

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE CARTAGENA
Escuela Técnica Superior de Ingeniería Industrial



Universidad
Politécnica
de Cartagena



industriales
etsii UPCT

**DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD
PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA
PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO
DE 100000 TN/AÑO**

Titulación: I.T.I. Química Industrial
Alumno: Carlos Betancor Pérez
Director/a/s: Beatriz Miguel Hernández

Cartagena a 15 de Julio de 2013

INDICE

1. Memoria descriptiva.....	4
1.1. Objeto del proyecto.....	4
1.2. Cumeno características.....	4
1.2.1. Utilidades.....	5
1.2.2. Mercado y datos económicos.....	5
1.3. Producción y proceso industrial.....	6
1.4. Descripción de los equipos y operaciones unitarias.....	6
1.4.1. Bombas.....	7
1.4.2. Intercambiadores de calor.....	18
1.4.3. Reactor químico.....	23
1.4.4. Columnas de destilación.....	27
1.4.5. Columna de destilación Flash.....	30
1.5. Seguridad.....	35
1.6. Normativa y legislación aplicable.....	37
2. Cálculos justificativos.....	41
2.1. Bomba.....	41
2.1.1. Bomba P-101.....	41
2.1.1.5 Hoja de especificaciones.....	51
2.2. Bomba P-102.....	52
2.2.1 Diseño.....	52
2.2.5 Hoja de especificaciones.....	61
2.3. Bomba P-103.....	62
2.3.1. Diseño.....	62
2.3.5. Hoja de especificaciones.....	71
2.4. Intercambiador de calor E-101.....	72
2.4.1. Diseño.....	73
2.4.2. Hoja de especificaciones.....	80
2.5. Intercambiador de calor E-102.....	81
2.5.1. Diseño.....	82
2.5.2. Hoja de especificaciones.....	89
2.6. Reactor Químico.....	90
2.6.1. Diseño.....	92
2.6.2. Hoja de especificaciones.....	99
2.7. Intercambiador de calor E-103.....	100
2.7.1. Diseño.....	101
2.7.2. Hoja de especificaciones.....	108
2.8. Intercambiador de calor E-104.....	109
2.8.1. Diseño.....	110
2.8.2. Hoja de especificaciones.....	118
2.9. Intercambiador de calor E-105.....	119
2.9.1. Diseño.....	120

2.9.2. Hoja de especificaciones.....	127
2.10. Destilador flash V-101.....	128
2.10.1. Diseño.....	129
2.10.2. Hoja de especificaciones.....	133
2.11. Columna T-101.....	134
2.11.1. Diseño.....	135
2.11.2. Hoja de especificaciones.....	144
2.12. Intercambiador de calor E-106.....	145
2.12.1. Diseño.....	146
2.12.2. Hoja de especificaciones.....	154
2.13. Intercambiador de calor E-107.....	155
2.13.1. Diseño.....	156
2.13.2. Hoja de especificaciones.....	163
2.14. Columna T-102.....	164
2.14.1. Diseño.....	165
2.14.2. Hoja de especificaciones.....	173
2.15. Intercambiador de calor E-108.....	174
2.15.1. Diseño.....	175
2.15.2. Hoja de especificaciones.....	182
2.16. Intercambiador de calor E-109.....	183
2.16.1. Diseño.....	184
2.16.2. Hoja de especificaciones.....	191
3. Presupuesto.....	192
3.5. Análisis de rentabilidad.....	211
4. Anexos.....	213

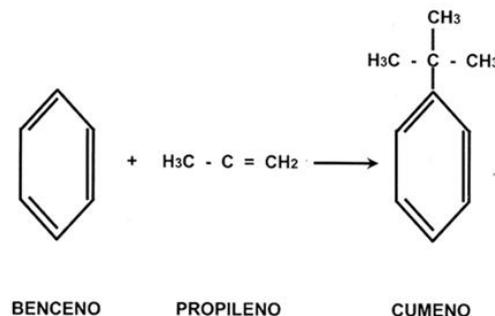
1. MEMORIA DESCRIPTIVA

1.1. OBJETO DEL PROYECTO

El objeto de este proyecto es el de diseñar y estimar el coste de una planta dedicada a la fabricación de cumeno con unas expectativas de ventas de 10000 Tn/año y considerando que la planta tendrá un mínimo de 10 años de vida y que la tasa de interés aceptable para nuestra corporación es del 15%.

1.2. CUMENO: CARACTERÍSTICAS

Cumeno es el nombre utilizado comúnmente para el isopropilbenceno, un compuesto químico clasificado entre los hidrocarburos aromáticos. Se encuentra en el petróleo y en algunos de sus productos derivados, como algunos combustibles. Se utiliza en la síntesis de algunos detergentes y, principalmente, en la fabricación de fenol y acetona mediante la obtención previa de hidroperóxido de cumeno.



Propiedades físicas y químicas:

El cumeno es un líquido, aromático penetrante, incoloro e inflamable. Su temperatura de inflamación es de 44 °C en copa cerrada y 25 °C en copa abierta; su temperatura de autoignición es de 424 °C; y cuando su dosado en presencia de oxígeno está entre 0,88% y 6,5%.

- Presión de vapor: 8 mmHg (a 20 °C).
- Densidad relativa: 0,86 g/cm³ (a 15 °C).
- Densidad relativa de los vapores: 4,1 (aire=1).
- Peso molecular: 120,21.
- Factor de conversión (20 °C, 101 kPa): 5,00 mg/m³ = 1 ppm.
- Fórmula molecular: C₉H₁₂.
- Solubilidad: soluble en la mayoría de los disolventes orgánicos, insoluble en agua
- Punto de fusión: - 97 °C
- Punto de ebullición: 152 °C
- Límite de explosividad: inferior 0,9% y superior 6,5% (concentración en aire).
- Número CAS: [98-82-8]
- Viscosidad: 0,777 cP a 21 °C.

1.2.2. Utilidades

Prácticamente todo el cumeno producido es usado para la producción de fenol y su acetona de coproducto. La oxidación cumeno para la síntesis del fenol ha estado creciendo en la popularidad desde los años 1960 y es prominente hoy. El primer paso de este proceso es la formación de hidroperóxido de cumeno. Con el hidroperóxido el fenol y la acetona en un entorno ácido.

El cumeno se utiliza como componente de alto octanaje en los combustibles de los aviones, como disolvente de pinturas y lacas de celulosa, como materia prima para la síntesis de fenol y acetona y para la producción de estireno por pirólisis. También se encuentra en muchos disolventes comerciales derivados del petróleo, con puntos de ebullición que oscilan entre 150 y 160 °C. Es un buen disolvente de grasas y resinas y, por este motivo, se ha utilizado como sustituto del benceno en muchos de sus usos industriales. El p-cimeno se encuentra en muchos aceites esenciales y se puede obtener por hidrogenación de los terpenos monocíclicos. Es un subproducto del proceso de fabricación de pasta de papel al sulfito y se utiliza principalmente, junto con otros disolventes e hidrocarburos aromáticos, como diluyente de lacas y barnices.

1.2.3. Mercado y datos económicos.

Taiwán, Japón y EEUU importan volúmenes grandes de cumeno para la producción del fenol. China pronostica importar cumeno para incrementar su capacidad significativa un 32% durante 2007-2012 para producir en sus plantas de fenol y acetona.

La producción de cumeno sigue la demanda del fenol y sus derivados. En 1998, la producción estadounidense de cumeno fue estimada en 3.0 millones de toneladas y el consumo era 2.7 millones de toneladas. Entonces fue exportado. Basado en una tendencia, a partir de 1989, sobre la demanda sirve para aumentar en el 3 % por año hasta 2003.

Los gastos exactos de cumeno por tonelada son difíciles de evaluar porque depende de los precios de transferencia internos del benceno y el propileno, así como otros gastos internos.

A partir de 1985 hasta 1998, el precio del cumeno fluctuó entre 375 dólares y 465 dólares por tonelada, terminando en 465 dólares por tonelada en la primera mitad de 1998. En agosto de 1998, el precio en los Estados Unidos fue de 320 dólares por tonelada. Este debilitamiento en el precio de cumeno era en parte debido a la adición de fenol. Los precios de entonces hasta abril de 2001 muestran precios de cumeno mejorados considerablemente a 450 dólares por tonelada a finales de 1999 y mejorado con relación a 560 dólares por tonelada a principios de 2001.

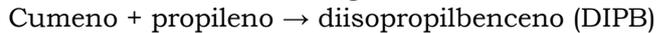
1.3 PROCESO INDUSTRIAL

El proceso industrial tiene como fin la obtención de 100000 Tn/año de cumeno (con 99,8% de pureza), tomando como alimentación Benceno (puro) y Propileno (con 5% de propano de impurezas).

El cumeno se obtendrá mediante la reacción de alquilación de Friedel-Crafts:



Simultáneamente tiene lugar la reacción:



La reacción se lleva a cabo en presencia de un catalizador que opera en el rango 300-400°C de temperatura y a 25 atm de presión.

La proporción molar benceno/propileno es 2:1, con una conversión del 99% en propileno y una selectividad relativa cumeno/DIPB de 31. A la salida del reactor, los productos se enfrían a 40° C y hasta presión atmosférica para condensar esencialmente todo el cumeno, junto con el DIPB y el benceno no reaccionado.

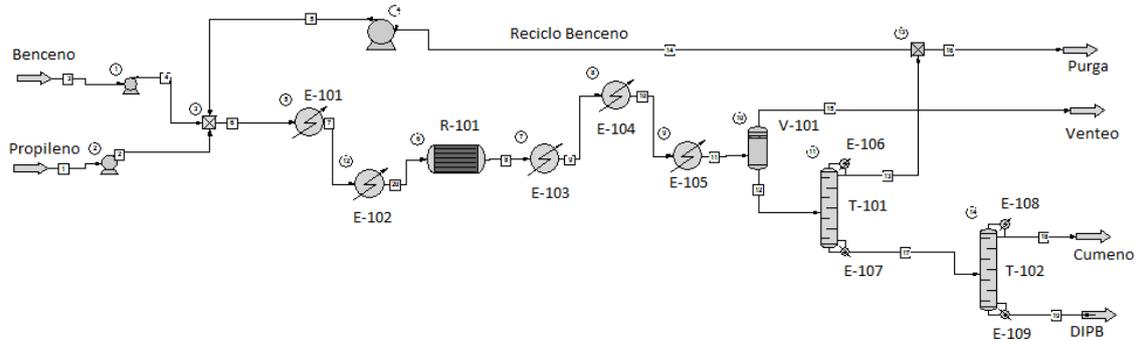


Imagen 3: Diagrama de flujo de proceso

1.4. MAQUINARIA E INSTALACIONES

La planta de fabricación de cumeno constará de una bomba *P-101* encargada de impulsar el Benceno de la alimentación a 25 atmosferas y la bomba *P-102* la cual impulsa la alimentación de Propileno a 25 atmosferas, ambos compuestos se mezclan junto a una recirculación de benceno, entonces se llevan a *E-101* y *E-102* que es un vaporizador de alimentación, en el cual se eleva la temperatura entre 300-400°C. La mezcla entra en *R-101*, reactor de síntesis de cumeno en el que se produce la reacción Friedel-Crafts, y los productos pasan por *E-103*, *E-104* y *E-105*, de subenfriador de productos, condensador de productos y subenfriador de productos respectivamente, donde hemos conseguido una temperatura de 40°C, entonces la mezcla entra en *V-101*, o destilación flash donde separamos venteno por cabeza, y el resto de componentes que los llevamos a la primera columna de destilación *T-101*, la cual separa por cabeza benceno, el cual recirculamos mediante bomba *P-103*, de cumeno e diisopropilbenceno por cola de la columna, los cuales se separan en una segunda columna de destilación *T-102*.

En cada una de las columnas de destilación tendremos un condensador *E-106*, *E-108*, en cabeza de columna y un reboiler en cola de columna *E-107*, *E-109*.

1.4.1. Bombas

1.4.1.1. Introducción:

Una bomba es una máquina hidráulica generadora que transforma la energía con la que es accionada (generalmente energía mecánica) en energía hidráulica del fluido incompresible que mueve. El fluido incompresible puede ser líquido o una mezcla de líquidos y sólidos como puede ser el hormigón antes de fraguar o la pasta de papel. Al incrementar la energía del fluido, se aumenta su presión, su velocidad o su altura, todas ellas relacionadas según el principio de Bernoulli. En general, una bomba se utiliza para incrementar la presión de un líquido añadiendo energía al sistema hidráulico, para mover el fluido de una zona de menor presión o altitud a otra de mayor presión o altitud.

1.4.1.2. Tipos de Bombas:

La principal clasificación de las bombas se realiza atendiendo al principio de funcionamiento en el que se basan.

Bombas de desplazamiento positivo:

El principio de funcionamiento está basado en la hidrostática y consiste en el movimiento de un fluido causado por la disminución del volumen de una cámara. En la máquina de desplazamiento positivo, el elemento que origina el intercambio de energía, puede tener movimiento alternativo (émbolo) o movimiento rotatorio (rotor).

En las máquinas de desplazamiento positivo tanto reciprocantes como rotatorias siempre hay una cámara que aumenta de volumen (succión) y disminuye de volumen (impulsión) por lo que también se le llama máquinas volumétricas. En caso de poder variar el volumen máximo de la cilindrada se habla de bombas de volumen variable. Si ese volumen no se puede variar, entonces se dice que la bomba es de volumen fijo.

Entre estas destacan:

- Bombas reciprocantes o alternativas.
- Bombas rotativas o rotoestáticas.

Bombas rotodinámicas:

El principio de funcionamiento está basado en el intercambio de cantidad de movimiento entre la máquina y el fluido, aplicando la hidrodinámica. En este tipo de bombas hay uno o varios rodets con álabes que giran comunicando al fluido una elevada energía cinética, que se transforma en energía de presión al ser frenado. Pueden clasificarse atendiendo al tipo de flujo dentro del rodete y por consiguiente a su forma en tres grupos principales:

- Bombas de flujo radial o centrífugas.
- Bombas de flujo diagonal o mixto.
- Bombas axiales o tipo hélice.

Generalmente las bombas incluidas en los dos primeros grupos se conocen en el mercado como bombas centrífugas.

Divididas en estos dos grupos principales, de desplazamiento positivo y rotodinámicas, existe una gran diversidad de bombas. A continuación se presenta una clasificación de los diferentes tipos de bombas que existen.

Bombas de desplazamiento positivo:

• **Bombas reciprocantes o alternativas:**

Existe uno o varios compartimentos fijos, pero de volumen variable, por la acción de un émbolo o de una membrana. En estas máquinas, el movimiento del fluido es discontinuo y los procesos de carga y descarga se realizan por válvulas que abren y cierran alternativamente.

• **Bomba alternativa de pistón:**

Funcionamiento:

En estas bombas el líquido es forzado por el movimiento de uno o más pistones ajustados a sus respectivos cilindros. Durante la carrera de descenso del pistón, se abre la válvula de admisión accionada por el vacío creado por el propio pistón, mientras la de descarga se aprieta contra su asiento, de esta forma se llena de líquido el espacio sobre él. Luego, cuando el pistón sube, el incremento de presión cierra la válvula de admisión y empuja la de escape, abriéndola, con lo que se produce la descarga. La repetición de este ciclo de trabajo produce un bombeo pulsante a presiones que pueden ser muy grandes.

Aplicación:

Como durante el trabajo se produce rozamiento entre el pistón y el cilindro, necesitan de sistemas de lubricación especiales para poder ser utilizadas en la impulsión de líquidos poco lubricantes tales como el agua. Tampoco pueden ser usadas con líquidos contaminados con partículas que resultarían abrasivas para el conjunto.

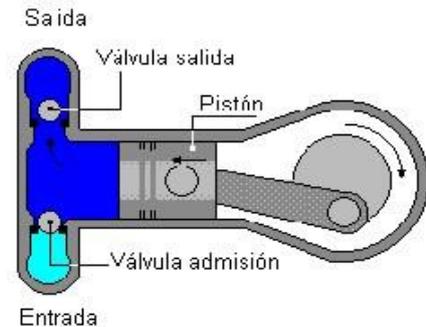


Imagen 4. Bomba alternativa de pistón

• **Bombas de diafragma:**

Funcionamiento:

El elemento de bombeo en este caso es un diafragma flexible, colocado dentro de un cuerpo cerrado que se acciona desde el exterior por un mecanismo reciprocante. Este movimiento reciprocante hace aumentar y disminuir el volumen debajo del diafragma.

Un par de válvulas convenientemente colocadas a la entrada y la salida fuerzan el líquido a circular en la dirección de bombeo.

Aplicación:

Como en las bombas de diafragma no hay piezas friccionantes, ellas encuentran aplicación en el bombeo de líquidos contaminados con sólidos, tal como los lodos, aguas negras y similares

• **Bombas rotativas o rotoestáticas:**

Una masa fluida es confinada en uno o varios compartimentos que se desplazan desde la zona de entrada (de baja presión) hasta la zona de salida (de alta presión) de la máquina.

Según el elemento que transmita tal movimiento, se clasifican en bombas de engranajes, paletas, pistones etc.

En general, las bombas rotatorias se usan para aplicaciones especiales, con líquidos viscosos, pero realmente pueden bombear cualquier clase de líquidos, siempre que no contengan sólidos en suspensión. Su uso más común es como bombas de circulación o transferencia de líquidos.

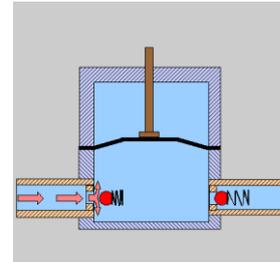


Imagen 5. Bombas de diafragma

•Bombas de engranes:

Funcionamiento:

Produce caudal al transportar el fluido entre los dientes de dos engranajes acoplados.

Uno de ellos es accionado por el eje de la bomba (motriz), y este hace girar al otro (libre). Hay diferentes variantes de las bombas de engrane, pero la más común es la que se muestra en la Imagen 6.

En un cuerpo cerrado están colocados dos engranes acoplados de manera que la holgura entre estos y el cuerpo sea muy pequeña. El accionamiento de la bomba se realiza por un árbol acoplado a uno de los engranes y que sale al exterior. Este engrane motriz arrastra el otro. Los engranes al girar atrapan el líquido en el volumen de la cavidad de los dientes en uno de los lados del cuerpo, zona de succión, y lo trasladan confinado por las escasas holguras hacia el otro lado. En este otro lado, zona de impulsión, el líquido es desalojado de la cavidad por la entrada del diente del engrane conjugado, por lo que se ve obligado a salir por el conducto de descarga.

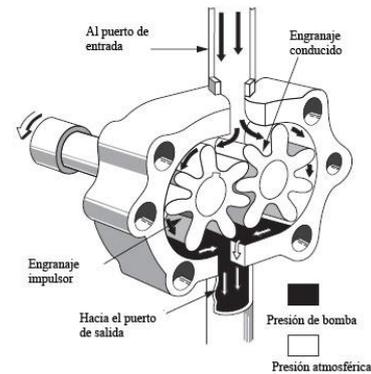


Imagen 6. Bombas de engranes

Aplicación:

La presión a la salida en estas bombas es también pulsante como en las bombas de pistones, pero los pulsos de presión son en general menores en magnitud y más frecuentes, por lo que puede decirse que tienen un bombeo más continuo que aquellas.

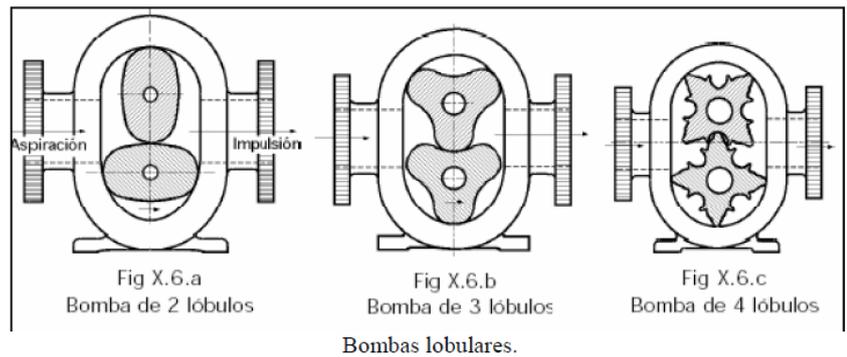
Este tipo de bombas es muy utilizado para la impulsión de aceites lubricantes en las máquinas y los sistemas de accionamiento hidráulico.

Son sin lugar a dudas las bombas más ruidosas del mercado. Por ello no se emplean en aplicaciones fijas e interiores, donde su nivel sonoro puede perjudicar a los operarios que las trabajan.

•Bombas lobulares:

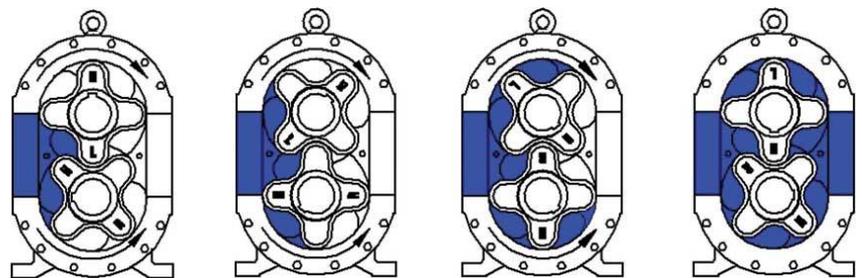
Funcionamiento:

Éstas se asemejan a las bombas del tipo de engranajes en su forma de acción, tienen dos o más motores cortados con tres, cuatro, o más lóbulos en cada motor. Al girar, el aire atrapado entre los lóbulos del rodete y la carcasa de la máquina es impulsado hacia la salida.



Aplicación:

Debido a que el líquido se descarga en un número más reducido de cantidades mayores que en el caso de la bomba de engranajes, el flujo del tipo lobular no es tan constante como en la bomba del tipo de engranajes. Estas máquinas aportan poca compresión, que está asociada básicamente al movimiento de los lóbulos.



Ofrecen un mayor desplazamiento, pero su coste es mayor y sus prestaciones de presión y velocidad son inferiores a las de las bombas de engranajes.

Imagen 7. Bombas lobulares

1.4.1.3. Ventajas y desventajas de las bombas más utilizadas en la industria: alternativas y centrífugas

Entre los diferentes tipos de bombas, las utilizadas en industria son:

B O M B A S C E N T R I F U G A S	VENTAJAS	DESVENTAJAS
	Suministran un caudal constante y sin pulsaciones	Son poco efectivas para bombear líquidos viscosos.
Altos caudales	Poco incremento de presión.	
Puede utilizarse con líquidos que contienen grandes cantidades de sólidos en suspensión, volátiles y fluidos hasta de 850°F.	Son cebadas.	
Proporcionan un aumento de presión constante para amplios rangos de caudales.	Límite inferior de caudal.	
No alcanzan presiones excesivas aún con la válvula de descarga cerrada.	Más sensible a cambios en la composición del líquido que los compresores alternativos.	
Alta eficiencia comparada con las bombas alternativas.	Aumentos relativamente pequeños de la pérdida de carga en la tubería de impulsión pueden provocar grandes reducciones de la capacidad.	
Impulsor y eje son las únicas partes en movimiento.	Se necesita un sistema más complicado para evitar las fugas y para la lubricación.	
Se pueden conectar directamente bien a un motor eléctrico o a una turbina movida por vapor.		
Motores de alta velocidad y bajo mantenimiento		
Pequeño consumo de corriente eléctrica en el arranque.		
Menor tiempo parado: largos periodos de tiempo entre reparaciones u operaciones de mantenimiento.		
No hay contaminación del líquido por aceite lubricante.		
Seguridad de funcionamiento		
Carencia de desgaste		
Montaje sencillo		
Marcha exenta de vibraciones		
Regulación progresiva fácil		
Menor coste inicial : el precio de una bomba centrífuga es aprox. ¼ del precio de la bomba de émbolo equivalente		
Construcción compacta: menor tamaño. El espacio requerido es aprox. 1/8 del de la bomba de émbolo equivalente		
Escasa cimentación: el peso es muy pequeño y por lo tanto las cimentaciones también lo son		

Tabla 1. Ventajas y desventajas de las bombas centrífugas

B O M B A S A L T E R N A T I V A S	VENTAJAS	DESVENTAJAS
	Son adecuados para todo fluido independiente de su viscosidad.	Flujo pulsante en la descarga.
	Grandes aumentos de presión	Bajos caudales.
	Proporcionan un caudal constante, para amplios rangos de variación de presión.	Baja eficiencia comparada con las bombas centrífugas
	Son autocebantes	Muchas partes móviles
	Adaptabilidad para ser movidas manualmente o por motor	Requieren mantenimiento a intervalos frecuentes.
	Gran flexibilidad en rango operacional	Succión limitada
	Maneja menor caudal a altas presiones	Mayor tiempo de parada
	Menos sensible a cambios en la composición del líquido que los compresores centrífugos.	Tamaño y peso elevado
		Motores de baja velocidad de mayor coste y alto mantenimiento. Necesidad de emplear aceite de lubricación: problemas asociados de contaminación del líquido. Las fuerzas de inercia de los pistones y otros elementos móviles que provocan vibraciones en el equipo. Alto coste inicial Alto coste de mantenimiento

Tabla 2. Ventajas y desventajas de las bombas alternativas

1.4.1.4. Teoría básica de bombas

La terminología básica utilizada en la selección y cálculo de bombas es la siguiente:

- I. Presión. Entendemos por presión la fuerza ejercida por unidad de superficie por un fluido. Pero debemos distinguir entre:
 - II. Altura Geométrica. Es la altura vertical comprendida desde el nivel de líquido a elevar hasta el punto más alto.
 - III. Altura de Aspiración. Comprende la distancia desde el nivel del líquido hasta el eje de la bomba.
 - IV. Altura de impulsión. Se mide desde el eje de la bomba hasta el punto de máxima elevación.
 - V. Altura Manométrica. Es la suma de la geométrica más las pérdidas de carga.
 - VI. Pérdida de carga. Son las pérdidas debidas al rozamiento del líquido con las paredes de la tubería y sus accesorios (válvulas, codos ...) Caudal o Capacidad de una bomba es el volumen de líquido elevado por unidad de tiempo.
 - VII. Caudal o Capacidad de una bomba es el volumen de líquido elevado por unidad de tiempo.
- VIII. Curva característica. Una bomba no tiene un único punto de funcionamiento, sino una infinidad de ellos. La curva que une todos los puntos de funcionamiento posibles de una bomba, acoplada a un motor concreto, recibe el nombre de curva característica o curvas de la bomba, siendo los fabricantes los que suministran tal información. La curva característica de una bomba es una relación gráfica que relaciona caudal con carga, potencia y eficiencia. Son propias de cada bomba y se trazan para una determinada velocidad de giro ($N = cte$). La variable independiente es el caudal y las otras son las dependientes. A continuación presentamos las curvas correspondientes a una bomba centrífuga.

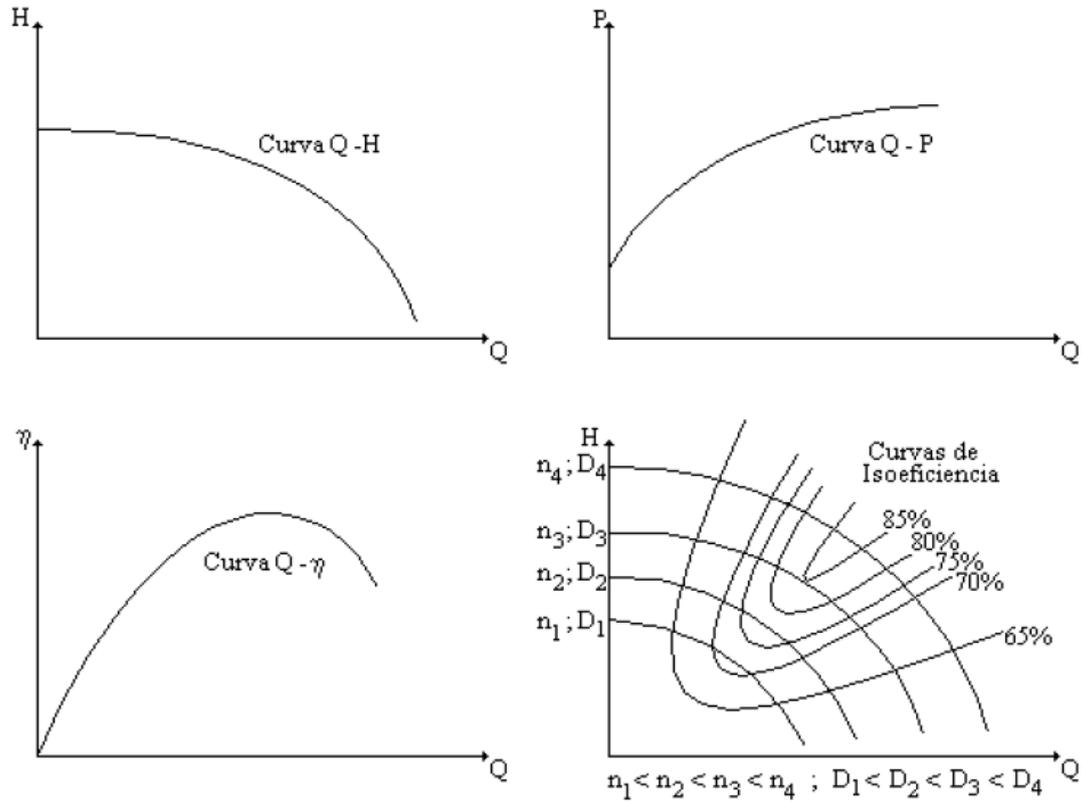


Imagen 8. Curvas características de una bomba centrífuga

IX. Punto de funcionamiento de la bomba. Una vez elegida la posible bomba a utilizar, se debe buscar el punto de funcionamiento de la bomba en el sistema dado. Para ello se hace intersectando la curva de carga del sistema y la curva característica de la bomba.

