas que aun utilizan tecnología de cloruro de aluminio, la mayoría usan la tecnología de Monsanto/Lummus, que se considera el proceso más avanzado. Lummus suspendió la concesión de licencias de esta tecnología alrededor de 1990, con la comercialización de su proceso de zeolita en fase líquida.

La alquilación de benceno con etileno es altamente exotérmica ($\Delta H = -114$ kJ/mol). En presencia de cloruro de aluminio la reacción es muy rápida y produce rendimientos casi estequiométricos de etilbenceno.

Además de $AlCl_3$, se han usado una amplia gama de catalizadores de Lewis, en los que se incluyen $AlBr_3$, $FeCl_3$, $ZrCl_4$, and BF_3 . Los procesos de cloruro de aluminio generalmente usan cloruro de etilo o cloruro de hidrógeno como promotor del catalizador. Estos promotores de haluros reducen la cantidad de $AlCl_3$ requerida.

El antiguo proceso con $AlCl_3$ (ver Figura 3), prácticamente en desuso hoy en día, tiene tres fases presentes en el reactor: líquido aromático, gas etileno y una fase de catalizador líquido (un material marrón rojizo llamado petróleo rojo). Una mezcla de complejo de catalizador, benceno seco y polialquilbencenos reciclados está continuamente alimentando el reactor y se agita para dispersar la fase compleja de catalizador en la fase aromática. El etileno y el promotor catalítico se inyectan a la mezcla de reacción a través de unos rociadores y esencialmente el 100 % del etileno se convierte. Las plantas comerciales típicamente operan con una relación de etileno/benceno de 0,3-0,35. A medida que se aumenta esta relación, tienen lugar más reacciones secundarias, como son la transalquilación y reordenamiento isomérico. La alquilación adicional de etilbenceno conduce a la formación reversible de polialquilbencenos de menor peso molecular. La pérdida de rendimiento debida a la formación de residuos se minimiza reciclando este material al reactor de alquilación. Además, debido a que la reacción se produce cerca del equilibrio termodinámico, los procedimientos tradicionales utilizan un solo reactor para alquilar benceno y transalquilar polialquilbencenos.

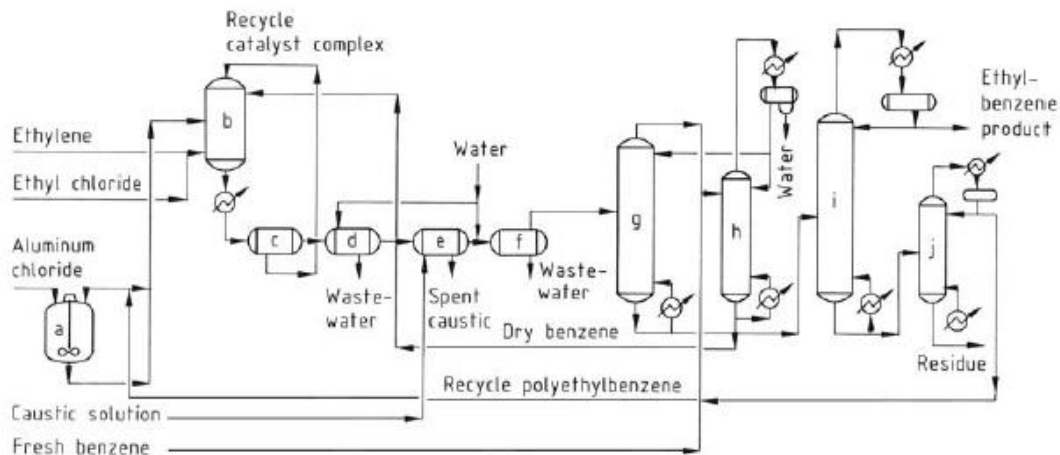


Figura 3: proceso de cloruro de aluminio para la producción de etilbenceno. a) Tanque de mezcla de catalizador; b) Reactor de alquilación; c) Tanque de decantación; d) Separador de ácido; e) Separador de básicos; f) Separador de agua; g) Columna de recuperación de benceno; h) Columna de deshidratante de benceno; i) Columna de recuperación de etilbenceno; j) Columna de polietilbencenos.

La temperatura de reacción está normalmente limitada a 130 °C. Una temperatura más alta desactiva rápidamente el catalizador y favorece la formación de compuestos no aromáticos y polialquilbencenos, que son preferentemente absorbidos por el complejo catalítico altamente ácido y forman subproductos. Se mantiene una presión suficiente para mantener los reactivos en la fase líquida. Debido a que la mezcla de reacción es altamente corrosiva, los reactores de alquilación están revestidos con ladrillo o vidrio. También se requieren materiales de construcción de alta aleación para los sistemas de tuberías y sistemas de control de procesos.

El efluente líquido del reactor se enfría y se descarga en un decantador, donde la fase pesada del catalizador se separa de la fase líquida orgánica y se recircula. La fase orgánica se lava con agua y sosa cáustica para eliminar el AlCl_3 y el promotor disueltos. La fase acuosa de estas etapas de tratamiento se neutraliza primero y después se recupera como una solución saturada de cloruro de aluminio y un lodo de hidróxido de aluminio húmedo.

La eliminación del catalizador disuelto de la corriente orgánica ha sido un desafío para los productores de etilbenceno. CdF Chimie descubrió que podía conseguirse una recuperación más completa de AlCl_3 poniendo primero en contacto la fase orgánica con amoníaco en lugar de hidróxido sódico.

La purificación del producto de etilbenceno se lleva a cabo normalmente en una serie de tres columnas de destilación. El benceno no convertido se recupera en la primera columna como destilado por cabeza. La segunda columna separa el producto de etilbenceno de los componentes polialquilados más pesados. El producto de colas de la segunda columna se alimenta a una columna final en la que los polialquilbencenos reciclables se separan de los compuestos de alto peso molecular no reciclables. La corriente de residuos, o aceite de flujo, que consiste principalmente en aromáticos policíclicos, se quema como combustible.

Debido a que la mezcla de alquilación solamente puede tolerar pequeñas cantidades de agua, el benceno reciclado y el benceno fresco deben secarse completamente antes de entrar en el reactor. El agua no sólo aumenta la corrosión, sino que también disminuye

la actividad del catalizador. La deshidratación de benceno se lleva a cabo en una columna separada.

El proceso de Monsanto mejorado (Figura 4) tiene varias ventajas sobre los procesos convencionales de AlCl_3 . Con el tiempo muchas plantas convencionales de AlCl_3 han sido modificadas con esta tecnología. La ventaja más importante es una reducción significativa en la cantidad de catalizador de AlCl_3 utilizado, disminuyendo así el problema y el coste de la eliminación del catalizador del residuo. Monsanto encontró que al aumentar la temperatura y mediante un cuidadoso control de la adición de etileno, la concentración de AlCl_3 requerida podría reducirse al límite de solubilidad. Por lo tanto, la alquilación ocurre en una sola fase líquida homogénea en vez de en dos fases líquidas como en procesos anteriores. Monsanto afirmó que una fase de catalizador separada puede hacer que los rendimientos del reactor sean menores. Salvo algunas excepciones, el diagrama de flujo del proceso es casi el mismo que los procesos más tradicionales. Además, el proceso es capaz de funcionar con una concentración pequeña de etileno. Típicamente, la temperatura de alquilación se mantiene a 160-180°C. Esta temperatura de funcionamiento más alta aumenta la actividad del catalizador con el beneficio adicional de que el calor de reacción se puede recuperar como vapor de agua de baja presión.

Mientras que el procedimiento tradicional lleva a cabo la alquilación y la transalquilación en un solo reactor, el sistema de catalizador homogéneo debe emplear un reactor de transalquilación separado. El hecho de que las concentraciones de catalizador sean más bajas y el hecho de que haya cantidades de polialquilbencenos reciclados, hace que terminen las reacciones de alquilación. Por lo tanto, solo se alimenta el reactor de alquilación con benceno seco, etileno y el catalizador. La corriente de polietilbenceno reciclada se mezcla con el efluente del reactor de alquilación antes de entrar en el reactor de transalquilación, el cual funciona a una temperatura mucho más baja que el reactor de alquilación primario.

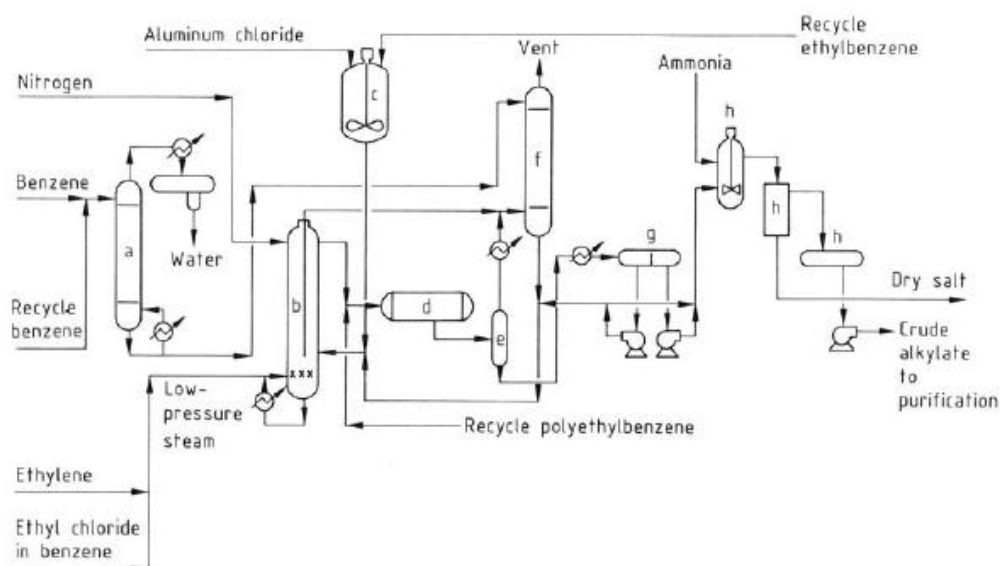


Figura 4: proceso homogéneo de alquilación en fase líquida para la producción de etilbenceno. a) Columna secadora de benceno; b) Reactor de alquilación; c) Tanque de preparación del catalizador; d) Transalquilador; e) Destilador "flash"; f) "Scrubber" de los gases de venteo; g) Decantador; h) Sistema de neutralización.

Después de la transalquilación, los productos de reacción se lavan y neutralizan para eliminar el AlCl_3 residual. Con el proceso homogéneo, todo el catalizador permanece en solución. La mezcla de reacción orgánica libre de catalizador se purifica a continuación utilizando la secuencia descrita para el proceso de AlCl_3 convencional. Al igual que con otros procesos de AlCl_3 , el residuo orgánico se utiliza como combustible y los residuos de cloruro de aluminio se venden o se envían a instalaciones de tratamiento.

En 1999 alrededor del 40% del etilbenceno producido en el mundo era mediante el uso de tecnología con cloruro de aluminio. Otra tecnología basada en ácidos de Lewis es el llamado proceso de Alkar. Desarrollado por UOP y basado en catalizador de trifluoruro de boro, este proceso tuvo un éxito modesto en la década de 1960, pero cayó en desuso debido a los altos costes de mantenimiento resultantes de la severa corrosión causada por pequeñas cantidades de agua. En los países desarrollados sólo una planta de Alkar está todavía en funcionamiento.

Sin embargo, el proceso producía etilbenceno de alta pureza y podía usar materia prima de etileno diluida. Si se evitase la entrada de agua en el proceso, los problemas de corrosión asociados con los procesos de trifluoruro de boro se evitarían. Pero incluso pequeñas cantidades de agua (<1 g/kg) hidrolizan el catalizador BF_3 .

La reacción de alquilación tenía lugar a alta presión (2,5-3,5 MPa) y baja temperatura (100-150°C). Benceno seco, etileno y el catalizador de BF_3 se alimentaban al reactor. Típicamente, se utilizaban relaciones molares de etileno/benceno entre 0,15 y 0,2. La temperatura de entrada del reactor se controlaba reciclando una pequeña porción del efluente del reactor. La transalquilación tenía lugar en otro reactor. El benceno seco, el catalizador BF_3 y los polietilbencenos reciclados se alimentaban al reactor de transalquilación, que funcionaba a una temperatura más alta (180-230 °C) que el reactor de alquilación. Las corrientes efluentes de los dos reactores se combinaban y se pasaban a una columna de recuperación de benceno donde el benceno se separaba para ser recirculado a los reactores. El trifluoruro de boro y los hidrocarburos ligeros se tomaban por cabeza como una corriente de vapor a partir de la cual se recuperaba el BF_3 para recircularlo. Los fondos de la columna de recuperación de benceno se enviaban a una columna de producto donde se tomaba etilbenceno con una pureza superior al 99,9%. Una columna final servía para recuperar los polietilbencenos para recircular al reactor de transalquilación.

El proceso Alkar podía funcionar con una alimentación de etileno que contenía tan sólo 8-10% en moles de etileno, lo que permitía utilizar una variedad de corrientes de gas de la refinería y del horno de coque. Sin embargo, la purificación de estas corrientes era necesaria para eliminar los componentes que envenenaban el catalizador de BF_3 , por ejemplo, trazas de agua, compuestos de azufre y compuestos oxigenados.

2.2.2.- Alquilación en fase vapor con zeolitas

La tecnología de fase vapor de Mobil-Badger se desarrolló en los años setenta del siglo XX alrededor de la zeolita sintética ZSM-5 de Mobil y ha estado disponible en varios diseños diferentes. El diseño original de primera generación, comercializado por American Hoechst en 1980, llevó a cabo la alquilación en fase de vapor y la transalquilación en un solo reactor recirculando el polietilbenceno en el extremo frontal del proceso, similar a la tecnología convencional de cloruro de aluminio. La tecnología más nueva, denominada de tercera generación, realiza la transalquilación de etilbenceno

en una etapa de reacción separada a menor presión. La tecnología de tercera generación ofreció beneficios significativos en cuanto a rendimiento, pureza y costo de capital, y fue ampliamente utilizada en los años noventa del siglo XX para eliminar las plantas más antiguas de fase vapor.

El proceso en fase vapor con zeolitas es particularmente adecuado para las corrientes de etileno diluidas, particularmente para el gas de escape de refinería de unidades de craqueo catalítico (unidades de FCC). Hasta que las tecnologías que utilizaban zeolitas en fase líquida se comercializaron en los años noventa, el proceso de zeolita en fase vapor fue la tecnología dominante de las nuevas plantas, principalmente porque evitó los residuos acuosos producidos a partir de plantas de cloruro de aluminio. Mobil-Badger licenció un total de 31 unidades desde 1980, y la tecnología aún está autorizada para plantas basadas en etileno diluido.

El catalizador ZSM-5 en lecho fijo promueve la misma química general de alquilación que en los otros procesos. Sin embargo, las moléculas de etileno se adsorben sobre los sitios ácidos de Brønsted dentro del catalizador, que activa la molécula de etileno y permite la unión con moléculas de benceno. Por lo tanto, la gama de subproductos aromáticos alquilados superiores formados por el proceso de Mobil-Badger es algo diferente que en los procesos de Friedel-Crafts.

El acero al carbono es el material de construcción más usado, debido a que no son necesarios materiales de altas aleaciones. En la Figura 5 se muestra un diagrama del diseño de tercera generación. El reactor de alquilación opera típicamente en el intervalo de 350-450 °C y 1-3 MPa. A esta temperatura, más del 99% de la entrada neta de calor del proceso y el calor exotérmico de reacción se puede recuperar como vapor de agua. La sección de reacción incluye un reactor de lecho múltiple, un horno y un equipo de recuperación de calor. El reactor funciona con un exceso global significativo de benceno con respecto al etileno.

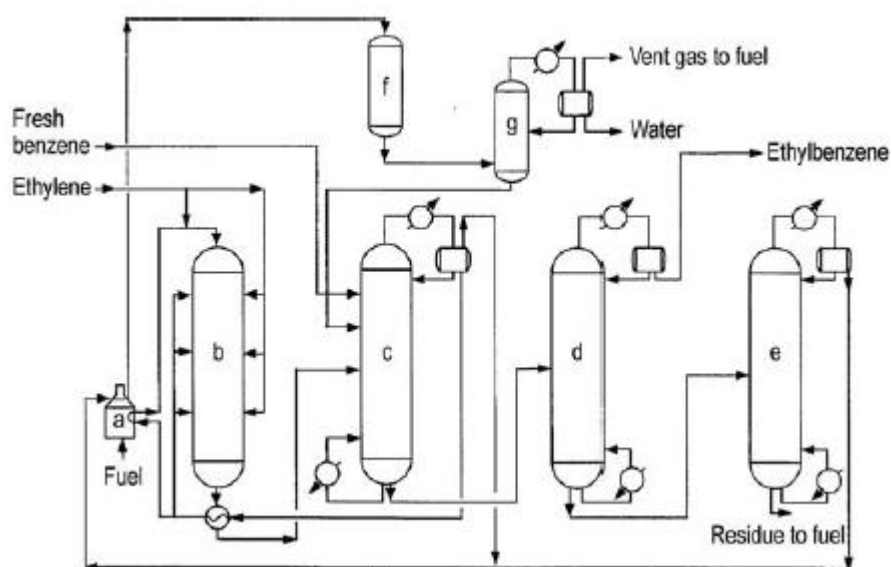


Figura 5: diagrama del diseño de tercera generación. a) Calentador de la alimentación del reactor; b) Reactor de alquilación; c) Columna de recuperación de benceno; d) Columna de recuperación de etilbenceno; e) Columna de recuperación de polietilbencenos; f) Reactor secundario; g) Estabilizador.

La desactivación lenta del catalizador ocurre como resultado de la formación de coque y requiere una regeneración periódica. La regeneración lleva cerca de 36 h y es necesaria cada 18-24 meses de operación, dependiendo de las condiciones de operación. El catalizador es menos sensible al agua, al azufre y otros venenos que los ácidos de Lewis o las zeolitas operando en fase líquida.

El efluente del reactor pasa a la sección de purificación como vapor. El benceno de esta corriente se destila por cabeza en la primera columna de destilación y posteriormente se recircula a los reactores. El producto de etilbenceno sale como producto de cabeza de la segunda columna. El producto de colas de esta columna se envía a la última columna donde los alquilbencenos reciclables y los polialquilbencenos se separan de un residuo pesado no reciclable. La corriente de residuos de baja viscosidad, constituida principalmente por difenilmetano y difeniletano, se quemaba como combustible.

Alquilbencenos y polialquilbencenos superiores reciclables se envían al transalquilador en fase vapor, donde reaccionan en presencia de exceso de benceno sobre el catalizador de zeolita. Debido a que el transalquilador tiene una presión más baja pero una temperatura más alta con respecto al alquilador, los alquilbencenos superiores son desalquilados mientras que el dietilbenceno se transalquila a etilbenceno. La capacidad de desalquilar alquilbencenos superiores, conocidos por ser precursores de residuos, sirve para disminuir la producción total de residuos.

Los procesos más antiguos de primera y segunda generación eran similares; la principal diferencia era que la corriente de polietilbenceno reciclado se recirculaba al reactor de alquilación. Por esta razón, el proceso tuvo un rendimiento inferior con respecto al diseño de tercera generación.

Aunque habitualmente se utiliza etileno de grado polimérico, este proceso es adaptable a etileno diluido. El proceso ha funcionado sobre una corriente mixta de C_2 suministrada desde un tren de destilación de un cracker de nafta. Más interesante aún, debido al bajo coste de la materia prima, el uso de vapores de etileno diluidos provenientes de gases de escape de FCC. Dos unidades Mobil-Badger a escala mundial operan con gas de escape de FCC, una desde 1991 y otra desde 1998.

2.2.3.- Alquilación en fase líquida con zeolitas

Los procesos en fase líquida usando catalizadores de zeolita comenzaron a usarse a escala industrial en 1990. Este proceso ha utilizado zeolita Y ultraestable o más recientemente zeolita beta. Otro proceso EB en fase líquida, EBMax de Mobil-Badger, se basa en un catalizador Mobil MCM-22 y se hizo funcionar primero en la empresa Chiba Styrene Monomer Corp. en Japón. Un total de doce plantas de zeolita de fase líquida estaban operando a finales de 1999. Aunque hay diferencias entre las dos tecnologías de fase líquida disponibles, las últimas versiones de ambas conducen a un menor coste de inversión y a una mejor calidad del producto de lo que era posible con las tecnologías previamente disponibles, que utilizaban etileno polimérico. La tecnología en fase vapor ahora es típicamente licenciada por Mobil/Badger para aplicaciones de etileno diluido.

Estos procesos en fase líquida utilizan zeolitas de poros más anchos que los de la ZSM-5, lo que es necesario para superar las limitaciones de difusión del mecanismo de fase líquida. Ambos licenciantes suelen recomendar la regeneración del catalizador fuera del

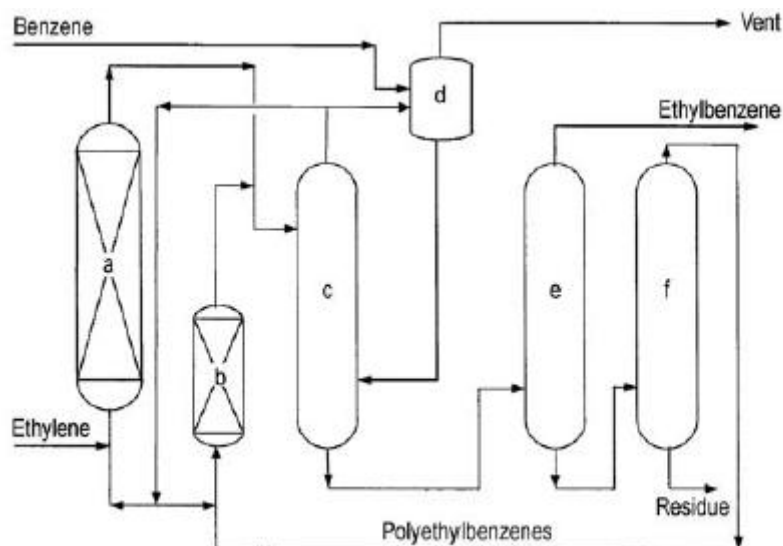


Figura 7: proceso Mobil – Badger EBMax. a) Reactor de alquilación; b) Reactor de transalquilación; c) Columna de benceno; d) Columna de gases de venteo; e) Columna de etilbenceno; f) Columna de polietilbencenos.

2.2.4.- Proceso mixto con zeolitas

CDTech (una asociación entre ABB Lummus Global y Chemical Research and Licensing) ofrece licencias de un proceso de etilbenceno mixto. La primera unidad se introdujo en 1994 y a partir de 1999 operaban tres plantas con esta tecnología. La principal distinción de este proceso es el reactor de alquilación, que contiene balas de catalizador de zeolita en una columna de destilación reactiva. El gas de etileno y el líquido de benceno se alimentan a la columna de destilación reactiva. Debido a su capacidad para manejar la alimentación de etileno en la fase vapor, el procedimiento se ha aplicado para corrientes de etileno diluidas, producidas a partir de los trenes de destilación de las unidades de craqueo con vapor de agua (steam cracking). También se ha aplicado a etileno de grado polimérico. Un diagrama de flujo se muestra en la Figura 8. Un alquilador y un separador de benceno funcionan juntos como una columna de destilación. El benceno y el etileno no convertido se alimentan a su vez a un reactor de acabado, que también utiliza zeolita. Los fondos del separador de benceno se fraccionan en la columna de producto dando etilbenceno por cabeza y polietilbenceno transalquilizable por colas. Esta corriente se destila del residuo y los polietilbencenos se envían a un reactor de transalquilación en fase líquida en presencia de exceso de benceno y el efluente de la transalquilación se devuelve al tren de fraccionamiento.

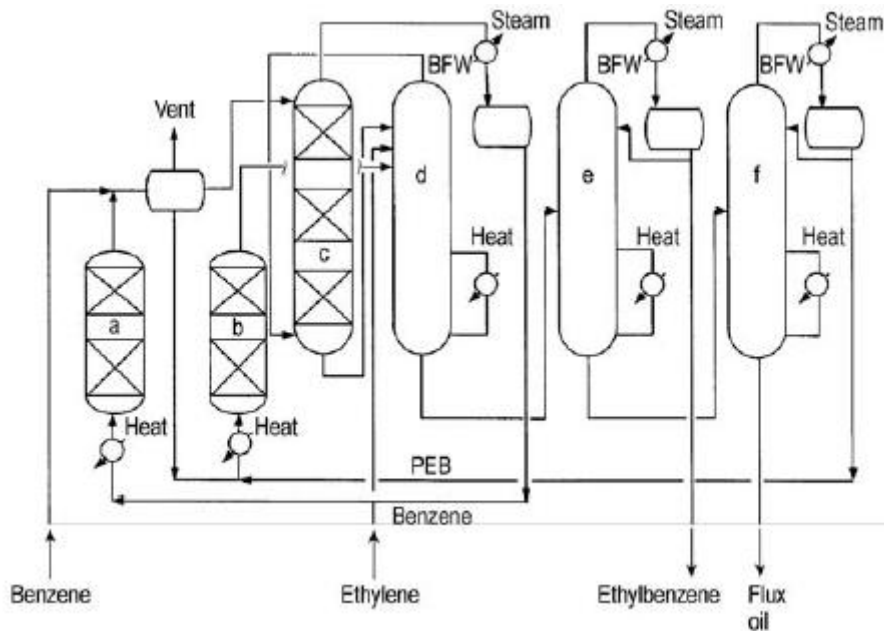


Figura 8: proceso CDTech. a) Reactor de finalización; b) Transalquilador; c) Alquilador; d) “stripper” de benceno; e) Columna de etilbenceno; f) Columna de polietilbencenos.

2.2.5.- Obtención de etilbenceno por separación de corrientes de C_8

Menos del 1 % de la producción mundial de etilbenceno se obtiene por recuperación a partir de corrientes mixtas de xilenos, usualmente en conjunción con la producción de xileno a partir de reformado. Aunque se han desarrollado procesos de adsorción, especialmente el proceso EBEX de UOP, la producción de etilbenceno de estas fuentes se ha realizado principalmente por destilación. Debido a la dificultad de la separación, el proceso se denomina generalmente superfraccionamiento. Fue emprendido por primera vez por Cosden Oil & Chemical Company en 1957, utilizando la tecnología desarrollada conjuntamente con la empresa Badger. La separación requiere generalmente tres columnas de destilación en serie, teniendo cada una más de 100 etapas. Varias unidades fueron construidas durante los años 60 en los Estados Unidos, Europa y Japón. Sin embargo, el aumento del costo de la energía y el alto costo de capital han hecho que esta ruta no sea competitiva.

3.- SÍNTESIS DEL PROCESO

En la Tabla 3 se muestran las propiedades más representativas de los diferentes compuestos que pueden intervenir en la fabricación de etilbenceno.

3.1.- RUTAS DE REACCIÓN

Como ya se ha mencionado, el proceso más usado para producir etilbenceno a escala industrial es la alquilación de benceno con etileno. La reacción de alquilación para producir etilbenceno se ha mostrado en la Figura 2

3. 2.- DISTRIBUCIÓN DE PRODUCTOS

La capacidad anual de la planta que se va a diseñar es de 120.000 t/año de etilbenceno. La planta operará todo el año menos 2 semanas de parada, es decir, el coeficiente de utilización es del 96 %. Por tanto, el caudal másico horario es de 14.245 kg/h de etilbenceno o 134,39 kmol/h de etilbenceno.

La selectividad de la reacción a etilbenceno no es del 100 %. Se forman otros subproductos (dietilbenceno, trietilbenceno, ...) y unos residuos (principalmente aromáticos policíclicos). Debido a esto, es necesario transalquilar los subproductos para obtener una mayor selectividad global a etilbenceno, y para minimizar la corriente de residuos. Las diferentes reacciones que tienen lugar en la fabricación son:

- Alquilación:



- Transalquilación:



Como se ha mencionado en la introducción, el proceso que mejor se adapta a la corriente de alimentación, es el proceso en fase vapor de tercera generación de Mobil, debido a que se va a partir de una alimentación de etileno diluido.

Según la patente US 5689025 A (Abichandani y cols. 1993), la selectividad global del etilbenceno después del reactor de alquilación y después del transalquilador es mayor del 90 %, preferiblemente del 95 % ($S_{EB} = 95 \%$). La conversión del etileno es del 99 % ($X_{Et} = 99 \%$), según el artículo de Fallon y cols. (1995).

Con estos datos y suponiendo que solo se forma etilbenceno y dietilbenceno, se obtiene:

$$S_{EB} = \frac{EB}{EB+DEB} \cdot 100 = 95 \quad (1)$$

donde S_{EB} es la selectividad del etilbenceno, EB es el caudal molar del etilbenceno producido y DEB es el caudal molar del dietilbenceno final.

Tabla 3: propiedades físicas y químicas de los compuestos (Maloney y cols. (1994))

Compuesto	Fórmula	Pm (g/mol)	T _{fusión} (°C)	T _{ebullición} (°C)	T _{crítica} (°C)	P _{crítica} (atm)	ΔH_{vap} (cal/g)	ΔH_f° (kcal/mol)	ΔG_f° (kcal/mol)
Metano	CH ₄	16	-182,5	-164,5	-82,1	45,8	121,87	-17,889	-12,14
Etano	C ₂ H ₆	30	-183,2	-88,6	32,3	48,2	116,87	-20,236	-7,86
Etileno	C ₂ H ₄	28	-169,0	-103,7	9,6	50,7	115,39	12,496	16,282
Benceno	C ₆ H ₆	78	5,5	80,1	290,5	50,1	94,14	19,82	19,82
Tolueno	C ₇ H ₈	92	-95,0	110,6	320,6	41,6	86,8	11,95	30,989
Etilbenceno	C ₈ H ₁₀	106	-94,9	136,2	346,4	38,1	81,0	7,12	29,228
1,4dietilbenceno	C ₁₀ H ₁₄	134	-43,2	183,8	-	-	-	-5,89	-

Sustituyendo EB por el caudal molar antes calculado se obtiene el caudal molar de DEB que saldría del proceso:

$$DEB = \frac{0,05 \cdot 134,39}{0,95} = 7,07 \frac{\text{kmol DEB}}{\text{h}}$$

La conversión de etileno viene dada por:

$$X_{Et} = \frac{EB + 2 \cdot DEB}{Et_0} \quad (2)$$

donde Et_0 es el caudal molar de etileno inicial antes de reaccionar y X_{Et} es la conversión del etileno, igual al 99%. Sustituyendo EB y DEB por sus valores y despejando Et_0 se obtiene el caudal molar de etileno alimentado al reactor de alquilación:

$$Et_0 = \frac{134,39 + 2 \cdot 7,07}{0,99} = 150,03 \frac{\text{kmol } Et_0}{\text{h}}$$

Según la patente US 5689025 A (Abichandani y cols. 1993), el benceno está en exceso y normalmente se usan relaciones molares de benceno/etileno de 5/1 en el reactor de alquilación.

$$5 = \frac{Bz_0}{Et_0} \quad (3)$$

Luego el número de moles de benceno alimentado vendrá dado por:

$$Bz_0 = 5 \cdot 150,03 = 750,15 \frac{\text{kmol } Bz_0}{\text{h}}$$

La Figura 9 muestra el balance global molar del proceso para producir los 134,39 kmol/h de etilbenceno.

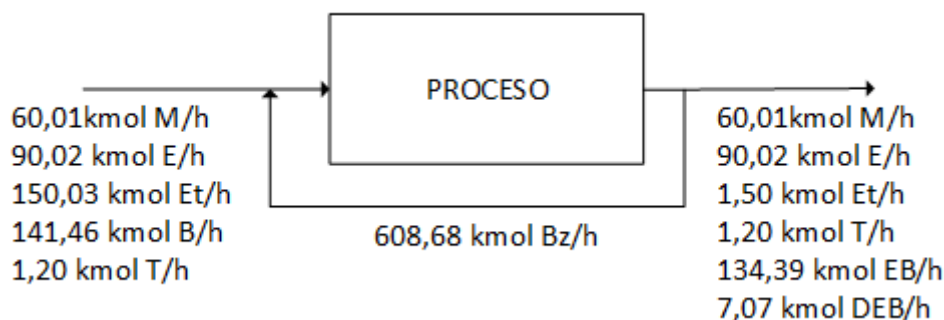


Figura 9: esquema de materias primas y productos globales. (M-metano, E-etano, Et-etileno, Bz-benceno, T-tolueno, EB-etilbenceno, DEB-dietilbenceno).

En la Figura 9 se puede observar como entran al proceso en total 750,15 kmol/h de benceno y solo se convierten 141,46 kmol/h. El exceso de benceno se recircula constantemente para mantener la relación molar de benceno/etileno 5/1.

La selectividad del etilbenceno después del reactor de alquilación es del 80% ($S_{EB1} = 80\%$), según Fallon y cols. (1995). Con lo cual se tiene que:

$$S_{EB1} = \frac{EB_1}{EB_1 + DEB_1} = 80\% \quad (4)$$

donde EB_1 y DEB_1 son los caudales molares del etilbenceno y del dietilbenceno a la salida del reactor de alquilación.

Haciendo un balance de materia al reactor de alquilación se obtiene que lo que reacciona de etileno es igual a lo que se forma de etilbenceno más 2 veces lo que se forma de dietilbenceno. En forma de ecuación sería:

$$Et_0 \cdot 0,99 = EB_1 + 2DEB_1 \quad (5)$$

Si se sustituye Et_0 en la ecuación (5) y se resuelven las ecuaciones (4) y (5) conjuntamente, se obtienen los caudales molares de etilbenceno, EB_1 , y de dietilbenceno, DEB_1 , a la salida del reactor de alquilación: $EB_1 = 99,02$ kmol/h y $DEB_1 = 24,75$ kmol/h.