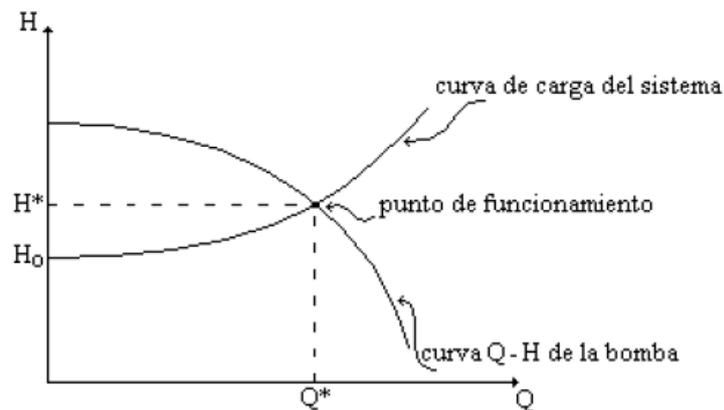


Imagen 9. Punto de funcionamiento de la bomba

X. Cavitación. La cavitación o aspiración en vacío (aspiración excesiva) se produce cuando un fluido en estado líquido pasa a gran velocidad por una arista afilada, produciendo una descompresión del fluido. Puede ocurrir que se alcance la presión de vapor del líquido de tal forma que las moléculas que lo componen cambian inmediatamente a estado de vapor, formándose burbujas o, más correctamente, cavidades. Las burbujas formadas viajan a zonas de mayor presión e implotan (el vapor regresa al estado líquido de manera súbita) produciendo una estela de gas y un arranque de metal de la superficie en la que origina este fenómeno. La implosión causa ondas de presión que viajan en el líquido. Estas pueden disiparse en la corriente del líquido o pueden chocar con una superficie. Si la zona donde chocan las ondas de presión es la misma, el material tiende a debilitarse metalúrgicamente y se inicia una erosión que, además de dañar la superficie, provoca que ésta se convierta en una zona de mayor pérdida de presión y por ende de mayor foco de formación de burbujas de vapor.

XI. NPSH = Altura Neta Positiva de Aspiración (Net positive Suction Head)
Es la diferencia entre la presión del líquido a bombear referida al eje del impulsor y la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, referida en metros.

Hay que distinguir entre:

- a) NPSH disponible: depende del conjunto de la instalación elegida para la bomba y es una particularidad independiente del tipo de bomba. Es por tanto calculable.
- b) NPSH requerido: es un dato básico peculiar de cada tipo de bomba, variable según modelo, tamaño y condiciones de servicio, que se determina por prueba o cálculo, siendo un dato a facilitar por el fabricante el cual lo ha obtenido a través de ensayos.

Para que una bomba funcione correctamente sin cavitación, ha de cumplirse que el NPSH disponible en la instalación, sea igual o mayor que el NPSH requerido por la bomba.

- XII. Potencia hidráulica. Es la potencia precisada por la bomba exclusivamente para bombear el líquido.
- XIII. Potencia absorbida (o potencia de freno). Es la potencia en el eje de la bomba y equivale a la potencia hidráulica más la potencia consumida en compensar los distintos tipos de pérdidas que se ocasionan en la bomba. Por consiguiente es mayor que la potencia hidráulica.
- XIV. Potencia absorbida por el motor. Es mayor que la potencia absorbida por la bomba, pues hay que añadirle las pérdidas internas del motor eléctrico.
- XV. Rendimiento mecánico, o rendimiento de la bomba, equivale al cociente de dividir la potencia hidráulica y la potencia absorbida. Se expresa en porcentaje y es siempre menor que la unidad.

1.4.1.5. Bombas en serie y paralelo

a) Bombas en Serie:

Para el caso en que una bomba proporcione el caudal requerido, pero que la presión que adicionada por ella no sea suficiente, se debe, entonces solucionar este problema agregando otra bomba en serie como lo muestra la Imagen 10. Se dice que dos o más bombas se encuentran en serie cuando una entrega a la siguiente su caudal al objeto de aumentar la energía del líquido. Si las dos bombas conectadas en serie son idénticas, entonces para un caudal determinado se obtendrá el doble de la presión correspondiente, si las bombas no son idénticas la presión resultante será la suma algebraica de las presiones de cada una de las bombas para un caudal dado.

Además la potencia del conjunto corresponde a la suma de las potencias individuales en el punto de funcionamiento, el cual corresponde al mismo caudal en ambas bombas.

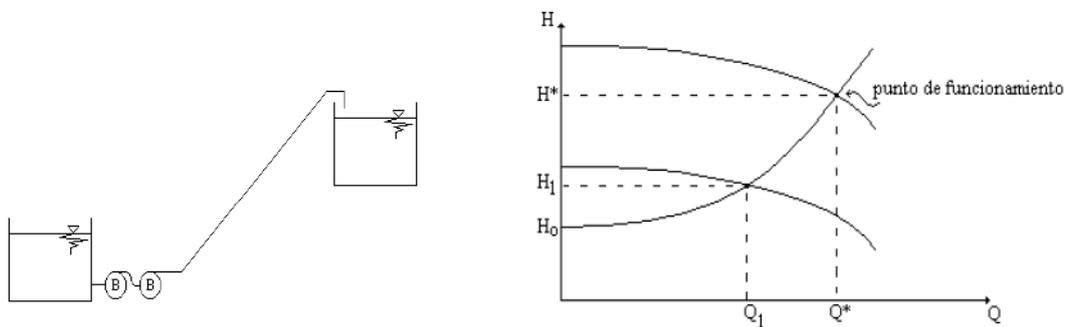


Imagen 10. Bombas en serie

b) Bombas en Paralelo:

Cuando la altura entregada por la bomba es la adecuada, pero el caudal es más bajo que lo requerido, se hace necesario conectar dos, o más, bombas en paralelo. Se dice que dos o más bombas están operando en paralelo cuando sus caudales van a parar a una tubería común. En este caso, para una presión dada el caudal total de las dos bombas será la suma de los caudales de cada bomba. Además la potencia del conjunto corresponde a la suma de las potencias individuales a la misma altura en el punto de funcionamiento.

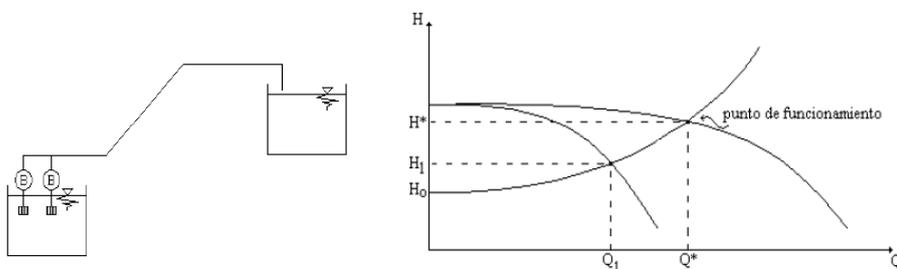


Imagen 11. Bombas en paralelo

1.4.2. Intercambiadores de calor

1.4.2.1. Introducción

El intercambio de calor es una operación que está presente en la casi totalidad de los procesos que se desarrollan en la industria química. Las aplicaciones de los intercambiadores de calor son muy numerosas, empleándose para:

- Elevar o reducir la temperatura de una corriente de proceso.
- Condensar uno o varios componentes de una mezcla gaseosa. Generalmente se usa para separar el producto de interés en el efluente de un reactor o para generar reflujo líquido en un reactor o en una columna de destilación.
- Vaporizar uno o varios componentes de una mezcla líquida. Generalmente se usa para generar reflujo vapor en una columna de destilación.
- Refrigerar el gas entre las etapas de un compresor.
- Proporcionar fluidos térmicos a la temperatura adecuada requerida por un determinado equipo (calderas, hornos, etc.).
- Recuperar la energía de corrientes residuales con fines económicos y/o medioambientales.

1.4.2.2. Tipos de contacto

- Contacto en paralelo:

En el contacto en paralelo no es posible el cruce de temperaturas (temperatura a la salida del fluido frío mayor que la de salida del caliente). Por ello, este contacto se utiliza cuando se desea limitar la temperatura de uno de los fluidos (descomposición térmica, riesgo de solidificación, etc.).

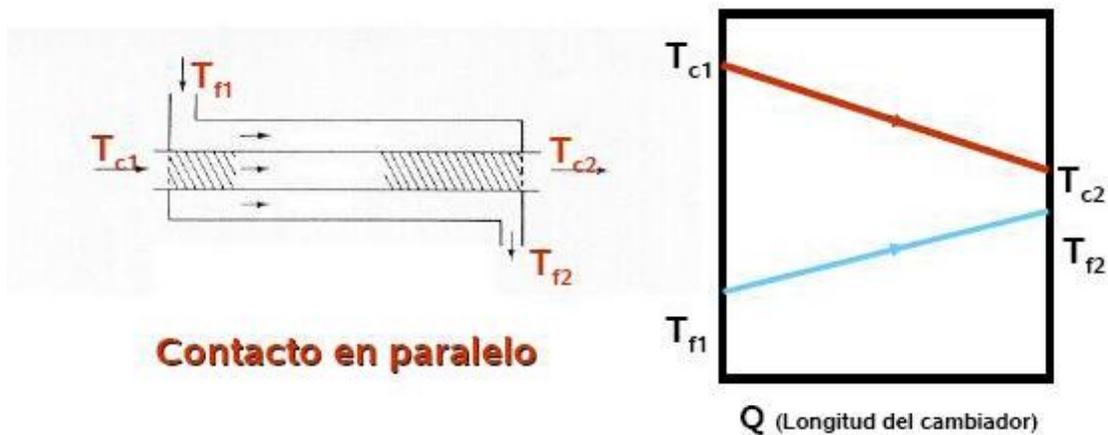


Imagen 12. Contacto en paralelo

- Contacto en contracorriente:

El contacto en contracorriente permite por obtener fuerzas impulsoras medias mayores que en paralelo. Además posibilita el cruce de temperaturas.

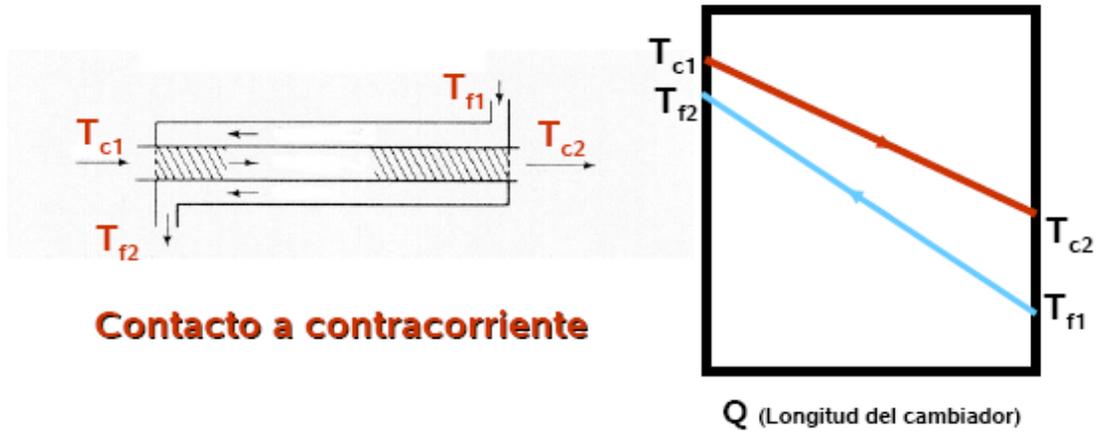


Imagen 13. Contacto a contracorriente

1.4.2.3. Tipos de intercambiadores de calor

- Cambiadores de doble tubo:

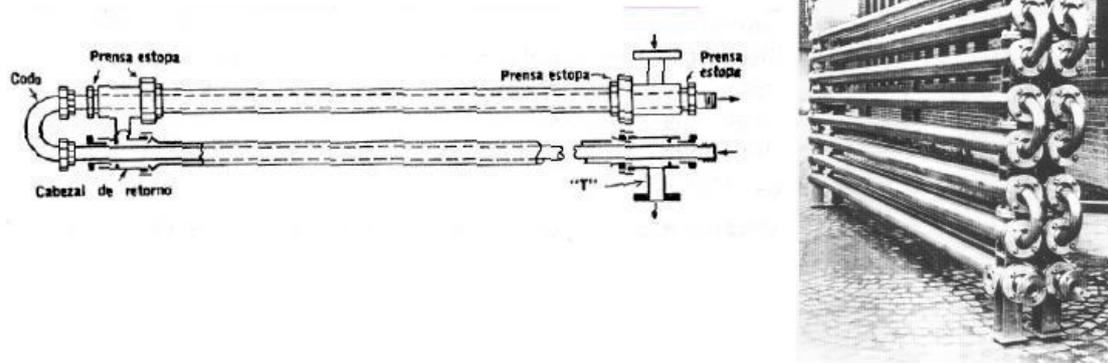


Imagen 14. Cambiadores de doble tubo.

Ventajas	Inconvenientes	Ambito
<ul style="list-style-type: none"> • Flujo a contracorriente puro • Pueden utilizarse para altas presiones • Construcción modular, fáciles de mantener y reparar • Muchos suministradores 	<ul style="list-style-type: none"> • Son caros para grandes cargas térmicas (> 1 MW) 	<ul style="list-style-type: none"> • Presión máxima: carcasa: 300 atm tubos: 1400 atm • Rango de temperatura: -100 a 600°C • Limitaciones de fluidos: pocas ya que pueden construirse de muchos materiales • Eficacia máxima: 0.9 • Mínima $\Delta T = 5$ K

Tabla 3. Ventajas, inconvenientes y ámbito de cambiadores de doble tubo

- Cambiadores de carcasa y tubo:



Imagen 15. Cambiadores de carcasa y tubo

Ventajas	Inconvenientes	Ambito
<ul style="list-style-type: none"> • Diseños robustos y extremadamente flexibles • Fáciles de mantener y reparar • Pueden diseñarse para desmantelarse por mantenimiento • Existen muchos suministradores 	<ul style="list-style-type: none"> • Requieren un amplio espacio para la extracción del haz de tubos • Los de placas pueden ser mas baratos para presiones inferiores a 15 atm y temperaturas inferiores a 200°C 	<ul style="list-style-type: none"> • Presión máxima: carcasa: 300 atm tubos: 1400 atm • Rango de temperatura: -100 a 600°C • Limitaciones de fluidos: pocas ya que pueden construirse de muchos materiales • Eficacia máxima: 0,7 - 0.9 • Mínima $\Delta T = 5 \text{ K}$

Tabla 4. Ventajas, inconvenientes y ámbito de cambiadores de carcasa y tubo

- Cambiadores de placas:

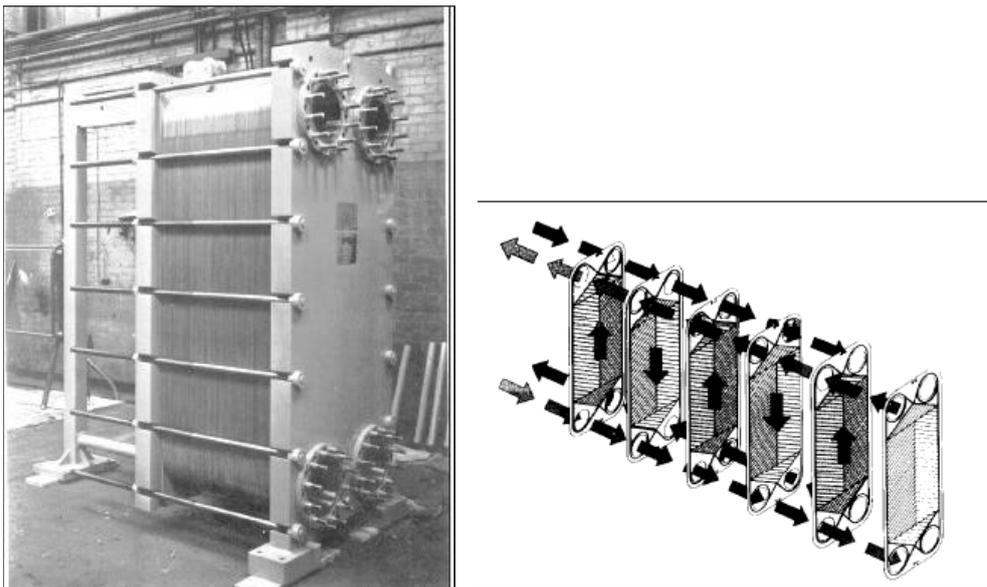


Imagen 16. Cambiadores de placas

Ventajas	Inconvenientes	Ambito
<ul style="list-style-type: none"> • Altas velocidades de transferencia • Altas eficiencias térmicas • Baja ΔT mínima • Mas compacto que el de carcasa y tubos • Menor coste • Fácil accesibilidad • Flexibilidad (por adición de placas) • Bueno para fluidos sensibles térmicamente (bajos tiempos de residencia) 	<ul style="list-style-type: none"> • Máximas temperaturas y presiones limitadas por los sellos y la construcción de los marcos • Capacidad limitada por el tamaño de las toberas • Mas susceptibles de ensuciamiento • No adecuados para fluidos corrosivos • Baja resistencia al fuego (no usados en refinerías) 	<ul style="list-style-type: none"> • Presión máxima: 25 atm (40 con diseños especiales) • Rango de temperatura: -25 a 175°C • Limitaciones de fluidos: limitadas a los materiales de los sellos • Eficacia máxima: 0.95 • Mínima $\Delta T = 1$ K

Tabla 5. Ventajas, inconvenientes y ámbito de los cambiadores de placas.

- Aerorefrigerantes:

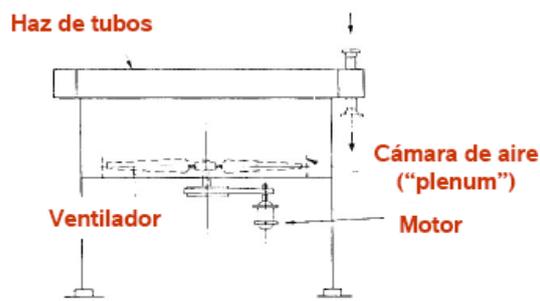


Imagen 17. Aerorefrigerantes

Ventajas	Inconvenientes	Ambito
<ul style="list-style-type: none"> • El aire está siempre disponible • Costes de mantenimiento inferiores a los sistemas refrigerados por agua • En caso de fallo de energía, aun pueden transferir por convección natural • Diseño mecánico mas simple por haber presión atmosférica en uno de los lados • Nulo ensuciamiento en el lado del aire 	<ul style="list-style-type: none"> • Ruido • Pueden requerir diseños especiales en climas fríos o en las estaciones frías. • No pueden enfriar tanto como las torres de enfriamiento 	<ul style="list-style-type: none"> • Presión máxima: tubos: 500 atm • Rango de temperatura: 25° a 600°C • Limitaciones de fluidos: pocas ya que pueden construirse de muchos materiales

Tabla 6. Ventajas, inconvenientes y ámbito de los aerorefrigerantes

- Torres de enfriamiento:

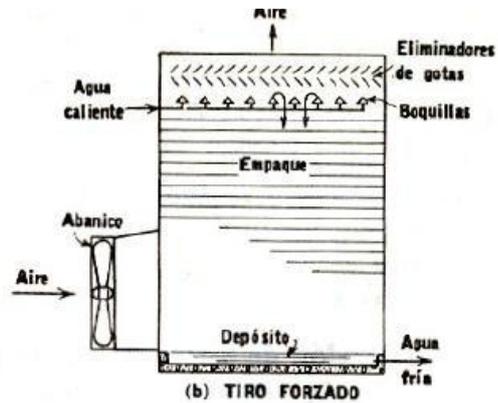


Imagen 18. Torres de enfriamiento

Ventajas	Inconvenientes	Ambito
<ul style="list-style-type: none"> • No hay necesidad de superficies metálicas para el intercambio • No hay ensuciamiento en los tubos • Altos coeficientes de transmisión de calor 	<ul style="list-style-type: none"> • No se puede enfriar mas allá de la temperatura de bulbo húmedo del ambiente • Variabilidad estacional • Problemas de contaminación biológica del agua (legionella) 	<ul style="list-style-type: none"> • Enfriamiento de agua caliente procedente de la red de intercambiadores de calor del proceso que utilizan agua o vapor de agua como fluidos térmicos

Tabla 7. Ventajas, inconvenientes y ámbito de las torres de enfriamiento

- Cambiadores en espiral:

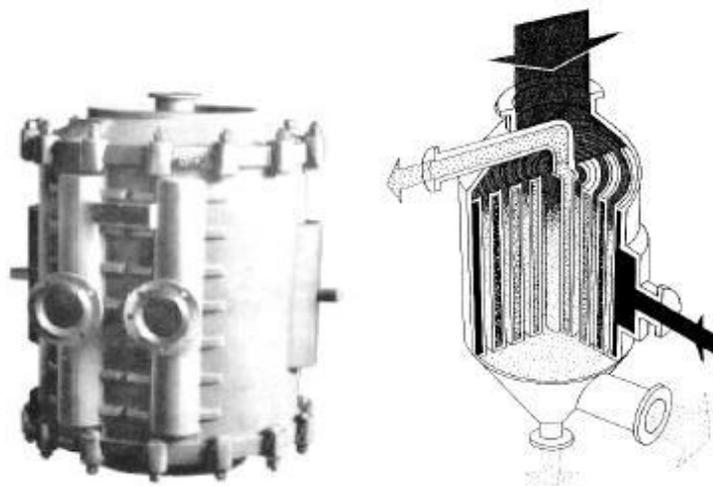


Imagen 19. Cambiadores en espiral

Ventajas	Inconvenientes	Ambito
<ul style="list-style-type: none"> • Altos coeficientes de transmisión de calor (hasta 3000 W/m²·K) • Compactos • Coste comparable a los tubulares, especialmente si se fabrican de aceros especiales • Adecuados para enfriar o calentar fluidos con sólidos en suspensión y fluidos viscosos • Baja velocidad de ensuciamiento 	<ul style="list-style-type: none"> • La reparación en campo es difícil • No adecuados para procesos donde se dan ciclos térmicos con frecuencia 	<ul style="list-style-type: none"> • Presión máxima: 10 atm. • Rango de temperatura: -100°C a 600°C • Limitaciones de fluidos: pocas pues pueden construirse de muchos materiales.

Tabla 8. Ventajas, inconvenientes y ámbito de cambiadores en espiral

1.4.3. Reactor

1.4.3.1. Introducción

Un reactor químico es una unidad procesadora diseñada para que en su interior se lleve a cabo una o varias reacciones químicas. Dicha unidad procesadora está constituida por un recipiente cerrado, el cual cuenta con líneas de entrada y salida para sustancias químicas, y está gobernado por un algoritmo de control.

Los reactores químicos tienen como funciones principales:

- Asegurar el tipo de contacto o modo de fluir de los reactantes en el interior del tanque, para conseguir una mezcla deseada con los materiales reactantes.
- Proporcionar el tiempo suficiente de contacto entre las sustancias y con el catalizador, para conseguir la extensión deseada de la reacción.
- Permitir condiciones de presión, temperatura y composición de modo que la reacción tenga lugar en el grado y a la velocidad deseada, atendiendo a los aspectos termodinámicos y cinéticos de la reacción.

1.4.3.2. Tipos de reactores industriales

- *Reactores tipo tanque:*

Consiste en un depósito en el que se ponen en contacto los reactivos, favoreciéndose este contacto por la acción de un agitador. Pueden operar de modo discontinuo (procesos de carga-reacción-descarga), o de modo continuo (entrada de reactivos y salida de productos continua).

Además, el modo de operación de este tipo de reactor puede ser isotérmica (temperatura constante), o adiabática (sin pérdidas de calor).

La agitación se logra por medio de agitadores de formas diversas (principalmente turbinas o hélices), o bien por circulación forzada con una bomba externa o sumergida. Los reactores pequeños pueden agitarse por vaivén, por sacudida o por volteo de todo el recipiente.

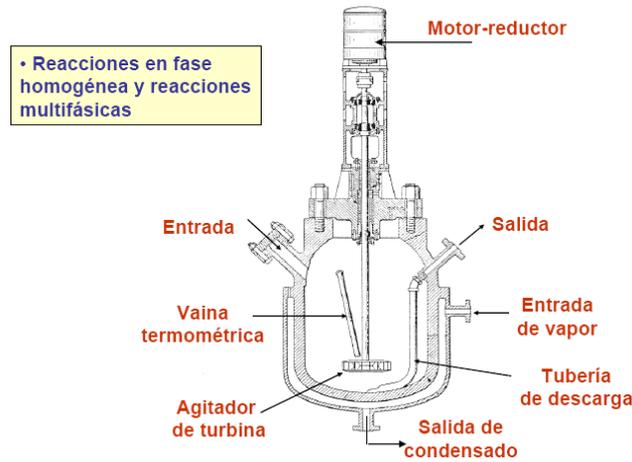


Imagen 20. Reactor tipo tanque

- Reactores de lecho catalítico fijo o móvil:

- Los reactores de lecho fijo consisten en uno o más tubos empacados con partículas de catalizador, que operan en posición vertical. Las partículas catalíticas pueden variar de tamaño y forma: granulares, cilíndricas, esféricas, etc. En los reactores de lecho fijo, el catalizador sólido está de forma estacionaria. El sólido catalítico se encuentra estático y totalmente empacado dentro del reactor, y son la fase líquida y la gaseosa las que circulan entre las partículas de este.



Imagen 21. Reactor de lecho fijo



Imagen 22. Partículas de catalizador

Dentro de los reactores de lecho fijo podemos encontrar también los reactores multilecho, que son reactores de lecho fijo dispuestos en serie.

Los reactores multitubulares también son reactores de lecho fijo, pero en este caso el reactor dispone de una serie de tubos longitudinalmente rellenos de catalizador. Estos equipos también pueden estar provistos de un sistema de intercambio de calor para controlar la temperatura en el interior.

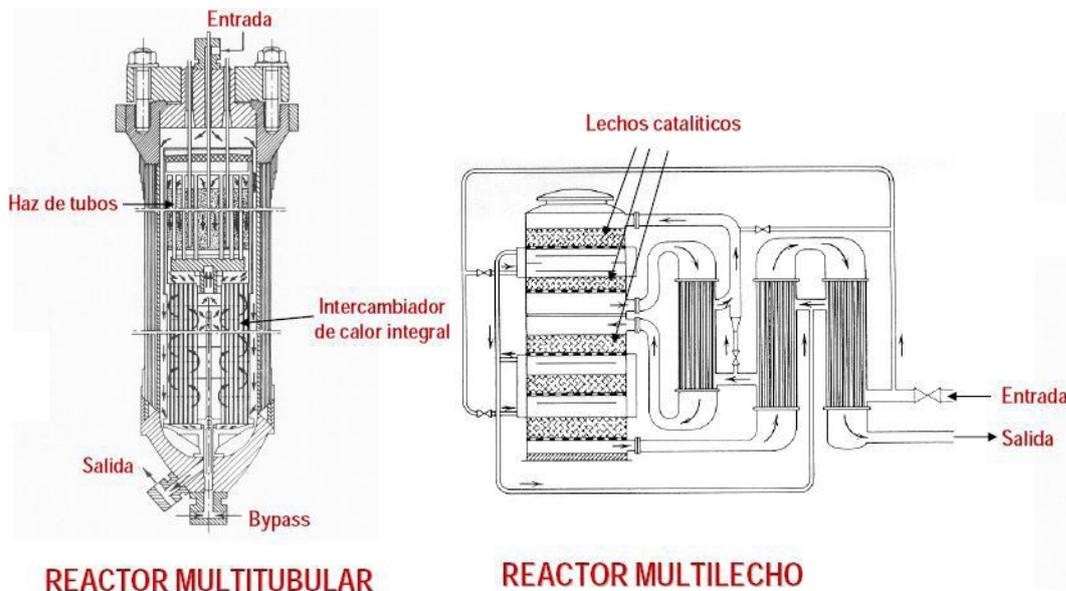


Imagen 23. Reactor multitubular y reactor multilecho

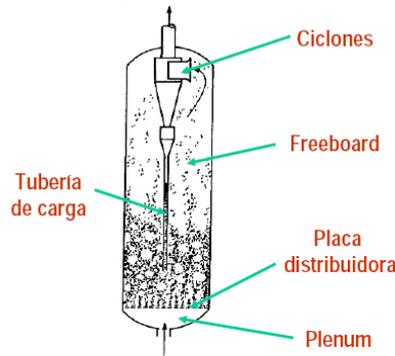
- Los reactores de lecho móvil, se caracterizan por tener el catalizador sólido suspendido o en cesta, y está en movimiento. El catalizador se encuentra en suspensión en el seno de la fase líquida. Para que las partículas de catalizador se mantengan en suspensión, la agitación del reactor ha de ser importante. Esta misma agitación mezcla los productos y los reactivos, homogeneizando sus concentraciones en todo el reactor.

- *Reactores de lecho fluidizado:*

Reactores de lecho fluidizado, la agitación es provocada por el flujo ascendente del líquido y del gas que mantienen las partículas del catalizador en suspensión.

Cuando la velocidad del gas aumenta por encima de un determinado valor, las fuerzas de arrastre sobre las partículas igualan al peso del lecho, de manera que las partículas comienzan a separarse y elevarse.

A medida que la velocidad del gas aumenta, la fluidización se hace más turbulenta. Si la velocidad del gas se hace muy elevada, el arrastre de sólidos aumentará, y se dirá que el reactor se encuentra en un régimen de transporte neumático.



LECHO FLUIDIZADO

Imagen 24. Reactor de lecho fluidizado

- Reactores electroquímicos:

Se trata de reactores que usan reacciones de oxidación- reducción, bien para la obtención de energía, o para obtener otros compuestos químicos.

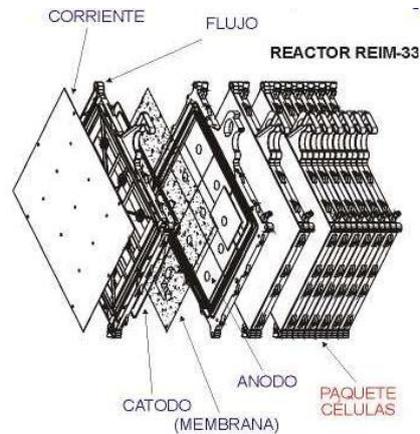


Imagen 25. Reactor electroquímicos

1.4.4. Columna de destilación

1.4.4.1. Introducción

La destilación es una operación unitaria cuya finalidad es separar dos o más componentes de una mezcla líquida aprovechando las diferencias en sus presiones de vapor.

Poniendo en contacto una fase gaseosa y una fase líquida, la fase gaseosa se va enriqueciendo en el componente más volátil (más ligero), mientras que la fase líquida descendiente se va enriqueciendo en el componente menos volátil (más pesado).

1.4.4.2. Tipos de columnas de destilación

Existen fundamentalmente dos tipos de columnas de destilación:

- Columnas de relleno:

Son recipientes verticales rellenos de unos materiales sólidos inertes (normalmente cerámicos) que tienen una gran superficie específica. La función de estos rellenos es favorecer el contacto entre el gas ascendente y el líquido descendiente. Por eso, en estos sistemas, la mezcla líquida se introduce por la parte superior de la columna y desciende por gravedad. Al ponerse en contacto con el relleno, empapa toda la superficie del mismo y esto favorece su contacto con el líquido ascendente. A medida que aumenta el tamaño del relleno disminuye la eficiencia de la transferencia de materia y aumenta la pérdida de carga, por tanto para determinar el tamaño óptimo de relleno habrá que llegar a un compromiso entre estos dos factores. La selección del material de relleno se basa en criterios como resistencia a la corrosión, resistencia mecánica, resistencia térmica y características de mojado. Además, es necesario disponer un distribuidor de líquido en la parte superior de la columna para asegurar que el líquido moje de manera uniforme todo el relleno y no se desplace hacia las paredes.

Las principales aplicaciones de las columnas de destilación son:

- Destilaciones a vacío, donde son imprescindibles bajas caídas de presión.
- Columnas de pequeño diámetro (<0.6 m).
- Medios corrosivos.
- Líquidos que forman espumas (debido a que en las columnas de relleno la agitación es menor).

En general, las columnas de relleno encuentran mayor aplicación en absorción de gases, donde es frecuente la presencia de reacciones químicas corrosivas, así como también en el laboratorio, plantas piloto y operación de alto vacío.

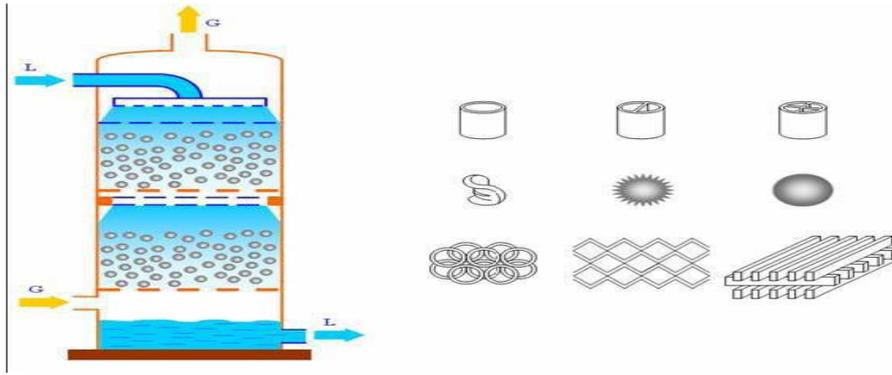


Imagen 26. Columna de relleno y tipos de relleno

- Columnas de platos:

Consiste en una cámara cilíndrica vertical provista de platos o bandejas separados a intervalos regulares. De este modo, la fase líquida fluye hacia la base por gravedad, mientras que la fase gas asciende a través de cada plato formando espumas o nieblas sobre la superficie libre del líquido. Así, se establece un contacto discontinuo múltiple en contracorriente.

Los platos suelen ir provistos de orificios para favorecer el contacto entre el gas y el líquido. Además, es muy importante controlar el flujo de gas y líquido para encontrar un equilibrio que evite la inundación de la columna.

Las columnas de platos son las más empleadas en procesos de destilación. Se utilizan sobre todo cuando se cumplen las siguientes condiciones:

- Grandes diámetros y torres con más de 20 ó 30 etapas.
- Cargas variables de líquido y/o vapor.
- Facilidad de limpieza.
- Elevados tiempos de residencia del líquido (por ejemplo, en procesos en los que se produce reacción química y se requiere un tiempo mínimo de reacción).
- Necesidad de utilizar serpentines de refrigeración en la columna.
- Presiones superiores a la atmosférica.
- Bajas velocidad de líquido.
- Posible ensuciamiento.
- Existencia de esfuerzos térmicos o mecánicos que podrían provocar la ruptura del relleno.

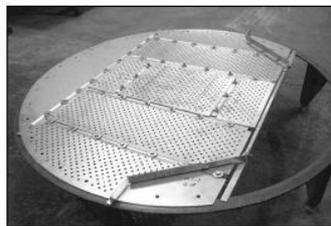


Imagen 27. Distintos tipos de platos

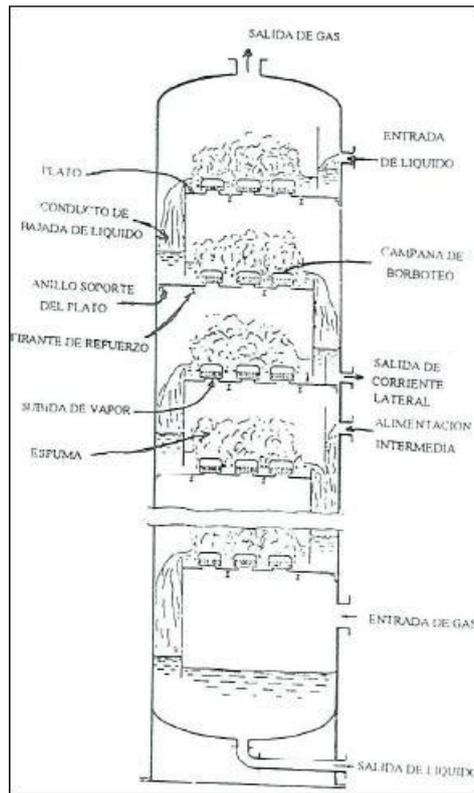


Imagen 28. Columna de platos

1.4.5. Columna de destilación Flash

1.4.5.1. Introducción

La destilación flash es una técnica de separación en una sola etapa.

La mezcla se alimenta a un recipiente de volumen suficientemente grande (tambor de separación) donde se reduce su presión y se separan una fracción líquida y una fracción gaseosa. Como el vapor y el líquido están en un estrecho contacto, ocurre que las dos fases se aproximan al equilibrio.

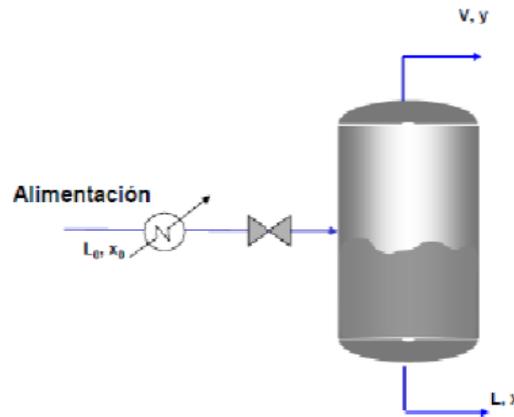


Imagen 29. Columna Flash

1.4.5.2. Componentes de columna destilación Flash

Tienen forma cilíndrica ya que:

- La construcción es más fácil.
- Se necesitan menores espesores para resistir iguales presiones.

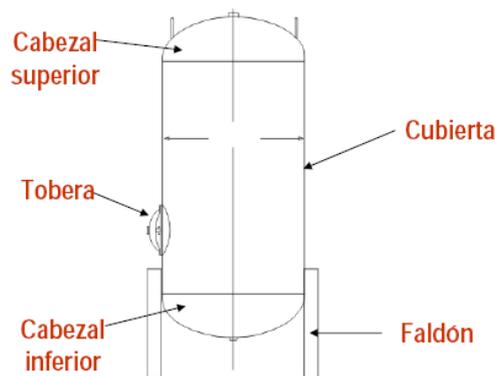


Imagen 30. Componentes de una Columna Flash

Además de otros elementos como mirillas, bocas de hombre.

• *Cubierta:*

- Cuando el diámetro de cubierta es menor de 24 pulgadas (60.9 cm) se utiliza, normalmente, tubería, y en diámetros superiores se realiza a partir de chapa arrollada y soldada.

- Las cubiertas pueden ser simples o estar compuestas de un metal y un revestimiento interno o externo, de diversa naturaleza y función:

- ✓ Vitrificados: Para el contacto con atmósferas corrosivas reduciendo el coste respecto de si todo el recipiente se hubiera construido de un metal resistente a la corrosión.
- ✓ Refractarios: Permiten reducir costes cuando la temperatura excede la del uso de los metales comunes. Se refrigeran externamente bien con aire o con camisas de agua.

• *Cabezales:*

- Semiesféricos (Hemispherical):

- ✓ Más costosos se restringe a casos específicos de grandes espesores o materiales especiales.
- ✓ Más económicos para altas presiones.

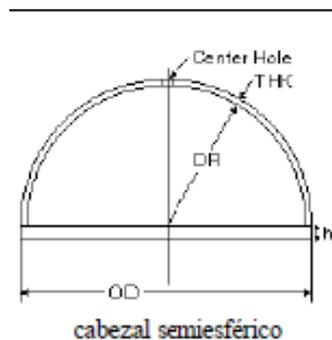


Imagen 31. Cabezal semiesférico

- Elipsoidales (Ellipsoidal):

- ✓ Más utilizados para bajas y medias presiones.

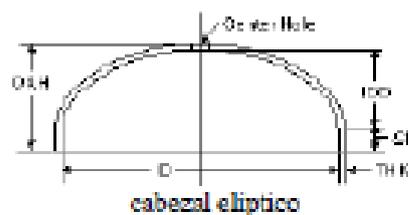


Imagen 32. Cabezal elíptico

-Policéntricos o torisféricos (Torispherical):

- ✓ Pseudoelíptico o Korbboogen: $R = 0.8De$ y $r = De/6.5$ – P bajas y medias.
- ✓ Policéntrico 10:1 o Klopper: $R = De$ y $r = De/10$ – P muy bajas.



Imagen 33. Cabezal policéntrico

- Cónicos:

- ✓ Menos empleado



Imagen 34. Cabezal cónico

- Planos:

- ✓ Menos empleado

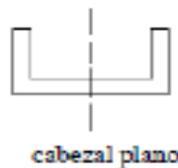


Imagen 35. Cabezal plano



Imagen 36. Imágenes de los distintos cabezales

- *Toberas:*

- Se deben considerar todas las toberas necesarias:

- ✓ Alimentación
- ✓ Extracción de productos
- ✓ Venteos de gases y dispositivos de alivio de presión
- ✓ Purgas
- ✓ Instrumentación (temperatura, nivel, presión, pH)

- Cada tobera de entrada o salida del recipiente incrementa su coste -no sólo por el precio de la misma-, sino porque es necesario reforzar las paredes del recipiente en las proximidades de la misma.

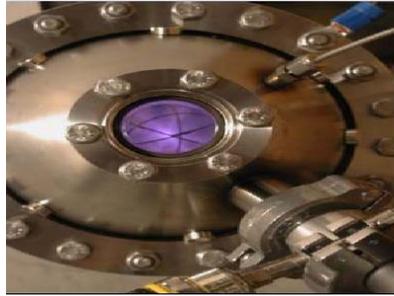


Imagen 37. Tobera

- *Dispositivos de sujeción y apoyo:*

- Recipientes verticales:

- ✓ Patas: altura no superior a 5 m y diámetros no superiores a 2.4 m, siempre que el peso no sea muy grande.
- ✓ Faldón cilíndrico o cónico: más utilizado para torres, reactores y recipientes de tamaño medio y grande.
- ✓ Ménsulas: cuando las dimensiones y pesos no son muy grandes.

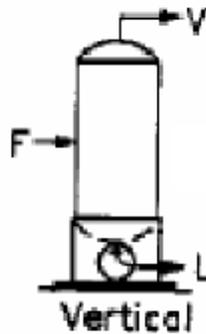


Imagen 38. Recipiente vertical

- Recipientes horizontales:

- ✓ Cunas (normalmente 2) : de acero: más habituales y de cemento: casos especiales.

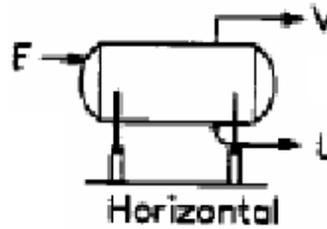


Imagen 39. Recipiente horizontal.

• *Otros accesorios:*

- Accesorios externos:

- ✓ Soportes de instalación del aislamiento
- ✓ Anclajes para aplicación de protección contra incendios
- ✓ Soportes de escalera y plataformas
- ✓ Soportes para tuberías

- Accesorios internos:

- ✓ Codos o deflectores en la entrada.
- ✓ Rompedores de vórtices en la salida de líquidos.
- ✓ Extractores de humedad o rellenos de malla.

1.5. SEGURIDAD

Fichas Internacionales de Seguridad Química

CUMENO

ICSC: 0170







MINISTERIO DE TRABAJO Y ASUNTOS SOCIALES ESPAÑA

INSTITUTO NACIONAL DE SEGURIDAD E HIGIENE EN EL TRABAJO

CUMENO
 Isopropilbenceno
 Cumene
 2-Fenilpropano
 Cumol
 $C_9H_{12}/C_6H_5CH(CH_3)_2$
 Masa molecular: 120.2

Nº CAS 98-82-8
 Nº RTECS GR8575000
 Nº ICSC 0170
 Nº NU 1918
 Nº CE 601-024-00-X




TIPOS DE PELIGRO/ EXPOSICION	PELIGROS/ SINTOMAS AGUDOS	PREVENCION	PRIMEROS AUXILIOS/ LUCHA CONTRA INCENDIOS
INCENDIO	Inflamable.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Polvo, AFFF, espuma, dióxido de carbono.
EXPLOSION	Por encima de 31°C: pueden formarse mezclas explosivas vapor/ aire.	Por encima de 31°C: sistema cerrado, ventilación y equipo eléctrico a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (por ejemplo, mediante conexión a tierra).	En caso de incendio: mantener fríos los bidones y demás instalaciones rociando con agua.
EXPOSICION		¡EVITAR LA FORMACION DE NIEBLA DEL PRODUCTO!	
• INHALACION	Ataxia, tos, vértigo, somnolencia, dolor de cabeza y garganta, pérdida del conocimiento.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo, posición de semiincorporado y proporcionar asistencia médica.
• PIEL	Piel seca.	Guantes protectores y traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar y lavar la piel con agua y jabón.
• OJOS	Enrojecimiento, dolor.	Gafas de protección de seguridad.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad) y proporcionar asistencia médica.
• INGESTION	(Para mayor información, véase Inhalación).	No comer, ni beber, ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, NO provocar el vómito y proporcionar asistencia médica.
DERRAMAS Y FUGAS	ALMACENAMIENTO	ENVASADO Y ETIQUETADO	

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

<p>Recoger, en la medida de lo posible, el líquido que se derrama y el ya derramado en recipientes precintables, absorber el líquido residual en arena o absorbente inerte y trasladarlo a un lugar seguro. NO permitir que este producto químico se incorpore al ambiente. (Protección personal adicional: respirador de filtro mixto contra vapores orgánicos y polvo nocivo A/P2).</p>	<p>A prueba de incendio. Separado de oxidantes fuertes, ácidos. Mantener en lugar fresco y oscuro. Almacenar solamente si está estabilizado.</p>	<p>símbolo Xi símbolo N R: 10-37-51/53-65 S: (2-)24-37-61-62 Clasificación de Peligros NU: 3 Grupo de Envasado NU: III IMO: contaminante marino. CE:</p> <div style="text-align: right;">  </div>
VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE		
ICSC: 0170	Preparada en el Contexto de Cooperación entre el IPCS y la Comisión de las Comunidades Europeas © CCE, IPCS, 1994	

Fichas Internacionales de Seguridad Química

CUMENO

ICSC: 0170

D A T O S I M P O R T A N T E S	<p>ESTADO FISICO; ASPECTO Líquido incoloro, de olor característico.</p> <p>PELIGROS FISICOS Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.</p> <p>PELIGROS QUIMICOS La sustancia puede formar peróxidos explosivos. Reacciona violentamente con ácidos y oxidantes fuertes, originando peligro de incendio y explosión.</p> <p>LIMITES DE EXPOSICION TLV (como TWA): 50 ppm; 246 mg/m³ (piel) (ACGIH 1995-1998). MAK: 50 ppm; 245 mg/m³ (piel) (1996).</p>	<p>VIAS DE EXPOSICION La sustancia se puede absorber por inhalación y a través de la piel.</p> <p>RIESGO DE INHALACION Por evaporación de esta sustancia a 20°C se puede alcanzar bastante lentamente una concentración nociva en el aire.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION La sustancia irrita los ojos y el tracto respiratorio. La ingestión del líquido puede dar lugar a la aspiración del mismo por los pulmones y la consiguiente neumonitis química. La sustancia puede causar efectos en sistema nervioso central. La exposición por encima del LEL puede producir pérdida del conocimiento.</p> <p>EFFECTOS DE EXPOSICION PROLONGADA O REPETIDA El contacto prolongado o repetido con la piel puede producir dermatitis.</p>
PROPIEDADES FISICAS	<p>Punto de ebullición: 152°C Punto de fusión: -96°C Densidad relativa (agua = 1): 0.90 Solubilidad en agua: Ninguna Presión de vapor, Pa a 20°C: 427 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 4.2</p>	<p>Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20°C (aire = 1): 1.01 Punto de inflamación: 31°C Temperatura de autoignición: 420°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 0.9-6.5 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 3.66</p>
DATOS AMBIENTALES	<p>Esta sustancia puede ser peligrosa para el ambiente; debería prestarse atención especial a los organismos acuáticos y a las aves.</p> <div style="text-align: right;">  </div>	
NOTAS		
<p>La adición de estabilizadores o inhibidores podría influir sobre las propiedades toxicológicas de esta sustancia; consultar a un experto. Antes de la destilación comprobar si existen peróxidos; en caso positivo eliminarlos.</p> <p style="text-align: right;"> Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-594 Código NFPA: H 2; F 3; R 0; </p>		

1.6. NORMATIVA Y LEGISLACIÓN APLICABLE

En la redacción del presente Proyecto, se ha observado el cumplimiento de la Normativa Vigente que le es de aplicación, y en especial, la siguiente:

- Ley 21/1992, de 16 de julio, de Industria (BOE núm. 176, de 23 de julio de 1992).
- Real Decreto 2135/1980, de 26 de septiembre, sobre liberalización industrial (BOE núm. 247, de 14 de octubre de 1980).
- Orden de 19 de diciembre de 1980 sobre normas de procedimientos y desarrollo del Real Decreto 2135/1980, de 26 de septiembre, de liberalización industrial (BOE núm. 308, de 24 de diciembre de 1980).
- Orden de 9 de septiembre de 2002 de la Consejería de Ciencia, Tecnología, Industria y Comercio por la que se adoptan medidas de normalización en la tramitación de expedientes en materia de Industria, Energía y Minas (BORM núm. 218, de 19 de septiembre de 2002, con corrección de errores en BORM núm. 235, de 9 de octubre de 2002).
- Resolución de 4 de noviembre de 2002, de la Dirección General de Industria, Energía y Minas, por la que se desarrolla la Orden de 9 de septiembre de 2002 de la Consejería de Ciencia, Tecnología, Industria y Comercio por la que se adoptan medidas de normalización en la tramitación de expedientes en materia de Industria, Energía y Minas (BORM núm. 284, de 10 de diciembre de 2002, con corrección de errores en BORM núm. 85, de 12 de abril de 2003).
- Resolución de 3 de julio de 2003, de la Dirección General de Industria, Energía y Minas, por la que se aprueban los contenidos esenciales de determinados proyectos y el modelo de certificado como consecuencia de la aprobación por el Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, del reglamento electrotécnico para baja tensión (BORM núm. 171, de 26 de julio de 2003).
- Decreto 20/2003, de 21 de marzo, sobre criterios de actuación en materia de seguridad industrial y procedimientos para la puesta en servicio de instalaciones en el ámbito territorial de la Región de Murcia (BORM núm. 75, de 1 de abril de 2003, con corrección de errores en BORM núm. 79, de 5 de abril de 2003).
- Real Decreto 697/1995, de 28 de abril por el que se aprueba el Reglamento del Registro de Establecimientos Industriales de ámbito estatal (BOE núm. 128, de 30 de mayo de 1995).
- Real Decreto 2526/1998, de 27 de noviembre, por el que se modifica el Reglamento de Establecimientos Industriales de Ámbito Estatal, aprobado por Real Decreto 697/1995, de 28 de abril, (BOE núm. 304, de 21 de diciembre de 1998).
- Resolución de 28 de mayo de 2003, de la Consejería de Ciencia, Tecnología, Industria y Comercio, por la que se ordena la nueva publicación del texto íntegro del Decreto nº 47/2003, de 16 de mayo, por el que se aprueba el reglamento del Registro de Establecimientos Industriales de la Región de Murcia (BORM núm. 128, de 5 de junio de 2003, con corrección de errores en BORM núm. 181, de 7 de agosto de 2003).
- Resolución de 22 de septiembre de 2003, de la Dirección General de Industria, Energía y Minas, por la que se aprueban los modelos de los impresos del Registro de

Establecimientos Industriales de la Región de Murcia, creado por el Decreto 47/2003 de 16 de mayo (BORM núm. 257, de 6 de noviembre de 2003).

- Real Decreto 1560/1992, de 18 de diciembre, por el que se aprueba la Clasificación Nacional de Actividades Económicas (CNAE-93) (BOE núm. 306, de 22 de diciembre de 1992).
- Real Decreto 330/2003, de 14 de marzo por el que se modifica el Real Decreto 1560/1992, de 18 de diciembre, por el que se aprueba la Clasificación Nacional de Actividades Económicas (CNAE-93) (BOE núm. 79, de 2 de abril de 2003).
- Real Decreto 475/2007, de 13 de abril, por el que se aprueba la Clasificación Nacional de Actividades Económicas 2009 (CNAE -2009) (BOE núm. 102, de 28 de abril de 2007).
- Real Decreto 331/2003, de 14 de marzo, por el que se deroga el Real Decreto 81/1996, de 26 de enero, por el que se aprueba la Clasificación Nacional de Productos por Actividades 1996 (CNPA-96), y se establecen las normas aplicables sobre el uso de la clasificación CPA-2002 (BOE núm. 79, de 2 de abril de 2003).
- Real Decreto 1215/1997, de 18 de julio, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización, por los trabajadores, de los equipos de trabajo. (BOE núm. 188, de 7 de agosto de 1997).
- Real Decreto 1435/1992, de 27 de noviembre, por el que dictan las disposiciones de aplicación de la Directiva del Consejo 89/392/CEE relativa a la aproximación de las legislaciones de los Estados miembro sobre maquinaria (BOE núm. 297, de 11 de diciembre de 1992).
- Real Decreto 56/1995, de 20 de enero, por el que se modifica el Real Decreto 1435/1992, de 27 de diciembre por el que se dictan las disposiciones de aplicación de la Directiva del Consejo 89/392/CEE relativa a la aproximación de las legislaciones de los Estados miembro sobre maquinaria (BOE núm. 33, de 8 de febrero de 1995).
- Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus instrucciones técnicas complementarias MIE APQ-1, MIE APQ-2, MIE APQ-3, MIE APQ-4, MIE APQ-5, MIE APQ-6 y MIE APQ-7 (BOE núm. 112, de 10 de mayo de 2001, con corrección de errores en BOE núm. 251, de 19 de octubre de 2001).
- Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de Seguridad Contra Incendios en los Establecimientos Industriales (BOE núm. 303, de 17 de diciembre de 2004 con corrección de errores en BOE núm. 55, de 5 de marzo de 2005).
- Real Decreto 312/2005, de 18 de marzo, por el que se aprueba la clasificación de los productos de construcción y de los elementos constructivos en función de sus propiedades de reacción y resistencia frente al fuego (BOE núm. 79, de 2 de abril de 2005).
- Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios (BOE núm. 298, de 14 de diciembre de 1993, con corrección de errores en BOE núm. 109, de 7 de mayo de 1994).

- Orden de 16 de abril de 1998, sobre Normas de Procedimiento y Desarrollo del Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, y se revisa el anexo I y los apéndices del mismo (BOE núm. 101, de 28 de abril de 1998).
- Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento Electrotécnico de baja tensión (BOE núm. 224, de 18 de septiembre de 2002).
- Decreto 2443/1969, de 16 de agosto, Reglamento de Recipientes a Presión (BOE núm. 258, de 28 de octubre de 1969), modificado por Decreto 516/1972, de 17 de febrero de 1972 (BOE de 15 de marzo de 1972).
- Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Aparatos a Presión (BOE núm. 128, de 29 de mayo de 1979), y sobre todo sus ITC-MIE-AP1 relativas a “Calderas, Economizadores, Precalentadores, Sobrecalentadores y Recalentadores” (Orden de 17 de marzo de 1982, BOE núm. 84, de 8 de abril de 1981 y Orden de 28 de marzo de 1985, BOE núm. 89, de 13 de abril de 1985) e ITC-MIE-AP2 “Tuberías para fluidos relativos a calderas” (Orden de 6 de octubre de 1980, BOE núm. 265, de 4 de noviembre de 1980), y modificaciones posteriores.
- Real Decreto 769/1999, de 7 de mayo por el que se dictan las disposiciones de aplicación de la Directiva del Parlamento Europeo y del Consejo, 97/23/CE, relativas a los equipos de presión y se modifica el Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril, que aprobó el Reglamento de Aparatos a Presión (BOE núm. 129, de 31 de mayo de 1999).
- Ley 54/1997, de 27 de noviembre, del Sector Eléctrico (BOE núm. 285, de 28 de noviembre de 1997).
- Decreto 3275/1982, de 12 de noviembre, sobre condiciones técnicas y garantías de seguridad en centrales eléctricas, subestaciones y centros de transformación (BOE núm. 288, de 1 de diciembre de 1982; con corrección errores en BOE núm. 15, de 18 de enero de 1983).
- Orden de 6 de julio de 1984 por la que se aprueban las Instrucciones Técnicas Complementarias del Reglamento sobre condiciones técnicas y garantías de seguridad en centrales eléctricas, subestaciones y centros de transformación (BOE núm. 183, de 1 de agosto de 1984), y modificaciones posteriores.
- Orden de 10 de marzo de 2000, por la que se modifican las Instrucciones Técnicas Complementarias MIE-RAT 01, MIE-RAT 02, MIE-RAT 06, MIE-RAT 14, MIE-RAT 15, MIE-RAT 16, MIE-RAT 17, MIE-RAT 18 y MIE-RAT 19 del Reglamento sobre condiciones técnicas y garantías de seguridad en centrales eléctricas, subestaciones y centros de transformación (BOE núm. 72, de 24 de marzo de 2000; con corrección de errores en BOE núm. 250, de 18 de octubre de 2000).
- Real Decreto 2819/1998, de 23 de diciembre, por el que se regula las actividades de transporte y distribución de energía eléctrica (BOE núm. 321, de 30 de diciembre de 1998).
- Real Decreto 1955/2000, de 1 de diciembre, por el que se regulan las actividades de transporte, distribución, comercialización, suministro y procedimientos de autorización de instalaciones de energía eléctrica (BOE núm. 310, de 27 de diciembre de 2000; con corrección de errores en BOE núm. 62, de 13 de marzo de 2001).
- Orden de 25 de abril de 2001, de la Consejería de Tecnología, Industria, Trabajo y Turismo, por la que se establecen procedimientos de autorización de instalaciones de energía eléctrica de tensión superior a 1 kV (BORM núm. 102, de 4 de mayo de 2001).

- Resolución de 5 de julio de 2001, de la Dirección General de Industria, Energía y Minas, por la que se desarrolla la Orden de 25 de abril de 2001, sobre procedimientos de autorización de instalaciones de energía eléctrica de tensión superior a 1kV (BORM núm. 173, de 27 de julio de 2001).
- Orden de 8 de marzo de 1996, de la Consejería de Industria, Trabajo y Turismo sobre mantenimiento de instalaciones eléctricas de Alta Tensión (BORM núm. 65, de 18 de marzo de 1996).
- Orden de 19 de junio de 1996, de la Consejería de Industria, Trabajo y Turismo, por la que se modifica la Orden de 8 de marzo de 1996, de la misma Consejería, sobre mantenimiento de instalaciones eléctricas de alta tensión (BORM núm. 153, de 3 de julio de 1996).
- LEY 34/2007 de 15 de noviembre, de calidad del aire y protección de la atmósfera.
- LEY 1/95, de protección del medio ambiente.
- LEY 37/2003 de 17 de noviembre, de control del nivel de Ruido.
- LEY 10/1998 de 21 de abril, de control de Residuos industriales.
- LEY del Suelo de la Comunidad Autónoma de Murcia.
- Plan General de Ordenamiento Urbano.
- REAL DECRETO 919/2006 de 20 de julio, por el que se aprueba el Reglamento técnico de distribución y utilización de combustibles gaseosos y sus instrucciones técnicas complementarias ICG 01 a 11.
- Resolución de 14 de febrero de 1980: Diámetros y espesores mínimos de tubos de cobre para instalaciones interiores de suministro de agua.
- REAL DECRETO 485/97 de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.
- REAL DECRETO 47/2007 de 19 de enero, por el que se aprueba el Procedimiento básico para la certificación de eficiencia energética de edificios de nueva construcción.
- LEY 31/95 de 8 de noviembre, de prevención de riesgos laborales (incluye las modificaciones realizadas por la LEY/54/03 de reforma del marco normativo de la prevención de riesgos laborales).