Según la patente ES2262605T3 (Butler y Mignon 2000), la relación molar de benceno/etilbenceno en el reactor de transalquilación es 1:1 preferiblemente.

En la Figura 10 se muestran los caudales molares de reactivos y productos en los 2 reactores (alquilación y transalquilación).

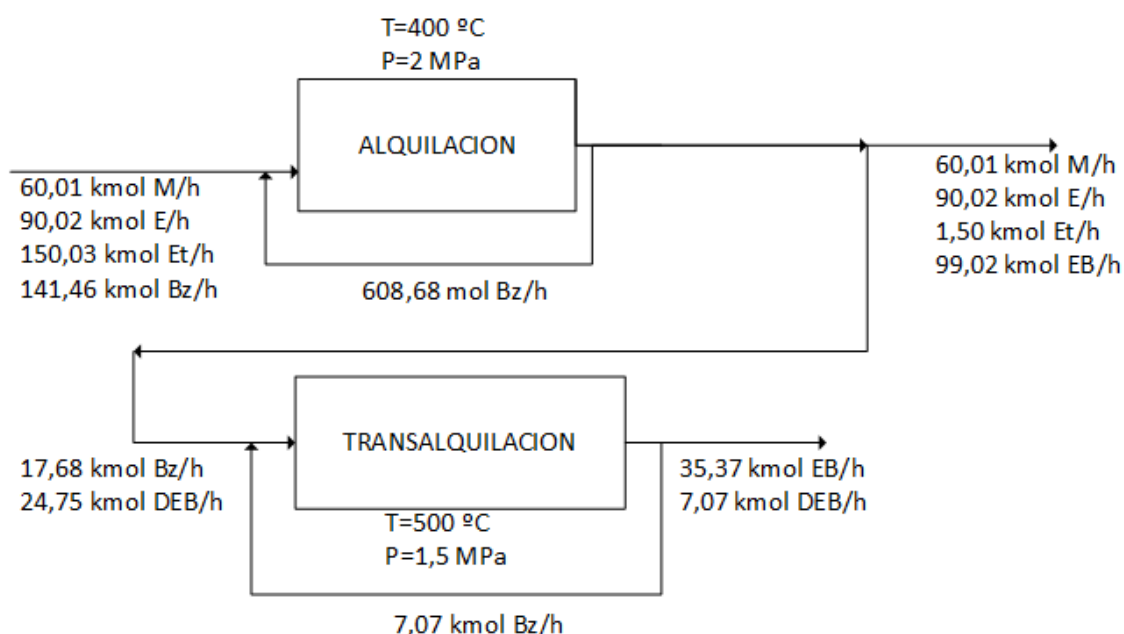


Figura 10: esquema de reactivos y productos en los reactores de alquilación y transalquilación. (M-metano, E-etano, Et-etileno, Bz-benceno, T-tolueno, EB-etilbenceno, DEB-dietilbenceno).

La conversión del reactor de transalquilación se puede calcular de la siguiente manera:

$$X_{DEB_1} = \frac{EB_2 - DEB_2}{DEB_1} \quad (6)$$

donde EB_2 y DEB_2 son el caudal molar del etilbenceno y el caudal molar del dietilbenceno después del reactor de transalquilación, respectivamente. Sustituyendo valores y multiplicando por 100 se obtiene que la conversión es de un 71,42 %.

Según las heurísticas, los subproductos no deseados que se forman en una reacción se deben recircular hasta su completa eliminación del proceso. Esto es lógico debido a que en caso contrario se perderían 7,07 kmol/h de benceno y 14,14 kmol/h de etileno para formar los 7,07 kmol/h de dietilbenceno que no reaccionarían en el reactor de transalquilación, haciendo que el coste de fabricación sea más elevado debido a que se necesitaría más materia prima. Por ello, el dietilbenceno no reaccionado en el reactor de transalquilación se recircula constantemente hasta que la cantidad de dietilbenceno generada en el reactor de alquilación, sea igual a la cantidad reaccionada en el reactor de transalquilación.

El diagrama de la Figura 9 quedaría como se muestra en la Figura 11.

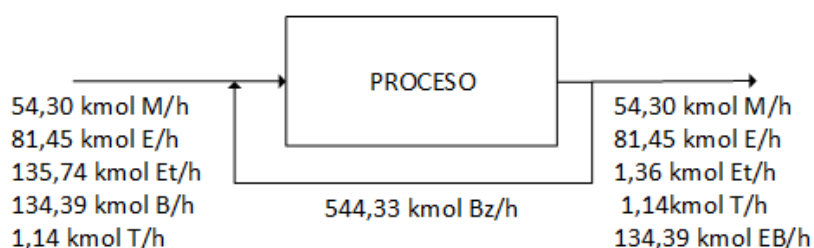


Figura 11: esquema de materias primas y productos globales recalculados. (M-metano, E-etano, Et-etileno, Bz-benceno, T-tolueno, EB-etilbenceno, DEB-dietilbenceno).

El caudal molar del benceno que entra al proceso es exactamente igual al caudal molar de etilbenceno que sale, puesto que todo el benceno que entra se transforma en etilbenceno, es decir, no sale dietilbenceno del proceso. En la Figura 12 se muestra el balance detallado correspondiente a los dos reactores.

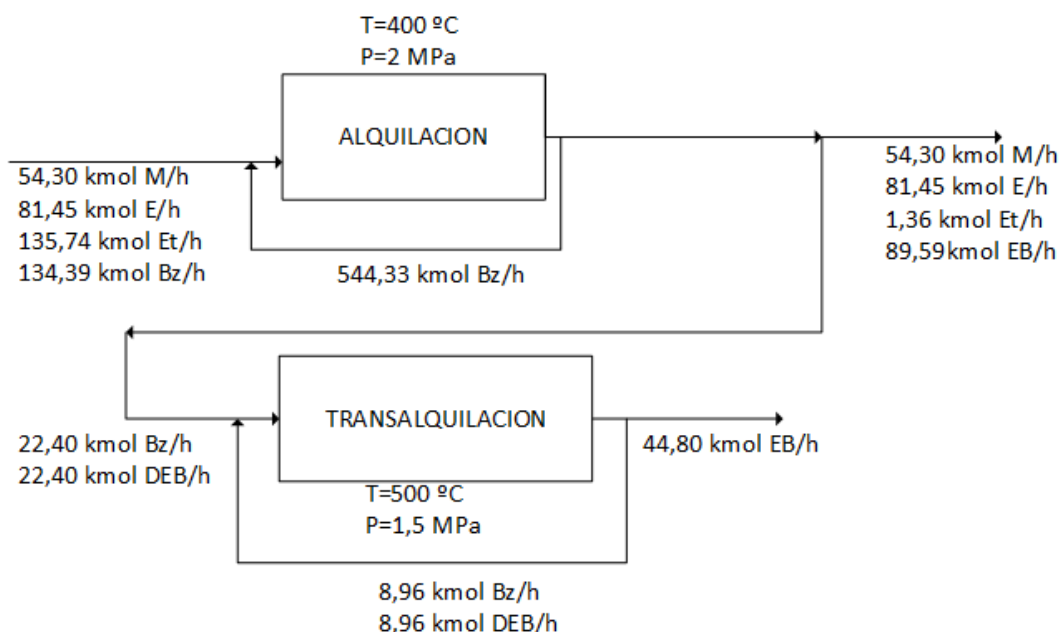


Figura 12: esquema de reactivos y productos en los reactores de alquilación y transalquilación recalculados. (M-metano, E-etano, Et-etileno, Bz-benceno, T-tolueno, EB-etilbenceno, DEB-dietilbenceno).

3.3.-ELIMINACIÓN DE DIFERENCIAS DE COMPOSICIÓN

La corriente de etileno contiene cantidades importantes de metano y etano (20 % y 30 % molar respectivamente), que se pueden separar previamente o no. Además, debido a la exotermicidad de la reacción, el no hacerlo ayuda a que la temperatura no aumente excesivamente.

Se necesitarán operaciones de separación para separar el exceso de benceno y recircularlo, separar el producto etilbenceno, separar el dietilbenceno para su posterior tratamiento con benceno en el reactor de transalquilación, separar los gases de la corriente de etileno una vez reaccionado el etileno con el benceno en el reactor de alquilación y separar el tolueno del benceno antes de la reacción de alquilación, debido a que en caso contrario se formarían polialquilbencenos superiores y formarían un residuo inservible que habría que quemar.

Como se puede observar en la Tabla 3, las temperaturas de ebullición de los diferentes compuestos son muy diferentes, con lo cual es factible una separación por destilación de los compuestos más pesados.

Las destilaciones se pueden llevar a cabo a presión ligeramente por encima de la atmosférica (1,1 atm), debido a la diferencia "elevada" de las temperaturas de ebullición y a que la condensación puede realizarse enfriando con agua.

En la Figura 13 se muestra un esquema del proceso de separación.

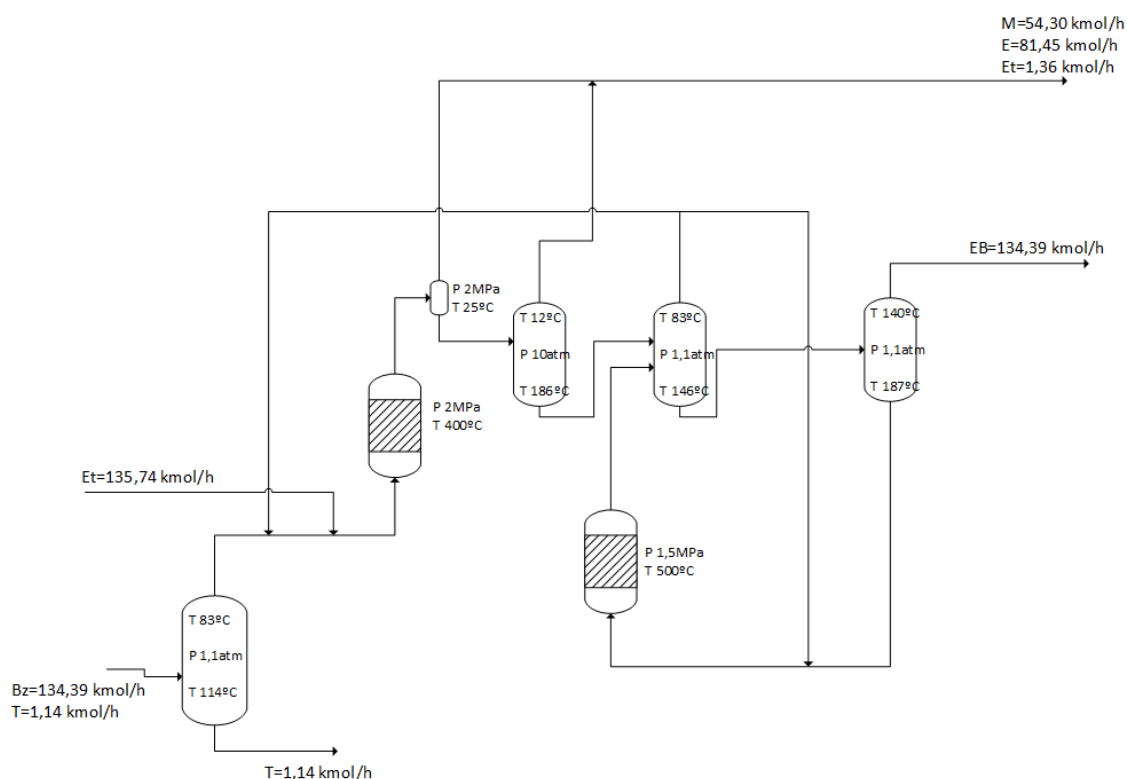


Figura 13: diagrama de flujo con las etapas de separación.

Antes de alimentar el reactor con la materia prima de benceno, se separa el tolueno en una columna de destilación. La corriente de salida del reactor de alquilación se

introduce en un depósito separador, que opera a la misma presión que el reactor, para separar la mayor parte de los gases por cabeza y el líquido por el fondo. La corriente de fondos se alimenta a otra columna de destilación, que opera a 10 atm, donde por cabeza salen los gases y por el fondo sale el benceno junto con el etilbenceno y dietilbenceno.

El benceno se recupera en la siguiente columna de destilación que opera a 1,1 atm. El benceno sale por cabeza mientras que el etilbenceno y dietilbenceno salen por colas y son introducidos en otra columna de destilación. El etilbenceno se recupera por cabeza de esta última columna, mientras que el dietilbenceno sale por colas.

Parte del benceno destilado se introduce junto con el dietilbenceno en el reactor de transalquilación, y el benceno restante se recircula al reactor de alquilación.

3.4.- ELIMINACIÓN DE DIFERENCIAS DE TEMPERATURA, PRESIÓN Y FASE

La corriente de materia prima de etileno se encuentra a 150 °C y 6,8 atm mientras que la corriente de benceno se encuentra a 25 °C y 1 atm. La corriente de etileno se comprime hasta 2 MPa para adecuarla a la presión de reacción. Al comprimirse el etileno se calienta hasta llegar a los 219 °C mientras que la corriente de materia prima de benceno se bombea hasta llegar a la presión de 1,1 atm. Luego se calienta el benceno hasta la temperatura de burbuja y se introduce en la columna de destilación. Después de esta primera columna de destilación, el benceno sale por cabeza a 84 °C y 1,1 atm donde se une con la corriente de benceno que se recircula y se eleva la presión hasta 2 MPa. Las dos corrientes se unen y se calienta hasta evaporar completamente la mezcla. Posteriormente se calienta hasta 400 °C para introducirse en el reactor.

Después de la reacción, los gases salen a 496 °C. La corriente de salida del reactor se enfría hasta 25 °C, condensándose parcialmente la corriente y ésta se introduce en un depósito separador de fases. Los gases salen por cabeza mientras que el líquido sufre un descenso de presión hasta 10 atm para introducirse después en una columna de destilación. Los gases salen a 8 °C por cabeza y por colas sale el líquido a 187 °C.

Se disminuye la presión de ese líquido hasta 1,1 atm y se enfría hasta 88 °C para introducirse en la columna de recuperación de benceno. El benceno sale por cabeza a 83 °C y el etilbenceno y el dietilbenceno salen por el fondo a 146 °C. Éstos pasan a otra columna de recuperación de etilbenceno, donde por cabeza sale el etilbenceno a 140 °C, el cual se enfría hasta 25 °C, y por colas sale el dietilbenceno a 188 °C.

El dietilbenceno se bombea a 1,5 MPa y se mezcla con una corriente de benceno que previamente se ha bombeado también a 1,5 MPa proveniente de la columna de recuperación de benceno.

Después de unirse las 2 corrientes, se calienta hasta su temperatura de rocío, y por último se eleva la temperatura a 500 °C para introducirse al reactor de transalquilación.

Después del segundo reactor se reduce la presión a 1,1 atm enfriándose así hasta 493 °C. Luego se baja la temperatura hasta la temperatura de burbuja para introducirse a la columna de recuperación de benceno.

En la Figura 14 se muestra el diagrama descrito.

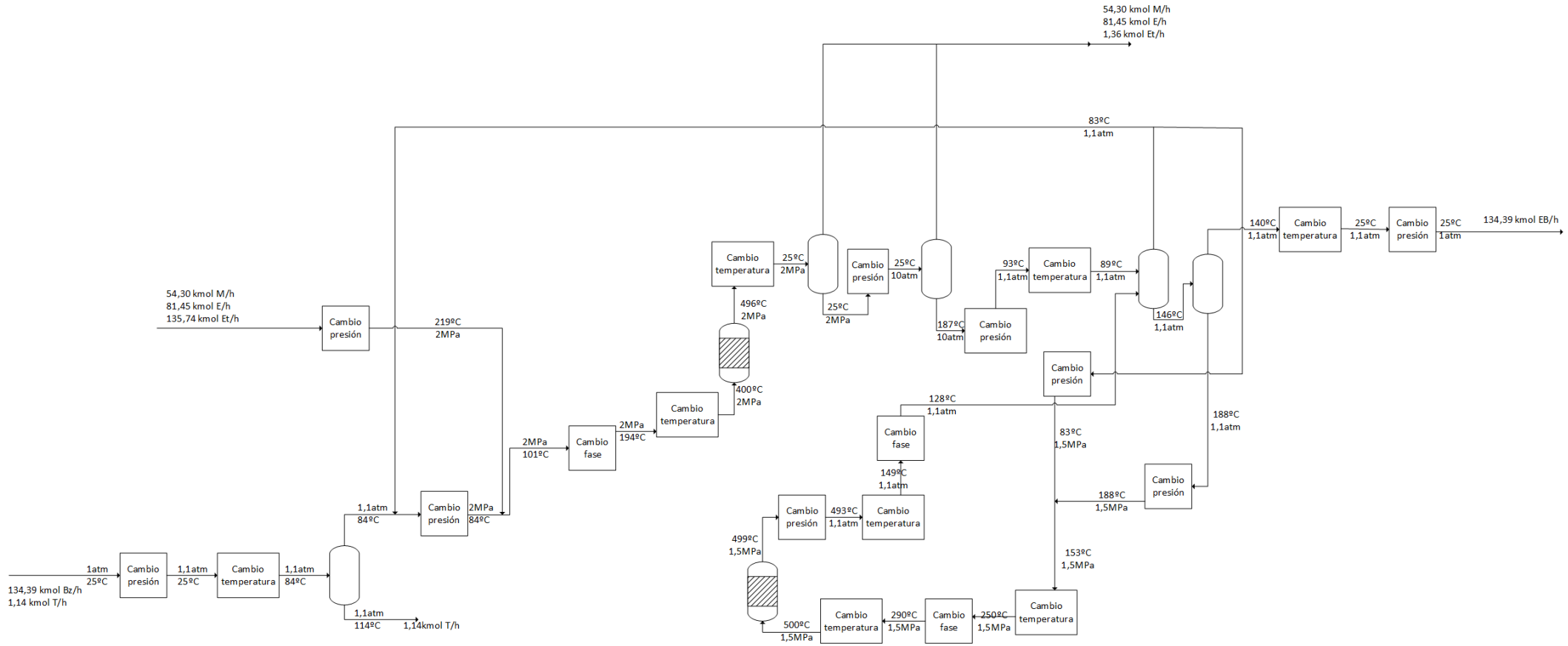


Figura 14: diagrama de la eliminación de diferencias de temperatura, presión y fase.

3.5.- INTEGRACIÓN DE TAREAS

En la Figura 15 se muestra el diagrama de flujo del caso base propuesto, donde se han integrado algunas de las tareas antes indicadas. Los equipos son los siguientes:

Bombas:

- P-101: la bomba que eleva la presión hasta 1,1 atm de la corriente de materia prima de benceno.
- P-102: la bomba que impulsa el benceno hasta 2 MPa antes del reactor de alquilación.
- P-103: la bomba que impulsa la corriente de benceno hasta 1,5 MPa, la cuál se une con la corriente de dietilbenceno.
- P-104: la bomba que impulsa la corriente de dietilbenceno hasta 1,5 MPa.
- P-105: la bomba de reflujo de la columna de separación de tolueno.
- P-106: la bomba de reflujo de la columna de separación de gases.
- P-107: la bomba de reflujo de la columna de separación de benceno.
- P-108: la bomba de reflujo de la columna de separación de etilbenceno.

Cambiadores de calor:

- E-101: el cambiador de calor que eleva la temperatura hasta la temperatura de burbuja de la corriente de materia prima de benceno.
- E-102: el hervidor que evapora la mezcla de reacción antes de pasar por el horno H-101.
- E-103: el condensador que enfría los gases salientes del reactor de alquilación hasta 25 °C, condensándose así el benceno y los productos más pesados para posteriormente introducirse en el separador “flash.
- E-104: el cambiador de calor, que enfría la corriente de colas de la columna T-102 hasta una temperatura de 88 °C.
- E-105: es el cambiador que calienta la mezcla de dietilbenceno y benceno hasta la temperatura de burbuja antes del reactor de transalquilación.
- E-106: el hervidor que evapora la corriente antes de introducirse en el reactor de transalquilación.
- E-107: el condensador que está después del reactor de transalquilación.
- E-108: el cambiador de calor que enfría el producto de etilbenceno a 25 °C.
- E-109: el calderín de la columna de purificación de benceno para separar el tolueno.
- E-110: el calderín de la columna de separación de gases.
- E-111: el calderín de la columna de recuperación de benceno.
- E-112: el calderín de la columna de recuperación del etilbenceno.
- E-113: el condensador de la columna de separación de tolueno.
- E-114: el condensador de la columna de separación de gases.
- E-115: el condensador de la columna de recuperación de benceno.

- E-116: el condensador de la columna de recuperación de etilbenceno.

Compresores:

- C-101: el compresor que eleva la presión de la materia prima de etileno hasta 2 MPa.

Reactores:

- R-101: el reactor de alquilación donde se forma etilbenceno y dietilbenceno.
- R-102: el reactor de transalquilación donde el dietilbenceno se transforma en etilbenceno.

Hornos:

- H-101: el horno que calienta la corriente de entrada al reactor de alquilación.
- H-102: el horno que calienta la corriente de entrada al reactor de transalquilación.

Columnas:

- T-101: la columna de separación de tolueno.
- T-102: la columna de separación de gases.
- T-103: la columna de recuperación de benceno.
- T-104: la columna de recuperación de etilbenceno.

Depósitos:

- V-101: tambor de reflujo de la columna de separación de tolueno.
- V-102: tambor de reflujo de la columna de separación de gases.
- V-103: tambor de reflujo de la columna de separación de benceno.
- V-104: tambor de reflujo de la columna de separación de etilbenceno.
- V-105: depósito separador de gases.

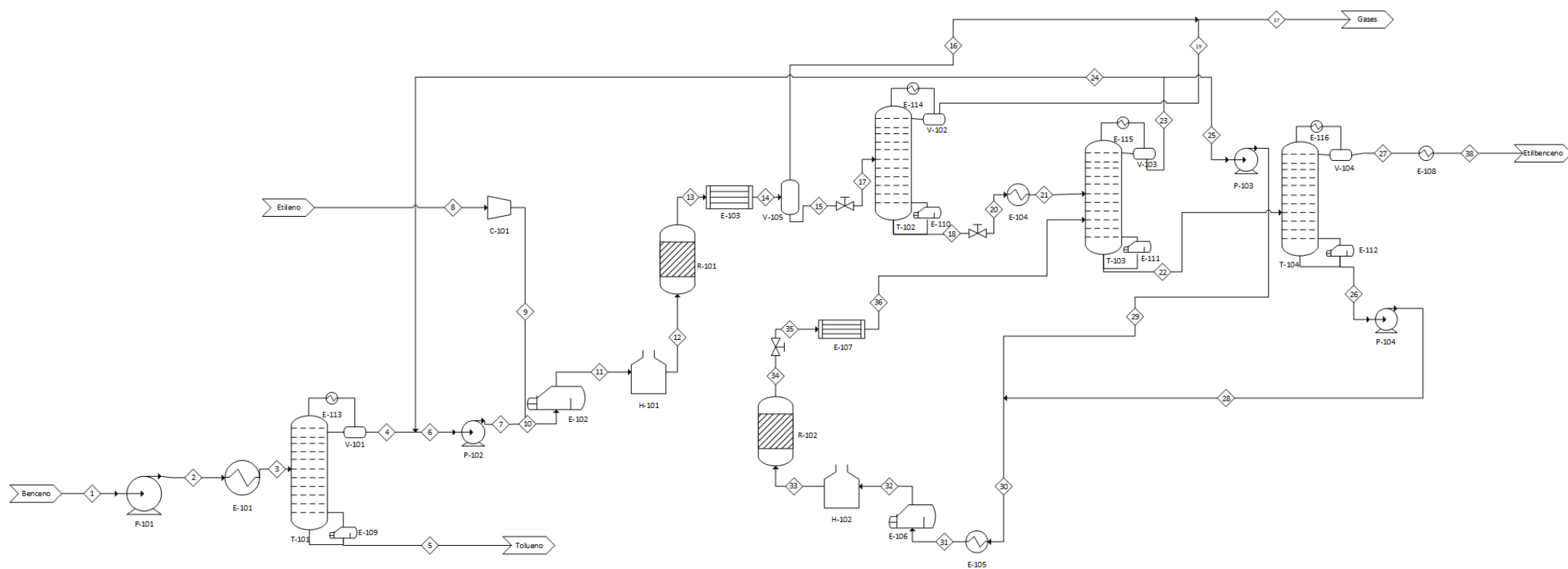


Figura 15: diagrama de flujo de caso base.

4.-BALANCES DE MATERIA Y CALOR

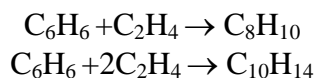
4.1.- SIMULACIÓN DEL PROCESO

La resolución de los balances de materia y calor se ha realizado con la ayuda de un simulador de procesos: PROII, versión 9.1.

Antes de introducir las unidades y las corrientes en el simulador de procesos, se han establecido como unidades de medida las del sistema internacional, se ha seleccionado el método termodinámico Soave-Redlich-Kwong (SRK01) para el cálculo de las propiedades termodinámicas, incluidas los equilibrios L-V, se han seleccionado en la base de datos del simulador de procesos los compuestos químicos (metano, etileno, etano, benceno, tolueno, etilbenceno, 1,4 dietilbenceno y agua) y se ha introducido la estequiometría de las reacciones químicas que tienen lugar en el proceso.

Las reacciones químicas se han dividido en 2 grupos. El primer grupo ha sido el conjunto de reacciones de alquilación que tienen lugar en el reactor R1: etileno más benceno para dar etilbenceno y 2 moles de etileno más uno de benceno para dar 1,4 dietilbenceno. A este primer grupo se le ha llamado "ALQUIL". El segundo grupo de reacciones se le ha llamado "TRANS" debido a que es la reacción de transalquilación, es decir, dietilbenceno más benceno para formar 2 de etilbenceno. Las reacciones son las siguientes:

- Alquilación:



- Transalquilación:



En la Figura 16 se muestra el diagrama de flujo de simulación, obtenido a partir del diagrama de flujo planteado en la Figura 15.

La corriente de materia prima de benceno es la corriente 1 que se encuentra a 25 °C y 1 atm de presión. Como se ha calculado anteriormente en el apartado de “*diseño conceptual*”, el caudal de benceno tiene que ser de 134,39 kmol/h y el de tolueno 1,14 kmol/h. Esta corriente se bombea mediante la bomba P1 hasta alcanzar la presión de 1,1 atm para que haya una ligera sobrepresión y que no pueda entrar aire en el proceso. La eficiencia de la bomba se supone del 70 % que es un valor típico de eficiencia de bombas. Luego pasa por un equipo de intercambio de calor E1 para aumentar su temperatura desde 25 °C hasta su temperatura de burbuja, puesto que de no hacerse así aumentarían los costes del calderín de la columna de destilación que separa el tolueno del benceno.

A continuación, se ha utilizado un bloque de destilación “shortcut” para separar el tolueno y el benceno y simular la columna de destilación correspondiente. En ese bloque se ha supuesto que el condensador es total y está a la temperatura de burbuja y en la separación se ha especificado que la recuperación de benceno por cabeza sea del 99,99 % y que la recuperación de tolueno por colas sea también del 99,99 %. Esto se ha hecho para minimizar la entrada de tolueno al proceso.

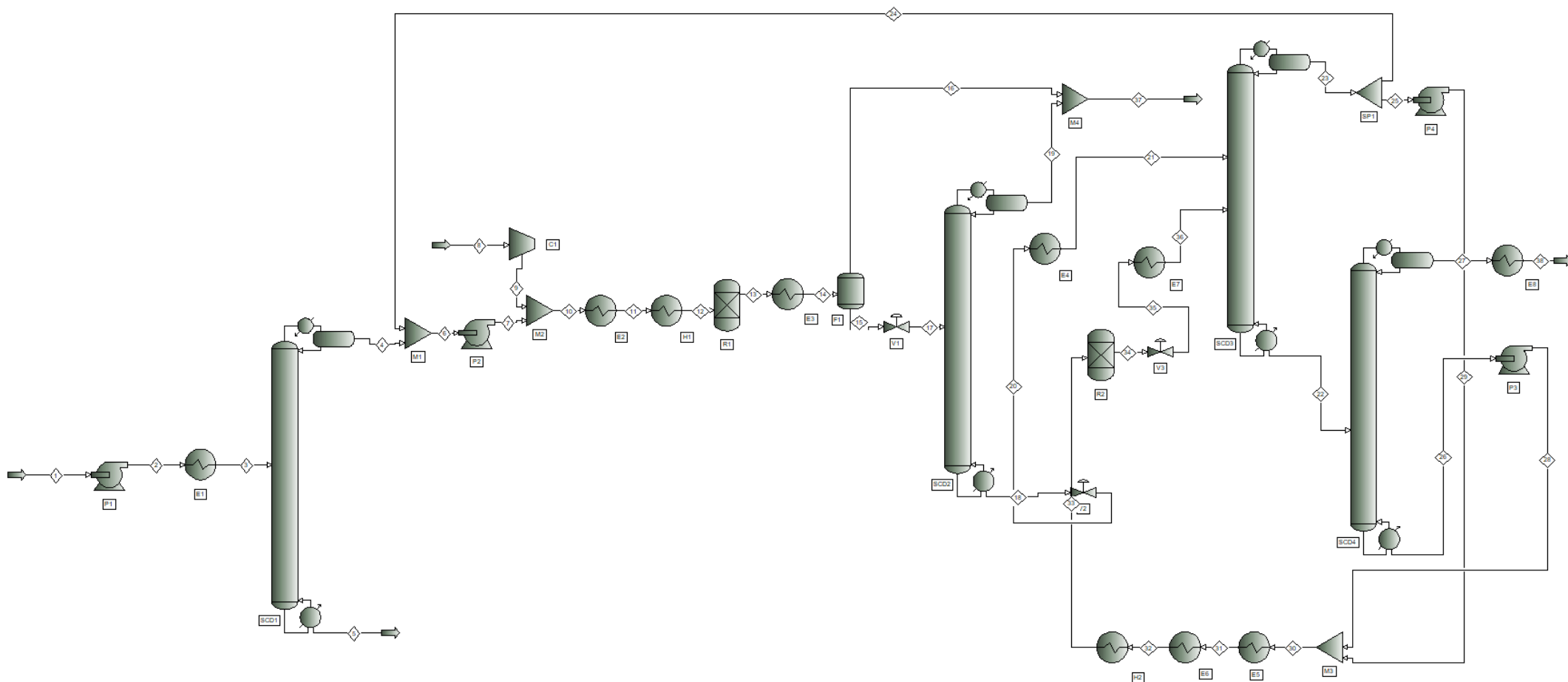


Figura 16: diagrama de simulación.

La corriente de benceno resultante (la corriente 4) se une en un "mixer" M1 con la corriente 24. Esta corriente es la recirculación de benceno. Después de unirse las dos corrientes, la bomba P2 sube la presión de la corriente resultante hasta 2MPa con una eficiencia del 70 %.

La corriente 8 es la corriente de etileno, a 150 °C y 6,8 atm. Como se ha calculado anteriormente en el apartado de "*diseño conceptual*", contiene 54,30kmol/h de metano, 135,75kmol/h de etileno y 81,45kmol/h de etano. Esta corriente se comprime en el compresor C1 hasta una presión de 2MPa con una eficacia del 70%. Luego se une con la corriente 7 en el "mixer" M2.

A continuación pasan por el hervidor E2, calentándose hasta su temperatura de rocío y luego van al horno H1 para alcanzar una temperatura de 400 °C y así introducirse en el reactor R1.

El reactor R1 es un reactor adiabático de conversión, al cual se le ha introducido el grupo de reacciones "ALQUIL" que contiene las 2 reacciones químicas de alquilación, Se ha estimado una conversión unitaria respecto al etileno de la reacción para formar etilbencenos de 0,66 y el de la reacción de formación de 1,4 dietilbenceno es de 0,33 (ver Apéndice 1).

La corriente de salida del reactor 13, se enfría hasta 25 °C en el intercambiador E3, condensándose así los compuestos más pesados. Después se lleva a una etapa de separación gas-líquido que trabaja adiabáticamente y donde parte de los gases incondensables se separan por cabeza y el líquido condensado sale por fondos. La corriente de fondos 15 pasa por la válvula V1 para disminuir la presión hasta 10 atm para separar mejor el resto de gases.

A continuación, la corriente 17 entra a la columna de separación SCD2, simulada mediante el bloque "shortcut". En este caso el condensador es parcial. Se ha especificado que la recuperación de benceno por colas sea de 99,86 % y que la recuperación de etano por cabeza sea del 99,9 %. La corriente de cabeza 19 y la corriente 16 se unen en un "mixer" M4 y la corriente resultante es la 37.

La corriente de fondos 18 pasa por la válvula V2 para disminuir su presión hasta 1,1 atm y luego se introduce en el intercambiador E4 para que alcance su temperatura de burbuja. La corriente resultante 21 se une en un mixer con la corriente 36 y después se introduce en la columna de destilación SCD3, simulada mediante un bloque "shortcut".

En esa columna el condensador es total y se ha especificado que la recuperación de benceno por cabeza sea del 99,99 % y que la recuperación de etilbenceno por colas sea 99,9 %.

La corriente 23 se divide en dos mediante el bloque "splitter" SP1, al cuál se le ha indicado que el caudal molar de benceno que va por la 25 dividido entre el caudal molar de dietilbenceno que va por la 26 sea igual a 1. Esto es así porque en el reactor de transalquilación el benceno y el dietilbenceno deben entrar estequiométricamente.

La corriente 22 entra en la columna de destilación SCD4, simulada mediante un bloque "shortcut", para separar el producto etilbenceno por cabeza. El condensador es total y se ha especificado que la recuperación de etilbenceno por cabeza sea de 99,99 % y que la

recuperación de dietilbenceno por colas sea de 99,99 %. La corriente de etilbenceno 27 se enfría en el cambiador E7 hasta 25 °C que es la especificación del producto de etilbenceno.