2. CALCULOS JUSTIFICADOS

2.1. BOMBAS

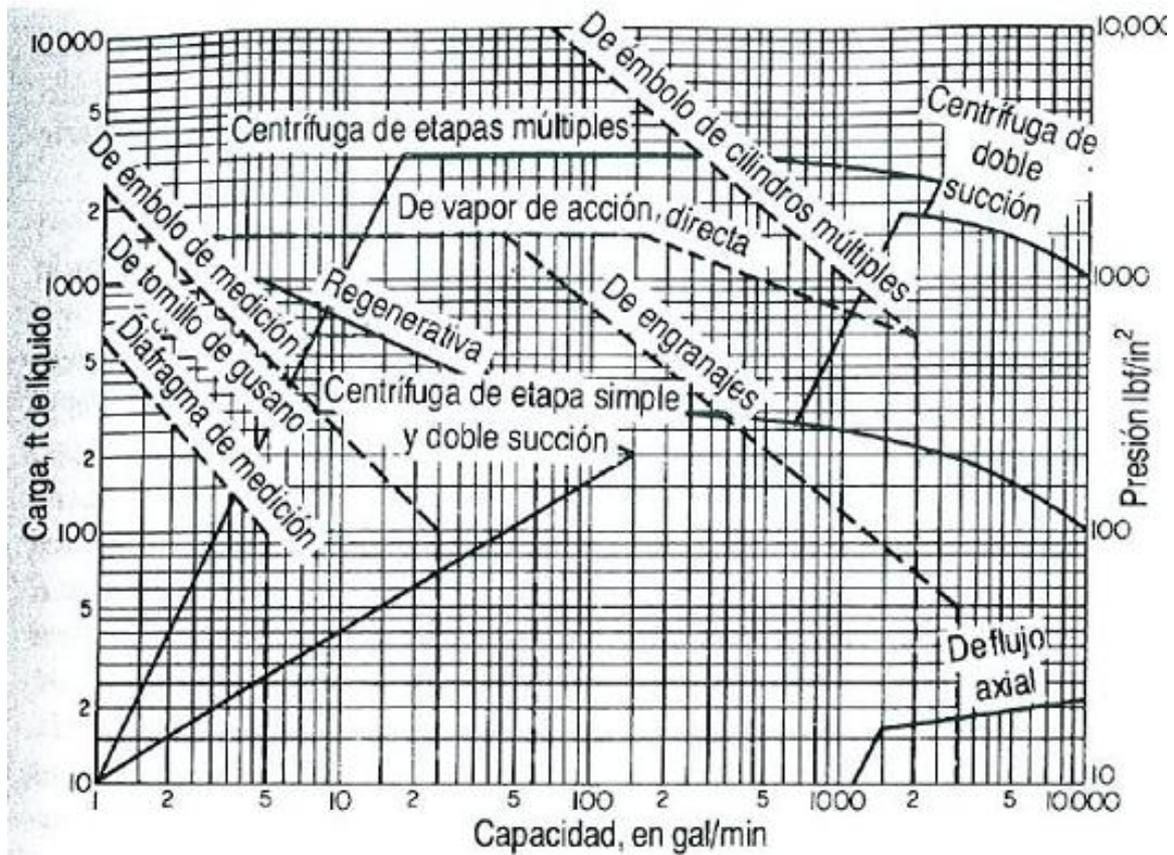
2.1.1. Bomba P-101

2.1.1.1. Selección del tipo de bomba

<i>Características del proceso</i>		
<i>T. de entrada (°C)</i>	<i>P. de entrada (atm)</i>	<i>P. de salida (atm)</i>
25	1	25

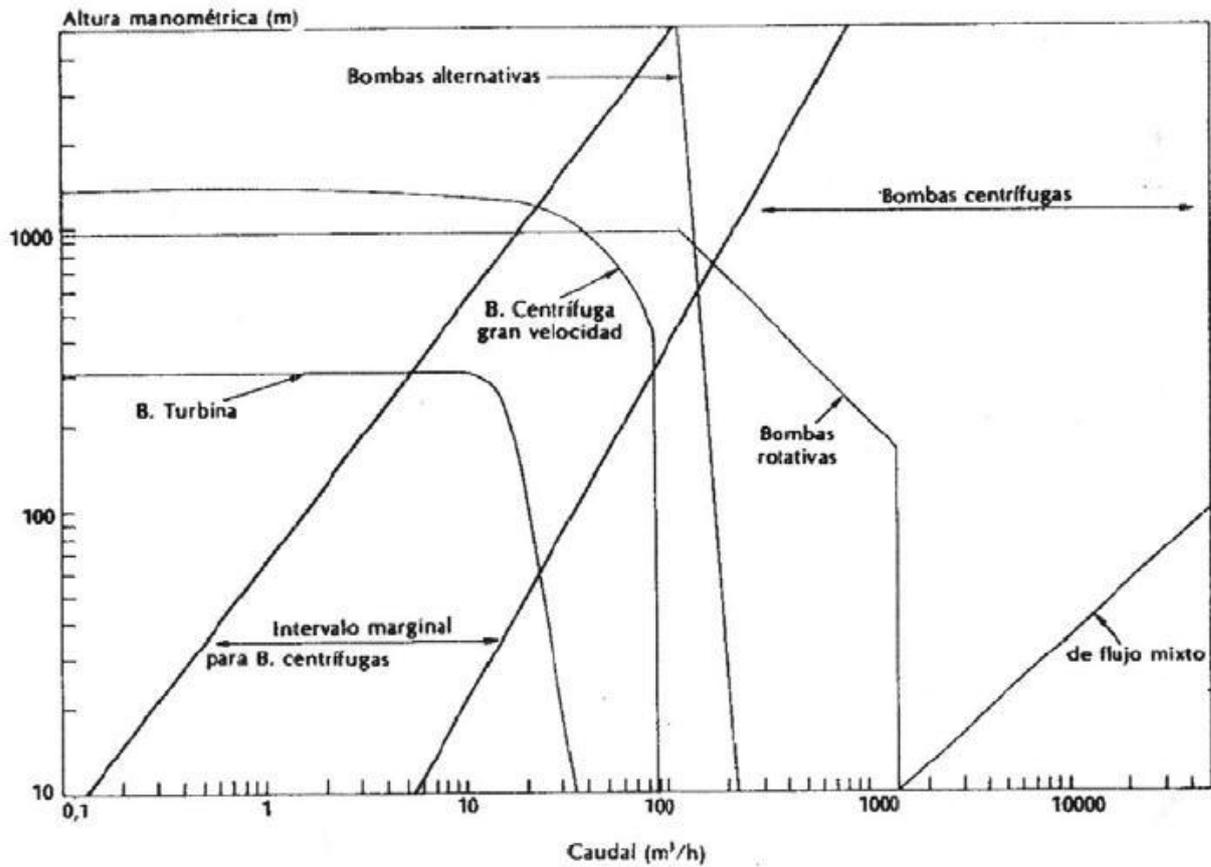
Debido a la gran variedad de tipos de bombas y la cantidad de factores que determinan la selección de cualquiera de ellas para una instalación específica, el diseñador debe eliminar primero todas las que no ofrecen posibilidades razonables. Puesto que el intervalo de funcionamiento es siempre una consideración importante, las siguientes imágenes y tablas recogen, en una forma muy general, las capacidades de las distintas bombas disponibles. Aunque en estas imágenes no se indican los límites teóricos o de ingeniería de cualquier diseño (los límites se están ampliando continuamente), se pueden aplicar como guías acerca de la tecnología actual y serán útiles para limitar la evaluación a dos o tres tipos de bombas.

Con las siguientes gráficas y tablas, conociendo además que el caudal de entrada de benceno es $Q = 23,828 \text{ m}^3/\text{h} = 6294.9 \text{ gal(US)}/\text{min}$, y la presión $P = 25 \text{ atm} = 2533,125 \text{ KPa} = 367,3858 \text{ lbf}/\text{in}^2$, estimamos que se trata de una bomba centrífuga de etapa simple y doble succión.



Gráfica de alcances de las bombas en rangos de funcionamiento, para los tipos comerciales. Líneas continuas: utilícese la ordenada de la izquierda, escala de cargas. Líneas de guiones: utilícese la ordenada de la derecha, escala de presiones. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048, y para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO



Normal Operating Range of Pumps

Type	Capacity Range (m ³ /h)	Typical Head (m of Water)
Centrifugal	0.25-10 ¹	10-50 300 (multistage)
Reciprocating	0.5-500	50-200
Diaphragm	0.05-50	5-60
Rotary gear and similar	0.05-500	60-200
Rotary sliding vane or similar	0.25-500	7-70

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

	Tipo de bomba								
	Centrifuga			Rotatoria (desplazamiento positivo)					
	Flujo axial	Centrifuga radial	Regenerativa (turbina)	Leva y pistón	Recubrimiento flexible	Tubo flexible	Engranaje		Lóbulo
						Externo	Interno		
Presión máxima del sistema (bar)	350	350	50	350	50	10	350	350	350
Intervalo de temperatura (°C)	-240 a 500	-240 a 500	-30 a 250	-10 a 270	-10 a 200	-10 a 80	-30 a 400	-30 a 400	-30 a 400
Presión diferencial máxima, Δp (bar) por etapa general	2	20 200	35	200	10	10	200	200	17
Capacidad máxima, Q (m ³ /s)	5	10	1.0	0.04	0.01	0.001	0.1	0.1	0.1
Intervalo de viscosidad del fluido μ (Pa·s)		<0.2	<0.1	0.001-0.1	0.0001-0.1	0.0001-0.1	0.001-400	0.001-400	0.001-1.0
Intervalo de eficiencia η (%)	50-85 ^a	50-85 ^a	20-40 ^a	40-85	40-70	40-70	40-85	40-88	40-85
Costos relativos	Bajo	Bajo	Moderado	Alto	Moderado	Bajo	Moderado	Moderado	Alto
Precio de compra	Bajo	Bajo	Moderado	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo
Instalación	Bajo	Bajo	Moderado	Moderado	Alto	Moderado	Bajo	Bajo	Bajo
Mantenimiento	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado
Servicios	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado
Compatibilidad de servicios									
Condiciones de cavitación	D	E	B	B	B	B	B	B	B
Líquidos corrosivos	C	C	C	C	A	B	C	C	C
Operación seca	E	E	E	E	A	A	D	D	D
Tasas altas de flujo	A	A	E	D	E	E	B	B	D
Presiones altas	X	C	B	A	D	D	D	C	C
Temperaturas altas	C	C	D	D	E	X	C	A	B
Líquidos de alta viscosidad	D	E	E	B	B	B	A	A	B
Presiones primarias limitadas o presiones de succión bajas	D	D	D	A	B	A	B	B	B
Tasa bajas de flujo	X	D	A	A	A	A	A	A	B
Líquidos de viscosidad baja	A	A	A	A	D	B	D	D	D
Líquidos no newtonianos	D	D	D	B	B	D	A	A	B
Líquidos cargados de partículas									
Abrasivos	B	C	X	X	D	D	X	X	X
No abrasivos	B	B	X	X	D	D	D	D	X
Servicios de capacidad variable	A	A	B	A	C	C	C	C	C
Servicios de presión variable	E	D	D	C	C	C	C	C	C
Materiales comunes de construcción									
Aceros al carbón	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Hierro fundido	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Aleación de cobre	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Plástico (convencional)		✓					✓	✓	
Fibra de vidrio		✓					✓	✓	
Plásticos de fluorocarbono		✓					✓	✓	
Recubrimiento de polímeros		✓					✓	✓	
Recubrimiento de vidrio		✓					✓	✓	✓
Aceros inoxidables	✓	✓	✓	✓			✓	✓	
Aleaciones basadas en níquel		✓					✓	✓	
Titanio		✓					✓	✓	
Carbón		✓					✓	✓	
Cerámica		✓					✓	✓	
Problemas de servicio									
Pulsación de flujo	A	A	A	B	B	B	B	B	B
Ruido	A	A	A	A	A	A	A	A	A
Reversibilidad de la dirección del flujo	X	X	X	C	C	A	C	C	C
Fugas de los fluidos críticos	C	C	C	C	C	A	C	C	C
Protección para la sobrepresión	A	A	D	C	C	C	C	C	C
Otras ventajas o desventajas				-c,d	-c,d	-c,d	-c,d	-c,d	-c,d

CLAVE

- A Excelente o sin limitaciones
- B Limitaciones modestas
- C Unidades especiales disponibles a un precio mayor para reducir al mínimo los problemas
- D Limitado en este aspecto
- E Demasiado limitado en este aspecto
- X Inaceptable

- ^aIndependiente de la viscosidad hasta 0.05 Pa·s.
- ^bIncluye el compresor de gas.
- ^cA menudo son necesarios los engranes reductores para el motor.
- ^dEs necesaria la protección de la liberación de presión.
- ^eSe opera convenientemente con vapor o aire comprimido.

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

	<i>Tipo de bomba</i>							
	<i>Rotatoria (desplazamiento positivo)</i>			<i>Reciprocante (desplazamiento positivo)</i>		Transferencia de momento, chorro (sifón)	Desplazamiento volumétrico	
	Pistón (circunferencial)	Tornillo	Aspa deslizante	Pistón	Diafragma		Tanque presurizado	Elevación de "aire"
Presión máxima del sistema (bar)	350	350	350	1000	350	350	350	50
Intervalo de temperatura (°C)	-30 a 370	-30 a 370	-30 a 270	-30 a 370	-30 a 270	-240 a 500	-240 a 500	-240 a 500
Presión diferencial máxima Δp (bar) por etapa general	17	20	150	1500	70	10	350	50
Capacidad máxima de unidades de reserva q (m ³ /s)	0.04	0.1	0.1	0.03	0.006	1.0		
Intervalo de viscosidad del fluido μ (Pa · s)	0.0001-400	0.001-1000	0.001-100	0.001-400	0.001-100		<400	<0.1
Intervalo de eficiencia η_r (%)	40-85	40-70	40-85	60-90	40-70	5-20	40-60	40-60
Costos relativos Precio de compra Instalación Mantenimiento Servicios	Moderado Bajo Bajo Moderado	Alto Bajo Moderado Moderado	Moderado Bajo Bajo Moderado	Alto Alto Alto Bajo	Moderado Moderado Moderado Bajo	Bajo Bajo Bajo Alto	Alto ^b Bajo Bajo Moderado	Alto ^b Bajo Bajo Moderado
<i>Compatibilidad de servicios</i>								
Condiciones de cavitación	B	B	B	B	B	A	A	A
Líquidos corrosivos	C	C	C	C	C	A	A	A
Operación seca	A	D	E	E	B	A	A	X
Tasas altas de flujo	D	D	D	D	E	E	A	B
Presiones altas	B	B	B	A	B	X	C	B
Temperaturas altas	C	C	C	C	C	A	C	D
Líquidos de alta viscosidad	A	A	A	A	D	D	B	D
Presiones primarias limitadas o presiones de succión bajas	B	B	A	B	B	A	A	A
Tasa bajas de flujo	A	A	A	B	A	B	A	B
Líquidos de viscosidad baja	D	D	B	B	A	A	A	A
Líquidos no newtonianos	A	A	A	A	D	D	B	D
Líquidos cargados de partículas								
Abrasivos	X	E	X	C	B	A	C	A
No abrasivos	X	A	E	C	B	A	C	A
Servicios de capacidad variable	C	C	C	C	C	A	A	B
Servicios de presión variable	C	C	C	C	C	D	D	B
<i>Materiales comunes de construcción</i>								
Acero al carbón	√	√	√	√	√	√	√	√
Hierro fundido	√	√	√	√	√	√	√	√
Aleación al cobre	√	√	√	√	√	√	√	√
Plástico (convencional)								
Fibra de vidrio		√						
Plásticos de fluorocarbono		√			√	√		
Recubrimiento de polímeros								
Recubrimiento de vidrio								
Acero inoxidable	√	√	√	√	√	√	√	√
Aleaciones basadas en níquel	√			√	√	√	√	√
Titanio	√					√	√	√
Carbón						√		√
Cerámica						√		√
<i>Problemas de servicio</i>								
Pulsación de flujo	B	A	B	C,D	C	A	A	B
Ruido	A	B	B	D	B	B	D ^b	D ^b
Reversibilidad de la dirección del flujo	C	X	X	C	C	X	X	X
Fugas de los fluidos críticos	C	C	C	D	A	A	A	X
Protección para la sobrepresión	C	C	C	C	C	A	C	A
Otras ventajas o desventajas	_c,d	_c,d	_c,d	_c,e	_c-f	_g	_h-i	_h-m

^fDebe anticiparse la falla del diagrama.

^gEl fluido de proceso puede ser contaminado por el fluido motriz.

^hSe necesita un espacio significativo.

ⁱFlexibilidad del equipo, limitada.

^jSe necesita gas a presión o fuente de líquido.

^kEl gas y el líquido deben ser compatibles.

^lLas restricciones geométricas limitan el uso del proceso.

^mRestringido a elevación vertical.

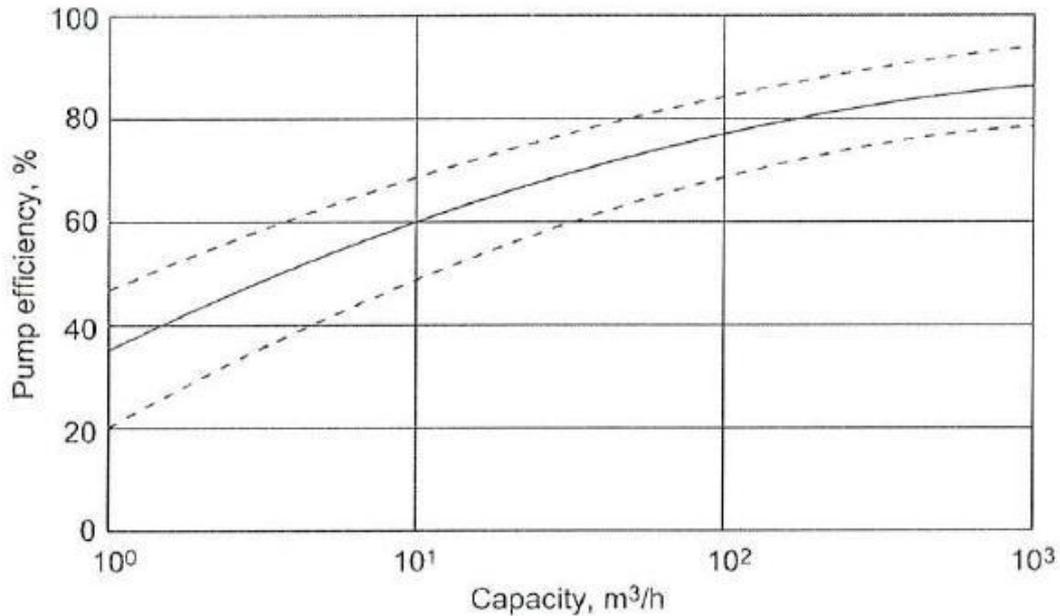
2.1.1.2. Obtención de la eficiencia de la bomba

A continuación, se puede estimar según el tipo de bomba seleccionada la eficiencia intrínseca (ϵ_i) de la misma, que será necesaria para el cálculo posterior de la potencia de la bomba.

En la siguiente tabla (Reglas Heurísticas para estimar la eficiencia intrínseca) se recogen los intervalos de eficiencia intrínseca según la bomba seleccionada.

TIPO DE BOMBA	Eficiencia intrínseca
Bombas centrífugas	45% a 100 gpm 70% a 500 gpm 80% a 10.000 gpm
Bombas reciprocantes o alternativas	70% a 10 HP 85% a 50 HP 90% a 500 HP

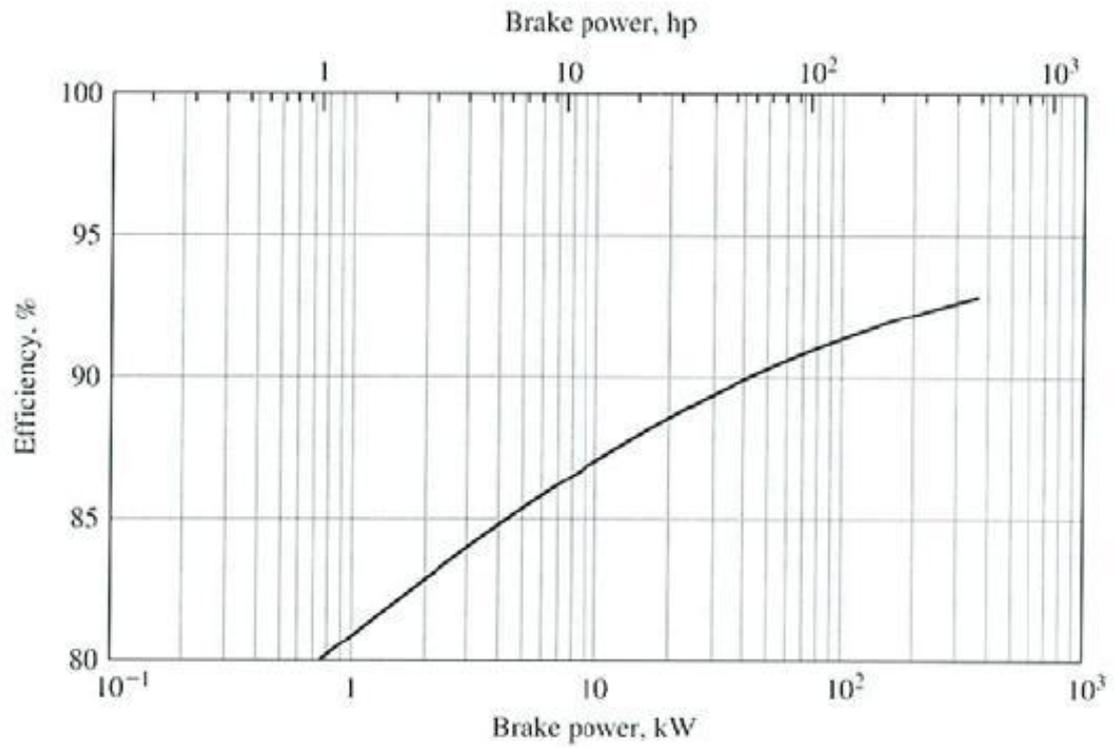
Dado que la eficiencia intrínseca de las bombas centrífugas depende en gran medida de su tamaño, en la siguiente imagen se puede estimar este parámetro en función de la capacidad de la bomba.



Según la gráfica nos da una eficiencia intrínseca del 64% .

Esta eficiencia la llevamos a chemcad, corremos la unidad y obtenemos una potencia de freno WS = 18.1677Kw.

Entonces con la siguiente gráfica, obtendremos la eficiencia de la bomba.



Obtenemos así, una eficiencia de la bomba del 89%.

2.1.1.3. Selección del tipo de máquina de impulsión

En la siguiente tabla se recogen criterios y datos para la selección preliminar de impulsores.

	Impulsores					Máquinas de recuperación de potencia		
	Motores eléctricos	Máquinas de combustión interna	Turbinas, de vapor (no condensantes)	Turbinas de combustión de gas	Expansores de aire	Turbinas de expansión de gas		Expansores radiales de líquidos
						Axial	Radial	
Capacidad máxima, P (kw)	10,000	15,000	15,000	15,000	—	5000	1000	1000
Compatibilidad								
Alrededores externos	C	A	A	A	A	A	A	A
Atmósferas o fluidos corrosivos o sucios	C	B	D	D	A	D	B	C
Atmósferas explosivas	C	C	B	X	A	B	B	A
Uso móvil	E	A	E	A	E	E	E	E
Ubicaciones remotas	D	A	E	A	D	E	E	E
Flexibilidad del combustible		D	A	B	—	B	B	—
Temperatura normal de alimentación (°C)		25	400	750	25	<500	<550	25
Presión normal de alimentación (bar)		1.1	45	6	4	<175	<175	— ^a
Temperatura normal de salida (°C)		200	150	300		100	Varios	25
Presión normal de salida (bar)		1.0	4.5	1.1	1.1	Varios	Varios	1.1
Relación de recuperación	0.1	0.2	0.6	0.7	0.5	0.8	0.7	0.6
Procesos compatibles simultáneos							Criogenia y refrigeración	
Líquido máximo en la descarga (porcentaje)			<20			<20	<20	
Energía disponible para el calor del proceso (porcentaje de entrada)		30% a 75°C 15% a 175°C	90% a 150°C	20% a 200°C				
Eficiencia (porcentaje)	Ver figura 4-2	Ver figura 4-2	Ver figura 4-2 ^a	30-34		Ver figura 4-2 ^b	75-88	50-60
Disponibilidad (porcentaje)	>99	>95	>95	>90	>98	>90	>98	>98

CLAVE

- A excelente o sin limitaciones
- B limitaciones modestas
- C unidades especiales disponibles a un costo mayor para reducir los problemas al mínimo
- D limitado en este aspecto
- E limitado intensamente en este aspecto
- X inaceptable

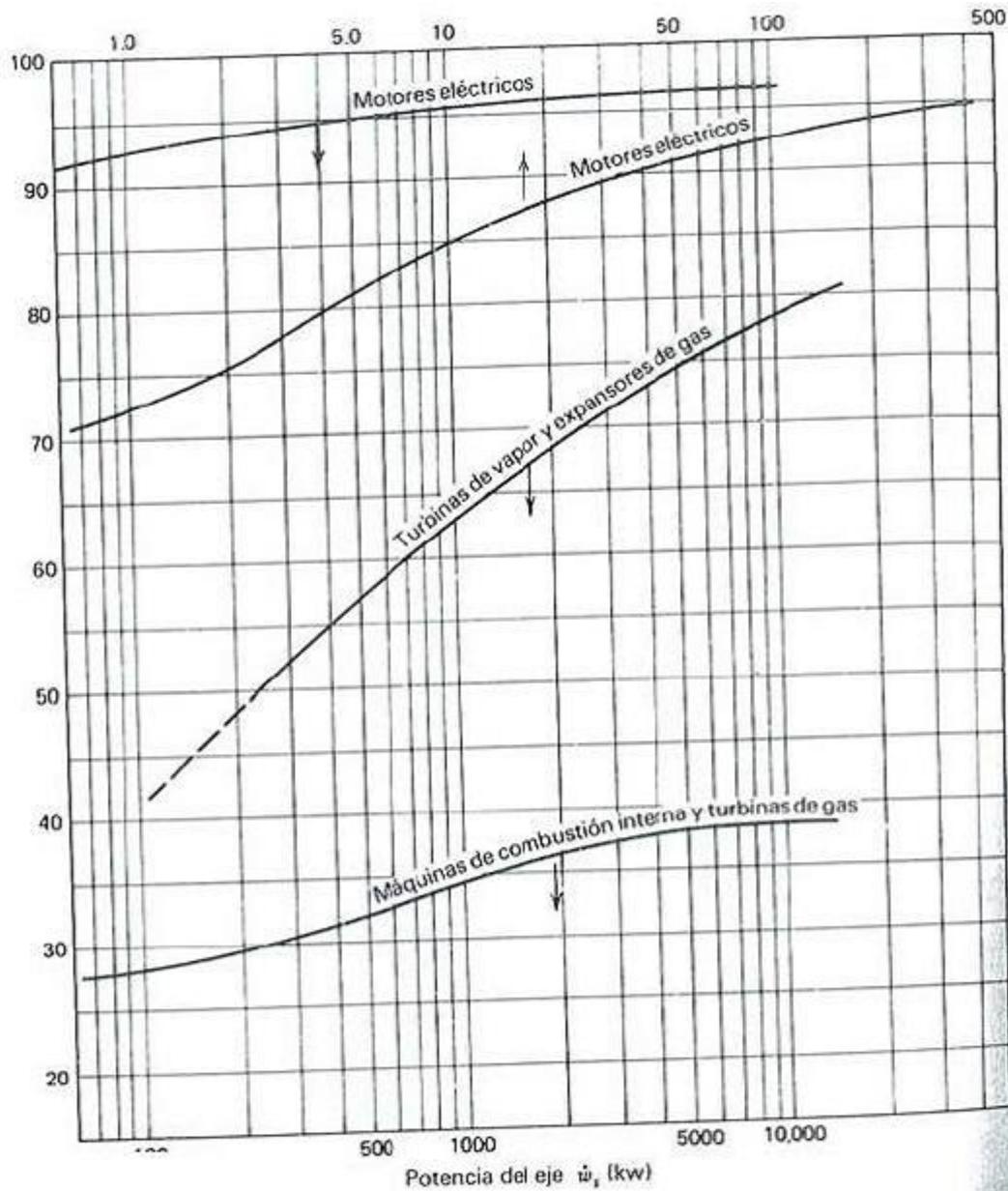
^aLos expansores de líquidos pueden tolerar cualquier presión que pueda tener una bomba centrífuga.

^bLa eficiencia se reduce si hay condensación en la salida de los expansores de gas. El valor corregido se obtiene multiplicando la eficiencia tomada de la figura 4-2 por la fracción de peso del vapor del sistema de extracción.

En la mayoría de las aplicaciones de los procesos, particularmente en los que comprenden menos de 100 kW de potencia, la máquina de impulsión es de preferencia un motor eléctrico. El costo bajo del capital, su mantenimiento extremadamente bajo y su confiabilidad casi perfecta son sus principales ventajas.

La potencia de nuestra bomba es inferior a 100 kW, por lo que la máquina de impulsión que se va a colocar será un motor eléctrico.

Eficiencia de impulsión



Eficiencias típicas de las máquinas modernas de impulsión empleadas para dar potencia al equipo de proceso. (La eficiencia de las máquinas de combustión interna se basa en el valor del poder calorífico inferior del combustible; las otras, se basan en la eficiencia teórica de las máquinas ideales.)

2.1.1.4. Estimación de la altura neta positiva de aspiración

La altura neta positiva de aspiración (NPSH) es la diferencia entre la presión del líquido a bombear referida al eje del impulsor y la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, referida en metros.

Para estimar la mínima altura neta positiva de aspiración se puede emplear la relación encontrada por Evans (*Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, Vol 1, 2nd Edition, Gulf Publishing, 1979*):

$$n (Q)^{0.5} / (NPSH)^{3/4} = C$$

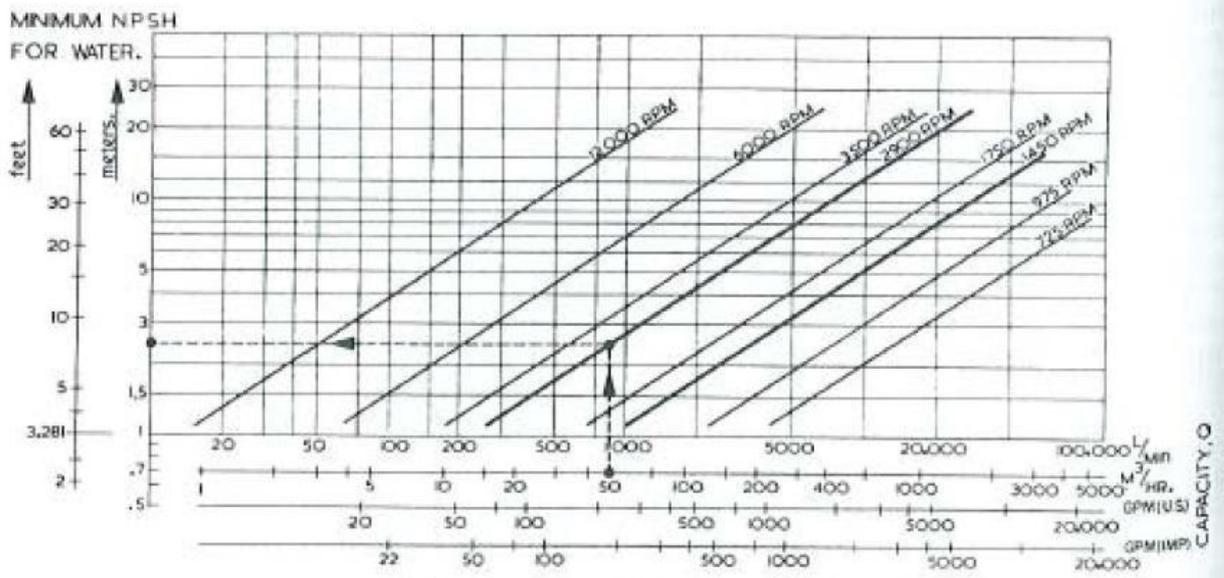
donde:

n= velocidad (rpm)

Q= capacidad (gpm)

C= constante entre 7.000 y 10.000

Evans graficó esta relación para C= 9.000 y a partir de la misma se puede obtener una estimación de la mínima NPSH. Ésta suele estar entre 4-20 ft.



A 3500 rpm, el valor que obtenemos de NPSH de la tabla es 2,25 m columna de agua requerida.

2.1.1.5. Hoja de especificaciones

	<p>HOJA DE ESPECIFICACIONES</p>		<p>Item n° P- 101</p>
<p>Cliente: Universidad Politécnica de Cartagena</p>			
<p>Dirección:</p>			
<p>Localización de planta: Polígono Industrial</p>		<p>Fecha: 01/07/2013</p>	
<p>DESCRIPCIÓN DE LA BOMBA</p>			
<p>Bomba centrífuga de etapa simple y doble succión</p>			
<p>CONDICIONES DE OPERACIÓN</p>			
Temperatura de entrada bomba (K)	298	Temperatura de salida bomba (K)	299,7899
Presión de entrada bomba (atm)	1	Presión de salida bomba (atm)	25
Entalpía (MJ/h)	13129.3	Entalpía (MJ/h)	13194.7
Caudal entrada bomba (Kg/h)	20885.7	Caudal salida bomba (Kg/h)	20885.7
<p>CARACTERISTICAS DE LA BOMBA</p>			
Eficiencia intrínseca (%)	64	Eficiencia de la bomba (%)	89
NPSH requerida (m)	2,25	NPSH disponible (m)	10,3672
Potencia (kW)	18.1677	Velocidad de la bomba (rpm)	3500
<p>PRUEBAS</p>			
Accionamiento válvula de seguridad	Test mecánico		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma

CARLOS BETANCOR PEREZ

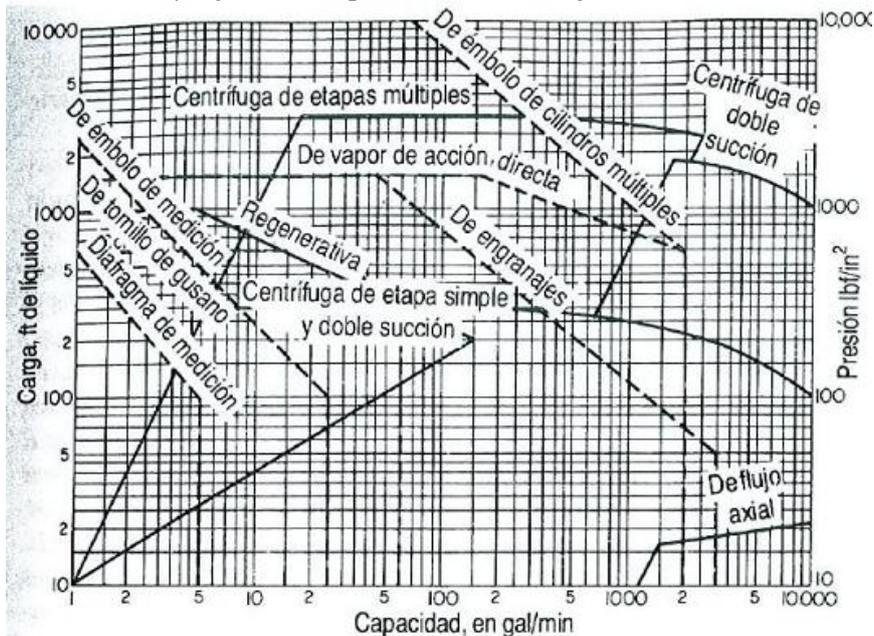
2.2. Bomba P-102

2.2.1. Selección del tipo de bomba

Características del proceso		
T. de entrada (°C)	P. de entrada (atm)	P. de salida (atm)
25	11,5	25

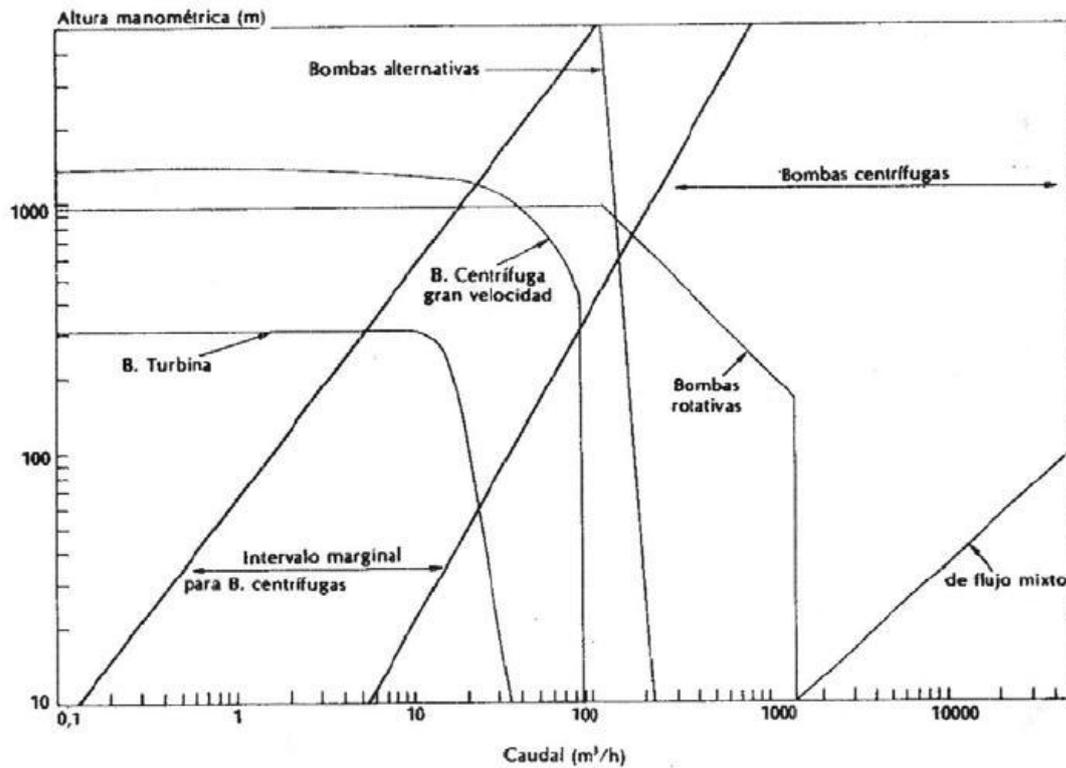
Debido a la gran variedad de tipos de bombas y la cantidad de factores que determinan la selección de cualquiera de ellas para una instalación específica, el diseñador debe eliminar primero todas las que no ofrecen posibilidades razonables. Puesto que el intervalo de funcionamiento es siempre una consideración importante, las siguientes imágenes y tablas recogen, en una forma muy general, las capacidades de las distintas bombas disponibles. Aunque en estas imágenes no se indican los límites teóricos o de ingeniería de cualquier diseño (los límites se están ampliando continuamente), se pueden aplicar como guías acerca de la tecnología actual y serán útiles para limitar la evaluación a dos o tres tipos de bombas.

La presión de entrada es de 11.5 atm y la de descarga es de 25 atm con un caudal circulante de 4933. m³/h y una temperatura de trabajo de 25 °C.



Gráfica de alcances de las bombas en rangos de funcionamiento, para los tipos comerciales. Líneas continuas: utilícese la ordenada de la izquierda, escala de cargas. Líneas de guiones: utilícese la ordenada de la derecha, escala de presiones. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048, y para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO



Normal Operating Range of Pumps

Type	Capacity Range (m ³ /h)	Typical Head (m of Water)
Centrifugal	0.25-10 ⁵	10-50 300 (multistage)
Reciprocating	0.5-500	50-200
Diaphragm	0.05-50	5-60
Rotary gear and similar	0.05-500	60-200
Rotary sliding vane or similar	0.25-500	7-70

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

	Tipo de bomba								
	Centrifuga			Rotatoria (desplazamiento positivo)					
	Flujo axial	Centrifuga radial	Regenerativa (turbina)	Leva y pistón	Recubrimiento flexible	Tubo flexible	Engranaje		Lóbulo
						Externo	Interno		
Presión máxima del sistema (bar)	350	350	50	350	50	10	350	350	350
Intervalo de temperatura (°C)	-240 a 500	-240 a 500	-30 a 250	-10 a 270	-10 a 200	-10 a 80	-30 a 400	-30 a 400	-30 a 400
Presión diferencial máxima, ΔP (bar) por etapa general	2	20 200	35	200	10	10	200	200	17
Capacidad máxima, Q (m ³ /s)	5	10	1.0	0.04	0.01	0.001	0.1	0.1	0.1
Intervalo de viscosidad del fluido μ (Pa·s)		<0.2	<0.1	0.001-0.1	0.0001-0.1	0.0001-0.1	0.001-400	0.001-400	0.001-1.0
Intervalo de eficiencia η (%)	50-85 ^a	50-85 ^a	20-40 ^a	40-85	40-70	40-70	40-85	40-88	40-85
Costos relativos	Bajo	Bajo	Moderado	Alto	Moderado	Bajo	Moderado	Moderado	Alto
Precio de compra	Bajo	Bajo	Moderado	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo
Instalación	Bajo	Bajo	Moderado	Moderado	Alto	Moderado	Bajo	Bajo	Bajo
Mantenimiento	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado
Servicios	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado
Compatibilidad de servicios									
Condiciones de cavitación	D	E	B	B	B	B	B	B	B
Líquidos corrosivos	C	C	C	C	A	B	C	C	C
Operación seca	E	E	E	E	A	A	D	D	D
Tasas altas de flujo	A	A	E	D	E	E	B	B	D
Presiones altas	X	C	B	A	D	D	D	C	C
Temperaturas altas	C	C	D	D	E	X	C	A	B
Líquidos de alta viscosidad	D	E	E	B	B	B	A	A	B
Presiones primarias limitadas o presiones de succión bajas	D	D	D	A	B	A	B	B	B
Tasa bajas de flujo	X	D	A	A	A	A	A	A	B
Líquidos de viscosidad baja	A	A	A	A	D	B	D	D	D
Líquidos no newtonianos	D	D	D	B	B	D	A	A	B
Líquidos cargados de partículas									
Abrasivos	B	C	X	X	D	D	X	X	X
No abrasivos	B	B	X	X	D	D	D	D	X
Servicios de capacidad variable	A	A	B	A	C	C	C	C	C
Servicios de presión variable	E	D	D	C	C	C	C	C	C
Materiales comunes de construcción									
Aceros al carbón	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Hierro fundido	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Aleación de cobre	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Plástico (convencional)		✓					✓	✓	
Fibra de vidrio		✓					✓	✓	
Plásticos de fluorocarbono		✓					✓	✓	
Recubrimiento de polímeros		✓					✓	✓	
Recubrimiento de vidrio		✓					✓	✓	✓
Aceros inoxidables	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Aleaciones basadas en níquel		✓					✓	✓	
Titanio		✓					✓	✓	
Carbón		✓					✓	✓	
Cerámica		✓					✓	✓	
Problemas de servicio									
Pulsación de flujo	A	A	A	B	B	B	B	B	B
Ruido	A	A	A	A	A	A	A	A	A
Reversibilidad de la dirección del flujo	X	X	X	C	C	A	C	C	C
Fugas de los fluidos críticos	C	C	C	C	C	A	C	C	C
Protección para la sobrepresión	A	A	D	C	C	C	C	C	C
Otras ventajas o desventajas				-c,d	-c,d	-c,d	-c,d	-c,d	-c,d

CLAVE

- A Excelente o sin limitaciones
- B Limitaciones modestas
- C Unidades especiales disponibles a un precio mayor para reducir al mínimo los problemas
- D Limitado en este aspecto
- E Demasiado limitado en este aspecto
- X Inaceptable

^aIndependiente de la viscosidad hasta 0.05 Pa·s.

^bIncluye el compresor de gas.

^cA menudo son necesarios los engranes reductores para el motor.

^dEs necesaria la protección de la liberación de presión.

^eSe opera convenientemente con vapor o aire comprimido.

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

	<i>Tipo de bomba</i>							
	<i>Rotatoria (desplazamiento positivo)</i>			<i>Reciprocante (desplazamiento positivo)</i>		Transferencia de momento, chorro (sifón)	Desplazamiento volumétrico	
	Pistón (circunferencial)	Tornillo	Aspa deslizante	Pistón	Diafragma		Tanque presurizado	Elevación de "aire"
Presión máxima del sistema (bar)	350	350	350	1000	350	350	350	50
Intervalo de temperatura (°C)	-30 a 370	-30 a 370	-30 a 270	-30 a 370	-30 a 270	-240 a 500	-240 a 500	-240 a 500
Presión diferencial máxima Δp (bar) por etapa general	17	20	150	1500	70	10	350	50
Capacidad máxima de unidades de reserva q (m ³ /s)	0.04	0.1	0.1	0.03	0.005	1.0		
Intervalo de viscosidad del fluido μ (Pa·s)	0.0001-400	0.001-1000	0.001-100	0.001-400	0.001-100		<400	<0.1
Intervalo de eficiencia η_r (%)	40-85	40-70	40-85	60-90	40-70	5-20	40-60	40-60
Costos relativos Precio de compra Instalación Mantenimiento Servicios	Moderado Bajo Bajo Moderado	Alto Bajo Moderado Moderado	Moderado Bajo Bajo Moderado	Alto Alto Alto Bajo	Moderado Moderado Moderado Bajo	Bajo Bajo Bajo Alto	Alto ^b Bajo Bajo Moderado	Alto ^b Bajo Bajo Moderado
<i>Compatibilidad de servicios</i>								
Condiciones de cavitación	B	B	B	B	B	A	A	A
Líquidos corrosivos	C	C	C	C	C	A	A	A
Operación seca	A	D	E	E	B	A	A	X
Tasas altas de flujo	D	D	D	D	E	E	A	B
Presiones altas	B	B	B	A	B	X	C	B
Temperaturas altas	C	C	C	C	C	A	C	D
Líquidos de alta viscosidad	A	A	A	A	D	D	B	D
Presiones primarias limitadas o presiones de succión bajas	B	B	A	B	B	A	A	A
Tasa bajas de flujo	A	A	A	B	A	B	A	B
Líquidos de viscosidad baja	D	D	B	B	A	A	A	A
Líquidos no newtonianos	A	A	A	A	D	D	B	D
Líquidos cargados de partículas								
Abrasivos	X	E	X	C	B	A	C	A
No abrasivos	X	A	E	C	B	A	C	A
Servicios de capacidad variable	C	C	C	C	C	A	A	B
Servicios de presión variable	C	C	C	C	C	D	D	B
<i>Materiales comunes de construcción</i>								
Acero al carbón	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Hierro fundido	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Aleación al cobre	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Plástico (convencional)	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Fibra de vidrio	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Plásticos de fluorocarbono	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Recubrimiento de polímeros	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Recubrimiento de vidrio	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Acero inoxidable	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Aleaciones basadas en níquel	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Titanio	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Carbón	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Cerámica	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
<i>Problemas de servicio</i>								
Pulsación de flujo	B	A	B	C,D	C	A	A	B
Ruido	A	B	B	D	B	B	D ^b	D ^b
Reversibilidad de la dirección del flujo	C	X	X	C	C	X	X	X
Fugas de los fluidos críticos	C	C	C	D	A	A	A	X
Protección para la sobrepresión	C	C	C	C	C	A	C	A
Otras ventajas o desventajas	_{-c,d}	_{-c,d}	_{-c,d}	_{-c,e}	_{-c,l}	_{-g}	_{-h,l}	_{-h,m}

^fDebe anticiparse la falla del diagrama.

^gEl fluido de proceso puede ser contaminado por el fluido motriz.

^hSe necesita un espacio significativo.

ⁱFlexibilidad del equipo, limitada.

^jSe necesita gas a presión o fuente de líquido.

^kEl gas y el líquido deben ser compatibles.

^lLas restricciones geométricas limitan el uso del proceso.

^mRestringido a elevación vertical.

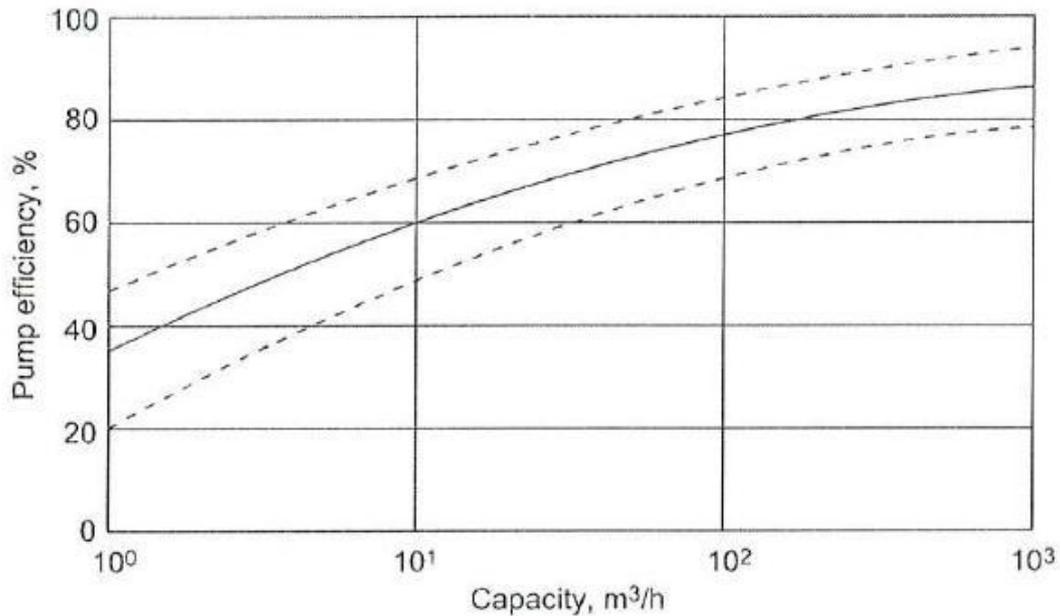
2.2.2. Obtención de la eficiencia de la bomba

A continuación, se puede estimar según el tipo de bomba seleccionada la eficiencia intrínseca (ϵ_i) de la misma, que será necesaria para el cálculo posterior de la potencia de la bomba.

En la siguiente tabla (Reglas Heurísticas para estimar la eficiencia intrínseca) se recogen los intervalos de eficiencia intrínseca según la bomba seleccionada.

TIPO DE BOMBA	Eficiencia intrínseca
Bombas centrífugas	45% a 100 gpm 70% a 500 gpm 80% a 10.000 gpm
Bombas reciprocantes o alternativas	70% a 10 HP 85% a 50 HP 90% a 500 HP

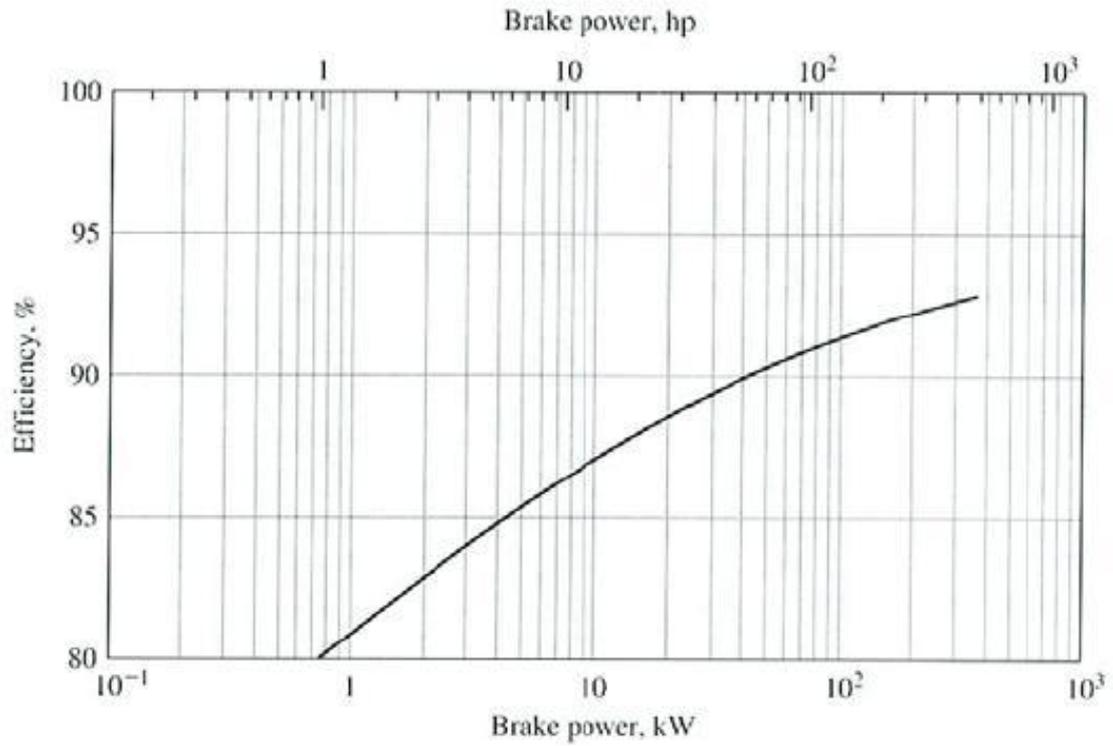
Dado que la eficiencia intrínseca de las bombas centrífugas depende en gran medida de su tamaño, en la siguiente imagen se puede estimar este parámetro en función de la capacidad de la bomba.



Según la gráfica nos da una eficiencia intrínseca del 63%.

Esta eficiencia la llevamos a chemcad, corremos la unidad y obtenemos una potencia de freno $WS = 8.14947Kw$

Entonces con la siguiente gráfica, obtendremos la eficiencia de la bomba.



Obtenemos así, una eficiencia de la bomba del 87,27%.

2.2.3. Selección del tipo de máquina de impulsión

En la siguiente tabla se recogen criterios y datos para la selección preliminar de impulsores.

	Impulsores					Máquinas de recuperación de potencia		
	Motores eléctricos	Máquinas de combustión interna	Turbinas, de vapor (no condensantes)	Turbinas de combustión de gas	Expansores de aire	Turbinas de expansión de gas		Expansores radiales de líquidos
						Axial	Radial	
Capacidad máxima, P (kw)	10,000	15,000	15,000	15,000	—	5000	1000	1000
Compatibilidad								
Alrededores externos	C	A	A	A	A	A	A	A
Atmósferas o fluidos corrosivos o sucios	C	B	D	D	A	D	B	C
Atmósferas explosivas	C	C	B	X	A	B	B	A
Uso móvil	E	A	E	A	E	E	E	E
Ubicaciones remotas	D	A	E	A	D	E	E	E
Flexibilidad del combustible		D	A	B	—	B	B	—
Temperatura normal de alimentación (°C)		25	400	750	25	<500	<550	25
Presión normal de alimentación (bar)		1.1	45	6	4	<175	<175	— ^a
Temperatura normal de salida (°C)		200	150	300		100	Varios	25
Presión normal de salida (bar)		1.0	4.5	1.1	1.1	Varios	Varios	1.1
Relación de recuperación	0.1	0.2	0.6	0.7	0.5	0.8	0.7	0.6
Procesos compatibles simultáneos							Criogenia y refrigeración	
Líquido máximo en la descarga (porcentaje)			<20			<20	<20	
Energía disponible para el calor del proceso (porcentaje de entrada)		30% a 75°C 15% a 175°C	90% a 150°C	20% a 200°C				
Eficiencia (porcentaje)	Ver figura 4-2	Ver figura 4-2	Ver figura 4-2 ^b	30-34		Ver figura 4-2 ^b	75-88	50-60
Disponibilidad (porcentaje)	>99	>95	>95	>90	>98	>90	>98	>98

CLAVE

- A excelente o sin limitaciones
- B limitaciones modestas
- C unidades especiales disponibles a un costo mayor para reducir los problemas al mínimo
- D limitado en este aspecto
- E limitado intensamente en este aspecto
- X inaceptable

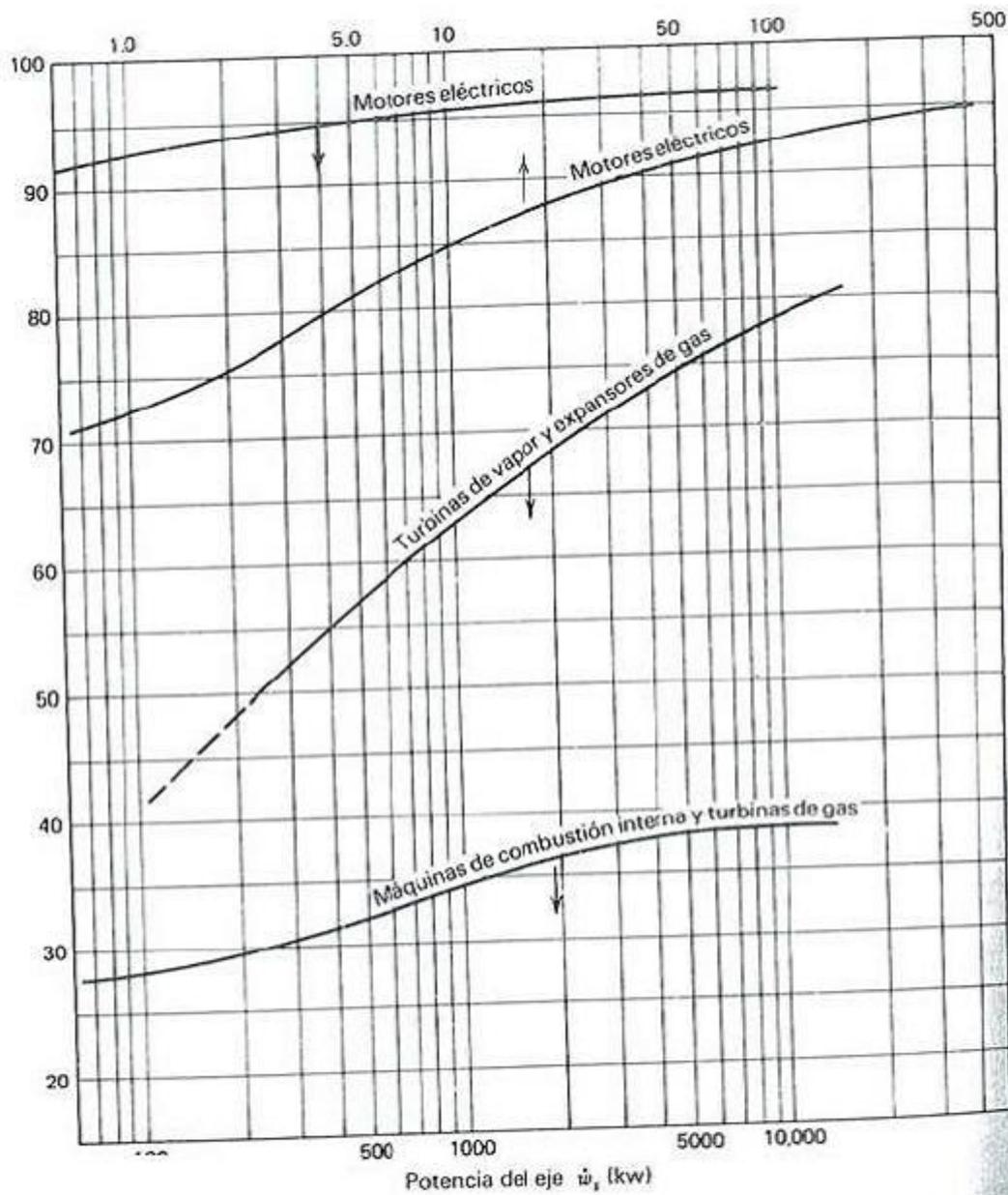
^aLos expansores de líquidos pueden tolerar cualquier presión que pueda tener una bomba centrífuga.