La corriente de dietilbenceno 26 se bombea con la bomba P3 y la corriente 25 de benceno se bombea con la bomba P4, para aumentar la presión hasta 1,5 MPa que es la presión de operación del reactor de transalquilación. Luego estas 2 corrientes se unen en un “mixer” M3 y el intercambiador E5 eleva la temperatura de la corriente resultante hasta la temperatura de burbuja para luego evaporarse en el cambiador E6 hasta la temperatura de rocío. Finalmente, el horno H2 se encarga de elevar la temperatura hasta la temperatura de reacción, 500°C.

El reactor R2 contiene el grupo de reacciones de transalquilación Es un bloque de reactor adiabático de conversión, donde se ha especificado que la formación de dietilbenceno sea del 71,42 %. Después, la válvula V3 disminuye la presión hasta 1,1 atm y el condensador E7 enfría la corriente hasta la temperatura de burbuja.

En la Tabla 4 se muestran los resultados obtenidos una vez realizada la simulación del proceso con las especificaciones indicadas.

Tabla 4: tabla de corrientes (continuación).

N° Corriente	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Temperatura (°C)	400	496	25	25	25	23	187	8,62	93	88	146	83	83
Presión (atm)	19,74	19,74	19,74	19,74	19,74	10	10	10	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
Fracción vapor	1	1	0	0	1	0	1	1	0,5396	0	0	0	0
Caudal Másico (kg/h)	60146	60146	60146	59568	577	59568	56712	2856	56712	56712	18446	44899	42459
Caudal molar (kmol/h)	950,21	816	816	787,52	28,29	787,52	677,77	109,76	677,77	677,77	165,47	574,77	543,53
Caudal molar (kmol/h)													
Metano	54,3	54,3	54,3	34,06	20,23	34,06	0	34,07	0	0	0	0	0
Etileno	135,75	1,36	1,36	1,18	0,18	1,18	0	1,18	0	0	0	0	0
Etano	81,45	81,45	81,45	73,78	7,66	73,78	0,02	73,76	0,02	0,02	0	0,03	0,03
Benceno	678,71	566,71	566,71	566,49	0,22	566,49	565,75	0,75	565,75	565,75	0,03	574,64	543,41
Tolueno	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Etilbenceno	0	89,60	89,60	89,59	0	89,59	89,59	0	89,59	89,59	134,12	0,09	0,086
Dietilbenceno	0	22,40	22,40	22,40	0	22,40	22,40	0	22,40	22,40	31,32	0	0

Tabla 4: tabla de corrientes (continuación).

N° Corriente	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37
Temperatura (°C)	83	188	140	189	84	153	250	290	500	499	493	128	10
Presión (atm)	1,1	1,1	1,1	14,8	14,8	14,8	14,8	14,8	14,8	14,8	1,1	1,1	10
Fracción vapor	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1
Caudal Másico (kg/h)	2440	4192	14254	4192	2440	6632	6632	6632	6632	6632	6632	6632	3433,42
Caudal molar (kmol/h)	31,23	31,23	134,24	31,23	31,23	62,47	62,47	62,47	62,47	62,47	62,47	62,47	138,05
Caudal molar.(kmol/h)													-
Metano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	54,3
Etileno	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1,36
Etano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	81,42
Benceno	31,23	0	0,03	0	31,23	31,23	31,23	31,23	31,23	8,93	8,93	8,93	0,96
Tolueno	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Etilbenceno	0	0	134,12	0	0	0	0	0	0	44,62	44,62	44,62	0
Dietilbenceno	0	31,23	0,09	31,23	0	31,23	31,23	31,23	31,23	8,93	8,93	8,93	0

4.2.- INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

El siguiente paso en el diseño es realizar una integración energética tratando de aprovechar el calor de las corrientes calientes para cederlo a las corrientes frías con el objetivo de disminuir al máximo los gastos en servicios de calefacción y refrigeración. Para realizar la integración energética se ha seguido la metodología “pinch” desarrollada por Sinnott y Towler (2008).

Para la integración energética del proceso se tienen en cuenta aquellas corrientes del proceso que se desean calentar o enfriar. En la Figura 15 correspondiente al diagrama de flujo del caso base, se aprecia que son las corrientes 2, 10, 11, 13, 20, 27, 30, 31, 32 y 35. Para realizar la integración es necesario conocer el calor intercambiado por cada una de esas corrientes, así como las temperaturas de entrada y de salida.

El calor intercambiado por cada corriente se obtiene a partir de los balances de energía resueltos con la ayuda del simulador de procesos PRO II. Dividiendo el calor intercambiado por la diferencia de temperaturas se obtiene el producto del caudal por el calor específico, FC_p :

$$FC_p = \frac{Q}{\Delta T} \quad (7)$$

En la Tabla 5 se muestran los datos iniciales para la integración energética de cada corriente, así como el producto FC_p calculado mediante la ecuación 7.

Tabla 5: datos para el programa Hensad.

Corriente	Condición	FC_p , kJ/s °C	Q, kJ/s	Tentrada(°C)	Tsalida(°C)
2	fría	4,91	284,9	26	84
10	fría	80,10	7449,2	101	194
11	fría	34,76	7159,2	194	400
30	fría	4,50	435,0	153	250
31	fría	14,84	593,3	250	290
32	fría	4,51	947,8	290	500
13	caliente	45,35	21357,2	496	25
20	caliente	683,11	3265,3	94	89
27	caliente	7,57	870,5	140	25
35	caliente	5,71	2084,7	493	128

Con estos datos se calculan las mínimas necesidades de energía de la integración energética, es decir, las mínimas necesidades de servicios calientes y de servicios fríos. Para ello se ha supuesto un gradiente mínimo de 10 °C para el intercambio de calor entre corrientes calientes y corrientes frías.

El cálculo se ha realizado con la ayuda de un programa informático en forma de hoja de cálculo Excel, denominado HENSAD (Sinnott y Towler (2008)).

Los resultados del análisis se muestran en la Tabla 6.

Tabla 6.- Resultados del programa HENSAD.

 Gradiente mínimo de temperatura = 10°C

Datos de las corrientes calientes

FCp kJ/s°C	Temp In °C	Temp Out °C	Entalpía kW
45.35	496.0	25.00	21359
683.1	94.0	89.00	3415
7.570	140.0	25.00	870.5
5.710	493.0	128.0	2084.

Calor acumulado en las corrientes calientes = 27730.1 kW

Datos de las corrientes frías

FCp kJ/s°C	Temp In °C	Temp Out °C	Entalpía kW
4.910	26.0	84.0	-284.7
80.10	101.0	194.0	-7449
34.76	194.0	400.0	-7160
4.500	153.0	250.0	-436.5
14.84	250.0	290.0	-593.6
4.510	290.0	500.0	-947.1

Calor acumulado en las corrientes frías = -16871.8 kW

Datos para el diagrama de intervalos de temperatura

Número de intervalos de temperatura = 14

Intervalo	Intervalo de temperatura		Exceso de calor Q acumulado	
	°C	°C	kW	kW
A	510.0	496.0	-63.14	-63.14
B	496.0	493.0	122.5	59.38
C	493.0	410.0	3863.	3923.
D	410.0	300.0	1296.	5219.
E	300.0	260.0	58.40	5278.
F	260.0	204.0	660.8	5939.
G	204.0	163.0	-1375.	4563.
H	163.0	140.0	-667.9	3896.
I	140.0	128.0	-257.6	3638.
J	128.0	111.0	-462.0	3176.
K	111.0	94.0	899.6	4076.
L	94.0	89.0	3655.	7731.
M	89.0	36.0	2544.	10276
N	36.0	25.0	582.1	10858

Temperatura pinch - caliente = 496 °C

Temperatura pinch - fría = 486 °C

Necesidades de servicios calientes = 63 kW

Necesidades de servicios fríos = 10921 kW

Tabla 6.- Resultados del programa HENSAD. (continuación)

Número mínimo de intercambiadores para cumplir con las mínimas necesidades energéticas

Número por encima de la temperatura pinch = 1

Número por debajo de la temperatura pinch =10

Datos para el diagrama de temperatura-entalpía compuesta

Temperatura °C	Entalpía corr. calientes kW	Temperatura °C	Entalpía corr. frías kW
25.00	0	15.00	10921
36.00	582.1	26.00	10921
89.00	3386.	79.00	11181
94.00	7067.	84.00	11206
111.0	7966.	101.0	11206
128.0	8866.	118.0	12567
140.0	9569.	130.0	13529
163.0	10744	153.0	15371
204.0	12837	194.0	18839
260.0	15697	250.0	21038
300.0	17739	290.0	23022
410.0	23356	400.0	27342
493.0	27594	483.0	27716
496.0	27730	486.0	27730
510.0	27730	500.0	27793

A partir de los datos de la Tabla 6 se obtiene el diagrama de intervalos de temperatura mostrado en la Figura 17 y el diagrama de cascada de la Figura 18.

El diagrama de cascada permite conocer las mínimas necesidades energéticas del proceso aprovechando al máximo el intercambio de calor entre las corrientes calientes y frías. En este caso se necesitan 63 kJ/s de calefacción mediante un servicio caliente y 10.921 kJ/s de refrigeración mediante un servicio frío. La temperatura pinch está a 491 °C, indicando que por encima de esa temperatura solo se suministra calor de un servicio caliente y por debajo se refrigera usando servicios fríos.

En la Figura 19 se muestra el diagrama de temperatura compuesta vs entalpía. En ese diagrama se observa que los 63 kJ/s se deben suministrar al nivel más alto de temperatura, por encima de 491 °C, mientras que la retirada de calor se puede efectuar en un intervalo de temperatura mucho más amplio, lo que permitirá usar servicios fríos de alto nivel de temperatura. Como se muestra en la Figura 19, se podría usar un servicio frío con una temperatura de 25 °C para retirar 7681,9 kJ/s y otro servicio frío con una temperatura de 415 °C para retirar 3239,5 kJ/s.

El siguiente paso es diseñar la red de intercambiadores de calor utilizando la metodología “pinch”. En la Figura 20 se muestra el resultado.

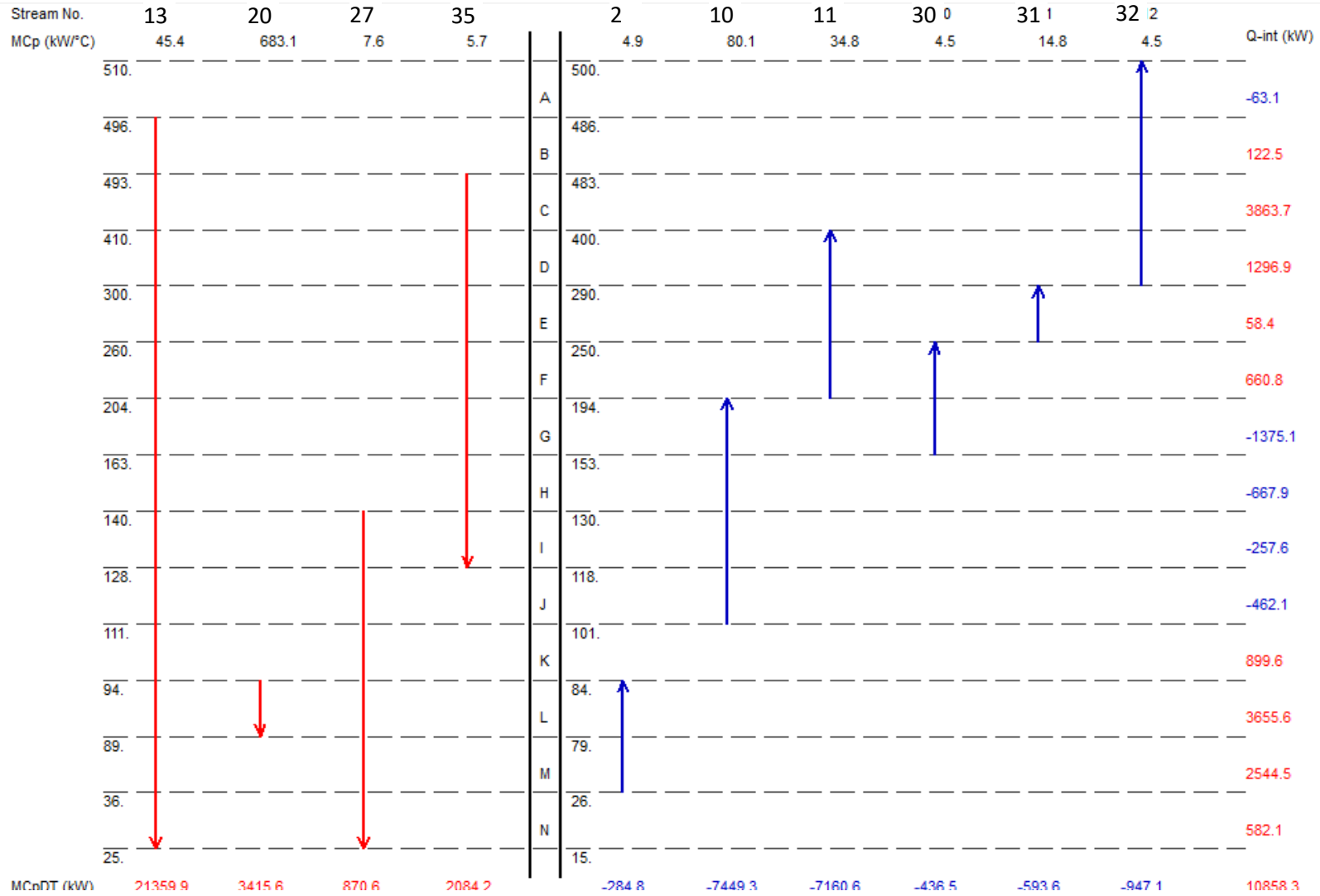


Figura 17: diagrama de intervalos temperatura

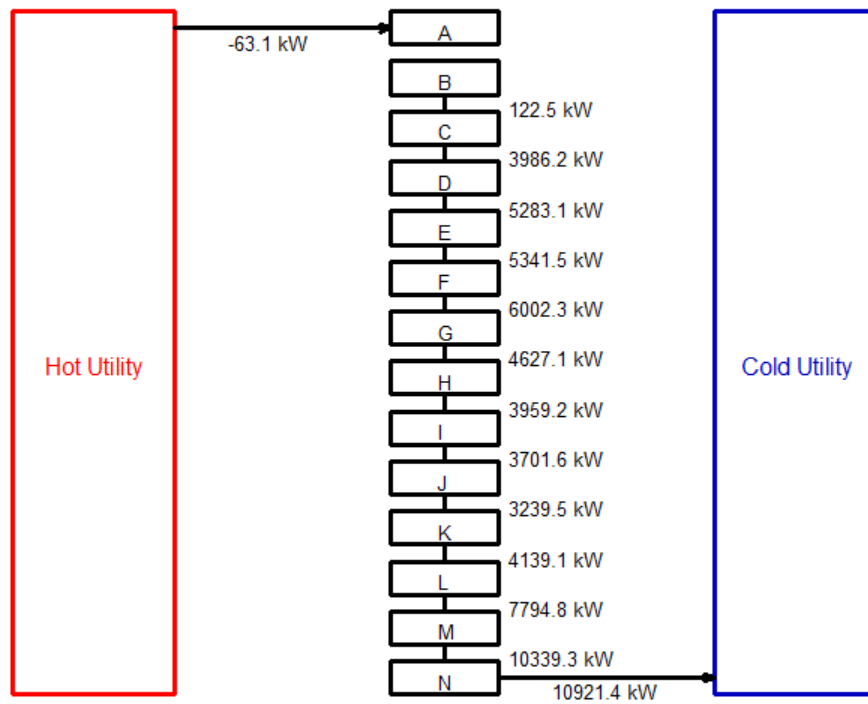


Figura 18: diagrama en cascada.

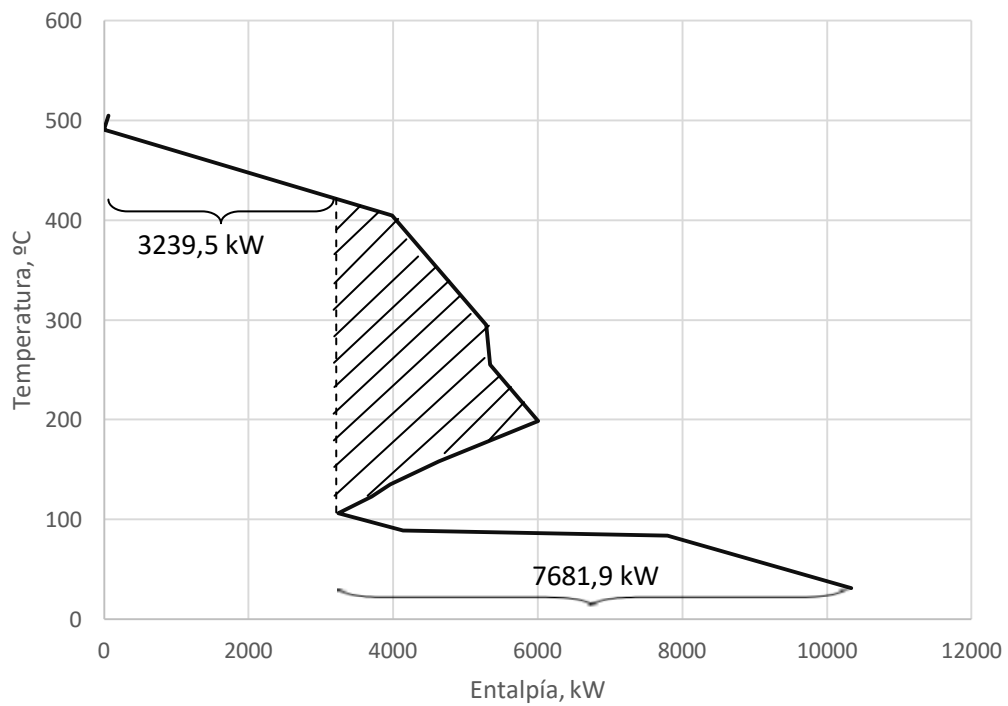


Figura 19: Diagrama de temperatura compuesta vs entalpía.

Para calcular los costes primero hay que calcular el caudal de agua mediante la siguiente ecuación:

$$F = \frac{Q}{c_p \Delta T} \quad (8)$$

Donde F es el caudal de agua en kg/h, Q es el calor en kJ/h, C_p el calor sensible en kJ/(kg °C) y ΔT el incremento de temperatura del agua en °C.

*El incremento de temperatura de agua depende de si es agua de proceso (30 °C-40 °C) o si es agua de refrigeración (5 °C-10 °C).

Sabiendo el caudal de agua se puede multiplicar por su coste para conseguir el coste anual mediante la siguiente ecuación:

$$C = FcW \quad (9)$$

Donde C es el coste anual en €/año, F es el caudal másico de agua necesario en kg/h, c es el coste del servicio en €/1000kg y W es las horas anuales (8424h).

En la Tabla 7 se muestra una comparación de los costes:

Tabla 7: comparación de costes usando 1 o 2 servicios fríos.

Corriente	1 servicio, €	2 servicios,€
1	798.085	146.714
3	233.273	35.246

Debido a esta diferencia, sale más rentable poner un intercambiador más en cada corriente para enfriarla.

El diagrama de flujo después de la integración energética queda como se muestra en la Figura 21.

El horno antes del reactor de transalquilación se ha suprimido debido a que la diferencia de temperatura de la corriente de entrada al reactor de transalquilación era de tan solo 15 °C con él o sin él.

5.- DISEÑO DE EQUIPOS PRINCIPALES

5.1.- TABLA DE EQUIPOS

En la siguiente tabla se muestran los equipos principales de la instalación.

Tabla 8: lista de equipos.

EQUIPOS					
Cambiadores de calor	Bombas	Recipientes	Torres	Reactores	Compresor
E-101	P-101	V-101	T-101	R-101	C-101
E-102	P-102	V-102	T-102	R-102	
E-103	P-103	V-103	T-103		
E-104	P-104	V-104	T-104		
E-105	P-105	V-105			
E-106	P-106				
E-107	P-107				
E-108	P-108				
E-109					
E-110					
E-111					
E-112					
E-113					
E-114					
E-115					
E-116					
E-117					
E-118					
E-119					
E-120					
E-121					
E-122					

5.2.- BOMBAS

En el diagrama de flujo (Figura 21) se muestran 8 bombas: P-101, P-102, P-103, P-104, P-105, P-106, P-107 y P-108. A continuación, se muestra el diseño de la bomba P-101 a modo de ejemplo. El diseño se ha realizado mediante el software PROII, versión 9.1.

*En el caso de las bombas de reflujo de las columnas de destilación, se ha calculado la presión de salida para vencer la carga de altura desde el suelo hasta la parte superior de la columna.

Bomba P-101

La potencia de una bomba viene dada por la expresión:

$$P \text{ (kW)} = q(\text{m}^3/\text{s}) \Delta P(\text{diferencia kPa})/(\text{eficacia}) \quad (10)$$

Es la bomba que eleva la presión de la corriente de materia prima de benceno hasta 1,1 atm. Se ha supuesto una eficacia del 70 % y una presión a la salida de 1,1 atm.

Tabla 9: especificaciones bomba P-101.

Nombre	P-101A/B
Descripción	Bomba que impulsa la corriente de alimentación de benceno.
Caudal (kg/h)	10680
Caudal (m ³ /h)	12,2
Presión de entrada (kg/cm ²)	1
Presión de salida (kg/cm ²)	1,1
Potencia al eje (kW)	0,049
Carga (m)	1,18
Eficacia (%)	70
Temperatura salida (°C)	25
Material de construcción	Hierro fundido.

Las tablas de todas las bombas se muestran en el Apéndice 3

5.3.- COMPRESORES

En el diagrama de flujo (Figura 21) se muestra un compresor: C-101A/B, compresor que eleva la presión de la materia prima de etileno hasta 2 MPa. El diseño se ha realizado mediante el software PROII, versión 9.1.

La potencia teórica adiabática viene dada por:

$$P \text{ (kW)} = [QT_1/2.694a][(P_2/P_1)^a-1] \quad (11)$$

Donde Q es el caudal en Nm³/s, T₁ es la temperatura a la entrada en K y a = (k-1)/k, donde k = C_p/C_v.

El resultado del diseño se muestra en la Tabla 10.

Tabla 10: especificaciones compresor C-101.

Nombre	C-101A/B
Descripción	Compresor que impulsa la corriente de alimentación de etileno hasta la presión de operación del reactor.
Caudal (kg/h)	7128,59
Caudal (m ³ /h)	1372,68
Presión de entrada (atm)	6,8
Presión de salida (atm)	19,74
potencia de freno (kW)	431,76
Carga (m)	22226,3
Eficacia adiabática (%)	70
Eficacia politrópica (%)	72,03
Temperatura salida (°C)	219
Material de construcción	Acero al carbono.

5.4.- CAMBIADORES DE CALOR DE CARCASA Y TUBOS

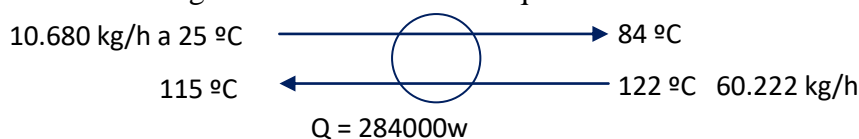
En el diagrama de flujo (Figura 21) se muestran 22 cambiadores de calor de carcasa y tubos: E-101, E-102, E-103, E-104... E-122. En primer lugar, se ha estimado el área de intercambio mediante la ecuación de Fourier:

$$A = \frac{Q}{F_T U \Delta T_{ml}} \quad (12)$$

donde Q es la cantidad de calor intercambiada, F_T el coeficiente corrector de flujo en contracorriente, U el coeficiente global de transmisión de calor y ΔT_{ml} la media logarítmica de temperatura.

A modo de ejemplo, se muestran los cálculos para el intercambiador E-101

Este cambiador intercambia calor entre la corriente de y la corriente de alimentación a esa estabilizadora. En la Figura 5.1 se muestra un esquema del intercambiador

**Figura 22:** Diagrama representativo del intercambiador E-101.

Se ha estimado un coeficiente $U = 250 \text{ w}/(\text{m}^2 \text{ °C})$ (Sinnot y Towler, 2008). Luego,

$$A = \frac{284000}{0,9 \times 250 \times 61} = 21 \text{ m}^2$$

El diseño riguroso del cambiador se ha realizado mediante el software PROII, versión 9.1.

Se han supuesto valores estándar para los parámetros geométricos de los cambiadores:

- Diámetro exterior de los tubos: 19,05 mm ($\frac{3}{4}$ pulgada)
- Diámetro interno de los tubos: 14,834 mm (BWG 16)
- Arreglo de 25,4 mm (1 pulgada) en disposición cuadrada de 90°
- Longitud de los tubos: 6,096 m (18 ft)

El simulador calcula de forma rigurosa los coeficientes individuales de transmisión de calor y la pérdida de carga en los tubos y la carcasa para el cambiador. El procedimiento de cálculo es iterativo. El simulador calcula el coeficiente global de transmisión de calor a partir del cálculo de los coeficientes individuales y se obtiene el área correspondiente. Si el área supuesta inicialmente coincide con el área calculada dentro de unas tolerancias, el proceso de diseño se da por finalizado. Si no es así, se vuelve a suponer un área diferente y se repite el cálculo. A veces no se llega a una solución satisfactoria, lo que obliga a cambiar las características geométricas del cambiador (número de pasos, longitud de tubos, etc.).

El resultado del diseño para este cambiador se muestra en la Tabla 11.

Tabla 11: especificaciones cambiador de calor E-101.

Nombre	E-101
Descripción	Cambiador de calor que calienta la alimentación de benceno hasta la temperatura de burbuja.
Número de carcasas en serie	1
Número de carcasas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	1,08
ΔT_{ml} (°C)	60
Factor corrector F_T	0,98
Coefficiente U (kW/m²K)	0,4
Área por carcasa (m²)	17
Área de cada carcasa calculada (m²)	12
U*A (kW/K)	5,11
Pérdida de carga en los tubos (atm)	0,13
Presión de entrada en los tubos (atm)	1,1
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	3,29
Presión de entrada en la carcasa (atm)	19,73
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

En el Apéndice 3 se muestran las tablas correspondientes a todos los cambiadores de calor de carcasa y tubos así como sus hojas de especificaciones.

5.5.- RECIPIENTES

En el diagrama de flujo (Figura 21) se muestran dos recipientes: V-101, V-102, V-103, V-104 y V-105. El diseño de estos equipos es diferente dependiendo de si el recipiente es horizontal o vertical. Para el diseño de los recipientes se ha seguido la referencia de Sinnott y Towler (2008).

Tambores de reflujo

Para el diseño de los tambores de reflujo (V-101, V-103 y V-104), se ha supuesto un tiempo de residencia de 5 minutos y una relación Longitud/Diámetro de 3. El volumen se puede calcular con la siguiente expresión:

$$V = \tau * Q \quad (13)$$

Donde V es el volumen en m^3 , τ es el tiempo de residencia en minutos (5min) y Q es el caudal volumétrico en m^3/min .

Para el cálculo de la longitud y el diámetro se han utilizado las siguientes expresiones:

$$V = L * S = L * \frac{\pi}{4} D^2 = 3D * \frac{\pi}{4} D^2 \quad (14)$$

$$L = 3 * D \quad (15)$$

donde D es el diámetro en m, y L es la longitud en m.

El resultado para el recipiente V-101 se muestra en la Tabla 12

Tabla 12: especificaciones recipiente V-101.

Nombre	V-101
Descripción	Tambor de reflujo de la columna de separación de tolueno
Caudal líquido (m^3/min)	0,24
Caudal vapor (m^3/min)	0
Volumen (m^3)	1,2
Diámetro (m)	1,08
Longitud (m)	3,25
Material de construcción	Acero al carbono

En el Apéndice 3 se muestran las tablas con las especificaciones para todos los recipientes.

Recipiente V-102

Este tambor de reflujo es un separador líquido gas debido ya que el condensador de la columna T-102 no es total. Como el caudal de líquido es mayor que el de gas, la disposición del recipiente es horizontal.

Para el diseño del tambor de reflujo V-102 se ha seguido la metodología que aparece en la referencia de Sinnott y Towler (2008).

Se calcula la velocidad de sedimentación de las gotas del líquido probando un separador sin “demister” con la siguiente expresión:

$$u_t = 0,15 * 0,07 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (16)$$

El tiempo que tarda una gota en caer hasta el nivel del líquido, tiene que ser igual al tiempo que permanece el gas en el interior del recipiente, sino arrastraría gotas de líquido el gas y no se separaría bien.

Sustituyendo valores:

$$u_t = 0,15 * 0,07 \sqrt{\frac{801,81 - 11,99}{11,99}} = 0,09 \frac{m}{s}$$

El nivel del líquido está a la mitad de la altura del recipiente horizontal, es decir, el radio o la mitad del diámetro. Sabiendo esto se puede calcular el tiempo que tarda en caer una gota de líquido con la siguiente expresión:

$$t_{sl} = \frac{h_g}{u_t} = \frac{0,5D}{u_t} \quad (17)$$

donde t_{sl} es el tiempo de sedimentación de las gotas de líquido, h_g es la altura de gas que es igual a la mitad del diámetro y u_t es la velocidad de sedimentación de las gotas de líquido.

El tiempo que permanece el gas en el interior del recipiente se puede calcular con la siguiente expresión:

$$t_{rv} = \frac{L}{u_v} \quad (18)$$

donde t_{rv} es el tiempo de residencia del vapor, L es la longitud del recipiente y u_v es la velocidad del vapor dentro del recipiente que se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$u_v = \frac{Q}{S} = \frac{Q}{0,5 \frac{\pi}{4} D^2} \quad (19)$$

donde Q es el caudal del vapor, S es la sección por la que pasa el vapor que es igual a la mitad de la sección transversal del recipiente, es decir, la mitad del área del círculo.

Sustituyendo la ecuación 19 en la 18 e igualando las ecuaciones 17 y 18:

$$\frac{0,5D}{u_t} = \frac{L}{\frac{Q}{0,5 \frac{\pi}{4} D^2}} \quad (20)$$

Despejando D :

$$D = \frac{Q}{L \frac{\pi}{4} u_t} \quad (21)$$

Debido a que la presión es menor de 20 bar, la relación $L/D=3$, con lo cual:

$$L = 3 * D \quad (22)$$

Sustituyendo la ecuación 22 en la 21 y despejando D:

$$D = \sqrt{\frac{Q}{3\frac{\pi}{4}u_t}} \quad (23)$$

Sustituyendo valores:

$$D = \sqrt{\frac{0,7}{3\frac{\pi}{4}0,09}} = 1,86m$$

Calculando L:

$$L = 3 * 1,86 = 5,59m$$

Recipiente V-105

El recipiente V-105 tiene una disposición vertical debido a que el caudal de vapor es mayor que el del líquido. Como en el caso anterior, se calcula la velocidad de sedimentación de las gotas del líquido con la ecuación 16 ($u_t=0,07m/s$). Luego sabiendo que la velocidad del gas tiene que ser igual a la velocidad de sedimentación se obtiene que:

$$u_t = u_v = \frac{Q_v}{S} = \frac{Q_v}{\frac{\pi}{4}D^2} \quad (24)$$

donde Q_v es el caudal de vapor.

Despejando D:

$$D = \sqrt[2]{\frac{Q_v}{\frac{\pi}{4}u_t}} \quad (25)$$

Sustituyendo valores:

$$D = \sqrt[2]{\frac{0,176}{\frac{\pi}{4}0,07}} = 1,78m$$

Después se supone un tiempo de residencia del líquido de 10 minutos, con lo cual se puede hallar el volumen que ocupa el líquido mediante la ecuación (13) ($V_l= 12,10 m$). Una vez obtenido el volumen del líquido, se puede conseguir la altura del líquido mediante la siguiente expresión:

$$L_l = \frac{V_l}{S} = \frac{V_l}{\frac{\pi}{4}D^2} \quad (26)$$

Sustituyendo valores:

$$L_l = \frac{12,10}{\frac{\pi}{4} 1,78^2} = 4,88m$$

La altura total del recipiente se obtiene sumándole los segmentos que se ven en la siguiente figura.

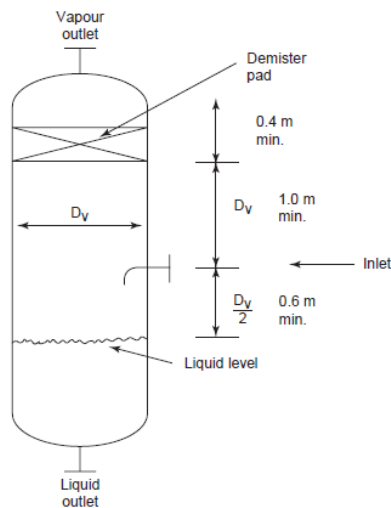


Figura 23: separador líquido-gas vertical.

$$L_{tot} = L_l + 0,4 + D + \frac{D}{2} \quad (27)$$

Sustituyendo valores:

$$L_{tot} = 4,88 + 0,4 + 1,78 + \frac{1,78}{2} = 7,94m$$

5.6.- COLUMNAS

En el diagrama de flujo (Figura 21) se muestran 4 columnas de destilación: T-101, T-102, T-103 y T-104.

A modo de ejemplo se va a mostrar el diseño de la columna T-101.

En primer lugar, se ha calculado el número mínimo de platos según la ecuación de Fenske-Underwood.

$$N_{\min} = \frac{\log\{[x/(1-x)]_{\text{cabeza}}/[x/(1-x)]_{\text{colas}}\}}{\log \alpha} \quad (28)$$

Donde x es la fracción molar del componente clave ligero y α la volatilidad relativa entre el clave ligero y el clave pesado. En este caso, el componente clave ligero es el benceno y el clave pesado el tolueno. Se desea una fracción molar de benceno en colas de 0,001 y de 0,9999 en cabeza. La volatilidad relativa del benceno/tolueno es 2,31 en las condiciones de operación, 1,1 atm. Sustituyendo esos valores en la ecuación (28) se obtiene un valor de $N_{\min} = 19$ platos. El número óptimo de platos desde un punto de

vista económico suele ser dos veces el número mínimo de platos, por lo que el número de platos será de 38. Es aconsejable un factor de seguridad del 10 % sobre el número de platos calculado, por lo que se establece un número de platos teóricos de 42.

El diseño de la columna se ha realizado con el bloque de destilación rigurosa de PROII versión 9.1. En la columna se ha estipulado un número de platos teóricos de 44 (incluyendo el condensador y el hervidor). Para el cálculo del diámetro de la columna se ha supuesto un espaciado de platos de 609,6 mm (equivalente a 2 ft) con platos de válvulas.

En el Apéndice 4 se muestran los resultados obtenidos con PROII.

A la vista de estos resultados, el diámetro de la sección de rectificación será igual que el de la sección de agotamiento de 1,4 m. Los factores de inundación correspondientes están en torno al 75 %.

Las eficacias de plato para destilación de hidrocarburos ligeros y de soluciones acuosas son del 60-90 % (Turton y cols. 2009). En este caso, se supone una eficacia del 70 %, por lo que el número de platos reales es de 60. Como el espaciado entre platos es de 0,609 m, la altura de la columna será de 36,12 m más el espacio para el líquido en el fondo de la columna y en la parte superior del plato 1, que suele ser de 3 m ((Turton y cols., 2009). Luego, la altura total de la columna será de 39,12. El material de construcción será acero al carbono.

Los resultados para la columna T-101 se muestran en la Tabla 13.

Tabla 13: especificaciones columna destilación T-101.

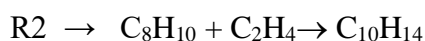
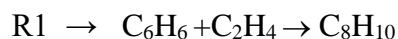
Nombre	T-101
Descripción	Torre de recuperación de tolueno
Nº de platos	60
Espaciado (m)	0,602
Altura (m)	39,12
Diámetro (m)	1,4
Material de construcción	Acero al carbono

En el Apéndice 4 se muestran los resultados para el resto de las columnas citadas anteriormente.

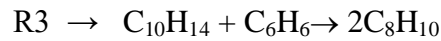
5.7.- REACTORES

Las reacciones que tienen lugar en cada reactor son:

- Reactor de alquilación (R-101):



- Reactor de transalquilación (R-102):



Las ecuaciones cinéticas son (Sinnott y Towler (2008)):

$$r_1 = k_1 C_{Bz} C_{Et} \quad (29)$$

$$r_2 = k_2 C_{EB} C_{Et} \quad (30)$$

$$r_3 = k_3 C_{DEB} C_{Bz} \quad (31)$$

Las expresiones de Arrhenius para las constantes cinéticas son:

$$k_1 = 10^{9,3} e^{-\frac{22500}{RT}} \quad (32)$$

$$k_2 = 2,493 * 10^{9,3} e^{-\frac{22500}{RT}} \quad (33)$$

$$k_3 = 7,8 * 10^9 e^{-\frac{25000}{RT}} \quad (34)$$

Los reactores son de lecho fijo. Planteando los balances de materia y de energía de los 2 reactores se tienen las siguientes ecuaciones diferenciales:

- Reactor de alquilación:

$$\frac{C_{Bz}}{d\tau} = -k_1 C_{Bz} C_{Et} \quad (35)$$

$$\frac{C_{Et}}{d\tau} = -k_1 C_{Bz} C_{Et} - k_2 C_{EB} C_{Et} \quad (36)$$

$$\frac{C_{EB}}{d\tau} = k_1 C_{Bz} C_{Et} - k_2 C_{EB} C_{Et} \quad (37)$$

$$\frac{C_{EB}}{d\tau} = k_2 C_{EB} C_{Et} \quad (38)$$

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{r_1 \Delta H_{r1} + r_2 \Delta H_{r2}}{C_p F} Q \quad (39)$$

- Reactor de transalquilación:

$$\frac{C_{Bz}}{d\tau} = \frac{C_{DEB}}{d\tau} = -k_3 C_{Bz} C_{DEB} \quad (40)$$

$$\frac{C_{EB}}{d\tau} = k_3 C_{Bz} C_{DEB} \quad (41)$$

$$\frac{dT}{d\tau} = \frac{r_3 \Delta H_{r3}}{C_p F} Q \quad (42)$$

Resolviendo las ecuaciones diferenciales se calcula valor del tiempo espacial de cada reactor y con ello el volumen del reactor. Para resolver el sistema de ecuaciones

diferenciales se ha creado un archivo con el programa de cálculo scilab (ver Apéndice 5), en el cual se han introducido los datos de Q (caudal volumétrico en m^3/s), C_p (calor específico en $\text{kJ}/\text{kg } ^\circ\text{C}$), F (caudal másico en kg/s), R (constante de los gases ideales en $\text{kcal}/\text{kmol } \text{K}$), ΔH_r (entalpía de reacción en kJ/kmol), X_{des} (conversión deseada), T_0 (temperatura de entrada en K) y C_{i0} (concentración inicial).

Después se creó una función que contiene las ecuaciones diferenciales antes mencionadas, donde se calcula la constante cinética en función de la temperatura que a su vez es función del tiempo espacial. También se creó otra función para calcular el tiempo espacial necesario para obtener la conversión deseada.

Por último, se muestran los resultados de tiempo espacial, volumen del reactor, etc. y también se muestran gráficas de caudales molares y temperatura en función del tiempo espacial.

Tabla 14: especificaciones reactor R-101.

Nombre	R-101
Descripción	Reactor de alquilación
Volumen (m^3)	1,553
Diámetro (m)	0,583
Longitud (m)	5,826
Masa catalizador (kg)	1553
Material de construcción	Acero al carbono

Tabla 15: especificaciones reactor R-102.

Nombre	R-102
Descripción	Reactor de transalquilación
Volumen (m^3)	2,65
Diámetro (m)	0,696
Longitud (m)	6,962
Masa catalizador (kg)	2650
Material de construcción	Acero al carbono

6.- ESTIMACIÓN ECONÓMICA

6.1.- INMOVILIZADO

El inmovilizado tiene en cuenta muchos costes aparte del coste de compra de los equipos: materiales para su instalación, mano de obra para instalar los equipos y los materiales, costes de transporte, seguros, impuestos, gastos de ingeniería, beneficios de los contratistas, imprevistos, acondicionamiento del terreno, edificios auxiliares, servicios, etc. Para estimar su coste se ha utilizado el software CAPCOST (Turton y cols., 2009), que usa el método de Guthrie (1969).

El método relaciona todos los costes con los costes de compra de los equipos evaluados en unas condiciones base. Las desviaciones de estas condiciones base se tienen en cuenta usando un factor multiplicador que depende de:

- El tipo específico de equipo.
- Los materiales específicos de construcción.
- La presión específica del sistema.

La ecuación (43) se usa para calcular el coste del módulo desnudo para cada pieza de equipo. El coste del módulo desnudo es la suma de los costes directos e indirectos que componen el inmovilizado.

$$C_{BM} = C_P^0 F_{BM} \quad (43)$$

donde: C_{BM} : El coste del módulo desnudo del equipo, es decir, costes directos e indirectos para cada unidad.

C_P^0 : Coste de compra en las condiciones base: el equipamiento se fabrica con el material de construcción más común, normalmente acero al carbono y operando a las presiones más cercanas a la presión ambiental.

F_{BM} : Factor de coste del módulo desnudo, es decir, el factor multiplicador que se usa para tener en cuenta todos los elementos que forman el inmovilizado, más el material específico a emplear y la presión de operación.

Para el caso base las condiciones son:

- La unidad se fabrica con el material más usado de construcción, normalmente acero al carbono (CS).
- La unidad opera a presión próxima a la atmosférica.

La ec.(43) se usa para obtener el coste del módulo en las condiciones base. Para estas condiciones base, se añade un 0 como superíndice. Luego C_{BM}^0 y F_{BM}^0 se refieren al caso base.

El coste de compra en las condiciones base viene dado por expresiones en función del parámetro característico del equipo:

$$\log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2 \quad (44)$$

donde K_i son los coeficientes de coste y A es el parámetro característico del equipo (por ejemplo el área para un cambiador de calor o la potencia para un compresor).

El factor del módulo desnudo viene dado en función de diferentes factores multiplicadores que tienen en cuenta el coste de los materiales y mano de obra de instalación, gastos, etc.

$$F_{BM}^0 = [1 + \alpha_L + \alpha_{FIT} + \alpha_O \alpha_L + \alpha_E][1 + \alpha_M] \quad (45)$$

El factor del módulo F_{BM} , se calcula de forma diferente en función del equipo. En general es función de los materiales de construcción del equipo y de la presión a la que funciona.

$$F_{BM} = C_p^0 (B_1 + B_2 F_M F_P) \quad (46)$$

donde B_i son coeficientes y F_M y F_P son el factor del material y el factor de presión, función del material de construcción y de la presión de trabajo.

El coste del módulo desnudo solo tiene en cuenta los costes directos e indirectos que componen el inmovilizado. El inmovilizado es la suma de costes directos e indirectos más imprevistos y honorarios (el total se denomina coste total del módulo en el método de Guthrie) y más el coste de servicios auxiliares. Como los imprevistos y honorarios se suelen estimar en un 18 % del coste del módulo desnudo, el coste total del módulo vendrá dado por:

$$C_{TM} = \sum_{i=1}^n C_{TM,i} = 1.18 \sum_{i=1}^n C_{BM,i} \quad (47)$$

El coste total del módulo, C_{TM} , sería el coste del inmovilizado en el caso de que ya existan plantas auxiliares. En caso contrario hay que sumar el coste de estos servicios. Estos costes incluyen el acondicionamiento del terreno, edificios auxiliares y servicios fuera de límites de batería. No suelen estar influidos por los materiales de construcción o por la presión de operación del proceso. Salvo que se diga otra cosa, se supone que son un porcentaje, un 35 %, del coste del módulo desnudo para las condiciones del caso base. En ese caso, el inmovilizado sería:

$$I = C_{TM} + 0.35 \sum_{i=1}^n C_{BM,i}^0 \quad (48)$$

Para estimar los costes del módulo desnudo hay que seguir las siguientes etapas:

1. Calcular C_p^0 para el equipo deseado mediante la ecuación (44). Este es el coste del equipo comprado para el caso base (acero al carbono y presión atmosférica).

2. Para los diferentes equipos, obtener el factor del material de construcción, F_M , y el factor de presión, F_P , a partir de las gráficas apropiadas.
3. Calcular el factor del módulo desnudo, F_{BM} , con la ec.(4).
4. Calcular el coste del módulo desnudo del equipo, C_{BM} , con la ec. (43).
5. Actualizar el coste usando el valor actual del índice CEPCI.

En la Figura 24 se puede observar la evolución del valor del CEPCI a lo largo de 2018 (Breizh (2018)). Ajustando los datos a una línea de tendencia, se obtiene la ecuación de la figura. Extrapolando a enero de 2019 se obtiene un valor de CEPCI de 654.

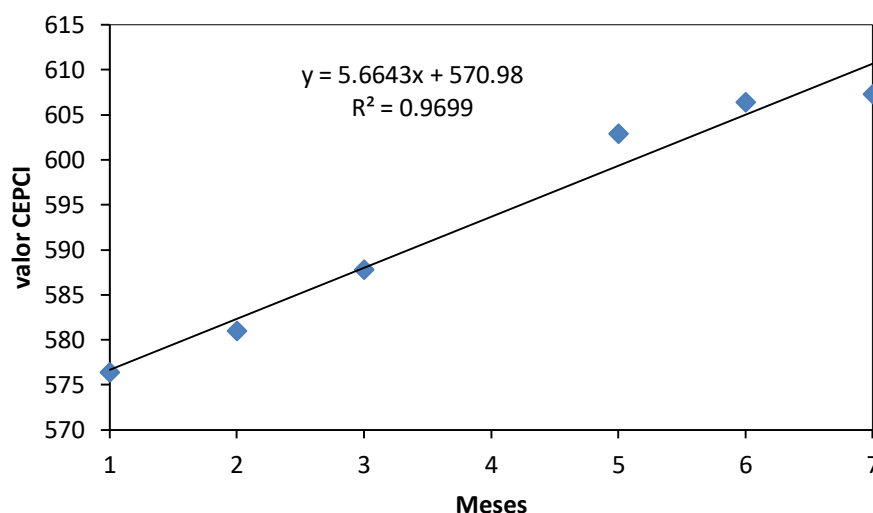


Figura 24: valor del CEPCI en los distintos meses del año 2018.

Conociendo ya el valor del CEPCI se puede proceder a usar el software CAPCOST. Para cada equipo se introduce el parámetro característico que representa sus dimensiones o tamaño (el área en el caso de cambiadores, etc.) junto con las condiciones de operación y materiales de construcción. Dada la falta de datos para el caso de reactores de flujo pistón, se ha estimado su módulo como si fuese un recipiente de igual volumen al del reactor y luego se ha multiplicado por 4 el coste de ese recipiente.

A modo de resumen, en la Tabla 16 se muestra el coste de los módulos agrupando los equipos por categorías.

Tabla 16: costes de los equipos.

Compresor + motor	€	1,715,000
Bombas	€	298,300
Cambiadores de calor	€	5,698,000
Columnas de destilación	€	2,932,000
Recipientes	€	401,300
Reactores	€	326,000
TOTAL	€	11,348,200

En el Apéndice 6 se muestran todas las estimaciones de forma detallada para cada equipo.

6.2.-COSTES DE FABRICACION

Los costes de fabricación son igual a la suma de los costes directos, costes fijos y los gastos generales. Para su estimación se ha usado una aproximación similar a la mostrada en varios libros de texto de Ingeniería Química (Turton y cols., 2009; Ulrich, 1984; Peters y Timmerhaus, 1990).

El coste de fabricación es entonces función de los tres costes antes mencionados:

$$\text{COSTE DE FABRICACIÓN (COM)} = \text{COSTES DIRECTOS DE FABRICACIÓN (DMC)} + \text{COSTES FIJOS DE FABRICACIÓN (FMC)} + \text{GASTOS GENERALES (GE)}$$

Esos costes son función a su vez de otros costes:

- Inmovilizado (I)
- Coste de mano de obra de operación (C_{OL})
- Coste de los servicios (C_{UT})
- Coste de tratamiento de residuos (C_{WT})
- Coste de materias primas (C_{RM})

El coste total de fabricación se puede expresar como:

$$\text{COM} = 0,304I + 2,73C_{OL} + 1,23(C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (49)$$

El software CAPCOST también es capaz de estimar estos costes. El coste de mano de obra de operación se estima en función del número de operarios y del coste individual por trabajador suministrado por el usuario. En este caso se ha introducido un valor por operario de 52 900 €.

El coste de servicios vendrá dado por los gastos en servicios de calefacción, refrigeración y electricidad. Dentro del software en la pestaña de “Utilities Summary” se introducen las necesidades de calefacción y refrigeración del proceso. Para ello en los cambiadores de calor que usen servicios calientes o fríos, se especifica el tipo de servicio (vapor de presión baja, agua de refrigeración...) así como también el calor intercambiado que se ha obtenido con el simulador de procesos.

Debido a que no hay una corriente de residuos en el proceso, se ha puesto un valor de coste de 0 €/año.

En la siguiente Tabla 17 se muestran los resultados de costes de mano de obra, costes de servicios, desglosados en servicios de calefacción, refrigeración y electricidad, costes de tratamientos de corrientes residuales y costes de materias primas.

Tabla 17: tabla de costes anuales.

Costes mano de obra		€ 12,040,000
Costes de tratamientos de corrientes residuales		€ 0
Costes de servicios	Electricidad	€ 302,336
	Enfriamiento	€ 273,810
	Calefacción	€ 7,305,400
Costes materias primas		€ 101,736,816

*El coste de materias primas se ha calculado multiplicando el coste unitario por el caudal y luego multiplicando por el número de horas anuales (ver Tabla 18).

6.3.-ANALISIS ECONOMICO

Para analizar la rentabilidad de la instalación, se han calculado dos indicadores clásicos: el VAN (valor actual neto) y el TIR (tasa interna de retorno).

El VAN lo que mide es la cantidad de dinero actualizado obtenida como ganancia al finalizar el periodo de vida de la instalación y el TIR se define como el interés al que deben actualizarse las plusvalías para que el VAN sea cero.

Si se obtiene un VAN superior a cero, la inversión estará dando beneficios. En el caso del TIR, se suele establecer una rentabilidad mínima que si no se supera indica que no conviene construir esa instalación.

En el cálculo del VAN y el TIR se ha puesto una vida útil de 10 años para la instalación y un periodo de construcción de un año. En la Tabla 18 se muestra el precio estimado para la venta de los productos fabricados junto con su capacidad anual y los ingresos anuales de su venta.

Tabla 18: costes materias primas y productos (ICIS.com (2019)).

Nombre del material	Clasificación	Precio (€/kg)	Caudal (kg/h)	Coste anual
Benceno	Materia prima	€ 0,94	10573,00	€ 83.722.935
Etileno	Materia prima	€ 0,30	7128,00	€ 18.013.882
Etilbenceno	Producto	€ (1,30)	14267,00	€ (156.240.770)
Tolueno	Producto	€ (0,85)	106,00	€ (759.002)
Gases salientes	Producto	€ (0,30)	3434,00	€ (8.678.405)

En la Figura 25 se muestra un diagrama de plusvalías a lo largo de la vida útil de la instalación.

El diagrama se ha obtenido haciendo uso del software CAPCOST indicado anteriormente.

En la Figura 25 se puede observar como el primer año se tienen pérdidas, debido a que es el año anterior a la puesta en marcha de la planta y es donde se invierte el capital para la construcción de la instalación. A partir del año uno se empieza a tener ganancias hasta el año 11 que es donde termina el periodo. En la Tabla 19 se muestran los datos obtenidos a partir de la gráfica anterior con el software CAPCOST.

Tabla 19: Rentabilidad.

VAN (millones €)	48,26
TIR	52,58 %
Tiempo de retorno (años)	1,3

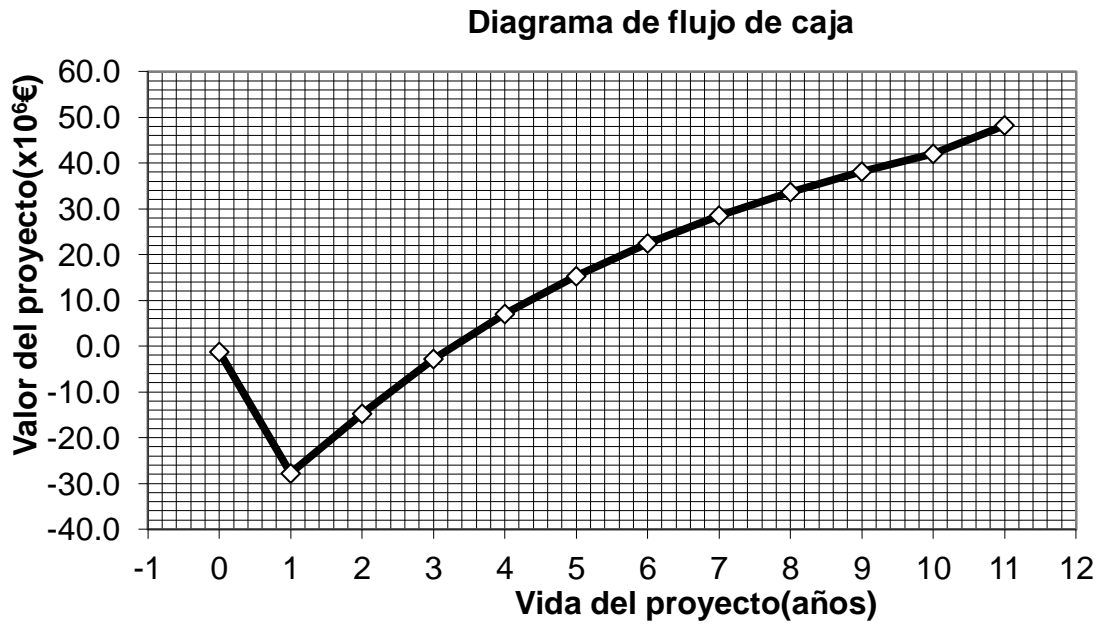


Figura 25: diagrama de flujo de caja del proyecto.

7.- RESUMEN Y CONCLUSIONES

En este trabajo se ha realizado una búsqueda bibliográfica sobre el etilbenceno, sus usos y el mercado y los procesos de fabricación. A continuación se ha seguido la metodología vista en algunas asignaturas del Grado de Ingeniería Química, sobre todo en la asignatura de Ingeniería de Procesos y Productos, para el diseño de una planta de etilbenceno.

En primer lugar se ha empezado con la síntesis del proceso, analizando la ruta de reacción y estableciendo unos balances preliminares para calcular las diferentes corrientes del proceso. Posteriormente se han analizado las propiedades de las diferentes sustancias que intervienen en el proceso para establecer cuáles deben ser las operaciones de separación. Finalmente se han establecido las operaciones para alcanzar las temperaturas y presiones necesarias en cada etapa, realizando una integración de tareas hasta donde ha sido posible. El resultado final ha sido un diagrama de flujo preliminar del proceso.

El siguiente paso ha consistido en resolver los balances de materia y de calor. Para ello se ha utilizado un simulador comercial de procesos que permite establecer el diagrama de simulación basado en el diagrama de flujo y resolver los balances indicados. En la simulación, además de introducir las corrientes de alimentación a la planta, se han dado valores a los diferentes bloques que representan las operaciones de la instalación, para lo que se han utilizado diversas suposiciones y heurísticas comentadas en la memoria.

Una vez conocidos los caudales y condiciones de todas las corrientes, se ha procedido a realizar una integración energética con objeto de minimizar el consumo de energía en la planta. Para ello se ha usado la tecnología “pinch”. Conocidas las mínimas necesidades energéticas se ha procedido al diseño de la red de intercambiadores de calor para conseguir ese objetivo de minimizar las necesidades energéticas. Se ha supuesto un gradiente mínimo de 10 °C entre las corrientes que intercambian calor y se ha obtenido una red de cambiadores que se ha reflejado en cambios en el diagrama de flujo presentado.

El siguiente paso ha sido el diseño preliminar de los diferentes equipos principales. El diseño se ha realizado con diversas herramientas informáticas, como el simulador de procesos comercial, y ecuaciones obtenidas de la bibliografía sobre diseño de equipos.

Una vez realizado el diseño preliminar se ha procedido a la estimación del inmovilizado de la instalación. La estimación se ha realizado siguiendo el método de Guthrie (1969) con la ayuda de un programa en Excel. Se han estimado también los costes de fabricación y se ha procedido a realizar un análisis sencillo de rentabilidad calculando el VAN, el TIR y el tiempo de recuperación.

Se concluye que el proceso propuesto es factible y que la rentabilidad estimada es atractiva. La estimación económica está sujeta a mucha incertidumbre debido a que es muy difícil obtener datos fiables de costes de materias primas y productos, así como de equipos. El método de Guthrie tiene un error de más menos un 30 % por lo que sería necesario disponer de mejores datos económicos y profundizar más para tener una estimación más fiable. Para ello se necesitaría realizar al menos una ingeniería básica de la instalación.

8.- NOMENCLATURA

A	Área, m ²
Bz	Caudal molar del benceno, kmol/h
Bz ₀	Caudal molar del benceno inicial, kmol/h
C	Costes anuales de los servicios en €/año
c	Costes de cada tipo de servicio en €/kg
C _i	Concentración del componente i, kmol/m ³
C _p	Calor específico a presión constante, kJ/(kg * °C)
D	Diámetro, m
DEB	Caudal molar del dietilbenceno, kmol/h
DEB ₁	Caudal molar del dietilbenceno después del reactor de alquilación, kmol/h
e	Número de Euler
EB	Caudal molar del etilbenceno, kmol/h
EB ₁	Caudal molar del etilbenceno después del reactor de alquilación, kmol/h
Et ₀	Caudal molar del etileno inicial, kmol/h
F	Flujo másico, kg/s
F _t	Coefficiente corrector de flujo encontracorriente
h _s	Altura del gas dentro del recipiente, m
k _i	Constante cinética de la reacción i, kmol/s
L	Longitud del recipiente, m
Q	Flujo de calor, kJ/s, o caudal volumétrico, m ³ /min
Q _v	Caudal del gas, m ³ /s
R	Constante de los gases ideales, kcal/(kmol*K)
r _i	Velocidad de reacción de la reacción i, kmol/(m ³ *s)
S	Sección transversal, m ²
S _i	Selectividad del componente i
T	Temperatura
t _{sl}	Tiempo de sedimentación de la gota, s
t _{rv}	Tiempo de residencia del gas, s
U	Coefficiente global de transferencia de calor, w/(m ² * °C)
u _t	Velocidad de sedimentación de la gota, m/s
u _v	Velocidad del gas, m/s
V	Volumen, m ³
V _l	Volumen del líquido, m ³
W	Horas anuales (8424h)
X _i	Conversión del componente i
τ	Tiempo espacial, min
ρ _l	Densidad del líquido, kg/m ³
ρ _v	Densidad del gas, kg/m ³
ΔT	Incremento de temperatura, °C
ΔT _{ml}	Incremento de temperatura medio logarítmico, °C
ΔH _{ri}	Entalpía de reacción para la reacción i, kJ/kmol

9.- BIBLIOGRAFIA

Gavin Towler, Ray Sinnott, 2008. Chemical Engineering Design Elsevier, San Diego.

Guthrie, K.M., 1969, Capital Cost Estimating. Chem. Eng. 76(3), 114.

James O. Maloney, Don W. Green, 1994. Perry Manual Del Ingeniero Químico sexta ed. MC Graw Hill.

James R. Butler, Denis Mignon, 2000. System multistep reaction with systems interstage spray and use in alkylation. Patente ES2262605T3.
<https://patents.google.com/patent/ES2262605T3/en>

Jeevan S. Abichandani, Jeffrey S. Beck, Sharon B. McCullen, David H. Olson, 1993. Ethylbenzene production process with ex situ selectivated zeolite catalyst. Patente US5689025A. <https://patents.google.com/patent/US5689025A/en>

Kevin J. Fallon, Henry K.H. Wang, Chaya R. Venkat, 1995. U.K. REFINERY DEMONSTRATES ETHYLBENZENE PROCESS article Oil & gas Journal. <https://www.ogj.com/articles/print/volume-93/issue-16/in-this-issue/general-interest/uk-refinery-demonstrates-ethylbenzene-process.html>

Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., 1990, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th Ed., McGraw-Hill, New York.

Richard Turton, Richard C. Bailie, Wallace B. Whiting, Joseph A. Shaeiwitz, 2009. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes Third Edition. Pearson Prentice Hall, Boston.

Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., Shaeiwitz, J.A., 2009, Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes, 3rd Ed., Chap. 5-6, Prentice Hall PTC, Upper Sadle River, NJ.

Ulrich, G.D., 1984. A guide to chemical engineering process design and economics, John Wiley & Sons, N.Y.

Vicent A. Welch, Kevin J. Fallon, Heinz-Peter Gelbke, 2012. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry 7th ed. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim.
<https://www.icis.com/explore/resources/news/2018/01/31/10188914/us-february-benzene-settles-lower-market-moves-back-into-contango/>
 11/02/19

<https://www.icis.com/chemicals-and-the-economy/2018/05/us-ethylene-prices-near-all-time-lows-as-over-capacity-arrives/>
 11/02/19

<https://www.icis.com/explore/resources/news/2018/10/07/10263947/epca-18-europe-toluene-xylenes-trade-places-in-buyers-shopping-list/>
 11/02/19

<https://www.icis.com/explore/resources/news/2018/01/26/10186952/asia-styrene-prices-at-four-month-high-amid-us-plant-woes/>
11/02/19

<https://www.cheresources.com/invision/topic/26729-chemical-engineering-plant-cost-index-cepci-of-2016-and-2017/page-2>
11/02/19

10-APENDICES

APÉNDICE 1 (Cálculos conversión reactor alquilación)

La conversión del etileno para dar etilbenceno se calcula de la siguiente manera:

$$X_{EB} = \frac{89,59}{135,74} = 0,66$$

Donde 89,59 es el caudal molar de etilbenceno y 135,74 es el caudal molar de etileno que entra al proceso.

En el caso del dietilbenceno se hace de la misma manera:

$$X_{DEB} = \frac{22,40}{135,74} = 0,33 = 1 - 0,66$$

Donde 22,40 es el caudal molar de dietilbenceno.

APÉNDICE 2 (Cálculo de costes de refrigeración)

Cálculo de caudal de agua necesaria para enfriamiento:

- Corriente 46:
 - Usando agua de refrigeración solamente:

$$F = \frac{10.703.002}{4,18x(10 - 5)} = 512.105 \frac{kg}{h}$$

- Usando agua de proceso y agua de refrigeración:

$$F = \frac{9.089.000}{4,18x(40 - 30)} = 217.440 \frac{kgH2O \text{ proceso}}{h}$$

$$F = \frac{1.604.000}{4,18x(10 - 5)} = 76.746 \frac{kgH2O \text{ refrigeracion}}{h}$$

- Corriente 27:
 - Usando agua de refrigeración solamente:

$$F = \frac{3.128.400}{4,18x(10 - 5)} = 149.684 \frac{kg}{h}$$

- Usando agua de proceso y agua de refrigeración:

$$F = \frac{2.767.000}{4,18x(40 - 30)} = 66.196 \frac{kgH2O \text{ proceso}}{h}$$

$$F = \frac{362.000}{4,18x(10 - 5)} = 17.321 \frac{kgH2O \text{ refrigeracion}}{h}$$

Cálculo de coste anual.

Los costes por hora son:

14,8€/1000m³ el agua de proceso y 0,185€/1000kg el agua de refrigeración.

- Corriente 46:
 - Usando agua de refrigeración solamente:

$$C = 512.105x \frac{0,185}{1000} x 8424 = 798.085€$$

- Usando agua de proceso y agua de refrigeración:

$$C = 217.440x \frac{14,8}{1000.000} x 8424 = 27.109\text{€}$$

$$C = 76.746x \frac{0,185}{1000} x 8424 = 119.604\text{€}$$

- Corriente 27:

- Usando agua de refrigeración solamente:

$$C = 149.684x \frac{0,185}{1000} x 8424 = 233.273\text{€}$$

- Usando agua de proceso y agua de refrigeración:

$$C = 66.196x \frac{14,8}{1000.000} x 8424 = 8.253\text{€}$$

$$C = 17.321x \frac{0,185}{1000} x 8424 = 26.993\text{€}$$

APÉNDICE 3 (Tablas de especificaciones de los equipos)

Bombas

Tabla 20: especificaciones bomba P-101.

Nombre	P-101A/B
Descripción	Bomba que impulsa la corriente de alimentación de benceno.
Caudal (kg/h)	10680
Caudal (m³/h)	12,2
Presión de entrada (kg/cm²)	1
Presión de salida (kg/cm²)	1,1
Potencia al eje (kW)	0,049
Carga (m)	1,18
Eficacia (%)	70
Temperatura salida (°C)	25
Material de construcción	Hierro fundido.

Tabla 21: especificaciones bomba P-102.

Nombre	P-102A/B
Descripción	Bomba que impulsa la corriente de benceno hasta 2MPa.
Caudal (kg/h)	53093
Caudal (m³/h)	65,17
Presión de entrada (kg/cm²)	1,1
Presión de salida (kg/cm²)	19,74
potencia de freno (kW)	48,838
Carga (m)	236,53
Eficacia (%)	70
Temperatura salida (°C)	84
Material de construcción	Hierro fundido.

Tabla 22: especificaciones bomba P-103.

Nombre	P-103A/B
Descripción	Bomba que impulsa la corriente de dietilbenceno hasta 1,5MPa.
Caudal (kg/h)	4211
Caudal (m3/h)	5,8
Presión de entrada (kg/cm2)	1,1
Presión de salida (kg/cm2)	14,8
potencia de freno (kW)	3,2
Carga (m)	195,43
Eficacia (%)	70
Temperatura salida (°C)	188
Material de construcción	Hierro fundido.

Tabla 23: especificaciones bomba P-104.

Nombre	P-104A/B
Descripción	Bomba que impulsa la corriente de benceno hasta 1,5MPa.
Caudal (kg/h)	2450
Caudal (m3/h)	3
Presión de entrada (kg/cm2)	1,1
Presión de salida (kg/cm2)	14,8
potencia de freno (kW)	1,66
Carga (m)	173,91
Eficacia (%)	70
Temperatura salida (°C)	84
Material de construcción	Hierro fundido.

Tabla 24: especificaciones bomba P-105.

Nombre	P-105A/B
Descripción	Bomba de reflujo de la T-101.
Caudal (kg/h)	12710
Caudal (m3/h)	15,57
Presión de entrada (kg/cm2)	1,1
Presión de salida (kg/cm2)	4,3
potencia de freno (kW)	2,00
Carga (m)	40
Eficacia (%)	70
Temperatura salida (°C)	84
Material de construcción	Hierro fundido.

Tabla 25: especificaciones bomba P-106.

Nombre	P-106A/B
Descripción	Bomba de reflujo de la T-102.
Caudal (kg/h)	9196,7607
Caudal (m3/h)	11,47
Presión de entrada (kg/cm2)	10
Presión de salida (kg/cm2)	10,83
potencia de freno (kW)	0,39
Carga (m)	10,72
Eficacia (%)	70
Temperatura salida (°C)	9
Material de construcción	Hierro fundido.