^bLa eficiencia se reduce si hay condensación en la salida de los expansores de gas. El valor corregido se obtiene multiplicando la eficiencia tomada de la figura 4-2 por la fracción de peso del vapor del sistema de extracción.

En la mayoría de las aplicaciones de los procesos, particularmente en los que comprenden menos de 100 kW de potencia, la máquina de impulsión es de preferencia un motor eléctrico. El costo bajo del capital, su mantenimiento extremadamente bajo y su confiabilidad casi perfecta son sus principales ventajas.

La potencia de nuestra bomba es inferior a 100 kW, por lo que la máquina de impulsión que se va a colocar será un motor eléctrico.

Eficiencia de impulsión



Eficiencias típicas de las máquinas modernas de impulsión empleadas para dar potencia al equipo de proceso. (La eficiencia de las máquinas de combustión interna se basa en el valor del poder calorífico inferior del combustible; las otras, se basan en la eficiencia teórica de las máquinas ideales.)

2.2.4. Estimación de la altura neta positiva de aspiración

La altura neta positiva de aspiración (NPSH) es la diferencia entre la presión del líquido a bombear referida al eje del impulsor y la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, referida en metros.

Para estimar la mínima altura neta positiva de aspiración se puede emplear la relación encontrada por Evans (*Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, Vol 1, 2nd Edition, Gulf Publishing, 1979*):

$$n(Q)^{0.5} / (NPSH)^{3/4} = C$$

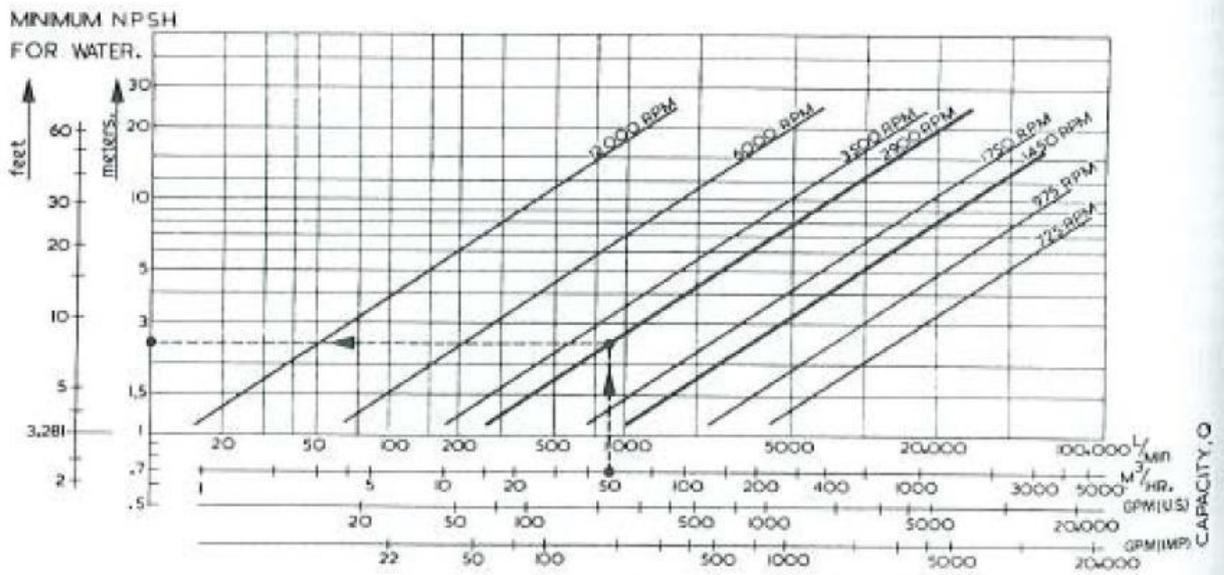
donde:

n= velocidad (rpm)

Q= capacidad (gpm)

C= constante entre 7.000 y 10.000

Evans graficó esta relación para C= 9.000 y a partir de la misma se puede obtener una estimación de la mínima NPSH. Ésta suele estar entre 4-20 ft.



A 3500 rpm, el valor que obtenemos de NPSH de la tabla es 1,75 m columna de agua requerida.

2.2.5. Hoja de especificaciones

	<p>HOJA DE ESPECIFICACIONES</p>		<p>Item n° P-102</p>
<p>Cliente: Universidad Politécnica de Cartagena</p>			
<p>Dirección:</p>			
<p>Localización de planta: Polígono Industrial</p>		<p>Fecha: 01/07/2013</p>	
<p>DESCRIPCIÓN DE LA BOMBA</p>			
<p>Bomba centrífuga de etapa simple y doble succión</p>			
<p>CONDICIONES DE OPERACIÓN</p>			
Temperatura de entrada bomba (K)	298	Temperatura de salida bomba (K)	299,2635
Presión de entrada bomba (atm)	11,5	Presión de salida bomba (atm)	25
Entalpía (MJ/h)	-453.1041	Entalpía (MJ/h)	-423.7661
Caudal entrada bomba (Kg/h)	9397.628	Caudal salida bomba (Kg/h)	9397.628
<p>CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA</p>			
Eficiencia intrínseca (%)	63	Eficiencia de la bomba (%)	87
NPSH requerida (m)	1,75	NPSH disponible (m)	3,48157
Potencia (kW)	8.14947	Velocidad de la bomba (rpm)	3500
<p>PRUEBAS</p>			
Accionamiento válvula de seguridad	Test mecánico		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma

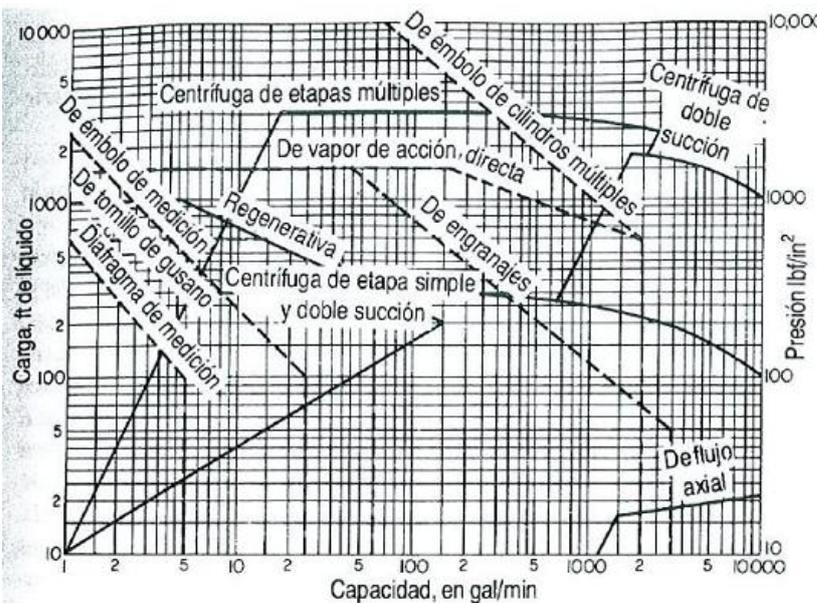
2.3. BOMBA P-103

2.3.1. Selección del tipo de bomba

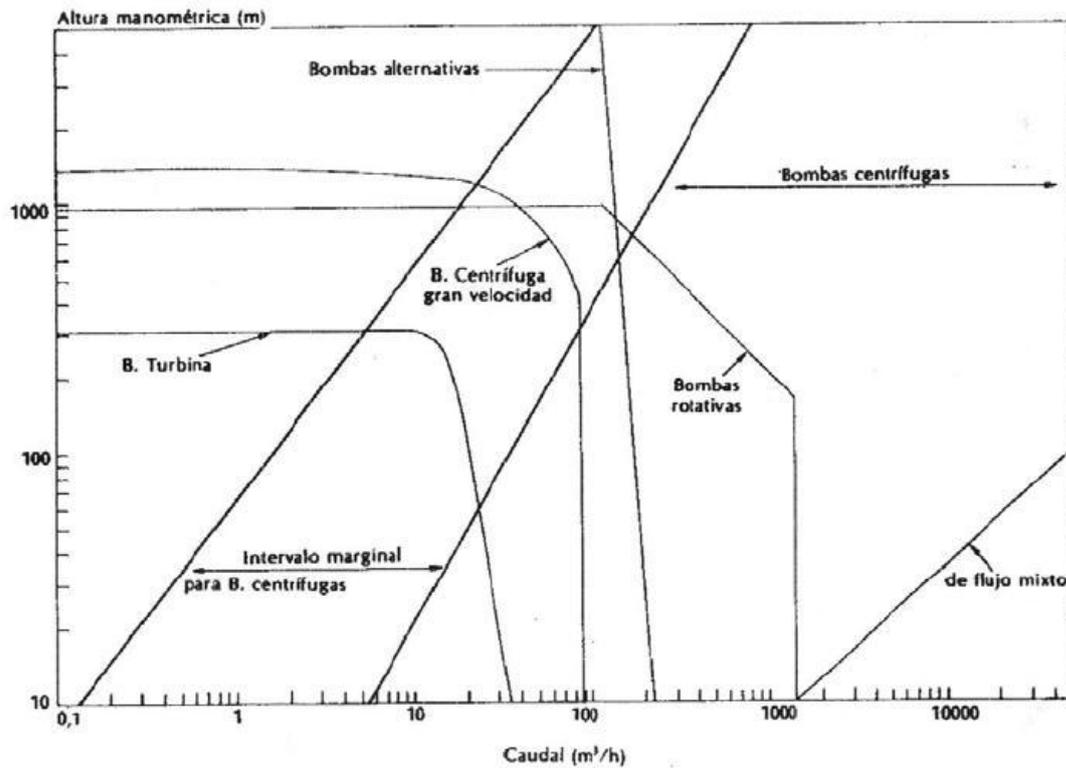
Características del proceso		
T. de entrada (°C)	P. de entrada (atm)	P. de salida (atm)
25	0.25	25

Debido a la gran variedad de tipos de bombas y la cantidad de factores que determinan la selección de cualquiera de ellas para una instalación específica, el diseñador debe eliminar primero todas las que no ofrecen posibilidades razonables. Puesto que el intervalo de funcionamiento es siempre una consideración importante, las siguientes imágenes y tablas recogen, en una forma muy general, las capacidades de las distintas bombas disponibles. Aunque en estas figuras no se indican los límites teóricos o de ingeniería de cualquier diseño (los límites se están ampliando continuamente), se pueden aplicar como guías acerca de la tecnología actual y serán útiles para limitar la evaluación a dos o tres tipos de bombas.

Con las siguientes gráficas y tablas, conociendo además que el caudal de entrada de benceno es $Q = 44.73716 \text{ m}^3/\text{h}$ y la presión $P = 25 \text{ atm} = 2533,125 \text{ KPa} = 367,3858 \text{ lbf}/\text{in}^2$ estimamos que se trata de una bomba centrífuga de etapa simple y doble succión.



Gráfica de alcances de las bombas en rangos de funcionamiento, para los tipos comerciales. Líneas continuas: utilícese la ordenada de la izquierda, escala de cargas. Líneas de guiones: utilícese la ordenada de la derecha, escala de presiones. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048, y para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895



Normal Operating Range of Pumps

Type	Capacity Range (m ³ /h)	Typical Head (m of Water)
Centrifugal	0.25-10 ⁵	10-50 300 (multistage)
Reciprocating	0.5-500	50-200
Diaphragm	0.05-50	5-60
Rotary gear and similar	0.05-500	60-200
Rotary sliding vane or similar	0.25-500	7-70

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

	Tipo de bomba								
	Centrifuga			Rotatoria (desplazamiento positivo)					
	Flujo axial	Centrifuga radial	Regenerativa (turbina)	Leva y pistón	Recubrimiento flexible	Tubo flexible	Engranaje		Lóbulo
						Externo	Interno		
Presión máxima del sistema (bar)	350	350	50	350	50	10	350	350	350
Intervalo de temperatura (°C)	-240 a 500	-240 a 500	-30 a 250	-10 a 270	-10 a 200	-10 a 80	-30 a 400	-30 a 400	-30 a 400
Presión diferencial máxima, ΔP (bar) por etapa general	2	20 200	35	200	10	10	200	200	17
Capacidad máxima, Q (m ³ /s)	5	10	1.0	0.04	0.01	0.001	0.1	0.1	0.1
Intervalo de viscosidad del fluido μ (Pa·s)		<0.2	<0.1	0.001-0.1	0.0001-0.1	0.0001-0.1	0.001-400	0.001-400	0.001-1.0
Intervalo de eficiencia η (%)	50-85 ^a	50-85 ^a	20-40 ^a	40-85	40-70	40-70	40-85	40-88	40-85
Costos relativos	Bajo	Bajo	Moderado	Alto	Moderado	Bajo	Moderado	Moderado	Alto
Precio de compra	Bajo	Bajo	Moderado	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo
Instalación	Bajo	Bajo	Moderado	Moderado	Alto	Moderado	Bajo	Bajo	Bajo
Mantenimiento	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado
Servicios	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado	Moderado
Compatibilidad de servicios									
Condiciones de cavitación	D	E	B	B	B	B	B	B	B
Líquidos corrosivos	C	C	C	C	A	B	C	C	C
Operación seca	E	E	E	E	A	A	D	D	D
Tasas altas de flujo	A	A	E	D	E	E	B	B	D
Presiones altas	X	C	B	A	D	D	D	C	C
Temperaturas altas	C	C	D	D	E	X	C	A	B
Líquidos de alta viscosidad	D	E	E	B	B	B	A	A	B
Presiones primarias limitadas o presiones de succión bajas	D	D	D	A	B	A	B	B	B
Tasa bajas de flujo	X	D	A	A	A	A	A	A	B
Líquidos de viscosidad baja	A	A	A	A	D	B	D	D	D
Líquidos no newtonianos	D	D	D	B	B	D	A	A	B
Líquidos cargados de partículas									
Abrasivos	B	C	X	X	D	D	X	X	X
No abrasivos	B	B	X	X	D	D	D	D	X
Servicios de capacidad variable	A	A	B	A	C	C	C	C	C
Servicios de presión variable	E	D	D	C	C	C	C	C	C
Materiales comunes de construcción									
Acero al carbón	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Hierro fundido	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Aleación de cobre	✓	✓	✓	✓			✓	✓	✓
Plástico (convencional)		✓					✓	✓	
Fibra de vidrio		✓					✓	✓	
Plásticos de fluorocarbono		✓					✓	✓	
Recubrimiento de polímeros		✓					✓	✓	
Recubrimiento de vidrio		✓					✓	✓	✓
Acero inoxidable	✓	✓	✓	✓			✓	✓	
Aleaciones basadas en níquel		✓					✓	✓	
Titanio		✓					✓	✓	
Carbón		✓					✓	✓	
Cerámica		✓					✓	✓	
Problemas de servicio									
Pulsación de flujo	A	A	A	B	B	B	B	B	B
Ruido	A	A	A	A	A	A	A	A	A
Reversibilidad de la dirección del flujo	X	X	X	C	C	A	C	C	C
Fugas de los fluidos críticos	C	C	C	C	C	A	C	C	C
Protección para la sobrepresión	A	A	D	C	C	C	C	C	C
Otras ventajas o desventajas				-c,d	-c,d	-c,d	-c,d	-c,d	-c,d

CLAVE

- A Excelente o sin limitaciones
- B Limitaciones modestas
- C Unidades especiales disponibles a un precio mayor para reducir al mínimo los problemas
- D Limitado en este aspecto
- E Demasiado limitado en este aspecto
- X Inaceptable

^aIndependiente de la viscosidad hasta 0.05 Pa·s.

^bIncluye el compresor de gas.

^cA menudo son necesarios los engranes reductores para el motor.

^dEs necesaria la protección de la liberación de presión.

^eSe opera convenientemente con vapor o aire comprimido.

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

	<i>Tipo de bomba</i>							
	<i>Rotatoria (desplazamiento positivo)</i>			<i>Reciprocante (desplazamiento positivo)</i>		Transferencia de momento, chorro (sifón)	Desplazamiento volumétrico	
	Pistón (circunferencial)	Tornillo	Aspa deslizante	Pistón	Diafragma		Tanque presurizado	Elevación de "aire"
Presión máxima del sistema (bar)	350	350	350	1000	350	350	350	50
Intervalo de temperatura (°C)	-30 a 370	-30 a 370	-30 a 270	-30 a 370	-30 a 270	-240 a 500	-240 a 500	-240 a 500
Presión diferencial máxima Δp (bar) por etapa general	17	20	150	1500	70	10	350	50
Capacidad máxima de unidades de reserva q (m³/s)	0.04	0.1	0.1	0.03	0.005	1.0		
Intervalo de viscosidad del fluido μ (Pa·s)	0.0001-400	0.001-1000	0.001-100	0.001-400	0.001-100		<400	<0.1
Intervalo de eficiencia η _r (%)	40-85	40-70	40-85	60-90	40-70	5-20	40-60	40-60
Costos relativos Precio de compra Instalación Mantenimiento Servicios	Moderado Bajo Bajo Moderado	Alto Bajo Moderado Moderado	Moderado Bajo Bajo Moderado	Alto Alto Alto Bajo	Moderado Moderado Moderado Bajo	Bajo Bajo Bajo Alto	Alto ^b Bajo Bajo Moderado	Alto ^b Bajo Bajo Moderado
<i>Compatibilidad de servicios</i>								
Condiciones de cavitación	B	B	B	B	B	A	A	A
Líquidos corrosivos	C	C	C	C	C	A	A	A
Operación seca	A	D	E	E	B	A	A	X
Tasas altas de flujo	D	D	D	D	E	E	A	B
Presiones altas	B	B	B	A	B	X	C	B
Temperaturas altas	C	C	C	C	C	A	C	D
Líquidos de alta viscosidad	A	A	A	A	D	D	B	D
Presiones primarias limitadas o presiones de succión bajas	B	B	A	B	B	A	A	A
Tasa bajas de flujo	A	A	A	B	A	B	A	B
Líquidos de viscosidad baja	D	D	B	B	A	A	A	A
Líquidos no newtonianos	A	A	A	A	D	D	B	D
Líquidos cargados de partículas								
Abrasivos	X	E	X	C	B	A	C	A
No abrasivos	X	A	E	C	B	A	C	A
Servicios de capacidad variable	C	C	C	C	C	A	A	B
Servicios de presión variable	C	C	C	C	C	D	D	B
<i>Materiales comunes de construcción</i>								
Acero al carbón	√	√	√	√	√	√	√	√
Hierro fundido	√	√	√	√	√	√	√	√
Aleación al cobre	√	√	√	√	√	√	√	√
Plástico (convencional)	√	√	√	√	√	√	√	√
Fibra de vidrio	√	√	√	√	√	√	√	√
Plásticos de fluorocarbono	√	√	√	√	√	√	√	√
Recubrimiento de polímeros	√	√	√	√	√	√	√	√
Recubrimiento de vidrio	√	√	√	√	√	√	√	√
Acero inoxidable	√	√	√	√	√	√	√	√
Aleaciones basadas en níquel	√	√	√	√	√	√	√	√
Titanio	√	√	√	√	√	√	√	√
Carbón	√	√	√	√	√	√	√	√
Cerámica	√	√	√	√	√	√	√	√
<i>Problemas de servicio</i>								
Pulsación de flujo	B	A	B	C,D	C	A	A	B
Ruido	A	B	B	D	B	B	D ^b	D ^b
Reversibilidad de la dirección del flujo	C	X	X	C	C	X	X	X
Fugas de los fluidos críticos	C	C	C	D	A	A	A	X
Protección para la sobrepresión	C	C	C	C	C	A	C	A
Otras ventajas o desventajas	_c,d	_c,d	_c,d	_c,e	_c-f	_g	_h-l	_h-m

^fDebe anticiparse la falla del diagrama.

^gEl fluido de proceso puede ser contaminado por el fluido motriz.

^hSe necesita un espacio significativo.

ⁱFlexibilidad del equipo, limitada.

^jSe necesita gas a presión o fuente de líquido.

^kEl gas y el líquido deben ser compatibles.

^lLas restricciones geométricas limitan el uso del proceso.

^mRestringido a elevación vertical.

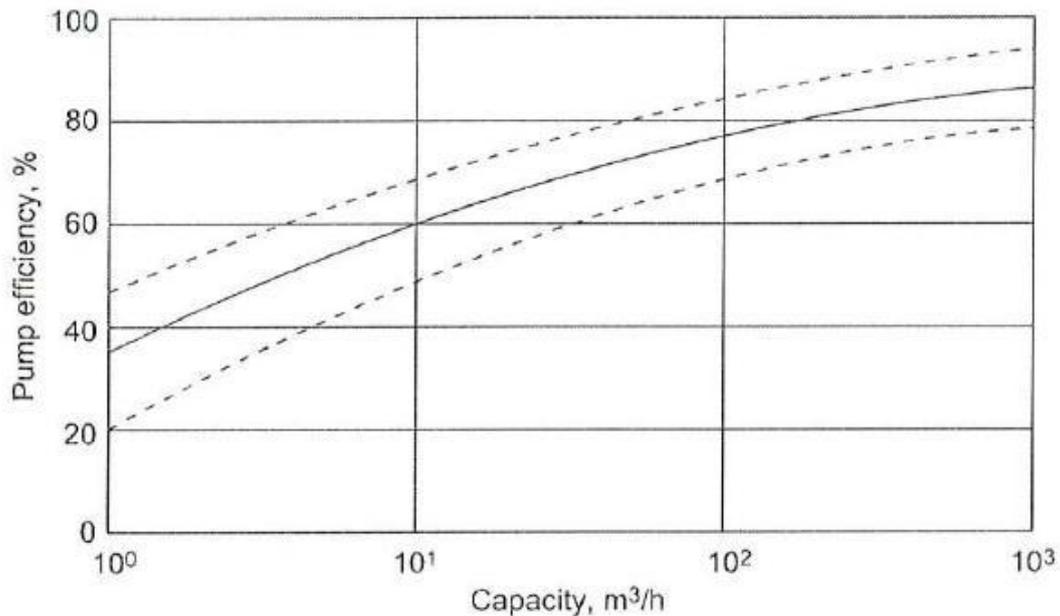
2.3.2. Obtención de la eficiencia de la bomba

A continuación, se puede estimar según el tipo de bomba seleccionada la eficiencia intrínseca (ϵ_i) de la misma, que será necesaria para el cálculo posterior de la potencia de la bomba.

En la siguiente tabla (Reglas Heurísticas para estimar la eficiencia intrínseca) se recogen los intervalos de eficiencia intrínseca según la bomba seleccionada.

TIPO DE BOMBA	Eficiencia intrínseca
Bombas centrífugas	45% a 100 gpm 70% a 500 gpm 80% a 10.000 gpm
Bombas reciprocantes o alternativas	70% a 10 HP 85% a 50 HP 90% a 500 HP

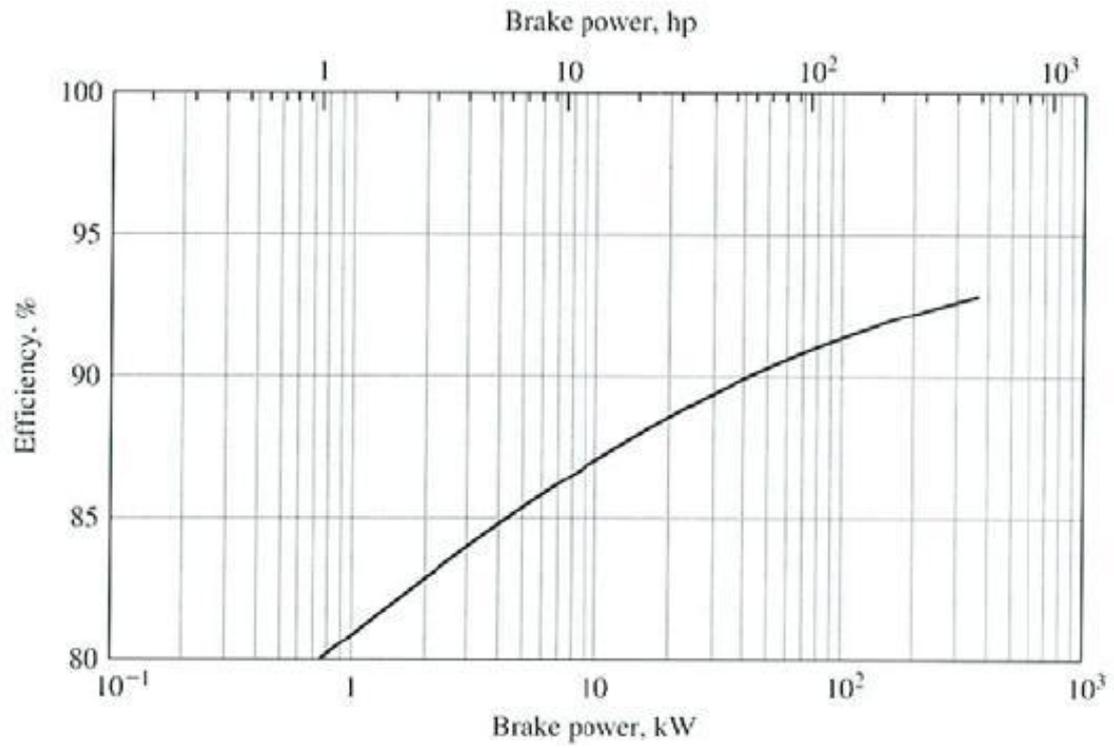
Dado que la eficiencia intrínseca de las bombas centrífugas depende en gran medida de su tamaño, en la siguiente imagen se puede estimar este parámetro en función de la capacidad de la bomba.



Según la gráfica nos da una eficiencia intrínseca del 63,5%.

Esta eficiencia la llevamos a chemcad, corremos la unidad y obtenemos una potencia de freno WS = 11.3461 kW

Entonces con la siguiente gráfica, obtendremos la eficiencia de la bomba.



Obtenemos así, una eficiencia de la bomba del 88%.

2.3.3. Selección del tipo de máquina de impulsión

En la siguiente tabla se recogen criterios y datos para la selección preliminar de impulsores.