Tabla 26: especificaciones bomba P-107.

Nombre	P-107A/B
Descripción	Bomba de reflujo de la T-103.
Caudal (kg/h)	49969,066
Caudal (m3/h)	61,2
Presión de entrada (kg/cm2)	1,1
Presión de salida (kg/cm2)	3
potencia de freno (kW)	5,06
Carga (m)	24,11
Eficacia (%)	70
Temperatura salida (°C)	83
Material de construcción	Hierro fundido.

Tabla 27: especificaciones bomba P-108.

Nombre	P-108A/B
Descripción	Bomba de reflujo de la T-104.
Caudal (kg/h)	15083,066
Caudal (m ³ /h)	19,8
Presión de entrada (kg/cm ²)	1,1
Presión de salida (kg/cm ²)	3,7
potencia de freno (kW)	2,34
Carga (m)	35,21
Eficacia (%)	70
Temperatura salida (°C)	140
Material de construcción	Hierro fundido.

Cambiadores de calor

Tabla 28: especificaciones cambiador de calor E-102.

Nombre	E-102
Descripción	Cambiador de calor que evapora la corriente de alimentación.
Número de carcassas en serie	1
Número de carcassas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m ² *K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m ² *K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	27,19
ΔT_{ml} (°C)	26
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m ² K)	0,27
Área por carcasa (m ²)	1100
Área de cada carcasa calculada (m ²)	1094,63
U*A (kW/K)	292,27
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,01
Presión de entrada en los tubos (atm)	19,74
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,09
Presión de entrada en la carcasa (atm)	19,74
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 29: especificaciones cambiador de calor E-103.

Nombre	E-103A
Descripción	Cambiador de calor que calienta la corriente de alimentación hasta los 400 °C.
Número de carcasa en serie	2
Número de carcasa en paralelo	2
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	26,50
ΔT_{ml} (°C)	14
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,13
Área por carcasa (m²)	1010
Área de cada carcasa calculada (m²)	992,77
U*A (kW/K)	522,04
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,02
Presión de entrada en los tubos (atm)	19,74
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,2
Presión de entrada en la carcasa (atm)	19,74
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 30: especificaciones cambiador de calor E-104.

Nombre	E-104A
Descripción	Cambiador de calor que enfría la corriente de salida del reactor de alquilación hasta los 40 °C.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	9,09
ΔT_{ml} (°C)	33
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,43
Área por carcasa (m²)	180
Área de cada carcasa calculada (m²)	177,67
U*A (kW/K)	75,98
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,22
Presión de entrada en los tubos (atm)	5
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,49
Presión de entrada en la carcasa (atm)	19,74
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 31: especificaciones cambiador de calor E-105.

Nombre	E-105A
Descripción	Cambiador de calor que condensa la corriente de colas de de la columna de separación de gases hasta la temperatura de burbuja.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	12,03
ΔT_{ml} (°C)	55
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,31
Área por carcasa (m²)	205
Área de cada carcasa calculada (m²)	198,03
U*A (kW/K)	60,72
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,29
Presión de entrada en los tubos (atm)	5
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,02
Presión de entrada en la carcasa (atm)	1,1
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 32: especificaciones cambiador de calor E-106.

Nombre	E-106A
Descripción	Cambidor de calor que enfría el producto de etilbenceno hasta los 40 °C.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	2,77
ΔT_{ml} (°C)	39,08
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,03
Área por carcasa (m²)	760
Área de cada carcasa calculada (m²)	757,91
U*A (kW/K)	19,67
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,01
Presión de entrada en los tubos (atm)	1,1
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,06
Presión de entrada en la carcasa (atm)	5
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 33: especificaciones cambiador de calor E-107.

Nombre	E-107A
Descripción	Cambiador de calor que calienta la alimentación al reactor de transalquilación hasta la temperatura de burbuja.
Número de carcacas en serie	1
Número de carcacas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	1
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	1,60
ΔT_{ml} (°C)	212
Factor corrector FT	0,999
Coefficiente U (kW/m²K)	0,29
Área por carcasa (m²)	10
Área de cada carcasa calculada (m²)	7,26
U*A (kW/K)	2,09
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,19
Presión de entrada en los tubos (atm)	19,74
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,02
Presión de entrada en la carcasa (atm)	14,8
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 34: especificaciones cambiador de calor E-108.

Nombre	E-108A
Descripción	Cambiador de calor que evapora la alimentación del reactor de transalquilación.
Número de carcassas en serie	1
Número de carcassas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	1
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	2,14
ΔT_{ml} (°C)	158
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,52
Área por carcasa (m²)	10
Área de cada carcasa calculada (m²)	7,19
U*A (kW/K)	3,78
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,2
Presión de entrada en los tubos (atm)	19,74
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,02
Presión de entrada en la carcasa (atm)	14,8
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 35: especificaciones cambiador de calor E-109.

Nombre	E-109A
Descripción	Cambiador de calor que enfría la corriente de salida del reactor de alquilación desde los 474 °C hasta los 436 °C.
Número de carcassas en serie	1
Número de carcassas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	5,65
ΔT_{ml} (°C)	420
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,84
Área por carcasa (m²)	5
Área de cada carcasa calculada (m²)	4,46
U*A (kW/K)	3,74
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,74
Presión de entrada en los tubos (atm)	19,74
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,13
Presión de entrada en la carcasa (atm)	5
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 36: especificaciones cambiador de calor E-110.

Nombre	E-110A
Descripción	Cambiador de calor que calienta la corriente de alimentación del reactor de transalquilación hasta los 486 °C.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	1
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	3,20
ΔT_{ml} (°C)	60
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,42
Área por carcasa (m²)	37
Área de cada carcasa calculada (m²)	34,88
U*A (kW/K)	14,81
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	1,49
Presión de entrada en los tubos (atm)	19,74
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,29
Presión de entrada en la carcasa (atm)	14,8
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 37: especificaciones cambiador de calor E-111.

Nombre	E-111A
Descripción	Cambiador de calor que condensa la corriente de salida del reactor de transalquilación hasta su temperatura de burbuja.
Número de carcassas en serie	1
Número de carcassas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	1
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	7,36
ΔT_{ml} (°C)	170
Factor corrector FT	0,99
Coefficiente U (kW/m²K)	0,041
Área por carcasa (m²)	300
Área de cada carcasa calculada (m²)	299,65
U*A (kW/K)	12,16
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,02
Presión de entrada en los tubos (atm)	5
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0
Presión de entrada en la carcasa (atm)	1,1
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 38: especificaciones cambiador de calor E-112.

Nombre	E-112A
Descripción	Hervidor de la columna T-101
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	9,15
ΔT_{ml} (°C)	45
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,80
Área por carcasa (m²)	73
Área de cada carcasa calculada (m²)	69.81
U*A (kW/K)	56,1
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,12
Presión de entrada en los tubos (atm)	5,93
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,06
Presión de entrada en la carcasa (atm)	1,1
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 39: especificaciones cambiador de calor E-113.

Nombre	E-113A
Descripción	Condensador de la columna T-101.
Número de carcassas en serie	1
Número de carcassas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	91,46
ΔT_{ml} (°C)	48
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,49
Área por carcasa (m²)	120
Área de cada carcasa calculada (m²)	108,14
U*A (kW/K)	52,92
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,46
Presión de entrada en los tubos (atm)	5
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,01
Presión de entrada en la carcasa (atm)	1,1
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 40: especificaciones cambiador de calor E-114.

Nombre	E-114A
Descripción	Hervidor de la columna T-102.
Número de carcadas en serie	1
Número de carcadas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcada	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcada (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	25,17
ΔT_{ml} (°C)	68
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,88
Área por carcada (m²)	120
Área de cada carcada calculada (m²)	116,54
U*A (kW/K)	102,26
Pérdida de carga en los tubos para cada carcada (atm)	0,08
Presión de entrada en los tubos (atm)	41,83
Perdida de carga en cada carcada (atm)	0,02
Presión de entrada en la carcada (atm)	10
Material de construcción de la carcada	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 41: especificaciones cambiador de calor E-115.

Nombre	E-115A
Descripción	Primer condensador de la columna T-102.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	5,26
ΔT_{ml} (°C)	49
Factor corrector FT	0,97
Coefficiente U (kW/m²K)	0,08
Área por carcasa (m²)	410
Área de cada carcasa calculada (m²)	398,82
U*A (kW/K)	30,73
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,03
Presión de entrada en los tubos (atm)	5,93
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,01
Presión de entrada en la carcasa (atm)	10
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 42: especificaciones cambiador de calor E-116.

Nombre	E-116A
Descripción	Hervidor de la columna T-103.
Número de carcadas en serie	1
Número de carcadas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcada	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcada (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	40,06
ΔT_{ml} (°C)	42
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,8
Área por carcada (m²)	335
Área de cada carcada calculada (m²)	331,23
U*A (kW/K)	263,93
Pérdida de carga en los tubos para cada carcada (atm)	0,07
Presión de entrada en los tubos (atm)	11,21
Perdida de carga en cada carcada (atm)	0,03
Presión de entrada en la carcada (atm)	1,1
Material de construcción de la carcada	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 43: especificaciones cambiador de calor E-117.

Nombre	E-117A
Descripción	Condensador de la columna T-103.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	38,90
ΔT_{ml} (°C)	47
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,57
Área por carcasa (m²)	405
Área de cada carcasa calculada (m²)	398,46
U*A (kW/K)	228,08
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,68
Presión de entrada en los tubos (atm)	5
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,03
Presión de entrada en la carcasa (atm)	1,1
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 44: especificaciones cambiador de calor E-118.

Nombre	E-118A
Descripción	Hervidor de la columna T-104.
Número de carcasas en serie	1
Número de carcasas en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	10,87
ΔT_{ml} (°C)	68
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,87
Área por carcasa (m²)	55
Área de cada carcasa calculada (m²)	51,43
U*A (kW/K)	44,49
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,07
Presión de entrada en los tubos (atm)	41,83
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,09
Presión de entrada en la carcasa (atm)	1,1
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 45: especificaciones cambiador de calor E-119.

Nombre	E-119A
Descripción	Condensador de la columna T-104.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	1
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	10,65
ΔT_{ml} (°C)	101
Factor corrector FT	1
Coefficiente U (kW/m²K)	0,42
Área por carcasa (m²)	75
Área de cada carcasa calculada (m²)	70,09
U*A (kW/K)	29,22
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,23
Presión de entrada en los tubos (atm)	5
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,11
Presión de entrada en la carcasa (atm)	1,1
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 46: especificaciones cambiador de calor E-120.

Nombre	E-120A
Descripción	Cambiador de calor que enfría la corriente de salida del cambiador E-104 hasta la temperatura de 25 °C.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0.35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0.3522
Calor intercambiado (GJ/h)	1,604
ΔT_{ml} (°C)	25
Factor corrector FT	0,98
Coefficiente U (kW/m²K)	0,38
Área por carcasa (m²)	50
Área de cada carcasa calculada (m²)	47,97
U*A (kW/K)	18,47
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,39
Presión de entrada en los tubos (atm)	5
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,63
Presión de entrada en la carcasa (atm)	19,73
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 47: especificaciones cambiador de calor E-121.

Nombre	E-121A
Descripción	Cambiador de calor que enfría la corriente de salida del cambiador E-106 hasta los 25 °C.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	3,62
ΔT_{ml} (°C)	25
Factor corrector FT	0,98
Coefficiente U (kW/m²K)	0,52
Área por carcasa (m²)	10
Área de cada carcasa calculada (m²)	8,03
U*A (kW/K)	4,16
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,38
Presión de entrada en los tubos (atm)	1,1
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,43
Presión de entrada en la carcasa (atm)	5
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Tabla 48: especificaciones cambiador de calor E-122.

Nombre	E-122A
Descripción	Cambiador de calor que enfría la corriente de salida del cambiador E-115 hasta 8,5 °C.
Número de carcasa en serie	1
Número de carcasa en paralelo	1
Número de pasos por los tubos en cada carcasa	2
Resistencia al ensuciamiento en los tubos (m²*K/kW)	0,35222
Resistencia al ensuciamiento en la carcasa (m²*K/kW)	0,3522
Calor intercambiado (GJ/h)	8,28
□T_m (°C)	13
Factor corrector FT	0,71
Coefficiente U (kW/m²K)	0,3
Área por carcasa (m²)	90
Área de cada carcasa calculada (m²)	85,87
U*A (kW/K)	26
Pérdida de carga en los tubos para cada carcasa (atm)	0,06
Presión de entrada en los tubos (atm)	5
Perdida de carga en cada carcasa (atm)	0,04
Presión de entrada en la carcasa (atm)	10
Material de construcción de la carcasa	Acero al carbono
Material de construcción de los tubos	Acero al carbono

Hojas de especificaciones de cambiadores de calor de carcasa y tubos

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-101'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E1
I SIZE 300 - 6096 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 17.0M2 ( 12.4M2 REQUIRED) AREA/SHELL 17.0M2
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               45B 2B I
I FEED STREAM NAME                             I
I TOTAL FLUID KG/HR 60222. 10680. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR 3126. / 3312. / 217. I
I LIQUID KG/HR 57096. / 56910. 10680. / 10464. I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR / / I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 123.1 / 114.2 25.0 / 79.6 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 19.74 / 16.44 1.10 / 0.98 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.846 / 0.849 0.883 / 0.883 I
I VAP (60F/60F AIR) 1.124 / 1.108 / 2.699 I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 732.756 / 747.756 873.413 / 818.780 I
I VAPOR KG/M3 21.125 / 17.592 / 2.709 I
I VISCOSITY, LIQUID PAS 1.9E-04 / 2.1E-04 6.0E-04 / 3.2E-04 I
I VAPOR PAS 1.2E-05 / 1.2E-05 / 8.9E-06 I
I THRML COND, LIQ W/M-K 0.1092 / 0.1118 0.1440 / 0.1267 I
I VAP W/M-K 0.0361 / 0.0351 / 0.0152 I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K 2.1079 / 2.0565 1.5753 / 1.8327 I
I VAPOR KJ/KG-K 2.0609 / 2.0228 / 1.2934 I
I LATENT HEAT KJ/KG 200.59 394.79 I
I VELOCITY M/SEC 7.02 1.51 I
I DP/SHELL ATM 3.30 0.13 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 1.26887 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.41 ( 0.30 REQD) CLEAN 0.60 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 1.078 MTD(CORRECTED) 59.5 FT 0.979 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                      SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 24. 20. I
I NUMBER OF PASSES 1 2 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 102.3 52.5 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 102.3 102.3 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 46 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 300.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 82.02/ 60.00/ 82.02, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 15562.0 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 1750.2 (1) FULL OF WATER 2667.7 BUNDLE 518.3 I
I-----I
(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT
SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-101'
I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E1B I

```

```

I SIZE 300 - 6096 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 17.0 M2 ( 12.4 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID 45B 2B I
I FEED STREAM NAME I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT) 0.948 / 0.945 1.000 / 0.980 I
I REYNOLDS NUMBER 183396.36 24635.73 I
I PRANDTL NUMBER 3.514 5.197 I
I WATSON K, LIQUID 10.154 / 10.126 9.740 / 9.740 I
I VAPOR 15.576 / 15.760 / 9.738 I
I SURFACE TENSION N/M 0.015 / 0.016 0.028 / 0.021 I
I FILM COEF (SCL) KW/M2-K 2.1 (1.000) 1.1 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM 0.000 0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM 19.77 0.48675 I
I TUBE FILM 45.68 1.12460 I
I TUBE METAL 1.87 0.04591 I
I TOTAL FOULING 32.68 0.80456 I
I ADJUSTMENT 37.23 0.91665 I
I-----I
I PRESSURE DROP SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES 96.05 3.17 88.85 0.11 I
I INLET NOZZLES 2.32 0.08 8.47 0.01 I
I OUTLET NOZZLES 1.63 0.05 2.68 0.00 I
I TOTAL /SHELL 3.30 0.13 I
I TOTAL /UNIT 3.30 0.13 I
I DP SCALER 1.00 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE: OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 6.04 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 52.0 (1) MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS 3.175 MM NUMBER 99 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 221.2 MM TUBES IN CROSSFLOW 41 I
I CROSSFLOW AREA 0.008 M2 WINDOW AREA 0.009 M2 I
I WINDOW HYD DIA 55.16 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.001 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.001 M2 I
I-----I

```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-102'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME UNIT ID E2B I
I SIZE 1800 - 6096 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I

```

```

I AREA/UNIT    1100.0M2  ( 1071.9M2 REQUIRED) AREA/SHELL    1100.0M2    I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                SHELL-SIDE                TUBE-SIDE    I
I-----I
I FEED STREAM ID                10B                44B    I
I FEED STREAM NAME                I
I TOTAL FLUID                KG/HR                60222.                60222.    I
I     VAPOR (IN/OUT)    KG/HR                7147. /    60147.                53803. /    3145.    I
I     LIQUID                KG/HR                53075. /    75.                6419. /    57077.    I
I     STEAM                KG/HR                /                /    I
I     WATER                KG/HR                /                /    I
I     NON CONDENSIBLE    KG/HR                I
I TEMPERATURE (IN/OUT)    DEG C                100.6 /    193.8                224.5 /    123.4    I
I PRESSURE (IN/OUT)        ATM                19.74 /    19.64                19.74 /    19.72    I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)    0.814 /    0.864                0.871 /    0.846    I
I     VAP (60F/60F AIR)    1.097 /    2.185                2.496 /    1.126    I
I DENSITY, LIQUID    KG/M3                725.834 /    647.795                627.774 /    732.500    I
I     VAPOR                KG/M3                22.077 /    39.519                43.662 /    21.145    I
I VISCOSITY, LIQUID    PAS                2.1E-04 /    1.2E-04                1.1E-04 /    1.9E-04    I
I     VAPOR                PAS                1.2E-05 /    1.2E-05                1.3E-05 /    1.2E-05    I
I THRML COND, LIQ    W/M-K                0.1165 /    0.1069                0.1032 /    0.1091    I
I     VAP                W/M-K                0.0312 /    0.0304                0.0322 /    0.0361    I
I SPEC.HEAT, LIQUID    KJ/KG-K                1.9948 /    2.5448                2.7044 /    2.1093    I
I     VAPOR                KJ/KG-K                1.9389 /    1.9416                2.0592 /    2.0602    I
I LATENT HEAT                KJ/KG                304.79                282.05    I
I VELOCITY                M/SEC                1.23                0.39    I
I DP/SHELL                ATM                0.09                0.01    I
I FOULING RESIST    M2-K/KW    0.35222 ( 0.45038 REQD)                0.35222    I
I-----I
I TRANSFER RATE                KW/M2-K    SERVICE    0.27 (    0.26 REQD) CLEAN    0.34    I
I HEAT EXCHANGED    M*KJ/HR    27.185    MTD(CORRECTED)    26.3    FT    1.000    I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                SHELL-SIDE                TUBE-SIDE    I
I-----I
I DESIGN PRESSURE                ATM                24.                24.    I
I NUMBER OF PASSES                2                2    I
I MATERIAL                CARB STL                CARB STL    I
I INLET NOZZLE ID                MM                254.5                304.8    I
I OUTLET NOZZLE ID                MM                304.8                202.7    I
I-----I
I TUBE: NUMBER    3168    OD    19.050    MM    THICK    2.108    MM    LENGTH    6.1    M    I
I     TYPE BARE                PITCH    25.4    MM    PATTERN    90    DEGREES    I
I SHELL: ID    1800.00    MM                SEALING STRIPS    0    PAIRS    I
I BAFFLE: CUT    0.200    SPACING (IN/CENT/OUT): MM    380.78/    360.00/    380.78, SINGLE    I
I RHO-V2: INLET NOZZLE    712.5    KG/M-SEC2    I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG    15159.5(1) FULL OF WATER    52927.1    BUNDLE    24428.2    I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-102'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                UNIT ID E2B    I
I SIZE 1800 - 6096 TYPE AFS    HORIZONTAL    CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES    I

```

```

I AREA/UNIT    1100.0 M2  ( 1071.9 M2  REQUIRED)
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                SHELL-SIDE                TUBE-SIDE                I
I-----I
I FEED STREAM ID                        10B                        44B                        I
I FEED STREAM NAME                                                                I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)           0.881 / 0.001             0.107 / 0.948             I
I REYNOLDS NUMBER                       102375.78                 22642.20                  I
I PRANDTL NUMBER                        2.256                     2.435                     I
I WATSON K, LIQUID                      10.308 / 9.887           10.100 / 10.154          I
I      VAPOR                            20.633 / 11.535         10.476 / 15.557          I
I SURFACE TENSION      N/M              0.017 / 0.008           0.006 / 0.015           I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K                2.3      (1.000)         0.5      (1.000)         I
I FOULING LAYER THICKNESS  MM           0.000                    0.000                    I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE                                                                I
I UNITS:  ( M2-K/KW  )      (PERCENT)      (ABSOLUTE)
I SHELL FILM                11.81          0.44149
I TUBE FILM                 65.44          2.44601
I TUBE METAL                1.23           0.04591
I TOTAL FOULING             21.52          0.80456
I ADJUSTMENT                2.63           0.09816
I-----I
I PRESSURE DROP                SHELL-SIDE                TUBE-SIDE                I
I UNITS:  (ATM)              (PERCENT)      (ABSOLUTE)      (PERCENT)      (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES           92.05          0.09            38.78          0.01          I
I INLET NOZZLES             3.75           0.00            39.26          0.01          I
I OUTLET NOZZLES            4.20           0.00            21.96          0.00          I
I TOTAL /SHELL              0.09           0.01
I TOTAL /UNIT               0.09           0.01
I DP SCALER                 1.00           1.00
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH        6.1            M  EFFECTIVE LENGTH      5.80            M  I
I   TOTAL TUBESHEET THK 294.4 (1)  MM  AREA RATIO (OUT/IN)  1.284          I
I   THERMAL COND           51.9          W/M-K  DENSITY          7862.00        KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS          9.525          MM  NUMBER                15              I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER           1639.8         MM  TUBES IN CROSSFLOW     2449            I
I   CROSSFLOW AREA          0.204          M2  WINDOW AREA            0.260          M2 I
I   WINDOW HYD DIA          41.86          MM
I   TUBE-BFL LEAK AREA      0.067          M2  SHELL-BFL LEAK AREA    0.015          M2 I
I-----I

```

(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 336.7 MM at 24

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-103'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                UNIT ID E3B                I

```

```

I SIZE 1700 - 6096 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 2 PARALLEL 2 SERIES I
I AREA/UNIT 4040.0M2 ( 3748.2M2 REQUIRED) AREA/SHELL 1010.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID 43B 11BB I
I FEED STREAM NAME I
I TOTAL FLUID KG/HR 60222. 60222. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR 60222. / 54197. 60222. / 60222. I
I LIQUID KG/HR / 6025. / I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR / / I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 411.2 / 223.6 194.1 / 399.8 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 19.74 / 19.35 19.74 / 19.71 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) / 0.871 / I
I VAP (60F/60F AIR) 2.546 / 2.499 2.186 / 2.186 I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 / 629.728 / I
I VAPOR KG/M3 27.524 / 42.782 39.724 / 23.598 I
I VISCOSITY, LIQUID PAS / 1.1E-04 / I
I VAPOR PAS 1.7E-05 / 1.2E-05 1.2E-05 / 1.7E-05 I
I THRML COND, LIQ W/M-K / 0.1031 / I
I VAP W/M-K 0.0551 / 0.0321 0.0304 / 0.0570 I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K / 2.6942 / I
I VAPOR KJ/KG-K 2.3927 / 2.0515 1.9435 / 2.3466 I
I LATENT HEAT KJ/KG 241.09 I
I VELOCITY M/SEC 1.79 1.05 I
I DP/SHELL ATM 0.20 0.02 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 0.94478 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.13 ( 0.12 REQD) CLEAN 0.15 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 26.498 MTD(CORRECTED) 14.9 FT 1.000 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 24. 24. I
I NUMBER OF PASSES 2 2 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 254.5 202.7 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 202.7 254.5 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 2908 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 1700.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 350.78/ 340.00/ 350.78, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 982.1 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 14075.2(1) FULL OF WATER 48493.0 BUNDLE 22575.6 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-103'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME UNIT ID E3B I

```

```

I SIZE 1700 - 6096 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 2 PARALLEL 2 SERIES I
I AREA/UNIT 4040.0 M2 ( 3748.2 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID 43B 11BB I
I FEED STREAM NAME I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT) 0.000 / 0.100 0.000 / 0.000 I
I REYNOLDS NUMBER 124407.33 32897.49 I
I PRANDTL NUMBER 0.761 0.745 I
I WATSON K, LIQUID / 10.102 / I
I VAPOR 10.436 / 10.473 11.533 / 11.533 I
I SURFACE TENSION N/M / 0.006 / I
I FILM COEF (SCL) KW/M2-K 0.6 (1.000) 0.2 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM 0.000 0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM 20.99 1.59769 I
I TUBE FILM 67.83 5.16198 I
I TUBE METAL 0.60 0.04591 I
I TOTAL FOULING 10.57 0.80456 I
I ADJUSTMENT 7.79 0.59256 I
I-----I
I PRESSURE DROP SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES 95.37 0.19 25.89 0.00 I
I INLET NOZZLES 2.48 0.00 52.69 0.01 I
I OUTLET NOZZLES 2.15 0.00 21.42 0.00 I
I TOTAL /SHELL 0.20 0.02 I
I TOTAL /UNIT 0.39 0.03 I
I DP SCALER 1.00 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE: OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 5.80 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 294.4 (1) MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS 9.525 MM NUMBER 16 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 1572.2 MM TUBES IN CROSSFLOW 2220 I
I CROSSFLOW AREA 0.175 M2 WINDOW AREA 0.225 M2 I
I WINDOW HYD DIA 38.00 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.061 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.014 M2 I
I-----I

```

(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 318.0 MM at 24

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-104'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME UNIT ID E4B I
I SIZE 800 - 6096 TYPE AFS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I

```



```

I AREA/UNIT      180.0M2  (   170.0M2 REQUIRED) AREA/SHELL      180.0M2      I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                SHELL-SIDE                TUBE-SIDE      I
I-----I
I FEED STREAM ID                46BB                AGUAE1      I
I FEED STREAM NAME                I
I TOTAL FLUID                KG/HR                60222.                217440.      I
I     VAPOR (IN/OUT)        KG/HR                2744. /      863.                /      I
I     LIQUID                KG/HR                57478. /      59359.                /      I
I     STEAM                KG/HR                /                /      I
I     WATER                KG/HR                /                217440. /      217440.      I
I     NON CONDENSIBLE        KG/HR                I
I TEMPERATURE (IN/OUT)        DEG C                115.5 /      41.0                30.0 /      40.0      I
I PRESSURE (IN/OUT)          ATM                19.74 /      19.25                5.00 /      4.78      I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)    0.844 /      0.825                1.000 /      1.000      I
I     VAP (60F/60F AIR)        1.066 /      0.746                /      I
I DENSITY, LIQUID            KG/M3                740.005 /      801.211                995.838 /      992.394      I
I     VAPOR                KG/M3                20.366 /      17.114                /      I
I VISCOSITY, LIQUID          PAS                2.0E-04 /      3.8E-04                8.0E-04 /      6.5E-04      I
I     VAPOR                PAS                1.2E-05 /      1.1E-05                /      I
I THRML COND, LIQ            W/M-K                0.1111 /      0.1287                0.6172 /      0.6295      I
I     VAP                    W/M-K                0.0360 /      0.0311                /      I
I SPEC.HEAT, LIQUID          KJ/KG-K                2.0709 /      1.7306                4.1789 /      4.1776      I
I     VAPOR                KJ/KG-K                2.0736 /      2.1399                /      I
I LATENT HEAT                KJ/KG                292.03      I
I VELOCITY                M/SEC                1.41                1.40      I
I DP/SHELL                ATM                0.49                0.22      I
I FOULING RESIST            M2-K/KW                0.35222 ( 0.48940 REQD)                0.35222      I
I-----I
I TRANSFER RATE            KW/M2-K SERVICE    0.43 (   0.40 REQD) CLEAN    0.65      I
I HEAT EXCHANGED            M*KJ/HR                9.089 MTD(CORRECTED)    34.6 FT    1.000      I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                SHELL-SIDE                TUBE-SIDE      I
I-----I
I DESIGN PRESSURE            ATM                24.                20.      I
I NUMBER OF PASSES                2                2      I
I MATERIAL                CARB STL                CARB STL      I
I INLET NOZZLE ID            MM                202.7                254.5      I
I OUTLET NOZZLE ID            MM                154.1                254.5      I
I-----I
I TUBE: NUMBER    504 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M      I
I     TYPE BARE                PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES      I
I SHELL: ID 800.00 MM                SEALING STRIPS 0 PAIRS      I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 178.72/ 160.00/ 178.72, SINGLE      I
I RHO-V2: INLET NOZZLE    947.5 KG/M-SEC2      I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG    5491.4 (1) FULL OF WATER    12796.5 BUNDLE 4586.9      I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-104'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                UNIT ID E4B      I
I SIZE 800 - 6096 TYPE AFS    HORIZONTAL    CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I

```

```

I AREA/UNIT      180.0 M2  ( 170.0 M2  REQUIRED)
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                SHELL-SIDE                TUBE-SIDE                I
I-----I
I FEED STREAM ID                46BB                AGUAE1                I
I FEED STREAM NAME                I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)    0.954 / 0.986                1.000 / 1.000                I
I REYNOLDS NUMBER                28178.09                27850.39                I
I PRANDTL NUMBER                4.353                4.979                I
I WATSON K, LIQUID                10.168 / 10.311                /                I
I VAPOR                16.045 / 19.055                /                I
I SURFACE TENSION N/M                0.016 / 0.023                0.071 / 0.070                I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K                0.8 (1.000)                6.0 (1.000)                I
I FOULING LAYER THICKNESS MM                0.000                0.000                I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE                I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE)                I
I SHELL FILM                54.34                1.26747                I
I TUBE FILM                9.20                0.21465                I
I TUBE METAL                1.97                0.04591                I
I TOTAL FOULING                34.49                0.80456                I
I ADJUSTMENT                5.88                0.13718                I
I-----I
I PRESSURE DROP                SHELL-SIDE                TUBE-SIDE                I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE)                I
I WITHOUT NOZZLES                98.04                0.48                94.98                0.21                I
I INLET NOZZLES                0.95                0.00                3.13                0.01                I
I OUTLET NOZZLES                1.01                0.00                1.88                0.00                I
I TOTAL /SHELL                0.49                0.22                I
I TOTAL /UNIT                0.49                0.22                I
I DP SCALER                1.00                1.00                I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH                6.1                M EFFECTIVE LENGTH                5.96                M                I
I TOTAL TUBESHEET THK 138.6 (1) MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284                I
I THERMAL COND                51.9                W/M-K DENSITY                7862.00                KG/M3                I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS                6.350                MM NUMBER                36                I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER                670.1                MM TUBES IN CROSSFLOW                416                I
I CROSSFLOW AREA                0.047                M2 WINDOW AREA                0.059                M2                I
I WINDOW HYD DIA                57.67                MM                I
I TUBE-BFL LEAK AREA                0.011                M2 SHELL-BFL LEAK AREA                0.004                M2                I
I-----I

```

(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 149.7 MM at 24

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-105'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                UNIT ID E5B                I
I SIZE 800 - 6096 TYPE AXS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES                I
I AREA/UNIT 205.0M2 ( 197.8M2 REQUIRED) AREA/SHELL 205.0M2                I
I-----I

```

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I	FEED STREAM ID	20B		54		I
I	FEED STREAM NAME					I
I	TOTAL FLUID	KG/HR	56787.		288136.	I
I	VAPOR (IN/OUT)	KG/HR	30052. / 284.	/	/	I
I	LIQUID	KG/HR	26735. / 56504.	/	/	I
I	STEAM	KG/HR	/	/	/	I
I	WATER	KG/HR	/	288136. /	288136.	I
I	NON CONDENSIBLE	KG/HR				I
I	TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	93.4 / 88.1	30.0 /	40.0	I
I	PRESSURE (IN/OUT)	ATM	1.10 / 1.08	5.00 /	4.71	I
I	SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.879 / 0.881	1.000 /	1.000	I
I	VAP (60F/60F AIR)		2.759 / 2.727	/	/	I
I	DENSITY, LIQUID	KG/M3	804.839 / 809.970	995.838 /	992.393	I
I	VAPOR	KG/M3	3.012 / 2.976	/	/	I
I	VISCOSITY, LIQUID	PAS	3.0E-04 / 3.0E-04	8.0E-04 /	6.5E-04	I
I	VAPOR	PAS	9.2E-06 / 9.1E-06	/	/	I
I	THRML COND, LIQ	W/M-K	0.1183 / 0.1215	0.6172 /	0.6295	I
I	VAP	W/M-K	0.0163 / 0.0158	/	/	I
I	SPEC.HEAT, LIQUID	KJ/KG-K	1.9258 / 1.8891	4.1789 /	4.1776	I
I	VAPOR	KJ/KG-K	1.3613 / 1.3340	/	/	I
I	LATENT HEAT	KJ/KG	386.34			I
I	VELOCITY	M/SEC	0.06	1.62		I
I	DP/SHELL	ATM	0.02	0.29		I
I	FOULING RESIST	M2-K/KW	0.35222 (0.47023 REQD)	0.35222		I
I	TRANSFER RATE	KW/M2-K	SERVICE 0.31 (0.30 REQD)	CLEAN 0.41		I
I	HEAT EXCHANGED	M*KJ/HR	12.034	MTD(CORRECTED) 55.1	FT 0.999	I
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I	DESIGN PRESSURE	ATM	20.	20.		I
I	NUMBER OF PASSES		1	2		I
I	MATERIAL		CARB STL	CARB STL		I
I	INLET NOZZLE ID	MM	387.3	254.5		I
I	OUTLET NOZZLE ID	MM	336.5	304.8		I
I	TUBE: NUMBER	574	OD 19.050 MM	THICK 2.108 MM	LENGTH 6.1 M	I
I	TYPE BARE			PITCH 25.4 MM	PATTERN 90 DEGREES	I
I	SHELL: ID	800.00 MM		SEALING STRIPS 0 PAIRS		I
I	BAFFLE: CUT	0.490	SPACING (IN/CENT/OUT): MM 2978.72/6096.00/2978.72,	SINGLE		I
I	RHO-V2: INLET NOZZLE	3159.3	KG/M-SEC2			I
I	TOTAL WEIGHT/SHELL, KG	5041.5(1)	FULL OF WATER	12884.4	BUNDLE 5172.6	I

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-105'

I	EXCHANGER NAME	UNIT ID E5B	I	
I	SIZE 800 - 6096	TYPE AXS HORIZONTAL	CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES	I
I	AREA/UNIT 205.0 M2	(197.8 M2 REQUIRED)		I

I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I-----I						
I FEED STREAM ID		20B		54		I
I FEED STREAM NAME						I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)		0.471 / 0.995		1.000 / 1.000		I
I REYNOLDS NUMBER		5577.21		33351.42		I
I PRANDTL NUMBER		3.688		4.825		I
I WATSON K, LIQUID		10.013 / 9.895		/		I
I VAPOR		9.789 / 9.762		/		I
I SURFACE TENSION N/M		0.020 / 0.020		0.071 / 0.070		I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K		0.5 (1.000)		6.8 (1.000)		I
I FOULING LAYER THICKNESS MM		0.000		0.000		I
I-----I						
I THERMAL RESISTANCE						I
I UNITS: (M2-K/KW)		(PERCENT)	(ABSOLUTE)			I
I SHELL FILM		68.14	2.22097			I
I TUBE FILM		5.76	0.18776			I
I TUBE METAL		1.41	0.04591			I
I TOTAL FOULING		24.69	0.80456			I
I ADJUSTMENT		3.62	0.11801			I
I-----I						
I PRESSURE DROP		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I UNITS: (ATM)		(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES		2.34	0.00	94.59	0.28	I
I INLET NOZZLES		95.99	0.02	4.19	0.01	I
I OUTLET NOZZLES		1.67	0.00	1.22	0.00	I
I TOTAL /SHELL			0.02		0.29	I
I TOTAL /UNIT			0.02		0.29	I
I DP SCALER			1.00		1.00	I
I-----I						
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I
I-----I						
I TUBE:OVERALL LENGTH	6.1	M	EFFECTIVE LENGTH	5.96	M	I
I TOTAL TUBESHEET THK	138.6	MM	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284		I
I THERMAL COND	51.9	W/M-K	DENSITY	7862.00	KG/M3	I
I-----I						
I BAFFLE: THICKNESS	15.875	MM	NUMBER	1		I
I-----I						
I BUNDLE: DIAMETER	713.3	MM	TUBES IN CROSSFLOW	16		I
I CROSSFLOW AREA	1.586	M2	WINDOW AREA	0.165	M2	I
I WINDOW HYD DIA	34.53	MM				I
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.004	M2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.003	M2	I
I-----I						

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-106'

I-----I						
I EXCHANGER NAME			UNIT ID	E6B		I
I SIZE 1500 - 6096 TYPE AFS		HORIZONTAL	CONNECTED	1 PARALLEL	1 SERIES	I
I AREA/UNIT	760.0M2	(757.9M2 REQUIRED)	AREA/SHELL	760.0M2		I
I-----I						
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I

```

I-----I
I FEED STREAM ID                AGUAE2                27B                I
I FEED STREAM NAME              I
I TOTAL FLUID                    KG/HR                66196.            14268.            I
I     VAPOR (IN/OUT)             KG/HR                /                  /                  I
I     LIQUID                      KG/HR                /                  14268. /          14268. I
I     STEAM                        KG/HR                /                  /                  I
I     WATER                        KG/HR                66196. /          66196. /          I
I     NON CONDENSIBLE             KG/HR                I
I TEMPERATURE (IN/OUT)          DEG C                30.0 /            40.0              140.0 /            40.0 I
I PRESSURE (IN/OUT)              ATM                  5.00 /            4.94              1.10 /            1.09 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)    1.000 /            1.000              0.874 /            0.874 I
I     VAP (60F/60F AIR)          /                    /                    /                    I
I DENSITY, LIQUID                KG/M3                995.838 /          992.402           763.506 /          853.282 I
I     VAPOR                      KG/M3                /                    /                    /                    I
I VISCOSITY, LIQUID              PAS                  8.0E-04 /          6.5E-04           2.4E-04 /          5.4E-04 I
I     VAPOR                      PAS                  /                    /                    /                    I
I THRML COND, LIQ                W/M-K                0.6172 /          0.6295           0.1024 /          0.1264 I
I     VAP                        W/M-K                /                    /                    /                    I
I SPEC.HEAT, LIQUID              KJ/KG-K              4.1789 /          4.1775           2.1620 /          1.7219 I
I     VAPOR                      KJ/KG-K              /                    /                    /                    I
I LATENT HEAT                    KJ/KG                I
I VELOCITY                       M/SEC                0.18                0.03                I
I DP/SHELL                       ATM                  0.06                7.09E-03            I
I FOULING RESIST                 M2-K/KW              0.35222 ( 0.45838 REQD) 0.35222            I
I-----I
I TRANSFER RATE                  KW/M2-K              SERVICE 0.03 ( 0.03 REQD) CLEAN 0.03 I
I HEAT EXCHANGED                 M*KJ/HR              2.767 MTD(CORRECTED) 39.1 FT 1.000 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL      SHELL-SIDE          TUBE-SIDE          I
I-----I
I DESIGN PRESSURE                 ATM                  20.                20.                I
I NUMBER OF PASSES                 2                    2                    I
I MATERIAL                         CARB STL            CARB STL            I
I INLET NOZZLE ID                 MM                  154.1              77.9                I
I OUTLET NOZZLE ID                MM                  154.1              77.9                I
I-----I
I TUBE: NUMBER 2174 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I     TYPE BARE                    PITCH 25.4 MM     PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 1500.00 MM            SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 368.10/ 300.00/ 368.10, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE           977.3 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG          11000.2(1) FULL OF WATER 37640.2 BUNDLE 17358.7 I
I-----I
(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

```

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-106'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                  UNIT ID E6B                I
I SIZE 1500 - 6096 TYPE AFS      HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 760.0 M2 ( 757.9 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT        SHELL-SIDE          TUBE-SIDE          I

```

```

I-----I
I FEED STREAM ID                AGUAE2                27B                I
I FEED STREAM NAME              I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)  1.000 / 1.000      1.000 / 1.000    I
I REYNOLDS NUMBER               6873.62            920.27            I
I PRANDTL NUMBER                4.813              5.767             I
I WATSON K, LIQUID              /                  10.337 / 10.337  I
I          VAPOR                 /                  /                  I
I SURFACE TENSION              N/M                0.071 / 0.070    0.016 / 0.027    I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K       2.3 (1.000)        0.0 (1.000)      I
I FOULING LAYER THICKNESS MM   0.000              0.000             I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE            I
I UNITS: ( M2-K/KW )          (PERCENT)          (ABSOLUTE)        I
I SHELL FILM                   1.13               0.43540           I
I TUBE FILM                     96.66              37.24943          I
I TUBE METAL                    0.12               0.04591           I
I TOTAL FOULING                 2.09               0.80456           I
I ADJUSTMENT                    0.28               0.10616           I
I-----I
I PRESSURE DROP                 SHELL-SIDE          TUBE-SIDE          I
I UNITS: (ATM)                 (PERCENT)          (ABSOLUTE)        (PERCENT)          (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES              86.75              0.05               3.32               0.00            I
I INLET NOZZLES                8.27               0.00               62.91              0.00            I
I OUTLET NOZZLES               4.98               0.00               33.77              0.00            I
I TOTAL /SHELL                  0.06               0.01               I
I TOTAL /UNIT                   0.06               0.01               I
I DP SCALER                     1.00               1.00               I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL    I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH          6.1                M EFFECTIVE LENGTH 5.84                M I
I TOTAL TUBESHEET THK 259.8    MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284                I
I THERMAL COND                 51.9              W/M-K DENSITY      7862.00            KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS           6.350              MM NUMBER          18                  I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER             1363.0             MM TUBES IN CROSSFLOW 1684                I
I CROSSFLOW AREA               0.142             M2 WINDOW AREA      0.182              M2 I
I WINDOW HYD DIA               41.73             MM                  I
I TUBE-BFL LEAK AREA           0.046             M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.013              M2 I
I-----I

```

```

SIMULATION SCIENCES INC.          R                      PAGE P-57
PROJECT                          PRO/II VERSION 9.1 ELEC V8.2.4
PROBLEM                           OUTPUT
                                RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY          02/12/19
=====

```

UNIT 40, 'E9B'

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-109'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                UNIT ID E9B                I
I SIZE 500 - 500 TYPE AES      HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 5.0M2 ( 4.5M2 REQUIRED) AREA/SHELL 5.0M2                I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT      SHELL-SIDE                TUBE-SIDE          I

```

```

I-----I
I FEED STREAM ID                AGUAE3                39B                I
I FEED STREAM NAME              I
I TOTAL FLUID                    KG/HR                135043.            60222.            I
I     VAPOR (IN/OUT)             KG/HR                /                  60222. /          60222. I
I     LIQUID                     KG/HR                /                  /                  I
I     STEAM                       KG/HR                /                  /                  I
I     WATER                       KG/HR                135043. /          135043. /          I
I     NON CONDENSIBLE             KG/HR                I
I TEMPERATURE (IN/OUT)          DEG C                30.0 /            40.0              474.1 /          435.9 I
I PRESSURE (IN/OUT)             ATM                  5.00 /            4.87              19.74 /          19.00 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)    1.000 /            1.000              /                  I
I     VAP (60F/60F AIR)          /                  2.546 /            2.546            I
I DENSITY, LIQUID                KG/M3                995.838 /          992.398          /                  I
I     VAPOR                       KG/M3                /                  24.706 /          25.291            I
I VISCOSITY, LIQUID              PAS                  8.0E-04 /          6.5E-04          /                  I
I     VAPOR                         PAS                  /                  1.8E-05 /          1.7E-05            I
I THRML COND, LIQ                W/M-K                0.6172 /          0.6295           /                  I
I     VAP                           W/M-K                /                  0.0639 /          0.0585            I
I SPEC.HEAT, LIQUID              KJ/KG-K              4.1789 /          4.1776           /                  I
I     VAPOR                         KJ/KG-K              /                  2.5055 /          2.4357            I
I LATENT HEAT                    KJ/KG                I
I VELOCITY                       M/SEC                1.61              38.34            I
I DP/SHELL                       ATM                  0.13              0.74             I
I FOULING RESIST                 M2-K/KW              0.35222 ( 0.49636 REQD) 0.35222          I
I-----I
I TRANSFER RATE                  KW/M2-K              SERVICE 0.84 (    0.75 REQD) CLEAN 2.57 I
I HEAT EXCHANGED                 M*KJ/HR              5.646 MTD(CORRECTED) 419.7 FT 1.000 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL      SHELL-SIDE          TUBE-SIDE          I
I-----I
I DESIGN PRESSURE                ATM                  20.              24.              I
I NUMBER OF PASSES                1                  2                I
I MATERIAL                       CARB STL            CARB STL          I
I INLET NOZZLE ID                MM                  202.7            202.7            I
I OUTLET NOZZLE ID               MM                  202.7            202.7            I
I-----I
I TUBE: NUMBER 202 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 0.5 M I
I     TYPE BARE                   PITCH 25.4 MM     PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 500.00 MM            SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 106.70/ 100.00/ 106.70, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 1356.5 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 1336.9(1) FULL OF WATER 1591.0 BUNDLE 167.3 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E9B'

I-----I						
I	EXCHANGER NAME				UNIT ID E9B	I
I	SIZE 500 - 500	TYPE AES	HORIZONTAL	CONNECTED 1	PARALLEL 1	SERIES I
I	AREA/UNIT	5.0 M2 (4.5 M2	REQUIRED)		I
I-----I						
I	PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I-----I						
I	FEED STREAM ID	AGUAE3		39B		I
I	FEED STREAM NAME					I
I	WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 1.000		0.000 / 0.000		I
I	REYNOLDS NUMBER	58627.32		798168.23		I
I	PRANDTL NUMBER	4.813		0.719		I
I	WATSON K, LIQUID	/		/		I
I	VAPOR	/		10.436 / 10.436		I
I	SURFACE TENSION N/M	0.071 / 0.070		/		I
I	FILM COEF (SCL) KW/M2-K	14.0 (1.000)		4.7 (1.000)		I
I	FOULING LAYER THICKNESS MM	0.000		0.000		I
I-----I						
I	THERMAL RESISTANCE					I
I	UNITS: (M2-K/KW)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)			I
I	SHELL FILM	5.98	0.07137			I
I	TUBE FILM	22.79	0.27213			I
I	TUBE METAL	3.85	0.04591			I
I	TOTAL FOULING	67.39	0.80456			I
I	ADJUSTMENT	12.07	0.14414			I
I-----I						
I	PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I	UNITS: (ATM)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I	WITHOUT NOZZLES	92.00	0.12	88.54	0.66	I
I	INLET NOZZLES	4.99	0.01	7.22	0.05	I
I	OUTLET NOZZLES	3.00	0.00	4.23	0.03	I
I	TOTAL /SHELL		0.13		0.74	I
I	TOTAL /UNIT		0.13		0.74	I
I	DP SCALER		1.00		1.00	I
I-----I						
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					I
I-----I						
I	TUBE:OVERALL LENGTH	0.5	M	EFFECTIVE LENGTH	0.41	M I
I	TOTAL TUBESHEET THK	86.6 (1)	MM	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I	THERMAL COND	51.9	W/M-K	DENSITY	7862.00	KG/M3 I
I-----I						
I	BAFFLE: THICKNESS	4.762	MM	NUMBER	3	I
I-----I						
I	BUNDLE: DIAMETER	434.0	MM	TUBES IN CROSSFLOW	162	I
I	CROSSFLOW AREA	0.017	M2	WINDOW AREA	0.022	M2 I
I	WINDOW HYD DIA	42.23	MM			I
I	TUBE-BFL LEAK AREA	0.004	M2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.002	M2 I
I-----I						

(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 93.5 MM at 24

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-111'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E11B                               I
I SIZE 1000 - 6096 TYPE AXS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 300.0M2 ( 299.7M2 REQUIRED) AREA/SHELL 300.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               35B                               64 I
I FEED STREAM NAME                             I I
I TOTAL FLUID KG/HR 6661. 180405. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR 6661. / 2.23E-01 / I
I LIQUID KG/HR / 6661. / I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR / 180405. / 180405. I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 481.7 / 128.4 30.0 / 39.8 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 1.10 / 1.10 5.00 / 4.98 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) / 0.873 1.000 / 1.000 I
I VAP (60F/60F AIR) 3.665 / 3.262 / I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 / 774.229 995.838 / 992.498 I
I VAPOR KG/M3 1.895 / 3.249 / I
I VISCOSITY, LIQUID PAS / 2.6E-04 8.0E-04 / 6.5E-04 I
I VAPOR PAS 1.5E-05 / 9.2E-06 / I
I THRML COND, LIQ W/M-K / 0.1053 0.6172 / 0.6292 I
I VAP W/M-K 0.0589 / 0.0192 / I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K / 2.1137 4.1789 / 4.1775 I
I VAPOR KJ/KG-K 2.5704 / 1.5789 / I
I LATENT HEAT KJ/KG 339.31 I
I VELOCITY M/SEC 2.190E-03 0.34 I
I DP/SHELL ATM 3.28E-03 0.02 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 0.38070 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.04 ( 0.04 REQD) CLEAN 0.04 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 7.356 MTD(CORRECTED) 168.0 FT 0.990 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 20. 20. I
I NUMBER OF PASSES 1 1 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 438.1 202.7 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 52.5 254.5 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 846 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 1000.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.490 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 2961.40/6096.00/2961.40, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 79.5 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 6616.3(1) FULL OF WATER 18177.2 BUNDLE 7353.7 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-111'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E11B                               I
I SIZE 1000 - 6096 TYPE AXS   HORIZONTAL   CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT   300.0 M2 (   299.7 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                       SHELL-SIDE                       TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               35B                               64 I
I FEED STREAM NAME                               I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)   0.000 / 1.000                       1.000 / 1.000 I
I REYNOLDS NUMBER                               1124.74                           7039.81 I
I PRANDTL NUMBER                               1.634                               4.857 I
I WATSON K, LIQUID                               / 10.360                           / I
I VAPOR                               10.360 / 10.135                       / I
I SURFACE TENSION N/M                               / 0.017                           0.071 / 0.070 I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K   0.0 (1.000)                       1.7 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM   0.000                               0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE                               I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM                               93.48                               23.03838 I
I TUBE FILM                               3.07                               0.75553 I
I TUBE METAL                               0.19                               0.04591 I
I TOTAL FOULING                               3.26                               0.80456 I
I ADJUSTMENT                               0.12                               0.02848 I
I-----I
I PRESSURE DROP                       SHELL-SIDE                       TUBE-SIDE I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES                               2.90                               0.00                               36.95                               0.01 I
I INLET NOZZLES                               11.95                              0.00                               50.76                               0.01 I
I OUTLET NOZZLES                              85.14                              0.00                               12.30                               0.00 I
I TOTAL /SHELL                               0.00                               0.02 I
I TOTAL /UNIT                               0.00                               0.02 I
I DP SCALER                               1.00                               1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                               I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH   6.1 M EFFECTIVE LENGTH   5.92 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 173.2 MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND   51.9 W/M-K DENSITY   7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS   15.875 MM NUMBER   1 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER   852.7 MM TUBES IN CROSSFLOW   25 I
I CROSSFLOW AREA   2.169 M2 WINDOW AREA   0.266 M2 I
I WINDOW HYD DIA   38.43 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.005 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.004 M2 I
I-----I

```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-107'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E7B                               I
I SIZE 500 - 1000 TYPE AGS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 10.0M2 ( 3.7M2 REQUIRED) AREA/SHELL 10.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID 30B 42B I
I FEED STREAM NAME I
I TOTAL FLUID KG/HR 6661. 60222. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR / 303. 60222. / 60222. I
I LIQUID KG/HR 6661. / 6358. / I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR / / I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 160.4 / 252.1 421.5 / 410.4 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 14.80 / 14.80 19.74 / 19.55 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.872 / 0.872 / I
I VAP (60F/60F AIR) / 3.098 2.546 / 2.546 I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 740.379 / 620.404 / I
I VAPOR KG/M3 / 38.599 27.013 / 27.284 I
I VISCOSITY, LIQUID PAS 2.0E-04 / 1.1E-04 / I
I VAPOR PAS / 1.2E-05 1.7E-05 / 1.7E-05 I
I THRML COND, LIQ W/M-K 0.1001 / 0.0966 / I
I VAP W/M-K / 0.0306 0.0565 / 0.0550 I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K 2.2581 / 2.7872 / I
I VAPOR KJ/KG-K / 2.0971 2.4117 / 2.3905 I
I LATENT HEAT KJ/KG 238.80 I
I VELOCITY M/SEC 0.13 19.70 I
I DP/SHELL ATM 6.16E-03 0.19 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 3.26171 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.59 ( 0.22 REQD) CLEAN 1.11 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 1.596 MTD(CORRECTED) 204.5 FT 0.999 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 20. 24. I
I NUMBER OF PASSES 2 1 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 52.5 202.7 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 77.9 202.7 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 181 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 1.0 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 500.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 111.03/ 100.00/ 111.03, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 986.5 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 1530.1(1) FULL OF WATER 2023.5 BUNDLE 317.4 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-107'

I-----I						
I EXCHANGER NAME					I UNIT ID E7B	I
I SIZE 500 - 1000 TYPE AGS	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL		1 SERIES	I
I AREA/UNIT 10.0 M2 (3.7 M2		REQUIRED)			I
I-----I						
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE			I
I-----I						
I FEED STREAM ID	30B		42B			I
I FEED STREAM NAME						I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.955		0.000 / 0.000			I
I REYNOLDS NUMBER	319.49		468888.91			I
I PRANDTL NUMBER	1.063		0.728			I
I WATSON K, LIQUID	10.418 / 10.434		/			I
I VAPOR	/ 10.070		10.436 / 10.436			I
I SURFACE TENSION N/M	0.013 / 0.005		/			I
I FILM COEF (SCL) KW/M2-K	2.6 (1.000)		2.7 (1.000)			I
I FOULING LAYER THICKNESS MM	0.000		0.000			I
I-----I						
I THERMAL RESISTANCE						I
I UNITS: (M2-K/KW)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)				I
I SHELL FILM	22.56	0.38415				I
I TUBE FILM	27.50	0.46826				I
I TUBE METAL	2.70	0.04591				I
I TOTAL FOULING	47.25	0.80456				I
I ADJUSTMENT	170.86	2.90949				I
I-----I						
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE			I
I UNITS: (ATM)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)		I
I WITHOUT NOZZLES	1.34	0.00	59.34	0.11		I
I INLET NOZZLES	79.02	0.00	25.50	0.05		I
I OUTLET NOZZLES	19.65	0.00	15.15	0.03		I
I TOTAL /SHELL		0.01		0.19		I
I TOTAL /UNIT		0.01		0.19		I
I DP SCALER		1.00		1.00		I
I-----I						
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL						I
I-----I						
I TUBE:OVERALL LENGTH	1.0	M	EFFECTIVE LENGTH	0.92	M	I
I TOTAL TUBESHEET THK	77.9 (1)	MM	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284		I
I THERMAL COND	51.9	W/M-K	DENSITY	7862.00	KG/M3	I
I-----I						
I BAFFLE: THICKNESS	4.762	MM	NUMBER	8		I
I-----I						
I BUNDLE: DIAMETER	404.6	MM	TUBES IN CROSSFLOW	153		I
I CROSSFLOW AREA	0.019	M2	WINDOW AREA	0.024	M2	I
I WINDOW HYD DIA	55.02	MM				I
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.004	M2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.002	M2	I
I-----I						

(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 93.5 MM at 24

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-108'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E8B                               I
I SIZE 500 - 1000 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 10.0M2 ( 7.2M2 REQUIRED) AREA/SHELL 10.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               31B                               40B I
I FEED STREAM NAME                             I I
I TOTAL FLUID KG/HR 6661. 60222. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR / 6642. 60222. / 60222. I
I LIQUID KG/HR 6661. / 19. / I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR / / I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 249.9 / 289.7 436.2 / 421.5 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 14.80 / 14.78 19.74 / 19.54 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.872 / 0.869 / I
I VAP (60F/60F AIR) / 3.664 2.546 / 2.546 I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 622.171 / 586.830 / I
I VAPOR KG/M3 / 44.284 26.318 / 26.731 I
I VISCOSITY, LIQUID PAS 1.1E-04 / 1.1E-04 / I
I VAPOR PAS / 1.2E-05 1.7E-05 / 1.7E-05 I
I THRML COND, LIQ W/M-K 0.0968 / 0.0938 / I
I VAP W/M-K / 0.0331 0.0586 / 0.0565 I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K 2.7766 / 3.0043 / I
I VAPOR KJ/KG-K / 2.3147 2.4385 / 2.4110 I
I LATENT HEAT KJ/KG 221.32 I
I VELOCITY M/SEC 0.22 20.16 I
I DP/SHELL ATM 0.02 0.20 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 1.09467 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.52 ( 0.38 REQD) CLEAN 0.91 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 2.144 MTD(CORRECTED) 157.7 FT 1.000 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 20. 24. I
I NUMBER OF PASSES 1 1 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 40.9 202.7 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 102.3 202.7 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 181 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 1.0 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 500.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 111.03/ 100.00/ 111.03, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 3189.4 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 1530.1(1) FULL OF WATER 2023.5 BUNDLE 317.4 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-108'

-----I						
I	EXCHANGER NAME				UNIT ID E8B	I
I	SIZE 500 - 1000	TYPE AES	HORIZONTAL	CONNECTED 1	PARALLEL 1	SERIES I
I	AREA/UNIT	10.0 M2	(7.2 M2	REQUIRED)		I
-----I						
I	PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
-----I						
I	FEED STREAM ID	31B		40B		I
I	FEED STREAM NAME					I
I	WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	1.000 / 0.003		0.000 / 0.000		I
I	REYNOLDS NUMBER	72293.77		460848.51		I
I	PRANDTL NUMBER	2.110		0.725		I
I	WATSON K, LIQUID	10.418 / 10.649		/		I
I	VAPOR	/ 10.417		10.436 / 10.436		I
I	SURFACE TENSION N/M	0.005 / 0.004		/		I
I	FILM COEF (SCL) KW/M2-K	1.7 (1.000)		2.8 (1.000)		I
I	FOULING LAYER THICKNESS MM	0.000		0.000		I
-----I						
I	THERMAL RESISTANCE					I
I	UNITS: (M2-K/KW)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)			I
I	SHELL FILM	30.93	0.58942			I
I	TUBE FILM	24.44	0.46570			I
I	TUBE METAL	2.41	0.04591			I
I	TOTAL FOULING	42.22	0.80456			I
I	ADJUSTMENT	38.96	0.74245			I
-----I						
I	PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I	UNITS: (ATM)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I	WITHOUT NOZZLES	13.61	0.00	59.36	0.12	I
I	INLET NOZZLES	71.11	0.02	25.55	0.05	I
I	OUTLET NOZZLES	15.29	0.00	15.09	0.03	I
I	TOTAL /SHELL		0.02		0.20	I
I	TOTAL /UNIT		0.02		0.20	I
I	DP SCALER		1.00		1.00	I
-----I						
I	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					I
-----I						
I	TUBE:OVERALL LENGTH	1.0	M	EFFECTIVE LENGTH	0.92	M I
I	TOTAL TUBESHEET THK	77.9 (1)	MM	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I	THERMAL COND	51.9	W/M-K	DENSITY	7862.00	KG/M3 I
-----I						
I	BAFFLE: THICKNESS	4.762	MM	NUMBER	8	I
-----I						
I	BUNDLE: DIAMETER	404.6	MM	TUBES IN CROSSFLOW	153	I
I	CROSSFLOW AREA	0.019	M2	WINDOW AREA	0.024	M2 I
I	WINDOW HYD DIA	55.02	MM			I
I	TUBE-BFL LEAK AREA	0.004	M2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.002	M2 I
-----I						

(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 93.5 MM at 24

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-110'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E10B                               I
I SIZE 400 - 6096 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 37.0M2 ( 34.9M2 REQUIRED) AREA/SHELL 37.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               32B                               13B I
I FEED STREAM NAME                             I I
I TOTAL FLUID KG/HR 6661. 60222. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR 6661. / 6661. 60222. / 60222. I
I LIQUID KG/HR / / I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR / / I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 289.8 / 485.1 495.3 / 473.7 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 14.80 / 14.51 19.74 / 18.25 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) / / I
I VAP (60F/60F AIR) 3.665 / 3.665 2.546 / 2.546 I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 / / I
I VAPOR KG/M3 44.374 / 26.448 23.902 / 22.788 I
I VISCOSITY, LIQUID PAS / / I
I VAPOR PAS 1.2E-05 / 1.6E-05 1.9E-05 / 1.8E-05 I
I THRML COND, LIQ W/M-K / / I
I VAP W/M-K 0.0331 / 0.0541 0.0669 / 0.0638 I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K / / I
I VAPOR KJ/KG-K 2.3159 / 2.6231 2.5415 / 2.5011 I
I LATENT HEAT KJ/KG I
I VELOCITY M/SEC 3.11 40.65 I
I DP/SHELL ATM 0.29 1.49 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 0.49515 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.42 ( 0.40 REQD) CLEAN 0.65 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 3.199 MTD(CORRECTED) 60.0 FT 1.000 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 20. 24. I
I NUMBER OF PASSES 1 1 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 102.3 154.1 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 154.1 154.1 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 102 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 400.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 93.36/ 80.00/ 93.36, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 1143.7 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 2231.0(1) FULL OF WATER 3990.3 BUNDLE 1063.3 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-110'

I-----I					
I EXCHANGER NAME					I UNIT ID E10B
I SIZE 400 - 6096 TYPE AES	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL		I 1 SERIES
I AREA/UNIT 37.0 M2 (34.9 M2 REQUIRED)				I
I-----I					
I PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I-----I					
I FEED STREAM ID	32B		13B		I
I FEED STREAM NAME	I				
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)	0.000 / 0.000		0.000 / 0.000		I
I REYNOLDS NUMBER	194072.83		761613.85		I
I PRANDTL NUMBER	0.787		0.713		I
I WATSON K, LIQUID	/		/		I
I VAPOR	10.418 / 10.418		10.436 / 10.436		I
I SURFACE TENSION N/M	/		/		I
I FILM COEF (SCL) KW/M2-K	0.8 (1.000)		4.6 (1.000)		I
I FOULING LAYER THICKNESS MM	0.000		0.000		I
I-----I					
I THERMAL RESISTANCE	I				
I UNITS: (M2-K/KW)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I		
I SHELL FILM	52.05	1.22567	I		
I TUBE FILM	11.84	0.27878	I		
I TUBE METAL	1.95	0.04591	I		
I TOTAL FOULING	34.16	0.80456	I		
I ADJUSTMENT	6.07	0.14293	I		
I-----I					
I PRESSURE DROP	SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I UNITS: (ATM)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	(PERCENT)	(ABSOLUTE)	I
I WITHOUT NOZZLES	97.69	0.28	81.84	1.22	I
I INLET NOZZLES	1.94	0.01	11.15	0.17	I
I OUTLET NOZZLES	0.38	0.00	7.01	0.10	I
I TOTAL /SHELL		0.29		1.49	I
I TOTAL /UNIT		0.29		1.49	I
I DP SCALER		1.00		1.00	I
I-----I					
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL	I				
I-----I					
I TUBE:OVERALL LENGTH	6.1	M	EFFECTIVE LENGTH	6.03	M I
I TOTAL TUBESHEET THK	69.3 (1)	MM	AREA RATIO (OUT/IN)	1.284	I
I THERMAL COND	51.9	W/M-K	DENSITY	7862.00	KG/M3 I
I-----I					
I BAFFLE: THICKNESS	4.762	MM	NUMBER	74	I
I-----I					
I BUNDLE: DIAMETER	308.5	MM	TUBES IN CROSSFLOW	89	I
I CROSSFLOW AREA	0.013	M2	WINDOW AREA	0.016	M2 I
I WINDOW HYD DIA	58.00	MM			I
I TUBE-BFL LEAK AREA	0.002	M2	SHELL-BFL LEAK AREA	0.001	M2 I
I-----I					

(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 74.8 MM at 24

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-112'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME						UNIT ID E12B	I
I SIZE 500 - 6096	TYPE AKS	HORIZONTAL		CONNECTED 1	PARALLEL 1	SERIES	I
I AREA/UNIT	73.0M2	(69.8M2 REQUIRED)		AREA/SHELL	73.0M2		I
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT							I
I FEED STREAM ID		TOL		TOLVAP			I
I FEED STREAM NAME							I
I TOTAL FLUID	KG/HR	25247.		4384.			I
I VAPOR (IN/OUT)	KG/HR	/	25247.	/			I
I LIQUID	KG/HR	25247.	/	/			I
I STEAM	KG/HR	/		4384.	/	3.	I
I WATER	KG/HR	/		/		4381.	I
I NON CONDENSIBLE	KG/HR						I
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	114.1 /	112.6	158.9 /	158.1		I
I PRESSURE (IN/OUT)	ATM	1.10 /	1.04	5.93 /	5.81		I
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.874 /		/	1.000		I
I VAP (60F/60F AIR)		/	3.181	0.622 /	0.622		I
I DENSITY, LIQUID	KG/M3	781.959 /		/	909.315		I
I VAPOR	KG/M3	/	3.136	3.175 /	3.112		I
I VISCOSITY, LIQUID	PAS	2.3E-04 /		/	1.7E-04		I
I VAPOR	PAS	/	9.0E-06	1.5E-05 /	1.4E-05		I
I THRML COND, LIQ	W/M-K	0.1117 /		/	0.6864		I
I VAP	W/M-K	/	0.0192	0.0296 /	0.0295		I
I SPEC.HEAT, LIQUID	KJ/KG-K	2.0163 /		/	4.3323		I
I VAPOR	KJ/KG-K	/	1.4943	2.4809 /	2.4726		I
I LATENT HEAT	KJ/KG	365.16		2087.07			I
I VELOCITY	M/SEC	0.76		0.19			I
I DP/SHELL	ATM	0.06		0.12			I
I FOULING RESIST	M2-K/KW	0.35222 (0.40914 REQD)		0.35222			I
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TRANSFER RATE	KW/M2-K	SERVICE 0.80 (0.77 REQD)	CLEAN	2.27			I
I HEAT EXCHANGED	M*KJ/HR	9.151	MTD (CORRECTED)	45.3 FT	1.000		I
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL							I
I DESIGN PRESSURE	ATM	20.		20.			I
I NUMBER OF PASSES		1		2			I
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL			I
I INLET NOZZLE ID	MM	77.9		202.7			I
I OUTLET NOZZLE ID	MM	202.7		52.5			I
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I TUBE: NUMBER	202	OD 19.050	MM	THICK 2.108	MM	LENGTH 6.1	M
I TYPE BARE				PITCH 25.4	MM	PATTERN 90	DEGREES
I SHELL: ID	500.00	MM		BUNDLE DIAMETER (DOTL)	434.04	MM	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	2764.9	KG/M-SEC2					
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG	5296.5	(1) FULL OF WATER		12985.8	BUNDLE	1992.3	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-112'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E12B                               I
I SIZE 833 - 6096 TYPE AKS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 73.0 M2 ( 69.8 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               TOL                               TOLVAP I
I FEED STREAM NAME I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT) 1.000 / 0.000 0.000 / 0.999 I
I REYNOLDS NUMBER 876109.57 35176.57 I
I PRANDTL NUMBER 0.700 1.148 I
I WATSON K, LIQUID 10.114 / / I
I VAPOR / 10.114 / I
I SURFACE TENSION N/M 0.018 / / 0.047 I
I FILM COEF (SCL) KW/M2-K 3.3 (1.000) 13.9 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM 0.000 0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM 24.24 0.30166 I
I TUBE FILM 7.40 0.09212 I
I TUBE METAL 3.69 0.04591 I
I TOTAL FOULING 64.66 0.80456 I
I ADJUSTMENT 4.57 0.05692 I
I-----I
I PRESSURE DROP                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES 0.00 0.00 97.21 0.12 I
I INLET NOZZLES 23.43 0.01 1.78 0.00 I
I OUTLET NOZZLES 76.57 0.04 1.01 0.00 I
I TOTAL /SHELL 0.06 0.12 I
I TOTAL /UNIT 0.06 0.12 I
I DP SCALER 1.00 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 6.01 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 86.6 MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 434.0 MM TUBES IN CROSSFLOW 162 I
I CROSSFLOW AREA 0.017 M2 WINDOW AREA 0.022 M2 I
I WINDOW HYD DIA 42.23 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.004 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.002 M2 I
I-----I