	Impulsores					Máquinas de recuperación de potencia		
	Motores eléctricos	Máquinas de combustión interna	Turbinas, de vapor (no condensantes)	Turbinas de combustión de gas	Expansores de aire	Turbinas de expansión de gas		Expansores radiales de líquidos
						Axial	Radial	
Capacidad máxima, P (kw)	10,000	15,000	15,000	15,000	—	5000	1000	1000
Compatibilidad								
Alrededores externos	C	A	A	A	A	A	A	A
Atmósferas o fluidos corrosivos o sucios	C	B	D	D	A	D	B	C
Atmósferas explosivas	C	C	B	X	A	B	B	A
Uso móvil	E	A	E	A	E	E	E	E
Ubicaciones remotas	D	A	E	A	D	E	E	E
Flexibilidad del combustible		D	A	B	—	B	B	—
Temperatura normal de alimentación (°C)		25	400	750	25	<500	<550	25
Presión normal de alimentación (bar)		1.1	45	6	4	<175	<175	— ^a
Temperatura normal de salida (°C)		200	150	300		100	Varios	25
Presión normal de salida (bar)		1.0	4.5	1.1	1.1	Varios	Varios	1.1
Relación de recuperación	0.1	0.2	0.6	0.7	0.5	0.8	0.7	0.6
Procesos compatibles simultáneos							Criogenia y refrigeración	
Líquido máximo en la descarga (porcentaje)			<20			<20	<20	
Energía disponible para el calor del proceso (porcentaje de entrada)		30% a 75°C 15% a 175°C	90% a 150°C	20% a 200°C				
Eficiencia (porcentaje)	Ver figura 4-2	Ver figura 4-2	Ver figura 4-2 ^a	30-34		Ver figura 4-2 ^b	75-88	50-60
Disponibilidad (porcentaje)	>99	>95	>95	>90	>98	>90	>98	>98

CLAVE

- A excelente o sin limitaciones
- B limitaciones modestas
- C unidades especiales disponibles a un costo mayor para reducir los problemas al mínimo
- D limitado en este aspecto
- E limitado intensamente en este aspecto
- X inaceptable

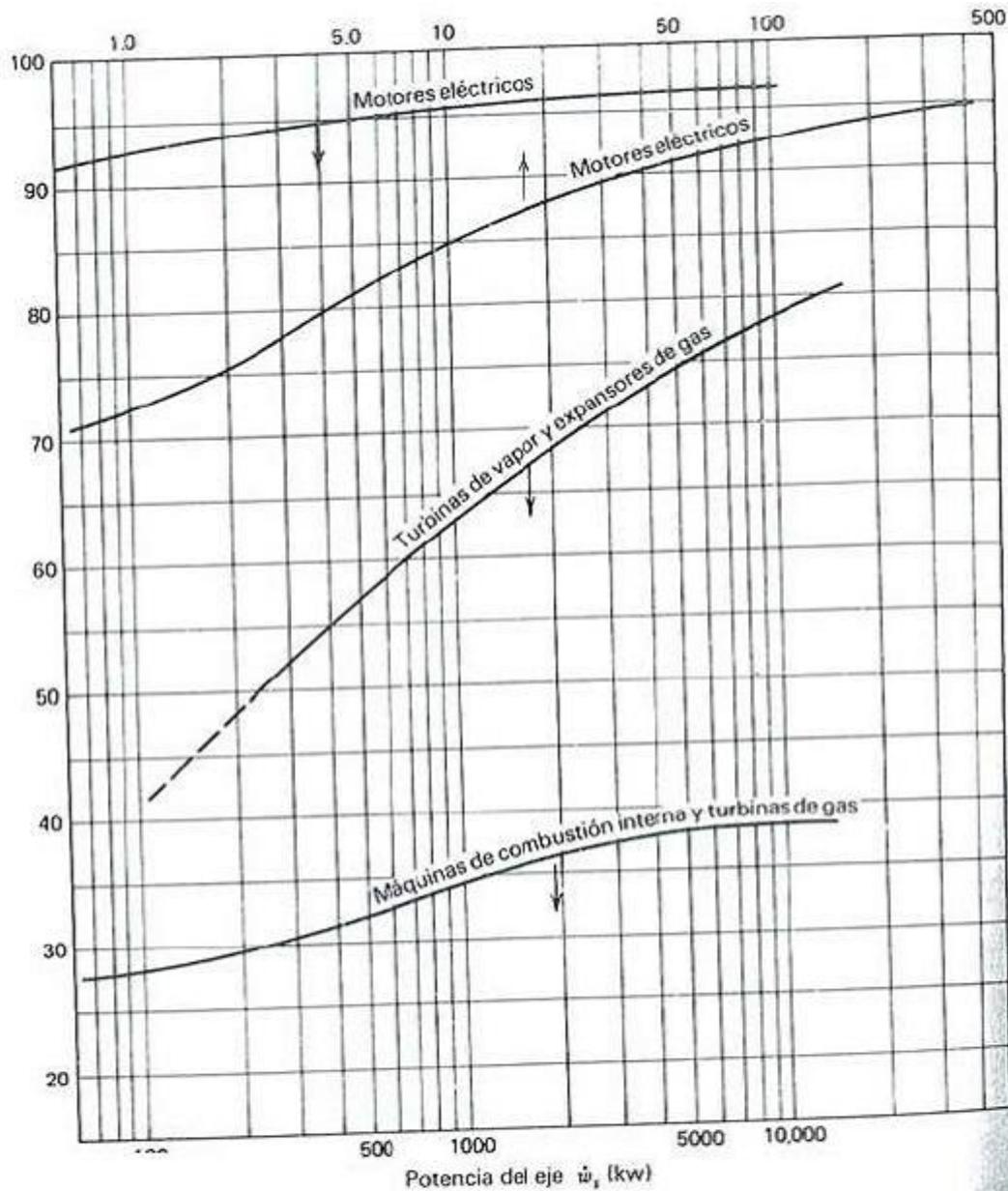
^aLos expansores de líquidos pueden tolerar cualquier presión que pueda tener una bomba centrífuga.

^bLa eficiencia se reduce si hay condensación en la salida de los expansores de gas. El valor corregido se obtiene multiplicando la eficiencia tomada de la figura 4-2 por la fracción de peso del vapor del sistema de extracción.

En la mayoría de las aplicaciones de los procesos, particularmente en los que comprenden menos de 100 kW de potencia, la máquina de impulsión es de preferencia un motor eléctrico. El costo bajo del capital, su mantenimiento extremadamente bajo y su confiabilidad casi perfecta son sus principales ventajas.

La potencia de nuestra bomba es inferior a 100 kW, por lo que la máquina de impulsión que se va a colocar será un motor eléctrico.

Eficiencia de impulsión



~ Eficiencias típicas de las máquinas modernas de impulsión empleadas para dar potencia al equipo de proceso. (La eficiencia de las máquinas de combustión interna se basa en el valor del poder calorífico inferior del combustible; las otras, se basan en la eficiencia teórica de las máquinas ideales.)

2.3.4. Estimación de la altura neta positiva de aspiración

La altura neta positiva de aspiración (NPSH) es la diferencia entre la presión del líquido a bombear referida al eje del impulsor y la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, referida en metros.

Para estimar la mínima altura neta positiva de aspiración se puede emplear la relación encontrada por Evans (*Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, Vol 1, 2nd Edition, Gulf Publishing, 1979*):

$$n (Q)^{0.5} / (NPSH)^{3/4} = C$$

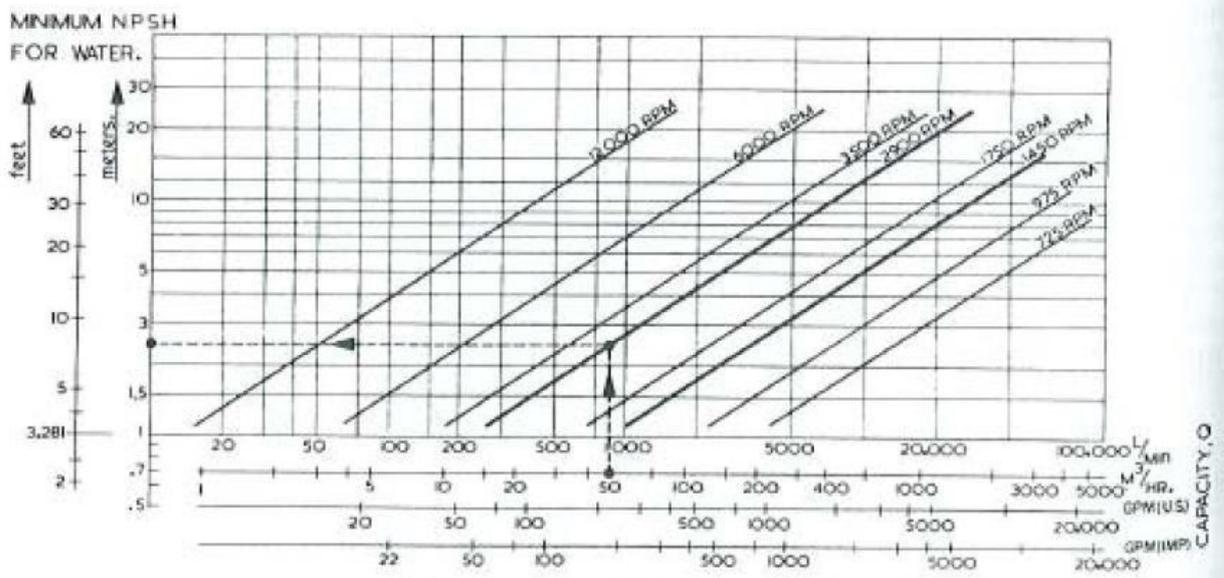
donde:

n= velocidad (rpm)

Q= capacidad (gpm)

C= constante entre 7.000 y 10.000

Evans graficó esta relación para C= 9.000 y a partir de la misma se puede obtener una estimación de la mínima NPSH. Ésta suele estar entre 4-20 ft.



A 3500 rpm, el valor que obtenemos de NPSH de la tabla es 1,30 m columna de agua requerida.

2.3.5. Hoja de especificaciones

	<p>HOJA DE ESPECIFICACIONES</p>		<p>Item n° P-103</p>
<p>Cliente: Universidad Politécnica de Cartagena</p>			
<p>Dirección:</p>			
<p>Localización de planta: Polígono Industrial</p>		<p>Fecha: 01/07/2013</p>	
<p>DESCRIPCIÓN DE LA BOMBA</p>			
<p>Bomba centrífuga de etapa simple y doble succión</p>			
<p>CONDICIONES DE OPERACIÓN</p>			
Temperatura de entrada bomba (K)	296,5084	Temperatura de salida bomba (K)	298,3797
Presión de entrada bomba (atm)	0.25	Presión de salida bomba (atm)	25
Entalpía (MJ/h)	74650.339	Entalpía (MJ/h)	7691.188
Caudal entrada bomba (Kg/h)	12480.41	Caudal salida bomba (Kg/h)	12480.41
<p>CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA</p>			
Eficiencia intrínseca (%)	63,5	Eficiencia de la bomba (%)	88
NPSH requerida (m)	1,30	NPSH disponible (m)	3,48157
Potencia (kW)	11.3461	Velocidad de la bomba (rpm)	3500
<p>PRUEBAS</p>			
Accionamiento válvula de seguridad	Test mecánico		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma

CARLOS BETANCOR PEREZ

2.4. Intercambiador de calor E-101.

El intercambiador de calor E-101 se encarga de calentar la corriente de proceso que posteriormente entrará al intercambiador de calor E-102 que conseguirá la temperatura optima para que la reacción tenga lugar en el reactor químico los datos de las corrientes que actúan en el intercambiador son los siguientes.

Corriente proceso:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	300	400
Presión (atm)	25	24.75
Flujo molar (kmol/h)	650.1212	650.1212
Flujo másico total (kg/h)	42763.75	42763.75
Fracción molar de vapor	0	0.169344

Composición:

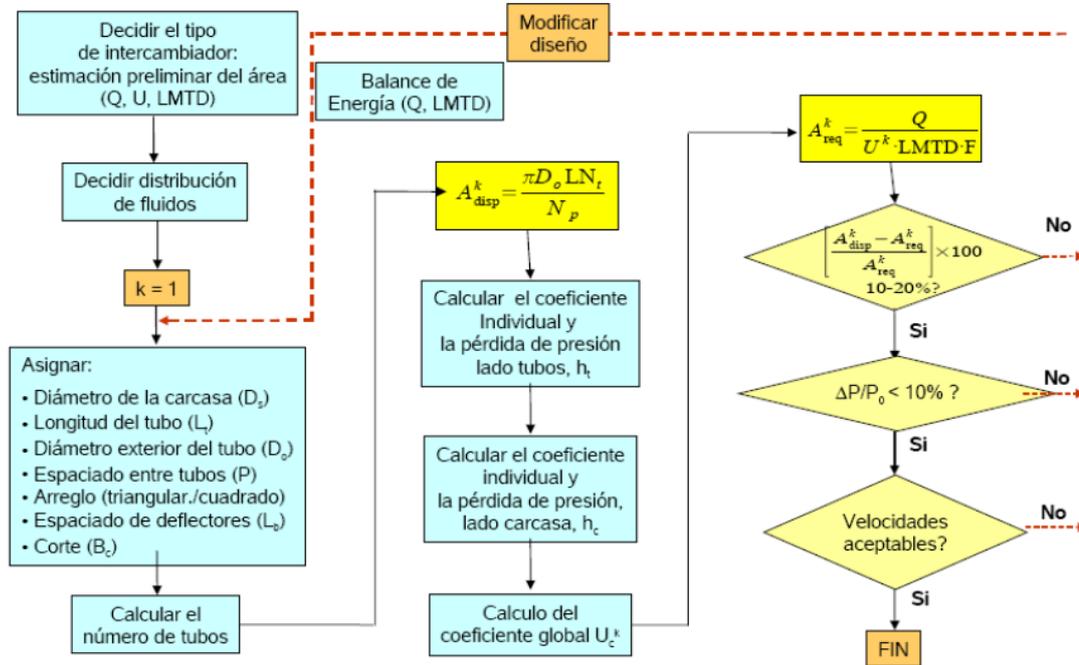
	% en peso	Flujo Másico (kg/h)
Propano	1.114197	476.4723
Propileno	21.00684	8983.313
Benceno	77.61201	33189.81
Cumeno	0.2669476	114.1568
DIPB	1.091918e-09	4.66941e-07

Corriente vapor de agua de baja presión (4.4 atm) saturado:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	420.78	417.84
Presión (atm)	4.4	4.06
Flujo molar (kmol/h)	164064	164064
Flujo másico total (kg/h)	2955613	2955613
Fracción molar de vapor	1	1

2.4.1. Diseño.

El esquema a seguir es:



Basándonos en la siguiente tabla:

Variable	Localización recomendada	Criterio
Fluido corrosivo	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido sucio	Tubos	Mejor control de la velocidad y mantenimiento
Alta temperatura	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Alta presión	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido viscoso	Carcasa	Mayores coeficientes de transferencia
Caudal grande	Tubos	Diseño mas económico

Como podemos observar en general condiciones adversas en alguno de los fluidos obligan a situarlo en los tubos por ser esta zona de diseño más económico.

Para el E-101 dispondremos el proceso por los tubos por tener este una mayor presión (25 atm) que el vapor de baja presión (4.4 atm).

Una vez elegida la distribución de fluidos el software de simulación Chemcad en modo diseño nos proporciona un diseño preliminar usando las siguientes ecuaciones:

Estimación del área:

Usamos la formula
$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$$

Donde A es el área estimada de intercambio de calor.

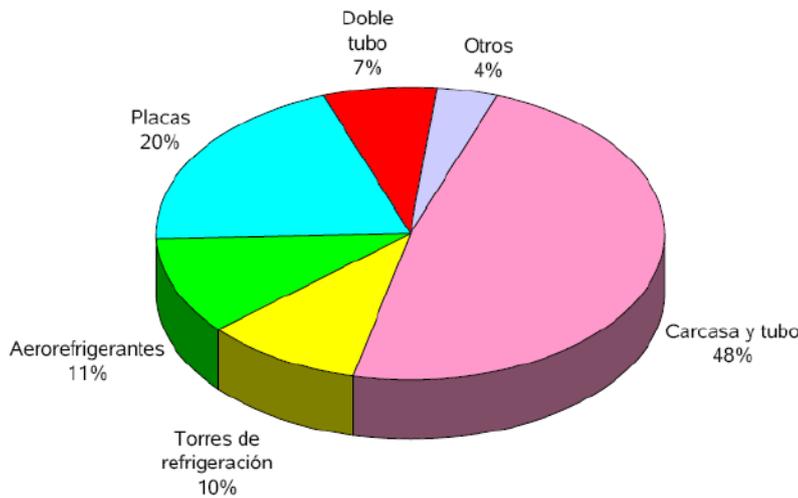
Q es el calor intercambiado.

U es el coeficiente de intercambio de calor.

LMTD es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

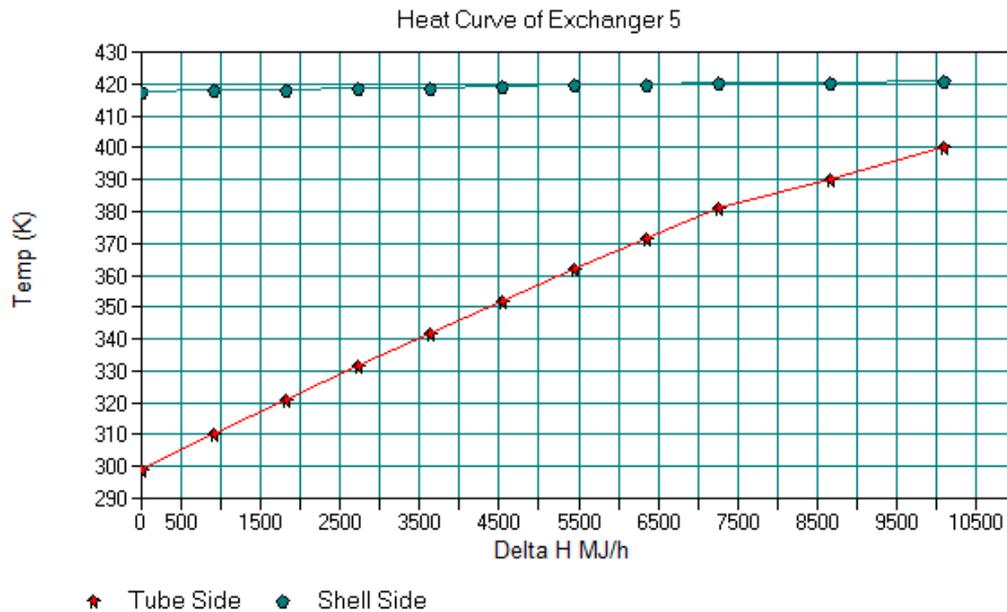
Vamos a elegir un intercambiador de carcasa y tubos, ya que es el más utilizado en la industria, debido a las ventajas que dicho intercambiador posee.

- Diseños robustos y extremadamente flexibles
- Fáciles de mantener y reparar
- Pueden diseñarse para desmantelarse por mantenimiento
- Existen muchos suministradores

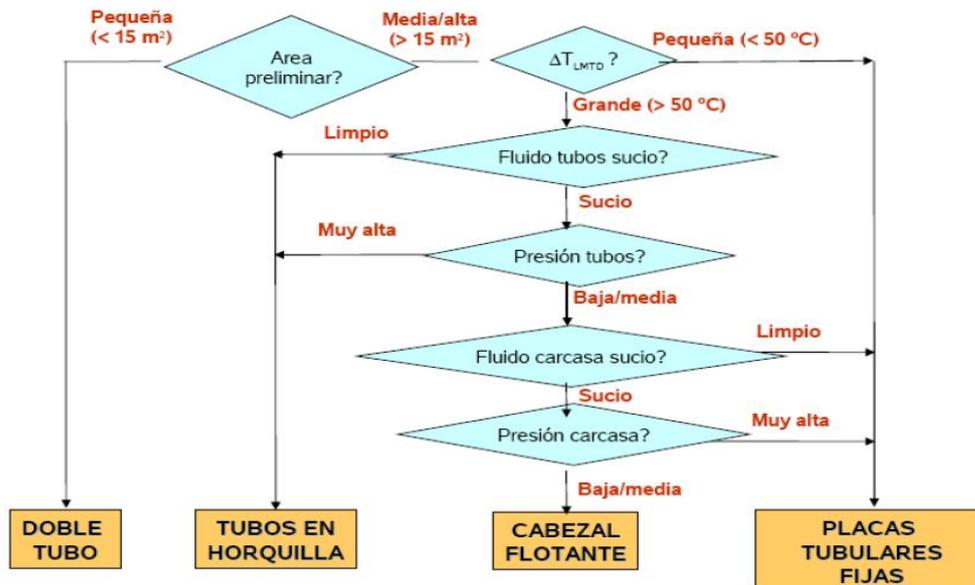


Intercambiadores más usados en la industria.

Con los datos introducidos CHEMCAD nos dibuja la siguiente gráfica con la curva de calor.



Una vez que tenemos nuestro diseño preliminar elegiremos un tipo u otro de intercambiador de carcasa y tubo. Para ello nos basamos en el siguiente algoritmo.

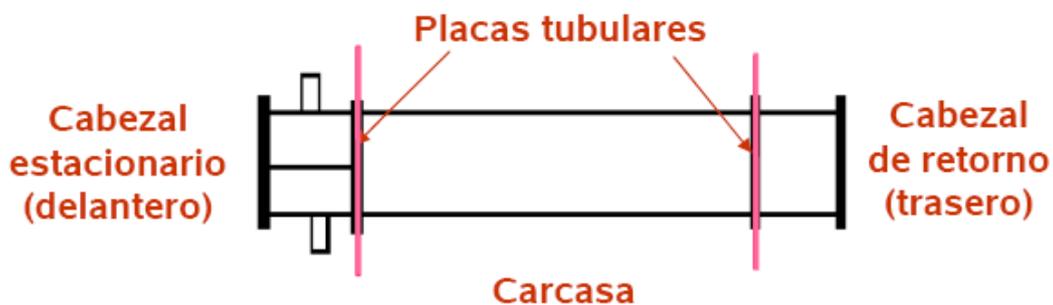


Para el caso del E-101 utilizaremos un intercambiador de carcasa y tubo de placas tubulares fijas.

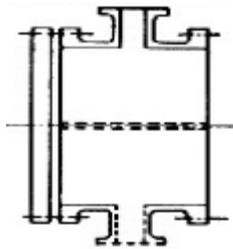
Elementos.

Clasificación TEMA.

La TEMA ("Tubular Exchanger Manufacturers Association") ha establecido un código de tres letras que describe como son cada uno de los tres componentes principales de un intercambiador.



La primera letra define al cabezal estacionario la segunda, a la carcasa y la tercera letra define el cabezal de retorno. De las posibles configuraciones existentes para el intercambiador de calor para el E-101 elegimos la AEL.



Tipo A
(carrete)

El cabezal de tipo A (carrete) es el elegido para el cabezal estacionario del E-101 por ser el más económico y permite acceso al lado de los tubos para su mantenimiento (fluido sucio) además nuestra aplicación no presenta grandes presiones que obliguen a seleccionar otro tipo de cabezal estacionario.

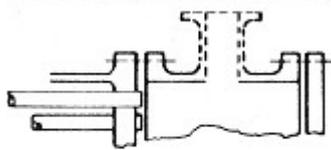


Tipo E

CARLOS BETANCOR PEREZ

Para la carcasa se ha seleccionado una de tipo E ya que tenemos un solo paso por carcasa en nuestro proceso y además no se requiere minimizar las pérdidas de presión.

Es el tipo de carcasa más utilizado en la industria.



Tipo L
(igual que el A)

Para el cabezal de retorno se ha escogido el de tipo L complementario al A, con este cabezal de retorno el haz de tubos queda fijado por ambos extremos a las placas tubulares por lo que se les llama cambiadores de placas tubulares fijas que era el tipo de cambiador seleccionado.

Esta configuración minimiza las fugas algo importante en este intercambiador ya que tenemos que calentar benceno que es tóxico.

Geometría del intercambiador.

Para el intercambiador E-101 se obtienen los siguientes parámetros geométricos:

Tubos

- ❖ Número de tubos: 257.
- ❖ Longitud de tubo: 6.10 m.
- ❖ Diametro exterior de tubo: 0.191 m.
- ❖ Diametro interior de tubo: 0.0157 m.
- ❖ Distribución de los tubos: arreglo triangular.
- ❖ Número de pasos por los tubos: 1.
- ❖ Velocidad en el lado de los tubos: 0.54 m/s.

Carcasa.

- ❖ Diametro de la carcasa: 0.438 m
- ❖ Corte de los deflectores: 41%.
- ❖ Espaciado de los deflectores: 0.73
- ❖ Tipo de deflectores: doblemente segmentados
- ❖ Número de deflectores: 8.
- ❖ Velocidad en el lado de la carcasa: 3.17 m/s.

Deflectores.

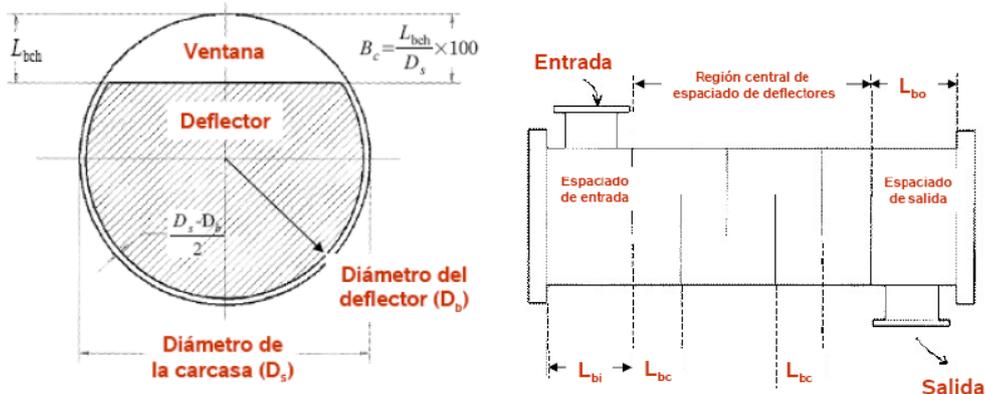
Los deflectores tienen como función principal el guiar al fluido que circula por la carcasa, aumentando mediante su correcto diseño el coeficiente de transmisión de calor.

Existen tres tipos de deflectores: Helicoidales, De Varillas, y Segmentados.

Características	Deflectores segmentados	Helicoidales	De varillas
Buena pérdida de carga	No	Si	Si
Alto coeficiente de transmisión de calor	Si	Si	No
Bajo ensuciamiento	No	Si	Si
Facilidad de limpieza	Con arreglo cuadrado	Con arreglo cuadrado	Si
Alta eficiencia	No	No	Si
Bajas vibraciones	Con diseños especiales	Con doble hélice	SI

Los dos parámetros fundamentales en relación con los deflectores son el corte del deflector (Bc) y el espaciado entre deflectores (Lb).

- El corte del deflector se expresa como un porcentaje respecto del diámetro de la carcasa.
- El corte del deflector oscila entre el 15 y el 45%
- Cortes demasiado pequeños o demasiado grandes son negativos para la transmisión del calor pues se desvían de la situación ideal.
- No debe utilizarse cortes por encima del 35% para disminuir la pérdida de presión en la carcasa. En ese caso sustituir los deflectores segmentados por doblemente segmentados o incluso cambiar el tipo de carcasa por otra que genere menos pérdida de presión como una carcasa H o una X.



Para este intercambiador utilizaremos deflectores segmentados simples.

Validación del diseño.

Para que el diseño sea valido se tiene que cumplir que las velocidades en ambos lados tanto carcasa como tubos sea inferior a 3 m/s y que el exceso de área de intercambio este entre 10 y 20 %. Como podemos observar en nuestro caso las velocidades en ambos lados son correctas y el exceso es 10.46 % ya que el área requerida es 83.46 m² y el área efectiva de transferencia de calor es 92.20 m².

Sobredimensionamiento:

$$S = \frac{A_{\text{disponible}} - A_{\text{requerida}}}{A_{\text{requerida}}} \cdot 100$$

Velocidad en los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

Velocidad en la carcasa:

$$u_s = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

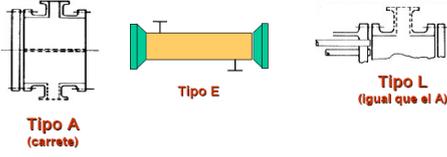
En caso de no obtener un diseño valido habría que cambiar parámetros siguiendo la siguiente tabla:

	Efecto del aumento en							
	Díametro de la carcasa (*)	Longitud de los tubos	Díametro exterior del tubo (**)	Espaciado entre tubos (solo)	Espesor del tubo (BWG)	Numero de pasos	Espaciado entre deflectores (solo)	Corte de los deflectores (***)
Sobredimensionado	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	
(Δ P/P0), tubos	↓	↑	↓	↑	↑	↑	NA	
(Δ P/P0), carcasa	↓	↑	↓	↓	NA	NA	↓	
Velocidad, tubos	↓	NA	↓	↑	↑	↑	NA	
Velocidad, carcasa	↓	NA	NA	↓	NA	NA	↓	

(*) Cuando se varía el diámetro de la carcasa se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(**) Cuando se varía el diámetro de los tubos se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(***) El efecto del corte de los deflectores solo puede estimarse con el método Bell-Delaware

	HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR	Item N° :E-101
Cliente: Universidad Politécnica Cartagena Referencia n°:		
Dirección:		Prop. n°:
Localización de la planta:		Fecha: 01/07/2013
DATOS DE DISEÑO		
Calor intercambiado (MJ/h): 10102.3		
LMTD (Corregido): 50.06		
Área requerida (m²): 77.57		
TEMA: AEL		
Deflectores: 8		
Corte (%): 41		
Disposición: Vertical		
Tipo: Doblemente segmentados.		
Sobredimensionamiento (%): 10.46		
Área disponible (m²): 92.20		
DISEÑO DE TUBOS		DISEÑO DE CARCASA
Tipo de tubo: Bare	Tipo de carcasa: A - 285 - C	
Material: Acero al carbono	Tipo de cabezal: A - 285 - C	
Número de tubos: 257	Tipo de cubierta: A - 285 - C	
Diámetro exterior (m): 0.0191	Disposición: Horizontal	
Diámetro interior (m): 0.0157	Diámetro exterior (m): 0.46	
N° de paso: 1	Diámetro interior (m): 0.44	
Espesor (mm): 1.5	N° de pasos: 1	
Longitud (m): 6.10	Presión de diseño (atm): 4.4	
Espaciado (mm): 0.024	Velocidad (m/s): 3.17	
Presión de diseño (atm): 25	N° de intercambiadores: 1	
MATERIALES		
Carcasa: Acero al carbono	Tubos: Acero al carbono	
Cabezales: Acero al carbono	Deflectores: Acero al carbono	
NOTAS		

2.5. Intercambiador de calor E-102.

El intercambiador de calor E-102 se encarga de calentar la corriente de proceso que posteriormente entrará al reactor químico donde tendrá lugar la reacción.