```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-113'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I EXCHANGER NAME		UNIT ID E13B				I
I SIZE 700 - 6096 TYPE AXS		HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES		I
I AREA/UNIT	120.0M2 (108.1M2 REQUIRED)	AREA/SHELL		120.0M2		I
I-----I						
I PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I-----I						
I FEED STREAM ID		BENCE		AGUAE4		I
I FEED STREAM NAME						I
I TOTAL FLUID	KG/HR	23262.		218809.		I
I VAPOR (IN/OUT)	KG/HR	23262. /	31.	/		I
I LIQUID	KG/HR	/ 23232.		/		I
I STEAM	KG/HR	/		/		I
I WATER	KG/HR	/		218809. /	218809.	I
I NON CONDENSIBLE	KG/HR					I
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	83.4 /	83.1	30.0 /	40.0	I
I PRESSURE (IN/OUT)	ATM	1.10 /	1.09	5.00 /	4.53	I
I-----I						
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		/ 0.883		1.000 / 1.000		I
I VAP (60F/60F AIR)		2.697 / 2.697		/		I
I DENSITY, LIQUID	KG/M3	/ 815.027		995.838 / 992.381		I
I VAPOR	KG/M3	3.029 / 3.006		/		I
I VISCOSITY, LIQUID	PAS	/ 3.1E-04		8.0E-04 / 6.5E-04		I
I VAPOR	PAS	9.0E-06 / 9.0E-06		/		I
I THRML COND, LIQ	W/M-K	/ 0.1256		0.6172 / 0.6295		I
I VAP	W/M-K	0.0155 / 0.0154		/		I
I SPEC.HEAT, LIQUID	KJ/KG-K	/ 1.8495		4.1789 / 4.1776		I
I VAPOR	KJ/KG-K	1.3095 / 1.3083		/		I
I LATENT HEAT	KJ/KG	393.31				I
I VELOCITY	M/SEC	0.01		2.12		I
I DP/SHELL	ATM	9.18E-03		0.47		I
I FOULING RESIST	M2-K/KW	0.35222 (0.57789 REQD)		0.35222		I
I-----I						
I TRANSFER RATE	KW/M2-K	SERVICE	0.49 (0.44 REQD)	CLEAN	0.81	I
I HEAT EXCHANGED	M*KJ/HR	9.146	MTD(CORRECTED)	48.0 FT	1.000	I
I-----I						
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I
I-----I						
I DESIGN PRESSURE	ATM	20.		20.		I
I NUMBER OF PASSES		1		2		I
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I
I INLET NOZZLE ID	MM	336.5		202.7		I
I OUTLET NOZZLE ID	MM	202.7		254.5		I
I-----I						
I TUBE: NUMBER	334	OD 19.050	MM	THICK 2.108	MM	LENGTH 6.1 M
I TYPE BARE				PITCH 25.4	MM	PATTERN 90 DEGREES
I SHELL: ID	700.00	MM		SEALING STRIPS 0 PAIRS		I
I BAFFLE: CUT	0.490	SPACING (IN/CENT/OUT): MM 2987.38/6096.00/2987.38, SINGLE				I
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1741.6	KG/M-SEC2				I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG	4295.0	(1) FULL OF WATER		9565.2	BUNDLE	3153.6
I-----I						

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-113'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E13B                               I
I SIZE 700 - 6096 TYPE AXS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 120.0 M2 ( 108.1 M2 REQUIRED)      I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I-----I
I FEED STREAM ID                               BENCE                               AGUAE4                               I
I FEED STREAM NAME                             I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)                 0.000 / 0.999                     1.000 / 1.000                   I
I REYNOLDS NUMBER                             4120.10                             43697.04                         I
I PRANDTL NUMBER                              2.555                               4.804                             I
I WATSON K, LIQUID                            / 9.736                             /                                 I
I VAPOR                                        9.736 / 9.736                       /                                 I
I SURFACE TENSION N/M                        / 0.021                             0.071 / 0.070                   I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K                     1.0 (1.000)                         8.5 (1.000)                       I
I FOULING LAYER THICKNESS MM                 0.000                               0.000                             I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE                           I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE)    I
I SHELL FILM                                50.99 1.04195                       I
I TUBE FILM                                 7.39 0.15094                         I
I TUBE METAL                               2.25 0.04591                         I
I TOTAL FOULING                            39.37 0.80456                       I
I ADJUSTMENT                               11.04 0.22567                       I
I-----I
I PRESSURE DROP                                SHELL-SIDE                                TUBE-SIDE                                I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES                          4.34 0.00 95.33 0.45                 I
I INLET NOZZLES                            93.51 0.01 3.76 0.02                 I
I OUTLET NOZZLES                           2.15 0.00 0.91 0.00                 I
I TOTAL /SHELL                             0.01 0.47                             I
I TOTAL /UNIT                              0.01 0.47                             I
I DP SCALER                                1.00 1.00                             I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                    I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 5.97 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 121.2 MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS 12.700 MM NUMBER 1 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 550.5 MM TUBES IN CROSSFLOW 10 I
I CROSSFLOW AREA 1.721 M2 WINDOW AREA 0.141 M2 I
I WINDOW HYD DIA 47.78 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.002 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.002 M2 I
I-----I

```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-114'

I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I EXCHANGER NAME		UNIT ID E14B				I	
I SIZE 700 - 6096 TYPE AKS		HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES		I	
I AREA/UNIT 120.0M2	(117.0M2 REQUIRED)	AREA/SHELL		120.0M2		I	
I-----I		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I-----I	
I PERFORMANCE OF ONE UNIT						I	
I FEED STREAM ID		BENCB		T2VAP		I	
I FEED STREAM NAME						I	
I TOTAL FLUID	KG/HR	135609.		14835.		I	
I VAPOR (IN/OUT)	KG/HR	/ 78790.		/		I	
I LIQUID	KG/HR	135609. / 56819.		/		I	
I STEAM	KG/HR	/		14835. /		I	
I WATER	KG/HR	/		/ 14835.		I	
I NON CONDENSIBLE	KG/HR					I	
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	184.2 / 187.6		253.8 / 253.5		I	
I PRESSURE (IN/OUT)	ATM	10.05 / 10.03		41.83 / 41.75		I	
I-----I						I-----I	
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		0.882 / 0.881		/ 1.000		I	
I VAP (60F/60F AIR)		/ 2.759		0.622 /		I	
I DENSITY, LIQUID	KG/M3	687.381 / 685.146		/ 793.623		I	
I VAPOR	KG/M3	/ 25.147		21.326 /		I	
I VISCOSITY, LIQUID	PAS	1.4E-04 / 1.4E-04		/ 1.1E-04		I	
I VAPOR	PAS	/ 1.2E-05		1.8E-05 /		I	
I THRML COND, LIQ	W/M-K	0.1064 / 0.1056		/ 0.6131		I	
I VAP	W/M-K	/ 0.0249		0.0385 /		I	
I SPEC.HEAT, LIQUID	KJ/KG-K	2.4211 / 2.4355		/ 4.9033		I	
I VAPOR	KJ/KG-K	/ 1.7876		4.1195 /		I	
I LATENT HEAT	KJ/KG	306.50		1695.63		I	
I VELOCITY	M/SEC	2.05		0.35		I	
I DP/SHELL	ATM	0.02		0.08		I	
I FOULING RESIST	M2-K/KW	0.35222 (0.38133 REQD)		0.35222		I	
I-----I						I-----I	
I TRANSFER RATE	KW/M2-K	SERVICE	0.88 (0.86 REQD)	CLEAN	2.98	I	
I HEAT EXCHANGED	M*KJ/HR	25.171	MTD(CORRECTED)	68.1 FT	1.000	I	
I-----I						I-----I	
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE		I	
I-----I						I-----I	
I DESIGN PRESSURE	ATM	20.		46.		I	
I NUMBER OF PASSES		1		2		I	
I MATERIAL		CARB STL		CARB STL		I	
I INLET NOZZLE ID	MM	202.7		154.1		I	
I OUTLET NOZZLE ID	MM	336.5		77.9		I	
I-----I						I-----I	
I TUBE: NUMBER 334	OD 19.050 MM	THICK 2.108 MM	LENGTH 6.1 M			I	
I TYPE BARE		PITCH 25.4 MM	PATTERN 90 DEGREES			I	
I SHELL: ID 700.00 MM		BUNDLE DIAMETER(DOTL) 550.47 MM				I	
I RHO-V2: INLET NOZZLE	1981.7 KG/M-SEC2					I	
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG	8008.6(1) FULL OF WATER	24982.8 BUNDLE	3153.6			I	
I-----I						I-----I	

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-114'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E14B                               I
I SIZE 1167 - 6096 TYPE AKS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 120.0 M2 ( 117.0 M2 REQUIRED)      I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I-----I
I FEED STREAM ID                               BENCHB                               T2VAP                               I
I FEED STREAM NAME                             I                                     I                                     I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)                 1.000 / 0.419                     0.000 / 1.000                     I
I REYNOLDS NUMBER                               I                                     56996.76                             I
I PRANDTL NUMBER                               I                                     1.403                                 I
I WATSON K, LIQUID                             9.833 / 9.894                       /                                     I
I VAPOR                                         / 9.789                               /                                     I
I SURFACE TENSION N/M                         0.009 / 0.009                       / 0.025                             I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K                     6.0 (1.000)                         10.6 (1.000)                       I
I FOULING LAYER THICKNESS MM                 0.000                                 0.000                                 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE                           I                                     I                                     I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE)     I                                     I                                     I
I SHELL FILM                                 14.73 0.16788                       I                                     I
I TUBE FILM                                 10.65 0.12139                       I                                     I
I TUBE METAL                                4.03 0.04591                        I                                     I
I TOTAL FOULING                             70.59 0.80456                       I                                     I
I ADJUSTMENT                                2.55 0.02911                        I                                     I
I-----I
I PRESSURE DROP                                SHELL-SIDE                                TUBE-SIDE                                I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES                           0.00 0.00 81.83 0.06                I
I INLET NOZZLES                             57.84 0.01 14.58 0.01                I
I OUTLET NOZZLES                            42.16 0.01 3.59 0.00                 I
I TOTAL /SHELL                              0.02 0.08                            I
I TOTAL /UNIT                               0.02 0.08                            I
I DP SCALER                                 1.00 1.00                            I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                   I                                     I                                     I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 5.97 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 121.2 (1) MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 550.5 MM TUBES IN CROSSFLOW 289 I
I CROSSFLOW AREA 0.040 M2 WINDOW AREA 0.048 M2 I
I WINDOW HYD DIA 73.61 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.007 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.003 M2 I
I-----I

```

(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 303.1 MM at 46

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-117'

PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
FEED STREAM ID		T3CABE		AGUAE6	
FEED STREAM NAME					
TOTAL FLUID	KG/HR	98933.		930584.	
VAPOR (IN/OUT)	KG/HR	98933. /	400.	/	
LIQUID	KG/HR	/	98533.	/	
STEAM	KG/HR	/		/	
WATER	KG/HR	/		930584. /	930584.
NON CONDENSIBLE	KG/HR				
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	83.4 /	82.5	30.0 /	40.0
PRESSURE (IN/OUT)	ATM	1.10 /	1.07	5.00 /	4.32
SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)		/	0.883	1.000 /	1.000
VAP (60F/60F AIR)		2.697 /	2.697	/	
DENSITY, LIQUID	KG/M3	/	815.661	995.838 /	992.370
VAPOR	KG/M3	3.029 /	2.957	/	
VISCOSITY, LIQUID	PAS	/	3.1E-04	8.0E-04 /	6.5E-04
VAPOR	PAS	9.0E-06 /	9.0E-06	/	
THRML COND, LIQ	W/M-K	/	0.1258	0.6172 /	0.6295
VAP	W/M-K	0.0155 /	0.0154	/	
SPEC. HEAT, LIQUID	KJ/KG-K	/	1.8467	4.1789 /	4.1777
VAPOR	KJ/KG-K	1.3095 /	1.3058	/	
LATENT HEAT	KJ/KG	393.57			
VELOCITY	M/SEC	0.07		2.63	
DP/SHELL	ATM	0.03		0.68	
FOULING RESIST	M2-K/KW	0.35222 (0.38090 REQD)		0.35222	
TRANSFER RATE	KW/M2-K	SERVICE	0.57 (0.56 REQD)	CLEAN	1.06
HEAT EXCHANGED	M*KJ/HR	38.898	MTD (CORRECTED)	47.4 FT	1.000
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE	ATM	20.		20.	
NUMBER OF PASSES		1		2	
MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
INLET NOZZLE ID	MM	539.7		438.1	
OUTLET NOZZLE ID	MM	438.1		488.9	
TUBE: NUMBER	1144	OD	19.050 MM	THICK	2.108 MM
TYPE	BARE	PITCH	25.4 MM	PATTERN	90 DEGREES
SHELL: ID	1100.00 MM	SEALING STRIPS	0 PAIRS		
BAFFLE: CUT	0.490	SPACING (IN/CENT/OUT):	MM 2952.74/6096.00/2952.74, SINGLE		
RHO-V2: INLET NOZZLE	4761.7 KG/M-SEC2				
TOTAL WEIGHT/SHELL, KG	7443.2	(1) FULL OF WATER	22155.2	BUNDLE	9703.6

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-117'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E17B                               I
I SIZE 1100 - 6096 TYPE AXS   HORIZONTAL   CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT   405.0 M2 (   398.5 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                       SHELL-SIDE                       TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               T3CABE                               AGUAE6 I
I FEED STREAM NAME                               I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)   0.000 / 0.996                       1.000 / 1.000 I
I REYNOLDS NUMBER                               13371.94                             53891.42 I
I PRANDTL NUMBER                               2.682                                 4.842 I
I WATSON K, LIQUID                               /   9.736                             / I
I VAPOR                               9.736 /   9.736                             / I
I SURFACE TENSION N/M                               /   0.021                             0.071 /   0.070 I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K   1.3 (1.000)                       10.1 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM   0.000                               0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE                               I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM                               44.07   0.76984 I
I TUBE FILM                               7.25   0.12672 I
I TUBE METAL                               2.63   0.04591 I
I TOTAL FOULING                               46.05   0.80456 I
I ADJUSTMENT                               1.64   0.02868 I
I-----I
I PRESSURE DROP                       SHELL-SIDE                       TUBE-SIDE I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES                               15.93   0.00   97.03   0.66 I
I INLET NOZZLES                               83.16   0.02   2.14   0.01 I
I OUTLET NOZZLES                               0.90   0.00   0.83   0.01 I
I TOTAL /SHELL                               0.03   0.68 I
I TOTAL /UNIT                               0.03   0.68 I
I DP SCALER                               1.00   1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                               I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH   6.1 M EFFECTIVE LENGTH   5.91 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 190.5 MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND   51.9 W/M-K DENSITY   7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS   15.875 MM NUMBER   1 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER   996.0 MM TUBES IN CROSSFLOW   32 I
I CROSSFLOW AREA   2.123 M2 WINDOW AREA   0.305 M2 I
I WINDOW HYD DIA   33.22 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.007 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.005 M2 I
I-----I

```


SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-116'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E16B                               I
I SIZE 1000 - 6096 TYPE AKS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 335.0M2 ( 408.7M2 REQUIRED) AREA/SHELL 335.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               T3COLAS                          T3VAP I
I FEED STREAM NAME                             I                                I
I TOTAL FLUID KG/HR 137171. 20072. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR / 118592. / I
I LIQUID KG/HR 137171. / 18579. / I
I STEAM KG/HR / 20072. / I
I WATER KG/HR / / 20072. I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 149.8 / 152.4 185.5 / 185.1 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 1.33 / 1.30 11.21 / 11.14 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.873 / 0.872 / 1.000 I
I VAP (60F/60F AIR) / 3.729 0.622 / I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 753.915 / 752.146 / 881.501 I
I VAPOR KG/M3 / 4.207 5.810 / I
I VISCOSITY, LIQUID PAS 2.3E-04 / 2.3E-04 / 1.5E-04 I
I VAPOR PAS / 9.1E-06 1.6E-05 / I
I THRML COND, LIQ W/M-K 0.1020 / 0.1013 / 0.6764 I
I VAP W/M-K / 0.0214 0.0319 / I
I SPEC. HEAT, LIQUID KJ/KG-K 2.2102 / 2.2262 / 4.4259 I
I VAPOR KJ/KG-K / 1.7289 2.7861 / I
I LATENT HEAT KJ/KG 331.97 1994.84 I
I VELOCITY M/SEC 1.14 0.15 I
I DP/SHELL ATM 0.03 0.07 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 0.12739 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.80 ( 0.98 REQD) CLEAN 2.26 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 40.064 MTD(CORRECTED) 34.0 FT 1.000 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 20. 20. I
I NUMBER OF PASSES 1 2 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 202.7 336.5 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 488.9 77.9 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 944 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 1000.00 MM BUNDLE DIAMETER(DOTL) 907.24 MM I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 1848.6 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 12595.4(1) FULL OF WATER 56760.8 BUNDLE 8143.0 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-116B'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E16B                               I
I SIZE 1667 - 6096 TYPE AKS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 335.0 M2 ( 408.7 M2 REQUIRED)      I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I-----I
I FEED STREAM ID                               T3COLAS                          T3VAP                          I
I FEED STREAM NAME                             I                                I                                I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)                 1.000 / 0.135                   0.000 / 1.000                 I
I REYNOLDS NUMBER                             I                                32671.67                       I
I PRANDTL NUMBER                              I                                1.156                           I
I WATSON K, LIQUID                            10.385 / 10.446                  /                                I
I VAPOR                                        / 10.376                          /                                I
I SURFACE TENSION N/M                        0.015 / 0.015                    / 0.041                        I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K                     3.3 (1.000)                      13.3 (1.000)                  I
I FOULING LAYER THICKNESS MM                 0.000                             0.000                          I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE                           I                                I                                I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE)    I                                I                                I
I SHELL FILM                                24.04 0.29979                    I                                I
I TUBE FILM                                 7.74 0.09656                      I                                I
I TUBE METAL                                3.68 0.04591                      I                                I
I TOTAL FOULING                             64.53 0.80456                    I                                I
I ADJUSTMENT                                -18.03 -0.22483                  I                                I
I-----I
I PRESSURE DROP                                SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES                            0.00 0.00 88.70 0.06             I
I INLET NOZZLES                              29.63 0.01 4.76 0.00             I
I OUTLET NOZZLES                             70.37 0.02 6.55 0.00             I
I TOTAL /SHELL                               0.03 0.07                         I
I TOTAL /UNIT                                0.03 0.07                         I
I DP SCALER                                  1.00 1.00                         I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                    I                                I                                I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 5.92 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 173.2 MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 907.2 MM TUBES IN CROSSFLOW 732 I
I CROSSFLOW AREA 0.063 M2 WINDOW AREA 0.082 M2 I
I WINDOW HYD DIA 39.90 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.020 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.005 M2 I
I-----I

```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-118'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E18B                               I
I SIZE 450 - 6096 TYPE AKS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 55.0M2 ( 61.6M2 REQUIRED) AREA/SHELL 55.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I-----I
I FEED STREAM ID                               T4COLAS                               T4VAP                               I
I FEED STREAM NAME                               I                               I                               I
I TOTAL FLUID KG/HR 39865. 6405. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR / 36986. / I
I LIQUID KG/HR 39865. / 2879. / I
I STEAM KG/HR / 6405. / I
I WATER KG/HR / / 6405. I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 198.8 / 196.6 253.8 / 253.5 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 1.43 / 1.36 41.83 / 41.76 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.866 / 0.866 / 1.000 I
I VAP (60F/60F AIR) / 4.633 0.622 / I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 713.706 / 715.955 / 793.677 I
I VAPOR KG/M3 / 5.004 21.326 / I
I VISCOSITY, LIQUID PAS 2.0E-04 / 2.0E-04 / 1.1E-04 I
I VAPOR PAS / 8.9E-06 1.8E-05 / I
I THRML COND, LIQ W/M-K 0.0918 / 0.0918 / 0.6131 I
I VAP W/M-K / 0.0230 0.0385 / I
I SPEC. HEAT, LIQUID KJ/KG-K 2.4479 / 2.4386 / 4.9029 I
I VAPOR KJ/KG-K / 1.9668 4.1195 / I
I LATENT HEAT KJ/KG 299.32 1695.60 I
I VELOCITY M/SEC 1.60 0.33 I
I DP/SHELL ATM 0.07 0.07 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 0.22899 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.87 ( 0.98 REQD) CLEAN 2.94 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 10.869 MTD(CORRECTED) 56.1 FT 1.000 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 20. 46. I
I NUMBER OF PASSES 1 2 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 102.3 102.3 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 202.7 52.5 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 152 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 450.00 MM BUNDLE DIAMETER(DOTL) 380.06 MM I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 2547.1 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 4664.7(1) FULL OF WATER 10551.1 BUNDLE 1533.7 I
I-----I
(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

```

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-118'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E18B                               I
I SIZE 750 - 6096 TYPE AKS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 55.0 M2 ( 61.6 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I-----I
I FEED STREAM ID                               T4COLAS                               T4VAP                               I
I FEED STREAM NAME                               I                               I                               I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT) 1.000 / 0.072 0.000 / 1.000 I
I REYNOLDS NUMBER                               I                               53567.99                           I
I PRANDTL NUMBER                               I                               1.398                               I
I WATSON K, LIQUID 10.814 / 10.814 / I
I VAPOR / 10.814 / I
I SURFACE TENSION N/M 0.012 / 0.012 / 0.025 I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K 5.8 (1.000) 10.5 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM 0.000 0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM 15.06 0.17246 I
I TUBE FILM 10.65 0.12197 I
I TUBE METAL 4.01 0.04591 I
I TOTAL FOULING 70.27 0.80456 I
I ADJUSTMENT -10.76 -0.12323 I
I-----I
I PRESSURE DROP                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES 0.00 0.00 80.83 0.06 I
I INLET NOZZLES 17.33 0.01 15.56 0.01 I
I OUTLET NOZZLES 82.67 0.06 3.61 0.00 I
I TOTAL /SHELL 0.07 0.07 I
I TOTAL /UNIT 0.07 0.07 I
I DP SCALER 1.00 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 6.02 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 77.9 (1) MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 380.1 MM TUBES IN CROSSFLOW 124 I
I CROSSFLOW AREA 0.014 M2 WINDOW AREA 0.019 M2 I
I WINDOW HYD DIA 45.58 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.003 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.002 M2 I
I-----I
(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 194.9 MM at 46
SIMULATION SCIENCES INC. R PAGE P-98
PROJECT PRO/II VERSION 9.1 ELEC V8.2.4
PROBLEM OUTPUT
RIGOROUS HEAT EXCHANGER SUMMARY 02/12/19
=====

```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-119'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E19B                               I
I SIZE 500 - 6096 TYPE AXS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 75.0M2 ( 70.1M2 REQUIRED) AREA/SHELL 75.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               78                               87 I
I FEED STREAM NAME                             I
I TOTAL FLUID KG/HR 31389. 254672. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR 31389. / 743. / I
I LIQUID KG/HR / 30646. / I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR / 254672. / 254672. I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 140.0 / 136.2 30.0 / 40.0 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 1.10 / 0.99 5.00 / 4.77 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) / 0.874 1.000 / 1.000 I
I VAP (60F/60F AIR) 3.665 / 3.665 / I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 / 767.320 995.838 / 992.393 I
I VAPOR KG/M3 3.580 / 3.258 / I
I VISCOSITY, LIQUID PAS / 2.4E-04 8.0E-04 / 6.5E-04 I
I VAPOR PAS 8.9E-06 / 8.8E-06 / I
I THRML COND, LIQ W/M-K / 0.1033 0.6172 / 0.6295 I
I VAP W/M-K 0.0203 / 0.0200 / I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K / 2.1451 4.1789 / 4.1776 I
I VAPOR KJ/KG-K 1.6746 / 1.6597 / I
I LATENT HEAT KJ/KG 340.68 I
I VELOCITY M/SEC 0.14 1.98 I
I DP/SHELL ATM 0.11 0.23 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 0.52009 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.42 ( 0.39 REQD) CLEAN 0.63 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 10.645 MTD(CORRECTED) 101.2 FT 1.000 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 20. 20. I
I NUMBER OF PASSES 1 1 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 202.7 202.7 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 202.7 202.7 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 208 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 500.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.490 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 3004.70/6096.00/3004.70, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 20385.5 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 2888.4(1) FULL OF WATER 5985.3 BUNDLE 2042.7 I
I-----I
(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

```

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-119'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E19B                               I
I SIZE 500 - 6096 TYPE AXS HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 75.0 M2 ( 70.1 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I-----I
I FEED STREAM ID                               78                               87                               I
I FEED STREAM NAME                               I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT) 0.000 / 0.976 1.000 / 1.000 I
I REYNOLDS NUMBER 10091.73 40993.12 I
I PRANDTL NUMBER 2.642 4.787 I
I WATSON K, LIQUID / 10.337 / I
I VAPOR 10.337 / 10.337 / I
I SURFACE TENSION N/M / 0.017 0.071 / 0.070 I
I FILM COEF (SCL) KW/M2-K 0.7 (1.000) 8.1 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM 0.000 0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM 57.98 1.39101 I
I TUBE FILM 6.58 0.15779 I
I TUBE METAL 1.91 0.04591 I
I TOTAL FOULING 33.53 0.80456 I
I ADJUSTMENT 7.00 0.16787 I
I-----I
I PRESSURE DROP                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES 2.59 0.00 83.54 0.19 I
I INLET NOZZLES 95.66 0.10 10.28 0.02 I
I OUTLET NOZZLES 1.75 0.00 6.19 0.01 I
I TOTAL /SHELL 0.11 0.23 I
I TOTAL /UNIT 0.11 0.23 I
I DP SCALER 1.00 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 6.01 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 86.6 MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS 12.700 MM NUMBER 1 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 432.4 MM TUBES IN CROSSFLOW 6 I
I CROSSFLOW AREA 1.042 M2 WINDOW AREA 0.067 M2 I
I WINDOW HYD DIA 35.25 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.001 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.002 M2 I
I-----I

```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-115'

I-----I										
I EXCHANGER NAME					UNIT ID E15B					I
I SIZE 1100 - 6096 TYPE AXS HORIZONTAL					CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES					I
I AREA/UNIT 410.0M2 (398.8M2 REQUIRED)					AREA/SHELL 410.0M2					I
I-----I										
I PERFORMANCE OF ONE UNIT			SHELL-SIDE			TUBE-SIDE				I
I-----I										
I FEED STREAM ID			92			AGUAE5				I
I FEED STREAM NAME										I
I TOTAL FLUID			KG/HR			12105.				I
I VAPOR (IN/OUT)			KG/HR			12105. / 3355.				I
I LIQUID			KG/HR			/ 8749.				I
I STEAM			KG/HR			/ /				I
I WATER			KG/HR			/ 125813. / 125813.				I
I NON CONDENSIBLE			KG/HR			/ /				I
I TEMPERATURE (IN/OUT)			DEG C			135.7 / 40.0 30.0 / 40.0				I
I PRESSURE (IN/OUT)			ATM			10.00 / 9.99 5.00 / 4.97				I
I-----I										
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O)			/ 0.830			1.000 / 1.000				I
I VAP (60F/60F AIR)			1.725 / 0.947			/ /				I
I DENSITY, LIQUID			KG/M3			/ 806.544 995.838 / 992.404				I
I VAPOR			KG/M3			16.147 / 11.271 / /				I
I VISCOSITY, LIQUID			PAS			/ 4.0E-04 8.0E-04 / 6.5E-04				I
I VAPOR			PAS			1.1E-05 / 1.0E-05 / /				I
I THRML COND, LIQ			W/M-K			/ 0.1315 0.6172 / 0.6295				I
I VAP			W/M-K			0.0293 / 0.0261 / /				I
I SPEC.HEAT, LIQUID			KJ/KG-K			/ 1.7004 4.1789 / 4.1775				I
I VAPOR			KJ/KG-K			1.7910 / 1.9159 / /				I
I LATENT HEAT			KJ/KG			366.00				I
I VELOCITY			M/SEC			0.06 0.35				I
I DP/SHELL			ATM			5.78E-03 0.03				I
I FOULING RESIST			M2-K/KW			0.35222 (0.71622 REQD) 0.35222				I
I-----I										
I TRANSFER RATE			KW/M2-K SERVICE			0.08 (0.07 REQD) CLEAN 0.08				I
I HEAT EXCHANGED			M*KJ/HR			5.259 MTD(CORRECTED) 47.5 FT 0.975				I
I-----I										
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL			SHELL-SIDE			TUBE-SIDE				I
I-----I										
I DESIGN PRESSURE			ATM			20. 20.				I
I NUMBER OF PASSES						1 2				I
I MATERIAL			CARB STL			CARB STL				I
I INLET NOZZLE ID			MM			202.7 202.7				I
I OUTLET NOZZLE ID			MM			154.1 202.7				I
I-----I										
I TUBE: NUMBER 1160			OD 19.050 MM			THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M				I
I TYPE BARE						PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES				I
I SHELL: ID 1100.00 MM						SEALING STRIPS 0 PAIRS				I
I Baffle: CUT 0.490 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 2952.74/6096.00/2952.74, SINGLE										I
I RHO-V2: INLET NOZZLE			672.1 KG/M-SEC2							I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG			7443.2 (1) FULL OF WATER			22254.9 BUNDLE 9814.3				I
I-----I										

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-115'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E15B                               I
I SIZE 1100 - 6096 TYPE AXS   HORIZONTAL   CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT   410.0 M2 (   398.8 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               92                               AGUAE5 I
I FEED STREAM NAME                             I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT)   0.000 / 0.723   1.000 / 1.000 I
I REYNOLDS NUMBER                1280.51                6954.88 I
I PRANDTL NUMBER                 2.712                  5.017 I
I WATSON K, LIQUID              / 10.149              / I
I VAPOR                          12.552 / 18.817      / I
I SURFACE TENSION N/M           / 0.023              0.071 / 0.070 I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K       0.1 (1.000)         1.7 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM   0.000                0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM                87.68                11.37995 I
I TUBE FILM                  5.77                 0.74872 I
I TUBE METAL                 0.35                 0.04591 I
I TOTAL FOULING              6.20                 0.80456 I
I ADJUSTMENT                 2.80                 0.36400 I
I-----I
I PRESSURE DROP                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES           0.21                 0.00                66.38                0.02 I
I INLET NOZZLES            57.33                0.00                20.99                0.01 I
I OUTLET NOZZLES           42.46                0.00                12.64                0.00 I
I TOTAL /SHELL              0.01                 0.01                0.03 I
I TOTAL /UNIT               0.01                 0.01                0.03 I
I DP SCALER                 1.00                 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH        6.1 M EFFECTIVE LENGTH 5.91 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 190.5 MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS         15.875 MM NUMBER 1 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER          1002.8 MM TUBES IN CROSSFLOW 32 I
I CROSSFLOW AREA 2.092 M2 WINDOW AREA 0.302 M2 I
I WINDOW HYD DIA 32.55 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.007 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.005 M2 I
I-----I

```


SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-120'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E20B                               I
I SIZE 450 - 6096 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 50.0M2 ( 48.0M2 REQUIRED) AREA/SHELL 50.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               62                               AGUAE7 I
I FEED STREAM NAME                               I
I TOTAL FLUID KG/HR 60222. 76746. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR 805. / 618. / I
I LIQUID KG/HR 59417. / 59604. / I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR / 76746. / 76746. I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 40.0 / 24.9 5.0 / 10.0 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 19.74 / 19.10 5.00 / 4.61 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.824 / 0.821 1.000 / 1.000 I
I VAP (60F/60F AIR) 0.740 / 0.707 / I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 801.116 / 812.458 1000.172 / 999.883 I
I VAPOR KG/M3 17.501 / 17.044 / I
I VISCOSITY, LIQUID PAS 3.9E-04 / 4.6E-04 0.002 / 0.001 I
I VAPOR PAS 1.1E-05 / 1.1E-05 / I
I THRML COND, LIQ W/M-K 0.1288 / 0.1324 0.5811 / 0.5889 I
I VAP W/M-K 0.0311 / 0.0298 / I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K 1.7274 / 1.6622 4.2032 / 4.1941 I
I VAPOR KJ/KG-K 2.1473 / 2.1497 / I
I LATENT HEAT KJ/KG 306.98 I
I VELOCITY M/SEC 1.58 1.79 I
I DP/SHELL ATM 0.63 0.39 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 0.46222 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.38 ( 0.37 REQD) CLEAN 0.56 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 1.604 MTD(CORRECTED) 24.1 FT 0.979 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 24. 20. I
I NUMBER OF PASSES 1 2 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 154.1 154.1 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 154.1 154.1 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 138 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 450.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 129.03/ 90.00/ 129.03, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 1607.2 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 2783.8(1) FULL OF WATER 5062.9 BUNDLE 1404.4 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-120'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E20B                               I
I SIZE 450 - 6096 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 50.0 M2 ( 48.0 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               62                               AGUAE7 I
I FEED STREAM NAME                               I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT) 0.987 / 0.990 1.000 / 1.000 I
I REYNOLDS NUMBER 22454.20 18934.76 I
I PRANDTL NUMBER 5.453 10.073 I
I WATSON K, LIQUID 10.319 / 10.344 / I
I VAPOR 19.080 / 19.297 / I
I SURFACE TENSION N/M 0.023 / 0.024 0.074 / 0.074 I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K 0.7 (1.000) 5.2 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM 0.000 0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM 57.80 1.50141 I
I TUBE FILM 9.46 0.24582 I
I TUBE METAL 1.77 0.04591 I
I TOTAL FOULING 30.97 0.80456 I
I ADJUSTMENT 4.23 0.11000 I
I-----I
I PRESSURE DROP                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES 98.07 0.62 97.35 0.38 I
I INLET NOZZLES 1.25 0.01 1.65 0.01 I
I OUTLET NOZZLES 0.68 0.00 0.99 0.00 I
I TOTAL /SHELL 0.63 0.39 I
I TOTAL /UNIT 0.63 0.39 I
I DP SCALER 1.00 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 6.02 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 77.9 (1) MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS 4.762 MM NUMBER 65 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 363.4 MM TUBES IN CROSSFLOW 117 I
I CROSSFLOW AREA 0.016 M2 WINDOW AREA 0.020 M2 I
I WINDOW HYD DIA 54.13 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.003 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.002 M2 I
I-----I

```

(1) Calculated at 20. ATM, Required THK is 84.2 MM at 24

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E122'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E22B                               I
I SIZE 550 - 6096 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 90.0M2 ( 85.9M2 REQUIRED) AREA/SHELL 90.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID 86 AGUAE8 I
I FEED STREAM NAME I
I TOTAL FLUID KG/HR 12105. 39617. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR 3355. / 2866. / I
I LIQUID KG/HR 8749. / 9238. / I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR / 39617. / 39617. I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 40.0 / 8.5 5.0 / 10.0 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 10.00 / 9.96 5.00 / 4.94 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 0.830 / 0.799 1.000 / 1.000 I
I VAP (60F/60F AIR) 0.947 / 0.898 / I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 806.508 / 805.678 1000.172 / 999.900 I
I VAPOR KG/M3 11.277 / 12.025 / I
I VISCOSITY, LIQUID PAS 4.0E-04 / 5.5E-04 0.002 / 0.001 I
I VAPOR PAS 1.0E-05 / 9.3E-06 / I
I THRML COND, LIQ W/M-K 0.1315 / 0.1393 0.5811 / 0.5889 I
I VAP W/M-K 0.0261 / 0.0227 / I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K 1.7006 / 1.5906 4.2032 / 4.1939 I
I VAPOR KJ/KG-K 1.9160 / 1.8755 / I
I LATENT HEAT KJ/KG 362.65 I
I VELOCITY M/SEC 2.73 0.51 I
I DP/SHELL ATM 0.04 0.06 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 0.51070 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.30 ( 0.29 REQD) CLEAN 0.40 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 0.828 MTD(CORRECTED) 8.8 FT 0.707 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL SHELL-SIDE TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 20. 20. I
I NUMBER OF PASSES 1 2 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 154.1 102.3 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 154.1 102.3 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 250 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 550.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 140.37/ 110.00/ 140.37, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 829.1 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 3228.9(1) FULL OF WATER 6923.1 BUNDLE 2417.5 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-122'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E22B                               I
I SIZE 550 - 6096 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 90.0 M2 ( 85.9 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I-----I
I FEED STREAM ID                               86                               AGUAE8                               I
I FEED STREAM NAME                               I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT) 0.723 / 0.763 1.000 / 1.000 I
I REYNOLDS NUMBER 82097.78 5307.68 I
I PRANDTL NUMBER 4.639 10.255 I
I WATSON K, LIQUID 10.149 / 10.423 / I
I VAPOR 18.817 / 19.412 / I
I SURFACE TENSION N/M 0.023 / 0.026 0.074 / 0.074 I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K 0.6 (1.000) 1.5 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM 0.000 0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM 47.46 1.56751 I
I TUBE FILM 26.78 0.88456 I
I TUBE METAL 1.39 0.04591 I
I TOTAL FOULING 24.36 0.80456 I
I ADJUSTMENT 4.80 0.15848 I
I-----I
I PRESSURE DROP                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES 85.38 0.04 74.45 0.04 I
I INLET NOZZLES 9.84 0.00 15.97 0.01 I
I OUTLET NOZZLES 4.78 0.00 9.58 0.01 I
I TOTAL /SHELL 0.04 0.06 I
I TOTAL /UNIT 0.04 0.06 I
I DP SCALER 1.00 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 6.00 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 95.3 MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS 4.762 MM NUMBER 53 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 479.9 MM TUBES IN CROSSFLOW 200 I
I CROSSFLOW AREA 0.020 M2 WINDOW AREA 0.027 M2 I
I WINDOW HYD DIA 42.56 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.005 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.002 M2 I
I-----I

```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-121'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E21B                               I
I SIZE 250 - 6096 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 10.0M2 ( 7.3M2 REQUIRED) AREA/SHELL 10.0M2 I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I FEED STREAM ID                               AGUAE9                               91 I
I FEED STREAM NAME                             I I
I TOTAL FLUID KG/HR 17321. 14268. I
I VAPOR (IN/OUT) KG/HR / / I
I LIQUID KG/HR / 14268. / 14268. I
I STEAM KG/HR / / I
I WATER KG/HR 17321. / 17321. / I
I NON CONDENSIBLE KG/HR I
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C 5.0 / 10.0 40.0 / 25.0 I
I PRESSURE (IN/OUT) ATM 5.00 / 4.57 1.10 / 0.72 I
I-----I
I SP. GR., LIQ (60F/60F H2O) 1.000 / 1.000 0.874 / 0.874 I
I VAP (60F/60F AIR) / / I
I DENSITY, LIQUID KG/M3 1000.172 / 999.881 853.287 / 865.319 I
I VAPOR KG/M3 / / I
I VISCOSITY, LIQUID PAS 0.002 / 0.001 5.4E-04 / 6.5E-04 I
I VAPOR PAS / / I
I THRML COND, LIQ W/M-K 0.5811 / 0.5889 0.1264 / 0.1300 I
I VAP W/M-K / / I
I SPEC.HEAT, LIQUID KJ/KG-K 4.2032 / 4.1941 1.7219 / 1.6584 I
I VAPOR KJ/KG-K / / I
I LATENT HEAT KJ/KG I
I VELOCITY M/SEC 0.67 2.05 I
I DP/SHELL ATM 0.43 0.38 I
I FOULING RESIST M2-K/KW 0.35222 ( 0.99812 REQD) 0.35222 I
I-----I
I TRANSFER RATE KW/M2-K SERVICE 0.57 ( 0.42 REQD) CLEAN 1.05 I
I HEAT EXCHANGED M*KJ/HR 0.362 MTD(CORRECTED) 24.2 FT 0.979 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE I
I-----I
I DESIGN PRESSURE ATM 20. 20. I
I NUMBER OF PASSES 1 2 I
I MATERIAL CARB STL CARB STL I
I INLET NOZZLE ID MM 77.9 77.9 I
I OUTLET NOZZLE ID MM 77.9 77.9 I
I-----I
I TUBE: NUMBER 26 OD 19.050 MM THICK 2.108 MM LENGTH 6.1 M I
I TYPE BARE PITCH 25.4 MM PATTERN 90 DEGREES I
I SHELL: ID 250.00 MM SEALING STRIPS 0 PAIRS I
I BAFFLE: CUT 0.200 SPACING (IN/CENT/OUT): MM 54.55/ 50.80/ 54.55, SINGLE I
I RHO-V2: INLET NOZZLE 1017.5 KG/M-SEC2 I
I TOTAL WEIGHT/SHELL, KG 1308.0(1) FULL OF WATER 1906.8 BUNDLE 317.4 I
I-----I

```

(1) TOTAL WEIGHT/SHELL DOES NOT INCLUDE BUNDLE WEIGHT

SHELL AND TUBE EXTENDED DATA SHEET FOR EXCHANGER 'E-121'

```

I-----I
I EXCHANGER NAME                               UNIT ID E21B                               I
I SIZE 250 - 6096 TYPE AES HORIZONTAL CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES I
I AREA/UNIT 10.0 M2 ( 7.3 M2 REQUIRED) I
I-----I
I PERFORMANCE OF ONE UNIT                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I-----I
I FEED STREAM ID                               AGUAE9                               91                               I
I FEED STREAM NAME                             I
I WT FRACTION LIQUID (IN/OUT) 1.000 / 1.000 1.000 / 1.000 I
I REYNOLDS NUMBER 11201.79 44165.03 I
I PRANDTL NUMBER 10.006 7.813 I
I WATSON K, LIQUID / 10.337 / 10.337 I
I VAPOR / / I
I SURFACE TENSION N/M 0.074 / 0.074 0.027 / 0.029 I
I FILM COEF(SCL) KW/M2-K 3.8 (1.000) 2.0 (1.000) I
I FOULING LAYER THICKNESS MM 0.000 0.000 I
I-----I
I THERMAL RESISTANCE I
I UNITS: ( M2-K/KW ) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I SHELL FILM 14.92 0.26197 I
I TUBE FILM 36.66 0.64393 I
I TUBE METAL 2.61 0.04591 I
I TOTAL FOULING 45.81 0.80456 I
I ADJUSTMENT 36.77 0.64590 I
I-----I
I PRESSURE DROP                      SHELL-SIDE                      TUBE-SIDE                      I
I UNITS: (ATM) (PERCENT) (ABSOLUTE) (PERCENT) (ABSOLUTE) I
I WITHOUT NOZZLES 98.12 0.42 98.33 0.37 I
I INLET NOZZLES 1.18 0.01 1.05 0.00 I
I OUTLET NOZZLES 0.71 0.00 0.62 0.00 I
I TOTAL /SHELL 0.43 0.38 I
I TOTAL /UNIT 0.43 0.38 I
I DP SCALER 1.00 1.00 I
I-----I
I CONSTRUCTION OF ONE SHELL I
I-----I
I TUBE:OVERALL LENGTH 6.1 M EFFECTIVE LENGTH 6.05 M I
I TOTAL TUBESHEET THK 43.3 MM AREA RATIO (OUT/IN) 1.284 I
I THERMAL COND 51.9 W/M-K DENSITY 7862.00 KG/M3 I
I-----I
I BAFFLE: THICKNESS 3.175 MM NUMBER 118 I
I-----I
I BUNDLE: DIAMETER 173.0 MM TUBES IN CROSSFLOW 24 I
I CROSSFLOW AREA 0.006 M2 WINDOW AREA 0.007 M2 I
I WINDOW HYD DIA 53.38 MM I
I TUBE-BFL LEAK AREA 0.001 M2 SHELL-BFL LEAK AREA 0.001 M2 I
I-----I

```

Depósitos

Tabla 49: especificaciones recipiente V-101.

Nombre	V-101
Descripción	Tambor de reflujo de la columna de separación de tolueno
Caudal líquido (m ³ /min)	0,24
Caudal vapor (m ³ /min)	0
Volumen (m ³)	1,2
Diámetro (m)	1,08
Longitud (m)	3,25
Material de construcción	Acero al carbono

Tabla 50: especificaciones recipiente V-102.

Nombre	V-102
Descripción	Tambor de reflujo de la columna de separación de gases
Caudal líquido (m ³ /min)	117
Caudal vapor (m ³ /min)	41,76
Volumen (m ³)	15,2
Diámetro (m)	1,86
Longitud (m)	5,59
Material de construcción	Acero al carbono

Tabla 51: especificaciones recipiente V-103.

Nombre	V-103
Descripción	Tambor de reflujo de la columna de separación de benceno
Caudal líquido (m ³ /min)	1,02
Caudal vapor (m ³ /min)	0
Volumen (m ³)	5,08
Diámetro (m)	1,29
Longitud (m)	6,56
Material de construcción	Acero al carbono

Tabla 52: especificaciones recipiente V-104.

Nombre	V-104
Descripción	Tambor de reflujo de la columna de separación de etilbenceno
Caudal líquido (m³/min)	0,33
Caudal vapor (m³/min)	0
Volumen (m³)	1,64
Diámetro (m)	0,89
Longitud (m)	1,45
Material de construcción	Acero al carbono

Tabla 53: especificaciones recipiente V-105.

Nombre	V-105
Descripción	Depósito separador de gases
Caudal líquido (m³/min)	1,21
Caudal vapor (m³/min)	10,57
Volumen (m³)	19,71
Diámetro (m)	1,78
Longitud (m)	7,94
Material de construcción	Acero al carbono

Columnas de destilación

Tabla 54: especificaciones columna destilación T-101.

Nombre	T-101
Descripción	Torre de recuperación de tolueno
Nº de platos	59
Espaciado (m)	0,602
Altura (m)	38,78
Diámetro (m)	1,4
Material de construcción	Acero al carbono

Tabla 55: especificaciones columna destilación T-102.

Nombre	T-102
Descripción	Torre de separación de gases
Nº de platos	12
Espaciado (m)	0,602
Altura (m)	10,4
Diámetro (m)	1,97
Material de construcción	Acero al carbono

Tabla 56: especificaciones columna destilación T-103.

Nombre	T-103
Descripción	Torre de recuperación de benceno
Nº de platos	34
Espaciado (m)	0,602
Altura (m)	23,38
Diámetro (m)	3,02
Material de construcción	Acero al carbono

Tabla 57: especificaciones columna destilación T-104.

Nombre	T-104
Descripción	Torre de recuperación de etilbenceno
Nº de platos	53
Espaciado (m)	0,602
Altura (m)	34,77
Diámetro (m)	1,63
Material de construcción	Acero al carbono

APÉNDICE 4 (Resultados PRO II de las columnas de destilación)

T-101

TRAY SIZING DOWNCOMER WIDTH CALCULATION

TRAY	NEXT LARGER	DOWNCOMER WIDTHS		
	DIAMETER MM	SIDE MM	CENTER MM	OFF-CENTER MM
1	1372.	89.958	N/A	N/A
2	1372.	89.680	N/A	N/A
3	1372.	89.407	N/A	N/A
4	1372.	89.140	N/A	N/A
5	1372.	88.889	N/A	N/A
6	1372.	88.633	N/A	N/A
7	1372.	88.383	N/A	N/A
8	1372.	88.138	N/A	N/A
9	1372.	87.897	N/A	N/A
10	1372.	87.662	N/A	N/A
11	1372.	87.431	N/A	N/A
12	1372.	87.204	N/A	N/A
13	1372.	86.981	N/A	N/A
14	1372.	86.763	N/A	N/A
15	1372.	86.547	N/A	N/A
16	1372.	86.336	N/A	N/A
17	1372.	86.127	N/A	N/A
18	1372.	85.922	N/A	N/A
19	1372.	85.725	N/A	N/A
20	1372.	85.523	N/A	N/A
21	1372.	137.082	N/A	N/A
22	1372.	137.507	N/A	N/A
23	1372.	138.033	N/A	N/A
24	1372.	138.772	N/A	N/A
25	1372.	139.813	N/A	N/A
26	1372.	141.029	N/A	N/A
27	1372.	142.079	N/A	N/A
28	1372.	142.940	N/A	N/A
29	1372.	143.574	N/A	N/A
30	1372.	144.064	N/A	N/A
31	1372.	144.475	N/A	N/A
32	1372.	144.845	N/A	N/A
33	1372.	145.192	N/A	N/A
34	1372.	145.528	N/A	N/A
35	1372.	145.856	N/A	N/A
36	1372.	146.179	N/A	N/A
37	1372.	146.497	N/A	N/A
38	1372.	146.812	N/A	N/A
39	1372.	147.124	N/A	N/A
40	1372.	147.432	N/A	N/A
41	1372.	147.738	N/A	N/A

VALVE DIAMETER 47.625 MM

SECTION	TRAY NUMBER	DIAMETER MM	NP	OF VALVES OR CAPS	SIDE MM	CENTER MM	OFF-CENTER MM
COLSECT-1	42	1372.	1	168	147.738	N/A	N/A

T-102

TRAY SIZING DOWNCOMER WIDTH CALCULATION

TRAY	NEXT LARGER	DOWNCOMER WIDTHS		
	DIAMETER MM	SIDE MM	CENTER MM	OFF-CENTER MM
1	914.	134.005	N/A	N/A
2	914.	135.888	N/A	N/A
3	914.	136.029	N/A	N/A
4	1829.	259.000	249.354	N/A
5	1981.	270.135	255.546	N/A
6	2134.	290.405	274.498	N/A
7	2134.	290.333	274.399	N/A
8	2134.	290.476	274.597	N/A
9	1981.	269.836	255.133	N/A

VALVE DIAMETER 47.625 MM

SECTION	DESIGN	DIAMETER MM	NP	NUMBER	DOWNCOMER WIDTHS		
	TRAY NUMBER			OF VALVES OR CAPS	SIDE MM	CENTER MM	OFF-CENTER MM
COLSECT-1	9	2134.	2	310	290.476	274.597	N/A

T-103

TRAY SIZING DOWNCOMER WIDTH CALCULATION

TRAY	NEXT LARGER	DOWNCOMER WIDTHS		
	DIAMETER	SIDE	CENTER	OFF-CENTER
	MM	MM	MM	MM
1	2896.	190.546	N/A	N/A
2	2896.	190.085	N/A	N/A
3	2896.	189.632	N/A	N/A
4	2896.	189.186	N/A	N/A
5	2896.	188.746	N/A	N/A
6	2743.	191.938	N/A	N/A
7	2743.	191.484	N/A	N/A
8	2743.	190.991	N/A	N/A
9	2743.	190.368	N/A	N/A
10	2743.	189.276	N/A	N/A
11	3048.	302.222	N/A	N/A
12	3048.	302.985	N/A	N/A
13	3048.	304.233	N/A	N/A
14	3048.	307.234	N/A	N/A
15	3048.	311.789	N/A	N/A
16	2896.	200.158	137.437	N/A
17	3048.	207.313	141.250	N/A
18	3048.	210.261	144.232	N/A
19	3048.	212.967	146.987	N/A
20	3048.	213.454	147.484	N/A
21	3048.	213.940	147.982	N/A
22	3048.	214.444	148.497	N/A
23	3048.	215.023	149.090	N/A
24	3048.	215.974	150.067	N/A

VALVE DIAMETER 47.625 MM

SECTION	DESIGN	DIAMETER	NP	NUMBER	DOWNCOMER WIDTHS		
	TRAY			OF VALVES	SIDE	CENTER	OFF-CENTER
	NUMBER	MM		OR CAPS	MM	MM	MM
COLSECT-1	25	3048.	2	824	215.974	150.067	N/A

T-104

TRAY SIZING DOWNCOMER WIDTH CALCULATION

TRAY	NEXT LARGER	SIDE	DOWNCOMER WIDTHS	
	DIAMETER		CENTER	OFF-CENTER
	MM	MM	MM	MM
1	1524.	107.110	N/A	N/A
2	1524.	107.392	N/A	N/A
3	1524.	107.670	N/A	N/A
4	1524.	107.990	N/A	N/A
5	1524.	108.266	N/A	N/A
6	1524.	108.539	N/A	N/A
7	1524.	108.808	N/A	N/A
8	1524.	109.074	N/A	N/A
9	1524.	109.335	N/A	N/A
10	1524.	109.593	N/A	N/A
11	1524.	109.845	N/A	N/A
12	1524.	110.089	N/A	N/A
13	1524.	110.322	N/A	N/A
14	1524.	110.537	N/A	N/A
15	1524.	110.726	N/A	N/A
16	1524.	110.926	N/A	N/A
17	1524.	111.056	N/A	N/A
18	1676.	186.588	N/A	N/A
19	1524.	169.461	N/A	N/A
20	1524.	169.783	N/A	N/A
21	1524.	170.102	N/A	N/A
22	1524.	170.419	N/A	N/A
23	1524.	170.783	N/A	N/A
24	1524.	171.129	N/A	N/A
25	1524.	171.308	N/A	N/A
26	1524.	171.714	N/A	N/A
27	1524.	172.315	N/A	N/A
28	1524.	173.344	N/A	N/A
29	1524.	175.086	N/A	N/A
30	1524.	177.417	N/A	N/A
31	1676.	198.978	N/A	N/A
32	1676.	199.998	N/A	N/A
33	1676.	200.696	N/A	N/A
34	1676.	201.216	N/A	N/A
35	1676.	201.664	N/A	N/A
36	1676.	202.081	N/A	N/A
37	1676.	202.483	N/A	N/A

VALVE DIAMETER 47.625 MM

SECTION	DESIGN	DIAMETER	NP	NUMBER	DOWNCOMER WIDTHS		
	TRAY				SIDE	CENTER	OFF-CENTER
	NUMBER	MM		OF VALVES	MM	MM	MM
COLSECT-1	38	1676.	1	245	202.483	N/A	N/A

APÉNDICE 5 (Programa de simulación de los reactores)

Para el diseño de los reactores (alquilación y transalquilación), se ha creado una función (fun1) que contiene todas las ecuaciones diferenciales. Luego se ha creado una función (fun2) que calcula la diferencia entre la conversión deseada y una conversión calculada para un tiempo espacial dado resolviendo las ecuaciones diferenciales. Por último, se ha usado una función (fsolve) para calcular el tiempo espacial para la conversión deseada.

Una vez obtenido el tiempo espacial, se ha calculado el volumen de los reactores y la masa de catalizador.

A parte de esto también se han usado funciones para mostrar graficas de la evolución del flujo molar de cada componente y la temperatura en función del tiempo espacial.

*Los datos necesarios para el diseño de los reactores (calores de reacción, caudales...) se han obtenido con el simulador de procesos PRO II.

Reactor de alquilación

```
xdel
clear
clc

//Reactor alquilación
//r1=k1*Cetil*CBz
//r2=k2*Cetil*CEB

e=0.5//porosidad del lecho
d=2000//densidad catalizador kg/m3
R=1.9872 //Constante de gases ideales en kcal/(kmol K)
T0=400+273 //Temperatura inicial en K
Cetil0=1/156.464 //Concentración etileno inicial en kmol/m3
CBz0=5*Cetil0 //Concentración benceno inicial en kmol/m3
CEB0=0 //Concentración etilbenceno inicial
CDEB0=0 //Concentración dietilbenceno inicial
dHrEB=105570 //kJ/kmol
dHrDEB=160070 //kJ/kmol
Cp=2.44 //kJ/(kg °C)
F=60222/3600 //kg/h
Q=5.9 //m3/s
Xdes=0.99
function dCdt=fun1(tau, C)
    dCdt = zeros(5,1)
    k1=1*10^9.3*exp(-22500/(R*(C(5)))) //Constantes cinéticas calculadas k1
    k2=2.493*10^9.3*exp(-22500/(R*(C(5)))) //Constantes cinéticas calculadas k2
    dCdt(1)=-k1*C(1)*C(2)-k2*C(1)*C(3) //Velocidad de desaparición de etileno
    dCdt(2)=-k1*C(1)*C(2) //Velocidad desaparición de benceno
    dCdt(3)=k1*C(1)*C(2)-k2*C(1)*C(3) //Velocidad aparición de etilbenceno
    dCdt(4)=k2*C(1)*C(3) //Velocidad aparición de dietilbenceno
    dCdt(5)=(-dCdt(2))*dHrEB+dCdt(4)*dHrDEB)*Q/(Cp*F)//Temperatura
endfunction

x0=0'
y0=[Cetil0 CBz0 CEB0 CDEB0 T0]'

function y=fun2(tau)
    yt=ode(y0,x0,tau,fun1)
    Xa=(Cetil0-yt(1,1))/Cetil0
    y=Xdes-Xa
endfunction
```

```

tauo $\text{pt}$ =fsolve(0.001,fun2)

tau=(0:0.0001:tauo $\text{pt}$ )'
yt=ode(y0,x0,tau,fun1)

yt2=ode(y0,x0,tauo $\text{pt}$ ,fun1)

W=tauo $\text{pt}$ *d*e

printf("Tiempo espacial óptimo (s): \n")
disp(tauo $\text{pt}$ )

printf("Masa catalizador (kg): \n")
disp(W)

printf("Volumen reactor (m3): \n")
disp(tauo $\text{pt}$ *Q)

//ylabel("Ci(kmol/m3)")
//xlabel("tau(s)")
//subplot(211)
//plot(tau,yt(1,1:5))//Curva etileno
//plot(tau,yt(2,1:5))//Curva Benceno
//plot(tau,yt(3,1:5),"r")//Curva Etilbenceno
//plot(tau,yt(4,1:5),"g")//Curva Dietilbenceno

T=yt(5,1:5)-273
subplot(212)
ylabel("T(°C)")
xlabel("tau(s)")
plot(tau,T)//Curva temperatura
Netil=yt(1,1:5)*Q*3600
NBz=yt(2,1:5)*Q*3600
NEB=yt(3,1:5)*Q*3600
NDEB=yt(4,1:5)*Q*3600

subplot(211)
ylabel("F(kmol/h)")
xlabel("tau(s)")
plot(tau,Netil)
plot(tau,NEB,"r")
plot(tau,NDEB,"g")
////////////////////

input("Dar a enter")
xdel
ylabel("FBz(kmol/h)")
xlabel("tau(s)")
plot(tau,NBz)

```

Reactor de transalquilación

```

xdel
clear
clc

//Reactor transalquilación
// Bz + DEB --> 2EB
//r1=k1*CBz*CDEB

e=0.5//porosidad del lecho
d=2000//densidad catalizador kg/m3
R=1.9872//Constante de gases ideales en kcal/(kmol K)
T0=486+273//Temperatura inicial en K
CBz0=0.0223//Concentración benceno inicial en kmol/m3
CDEB0=CBz0//Concentración dietilbenceno inicial
CEB0=0

```

```

dHrEB=2111.12 //kJ/kmol
Cp=2.65 //kJ/(kg °C)
F=6354/3600 //kg/h
Q=0.39 //m3/s
Xdes=0.7142
function dCdt=fun1(tau, C)
    dCdt = zeros(4,1)
    k1=2.5*10^8*exp(-25000/(R*(C(4)))) //Constantes cinéticas calculadas k1
    dCdt(1)=-k1*C(1)*C(2) //Velocidad de desaparición de etileno
    dCdt(2)=-k1*C(1)*C(2) //Velocidad desaparición de benceno
    dCdt(3)=k1*C(1)*C(2) //Velocidad aparición de etilbenceno
    dCdt(4)=(dCdt(3)*dHrEB)*Q/(Cp*F) //Temperatura
endfunction
x0=0'
y0=[CBz0 CDEB0 CEB0 T0]'
function y=fun2(tau)
    yt=ode(y0,x0,tau,fun1)
    Xa=(CBz0-yt(1,1))/CBz0
    y=Xdes-Xa
endfunction

tauo=fsolve(0.1,fun2)

tau=(0:0.01:tauo)
yt=ode(y0,x0,tau,fun1)

yt2=ode(y0,x0,tauo,fun1)

W=tauo*d*e

printf("Tiempo espacial óptimo (s): \n")
disp(tauo)

printf("Masa catalizador (kg): \n")
disp(W)

printf("Volumen reactor (m3): \n")
disp(tauo*Q)

ylabel("Fi(kmol/m3)")
xlabel("tau(s)")
subplot(211)
plot(tau,yt(1,1:3)*Q*3600) //Curva benceno
//plot(tau,yt(2,1:3)) //Curva dietilbenceno
plot(tau,yt(3,1:3)*Q*3600,"r") //Curva Etilbenceno

T=yt(4,1:3)-273
subplot(212)
ylabel("T(°C)")
xlabel("tau(s)")
plot(tau,T) //Curva temperatura

NBz=yt(1,1:3)*Q*3600
NDEB=yt(2,1:3)*Q*3600
NEB=yt(3,1:3)*Q*3600

input("Dar a enter")

xdel
ylabel("F(kmol/h)")
xlabel("tau(s)")
plot(tau,NBz,"g")
plot(tau,NDEB,"g")
plot(tau,NEB,"r")

```


APÉNDICE 6 (Coste de los equipos)

Tabla 58: cálculo del coste de los equipos.

Exchangers	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
E-101	Floating Head	19.7	1.1	Carbon Steel / Carbon Steel	17	30,000.00 €	102,000.00 €
E-102	Floating Head	19.7	19.7	Carbon Steel / Carbon Steel	550	146,000.00 €	496,000.00 €
E-103	Floating Head	19.7	19.7	Carbon Steel / Carbon Steel	1000	227,000.00 €	776,000.00 €
E-104	Floating Head	19.7	5	Carbon Steel / Carbon Steel	180	55,400.00 €	189,000.00 €
E-105	Floating Head	1.1	5	Carbon Steel / Carbon Steel	205	59,900.00 €	197,000.00 €
E-106	Floating Head	5	1.1	Carbon Steel / Carbon Steel	760	172,000.00 €	565,000.00 €
E-107	Floating Head	14.8	19.7	Carbon Steel / Carbon Steel	10	32,300.00 €	110,000.00 €
E-108	Floating Head	14.8	19.7	Carbon Steel / Carbon Steel	10	32,300.00 €	110,000.00 €
E-109	Floating Head	5	19.7	Carbon Steel / Carbon Steel	10	32,300.00 €	108,000.00 €
E-110	Floating Head	14.8	19.7	Carbon Steel / Carbon Steel	37	31,000.00 €	106,000.00 €
E-111	Floating Head	1.1	5	Carbon Steel / Carbon Steel	300	77,500.00 €	255,000.00 €
E-112	Kettle Reboiler	1.1	5.93	Carbon Steel / Carbon Steel	73	116,000.00 €	383,000.00 €
E-113	Floating Head	1.1	5	Carbon Steel / Carbon Steel	120	44,700.00 €	147,000.00 €
E-114	Kettle Reboiler	10	5	Carbon Steel / Carbon Steel	120	194,000.00 €	645,000.00 €

Tabla 58: cálculo del inmovilizado. (Continuación).

Exchangers	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
E-115	Floating Head	10	5	Carbon Steel / Carbon Steel	410	98,600.00 €	327,000.00 €
E-116	Floating Head	1	11	Carbon Steel / Carbon Steel	335	84,100.00 €	278,000.00 €
E-117	Floating Head	1.1	5	Carbon Steel / Carbon Steel	405	97,600.00 €	321,000.00 €
E-118	Floating Head	1	41	Carbon Steel / Carbon Steel	55	33,600.00 €	113,000.00 €
E-119	Floating Head	1.1	5	Carbon Steel / Carbon Steel	75	36,800.00 €	121,000.00 €
E-120	Floating Head	19.7	5	Carbon Steel / Carbon Steel	50	32,800.00 €	112,000.00 €
E-121	Floating Head	5	1.1	Carbon Steel / Carbon Steel	10	32,300.00 €	106,000.00 €
E-122	Floating Head	10	5	Carbon Steel / Carbon Steel	90	39,400.00 €	131,000.00 €

Tabla 58: cálculo del inmovilizado. (Continuación).

Pumps (with drives)	Pump Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Discharge Pressure (barg)		Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
P-101	Centrifugal	1	1	Cast Iron	1		7,960.00 €	25,800.00 €
P-102	Centrifugal	48.8	1	Cast Iron	18.6		26,900.00 €	97,200.00 €
P-103	Centrifugal	3.2	1	Cast Iron	13.7		9,270.00 €	31,700.00 €
P-104	Centrifugal	1.66	1	Cast Iron	13.7		8,320.00 €	28,400.00 €
P-105	Centrifugal	2	1	Cast Iron	3.2		8,530.00 €	27,600.00 €
P-106	Centrifugal	1	1	Cast Iron	0.83		7,960.00 €	25,800.00 €
P-107	Centrifugal	5.06	1	Cast Iron	1.9		10,400.00 €	33,500.00 €
P-108	Centrifugal	2.34	1	Cast Iron	2.6		8,740.00 €	28,300.00 €

Towers	Tower Description	Height (meters)	Diameter (meters)	Tower MOC	Demister MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
T-101	59 Carbon Steel Valve Trays	38.8	1.4	Carbon Steel	Stainless Steel	1.1	345,000.00 €	591,000.00 €
T-102	12 Carbon Steel Valve Trays	10.4	1.97	Carbon Steel	Stainless Steel	10	134,000.00 €	381,000.00 €
T-103	34 Carbon Steel Valve Trays	23.4	3.02	Carbon Steel	Stainless Steel	1.1	734,000.00 €	1,290,000.00 €
T-104	53 Carbon Steel Valve Trays	34.8	1.63	Carbon Steel	Stainless Steel	1.1	384,000.00 €	670,000.00 €

Tabla 58: cálculo del inmovilizado. (Continuación).

Reactors	Length/Height (meters)	Diameter (meters)	MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
R-101	2.61	0.87	Carbon Steel	20	6,960.00 €	132,400.00 €
-102	6.96	0.696	Carbon Steel	15	8,260.00 €	167,600.00 €