Corriente proceso:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	400	623
Presión (atm)	25	25
Flujo molar (kmol/h)	650.1212	650.1212
Flujo másico total (kg/h)	42763.75	42763.75
Fracción molar de vapor	0.1693444	1

Composición:

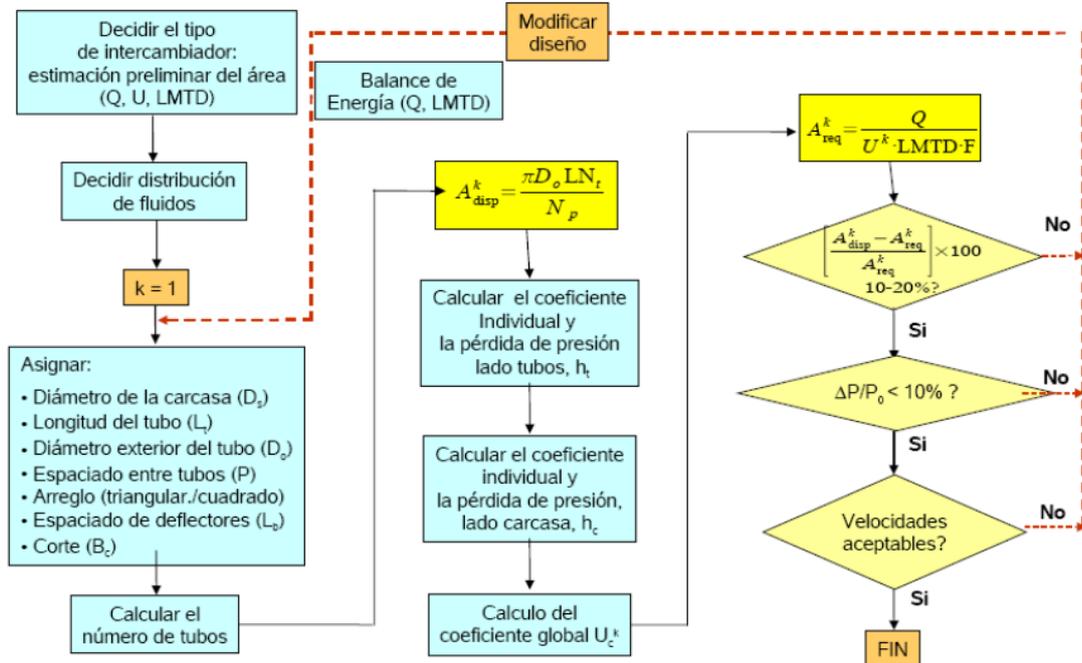
	% en peso	Flujo Másico (kg/h)
Propano	1.11	476.4723
Propileno	21.00684	8983.313
Benceno	77.61201	33189.81
Cumeno	0.2669476	114.1568
DIPB	1.091918e-09	4.669451e-07

Corriente vapor de agua de alta presión (41.8 atm) saturado:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	660	526.4317
Presión (atm)	41.8	41.4598
Flujo molar (kmol/h)	5152.755	5152.755
Flujo másico total (kg/h)	92826.88	92826.88
Fracción molar de vapor	1	1

2.5.1. Diseño.

El esquema a seguir es:



Basandonos en la siguiente tabla:

Variable	Localización recomendada	Criterio
Fluido corrosivo	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido sucio	Tubos	Mejor control de la velocidad y mantenimiento
Alta temperatura	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Alta presión	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido viscoso	Carcasa	Mayores coeficientes de transferencia
Caudal grande	Tubos	Diseño mas económico

Como podemos observar en general condiciones adversas en alguno de los fluidos obligan a situarlo en los tubos por ser esta zona de diseño más económico.

Para el E-102 dispondremos el vapor de 41.8 atm por los tubos por tener este una mayor presión que la corriente de proceso (25 atm).

Una vez elegida la distribución de fluidos el software de simulación Chemcad en modo diseño nos proporciona un diseño preliminar usando las siguientes ecuaciones:

Estimación del área: $A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$

Usamos la formula

Donde A es el área estimada de intercambio de calor.

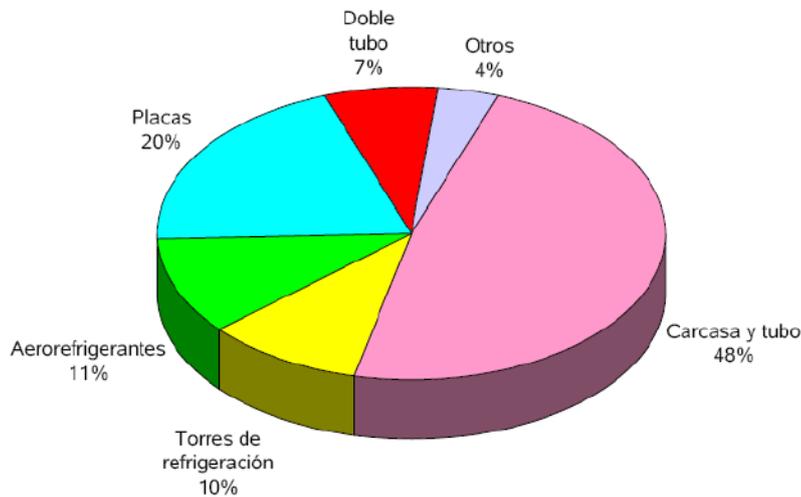
Q es el calor intercambiado.

U es el coeficiente de intercambio de calor.

LMTD es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

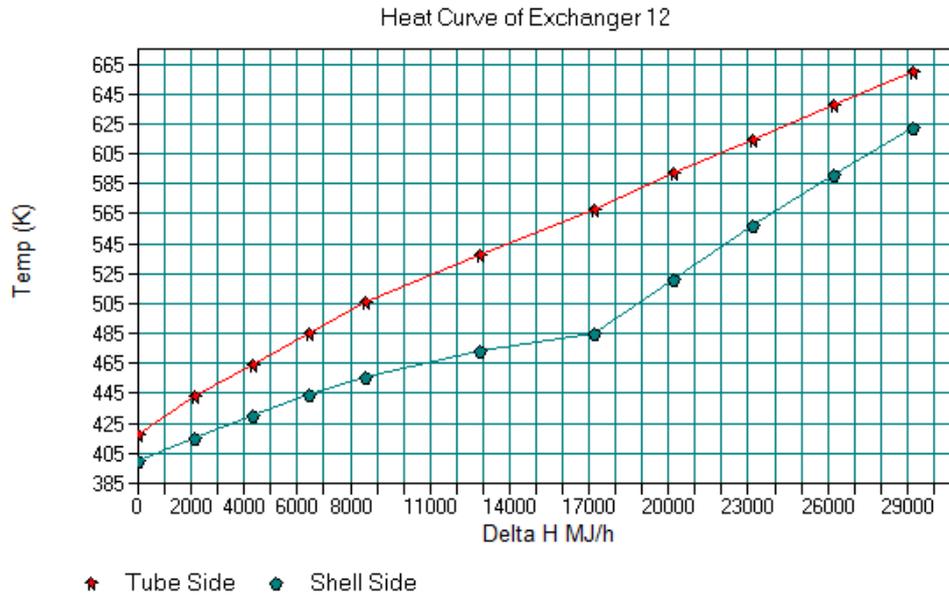
Vamos a elegir un intercambiador de carcasa y tubos, ya que es el más utilizado en la industria, debido a las ventajas que dicho intercambiador posee.

- Diseños robustos y extremadamente flexibles
- Fáciles de mantener y reparar
- Pueden diseñarse para desmantelarse por mantenimiento
- Existen muchos suministradores

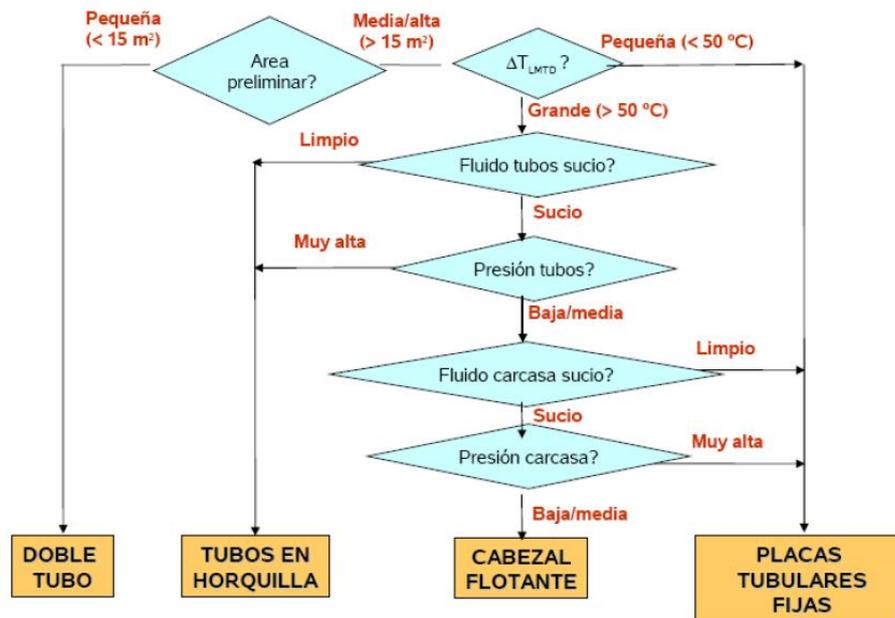


Intercambiadores más usados en la industria.

Con los datos introducidos CHEMCAD nos dibuja la siguiente gráfica con la curva de calor.



Una vez que tenemos nuestro diseño preliminar elegiremos un tipo u otro de intercambiador de carcasa y tubo. Para ello nos basamos en el siguiente algoritmo.

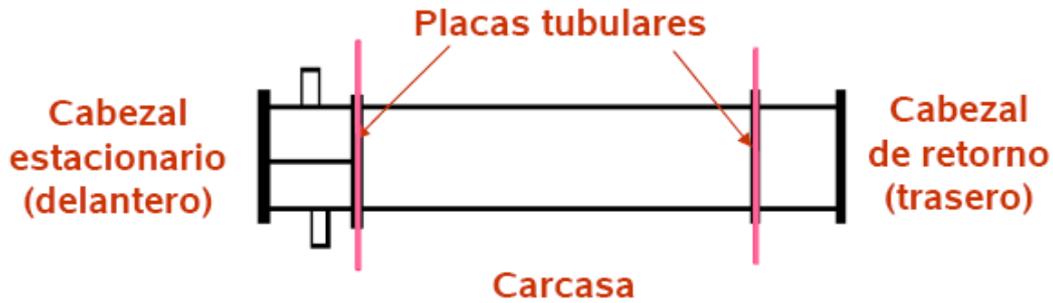


Para el caso del E-102 utilizaremos un intercambiador de carcasa y tubo de placas tubulares fijas.

Elementos.

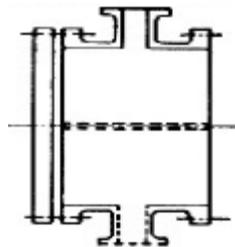
Clasificación TEMA.

La TEMA ("Tubular Exchanger Manufacturers Association") ha establecido un código de tres letras que describe como son cada uno de los tres componentes principales de un intercambiador.



La primera letra define al cabezal estacionario la segunda, a la carcasa y la tercera letra define el cabezal de retorno.

De las posibles configuraciones existentes para el intercambiador de calor para el E-102 elegimos la AEL.



Tipo A (carrete)

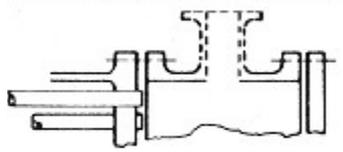
El cabezal de tipo A (carrete) es el cabezal estacionario del E-102 por ser el más económico y permite acceso al lado de los tubos para su mantenimiento (fluido sucio) además nuestra aplicación no presenta grandes presiones que obliguen a seleccionar otro tipo de cabezal estacionario.



Tipo E

Para la carcasa se ha seleccionado una de tipo E ya que tenemos un solo paso por carcasa en nuestro proceso y además no se requiere minimizar las pérdidas de presión.

Es el tipo de carcasa más utilizado en la industria.



Tipo L
(igual que el A)

Para el cabezal de retorno se ha escogido el de tipo L complementario al A, con este cabezal de retorno el haz de tubos queda fijado por ambos extremos a las placas tubulares por lo que se les llama cambiadores de placas tubulares fijas que era el tipo de cambiador seleccionado.

Esta configuración minimiza las fugas algo importante en este intercambiador ya que tenemos que calentar benceno que es tóxico.

Geometría del intercambiador.

Para el intercambiador E-102 se obtienen los siguientes parámetros geométricos:

Tubos

- ❖ Número de tubos: 2679.
- ❖ Longitud de tubo: 3.66 m.
- ❖ Diámetro exterior de tubo: 0.191 m.
- ❖ Diámetro interior de tubo: 0.0157 m.
- ❖ Distribución de los tubos: arreglo triangular.
- ❖ Número de pasos por los tubos: 1.
- ❖ Velocidad en el lado de los tubos: 3.34 m/s.

Carcasa

- ❖ Diámetro de la carcasa: 1.3716 m
- ❖ Corte de los deflectores: 15 %.
- ❖ Espaciado de los deflectores: 0.27
- ❖ Tipo de deflectores: segmentado simple
- ❖ Número de deflectores: 10.
- ❖ Velocidad en el lado de la carcasa: 0.99 m/s.

Deflectores.

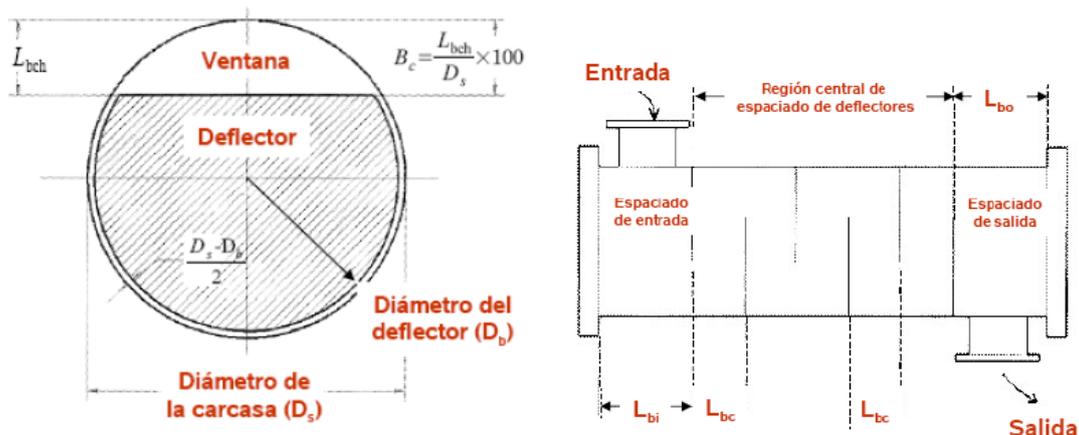
Los deflectores tienen como función principal el guiar al fluido que circula por la carcasa, aumentando mediante su correcto diseño el coeficiente de transmisión de calor.

Existen tres tipos de deflectores: Helicoidales, De Varillas, y Segmentados.

Características	Deflectores segmentados	Helicoidales	De varillas
Buena pérdida de carga	No	Si	Si
Alto coeficiente de transmisión de calor	Si	Si	No
Bajo ensuciamiento	No	Si	Si
Facilidad de limpieza	Con arreglo cuadrado	Con arreglo cuadrado	Si
Alta eficiencia	No	No	Si
Bajas vibraciones	Con diseños especiales	Con doble hélice	SI

Los dos parámetros fundamentales en relación con los deflectores son el corte del deflector (B_c) y el espaciado entre deflectores (L_b).

- El corte del deflector se expresa como un porcentaje respecto del diámetro de la carcasa.
- El corte del deflector oscila entre el 15 y el 45%
- Cortes demasiado pequeños o demasiado grandes son negativos para la transmisión del calor pues se desvían de la situación ideal.
- No debe utilizarse cortes por encima del 35% para disminuir la pérdida de presión en la carcasa. En ese caso sustituir los deflectores segmentados por doblemente segmentados o incluso cambiar el tipo de carcasa por otra que genere menos pérdida de presión como una carcasa H o una X.



Para este intercambiador utilizaremos deflectores segmentados simples.

Validación del diseño.

Para que el diseño sea valido se tiene que cumplir que las velocidades en ambos lados tanto carcasa como tubos sea inferior a 3 m/s y que el exceso de área de intercambio este entre 10 y 20 %. Como podemos observar en nuestro caso las velocidades en ambos lados son correctas y el exceso es 16.89 % ya que el área requerida es 486.40 m² y el área efectiva de transferencia de calor es 568.56 m².

Sobredimensionamiento:

$$S = \frac{A_{\text{disponible}} - A_{\text{requerida}}}{A_{\text{requerida}}} \cdot 100$$

Velocidad en los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

Velocidad en la carcasa:

$$u_s = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

En caso de no obtener un diseño valido habría que cambiar parámetros siguiendo la siguiente tabla:

	Efecto del aumento en							
	Diametro de la carcasa (*)	Longitud de los tubos	Diámetro exterior del tubo (**)	Espaciado entre tubos (solo)	Espesor del tubo (BWG)	Numero de pasos	Espaciado entre deflectores (solo)	Corte de los deflectores (***)
Sobredimensionado	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	
(Δ P/P0), tubos	↓	↑	↓	↑	↑	↑	NA	
(Δ P/P0), carcasa	↓	↑	↓	↓	NA	NA	↓	
Velocidad, tubos	↓	NA	↓	↑	↑	↑	NA	
Velocidad, carcasa	↓	NA	NA	↓	NA	NA	↓	

(*) Cuando se varia el diámetro de la carcasa se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(**) Cuando se varia el diámetro de los tubos se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(***) El efecto del corte de los deflectores solo puede estimarse con el método Bell-Delaware

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO



HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR

Item N° :E-102

Cliente: Universidad Politécnica Cartagena

Referencia n°:

Dirección:

Prop. n°:

Localización de la planta:

Fecha: 03/07/2013

DATOS DE DISEÑO

Calor intercambiado (MJ/h): 29207.2

LMTD (Corregido): 90.96

Área requerida (m²): 769.89

TEMA: AEL

Deflectores: 10

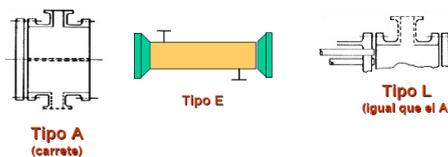
Corte (%): 15

Disposición: Vertical

Tipo: Doblemente segmentados.

Sobredimensionamiento (%): 16.89

Área disponible (m²): 571



DISEÑO DE TUBOS

Tipo de tubo: Bare

Material: Acero al carbono

Número de tubos: 2679

Diámetro exterior (m): 0.0191

Diámetro interior (m): 0.0157

N° de paso: 1

Espesor (mm): 1.5

Longitud (m): 3.66

Espaciado (mm): 0.024

Presión de diseño (atm): 41.8

DISEÑO DE CARCASA

Tipo de carcasa: A - 285 - C

Tipo de cabezal: A - 285 - C

Tipo de cubierta: A - 285 - C

Disposición: Horizontal

Diámetro exterior (m): 1.4

Diámetro interior (m): 1.3716

N° de pasos: 1

Presión de diseño (atm): 25

Velocidad (m/s): 0.99

N° de intercambiadores: 1

MATERIALES

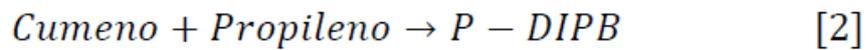
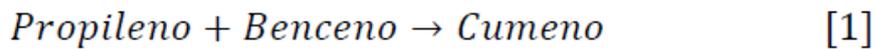
Carcasa:	Acero al carbono	Tubos:	Acero al carbono
Cabezales:	Acero al carbono	Deflectores:	Acero al carbono

NOTAS

Departamento de Ingeniería Química y Ambiental	N° Rev.	Fecha	Revis. por
	001	Julio de 2013	

2.6 Reactor Químico.

El reactor es el equipo donde se forma nuestro producto de interés, el cumeno. Éste se obtiene como producto de reacción de benceno y cumeno, en presencia de un catalizador a base de zeolitas. Las reacciones que transcurren en el reactor son las siguientes:



Donde las ecuaciones cinéticas son:

$$r_1 = k_1 C_A C_B$$

$$r_2 = k_2 C_A C_R$$

Teniendo en cuenta que A= propileno, B= Benceno, R= Cumeno, S= P-DIPB.

Las constantes de las ecuaciones cinéticas anteriores son del tipo Arrhenius, y vienen definidas por:

$$k = A \cdot e^{\frac{-E}{RT}}$$

A1 =

E1 =

A2 =

E2 = 146742 kJ/kmol

El catalizador empleado en este proceso tiene las siguientes características

Composición: Zeolitas

Forma: esférica

Diámetro de partícula (dp): 3 mm

Densidad del catalizador (ρ_{cat}): 1600 kg cat/m³ cat
 Porosidad del lecho (ϵ_B): 0.5
 Factor de eficacia (η): 1.00

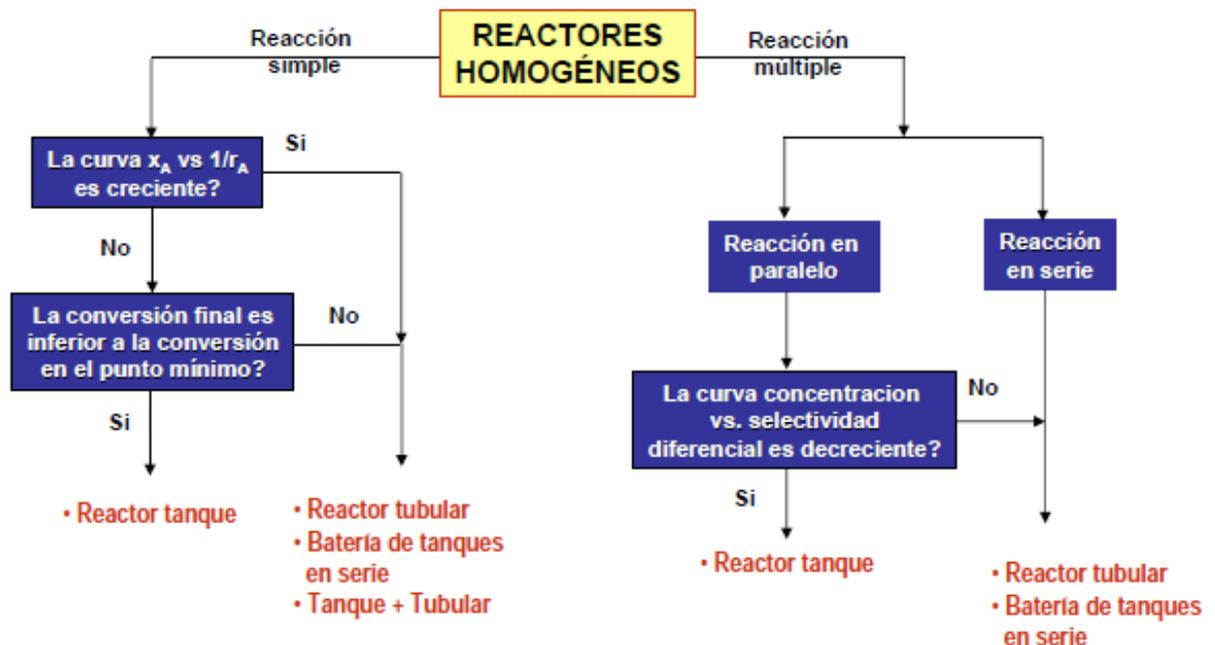
En este equipo se llevará a cabo la conversión de los reactantes en el producto de interés. Las propiedades de las corrientes a la entrada y salida del reactor son las siguientes:

	ENTRADA	SALIDA
Temperatura, K	623	623
Presión, atm	25	25
Entalpia, MJ/h	59771.7	48676.73
Fracción molar de vapor	1	1
Flujo molar, kmol/h	650.1212	650.1212
Flujo másico, kg/h	42763.75	42763.75
COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE (fracción molar)		
Propano	0.0166205	0.011142
Propileno	0.3283645	0.0989425
Benceno	0.6535541	0.5811495
Cumeno	0.001460914	0.2852744
DIPB	4.426223e-012	0.02349158
Agua	0	0

2.6.1 Diseño.

Selección del tipo de reactor.

Para la selección del tipo de reactor se puede utilizar un esquema como el siguiente:



En este caso nos encontramos ante una reacción múltiple en paralelo. Se realizó una estimación de la curva concentración vs. Selectividad diferencial, teniendo como resultado que la función era creciente.

Además, con la ayuda del simulador CHEMCAD, se realizaron varias pruebas con reactores tipo tanque continuo, discontinuo y flujo pistón, obteniéndose los mejores resultados con éste último.

El reactor deberá contener las partículas de catalizador en un lecho fijo. De las pruebas y cálculos realizados, se desprende que el modo de operación térmica para este proceso es la operación isotérmica. De esta forma, el reactor deberá estar provisto de un sistema de refrigeración para eliminar el calor generado en la reacción. Este sistema estará compuesto de haces de tubos por los que pasará el refrigerante.

Con toda esta información, el tipo de reactor elegido es un reactor multitubular de lecho fijo.

Diseño químico

El diseño químico de un reactor consiste en encontrar el volumen necesario para que se produzca la reacción. Para este objetivo se van a utilizar las ecuaciones siguientes:

Balance de materia para cada componente:

$$\frac{dF_j}{dV} = \sum r_{jk}$$

Balance de energía:

$$\frac{dT}{dV} = \frac{Q + \sum \Delta H_{rk} \cdot r_{Ak}}{F_T \cdot C_{p_m}}$$

El simulador de procesos CHEMCAD, utiliza estas ecuaciones y nos permite simular distintas condiciones de operación. De esta forma, para la conversión 0.5 especificada, se obtiene un volumen de reactor de 12.42 m³. Éste es el volumen de reactor necesario para que se produzca la reacción con una conversión del 50%.

Diseño térmico.

El volumen anterior solo hace referencia al tamaño necesario para la reacción química. Por tanto, es necesario diseñar la configuración del reactor para que éste pueda eliminar el calor generado en la reacción y se pueda operar en modo isotérmico.

A efectos prácticos, el reactor multitubular se comporta como un intercambiador de carcasa y tubo. En un principio se estableció que el fluido de proceso y el catalizador ocuparan el interior de los tubos, pero tras varios intentos fallidos de converger el sistema, se decidió que por los tubos circulara el refrigerante, mientras que el catalizador y la reacción química ocuparían el lado de la carcasa.

Como fluido para calentar se va a utilizar vapor de agua saturado, a 41.8 atm y 527 K, que saldrá del equipo en las mismas condiciones de presión y temperatura, pero siendo un líquido (el enfriamiento se produce por la condensación). Se ha elegido este fluido para que el salto de temperatura respecto a la del proceso (623K) no sea demasiado grande.

	ENTRADA	SALIDA
Temperatura, K	527	527
Presión, atm	41.8	41.8
Fracción molar de vapor	1	0
Flujo molar, kmol/h	365.404	365.404
Flujo másico, kg/h	6582.752	6582.752

Todo intercambio de calor se rige por la ecuación:

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD$$

El calor que es necesario disipar nos lo da CHEMCAD, y tiene un valor de 11153.8MJ/h. La media logarítmica de la diferencia de temperaturas es igual a 118K (682 -564).

Solo resta conocer el valor del coeficiente de intercambio de calor, U, para poder saber el área requerida para este proceso. El cálculo de U, se divide en dos partes: cálculo del coeficiente local de intercambio de calor en los tubos y cálculo del coeficiente local de intercambio de calor

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}}$$

bio de calor en el lado de la

carcasa, III

Este coeficiente está formado por dos componentes: el coeficiente partícula-pared (hw), y el coeficiente fluido pared (hv).

En el libro “Chemical Reactor Design” de S. Walas, encontramos la siguiente ecuación para el cálculo de hw:

$$\frac{h_w \cdot d_p}{k_m} = 0.186 \cdot Re^{0.8}$$

$$Re = \frac{G \cdot d_p}{\mu_m}$$

Donde

d_p : diámetro de la partícula de catalizador, (m)

k_m : conductividad térmica media entrada-salida (W/m·K)

G : gasto másico por unidad de sección, corregido con la porosidad del lecho, kg/m²·s

μ_m : viscosidad media entrada-salida (kg/m·s)

Con estos datos se obtiene un $h_w = 1350 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$

Para el cálculo de h_v se va a utilizar la ecuación de Dittus-Boelter:

$$\frac{h_v \cdot d_p}{k_m} = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.35}$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

Calculando estos números adimensionales se obtiene un h_v de 152 W/m²·K

Por lo tanto:

$$h_i = h_w + h_v$$
$$h_i = 1502 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Cálculo del coeficiente local de intercambio de calor en el lado de los tubos, h_o .

Para saber si nos encontramos en régimen gravitatorio o cortante nos ayudamos del parámetro C_{gt} :

$$C_{gt} = \frac{\sqrt{D_i \cdot g \cdot \rho_v (\rho_L - \rho_v) (1 - y) / y}}{G_t}$$

Donde

D_i : diámetro interior de tubo, m.

G : aceleración de la gravedad.

ρ_v : densidad del vapor, kg/m³.

ρ_L : densidad del líquido, kg/m³.

y : fracción local de vapor, tomamos un valor medio 0.5

Con estos valores, obtenemos un C_{gt} de 1860, que nos indica que estamos en régimen gravitatorio.

Para régimen gravitatorio, disponemos de la siguiente ecuación:

$$\frac{h_o \cdot d_g}{k_L} = 1.47 \cdot Re_G^{-0.33}$$

$$Re_G = \frac{4 \cdot W_t \cdot (1 - y)}{\pi \cdot D_i \cdot \mu_L \cdot N_t}$$

$$d_g = \left(\frac{\mu_L^2}{g \cdot \rho_L (\rho_L - \rho_v)} \right)^{1/3}$$

Donde

D_g = espesor de la película de condensado, m.

W_t = gasto másico por tubo de refrigerante, que se calcula como:

$$Q = \dot{m} \lambda_{vap}; \dot{m} = 1,93 \text{ kg/s}$$

En cada tubo

$$W_t = \frac{\dot{m}}{N_t} = 0.0257 \text{ kg/s}$$

Con estos valores obtenemos un ho de 3046 W/m²·K.
Por lo tanto, el coeficiente global de intercambio de calor U:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}} = 1430 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Entonces, el área necesaria para el intercambio será:

$$A_{req} = \frac{Q}{U \cdot LMTD} = 23,27\text{m}^2$$

Configuración geométrica.

Para que el intercambio de calor pueda producirse hay que proporcionar una superficie de contacto igual al área antes calculada. Como se ha dicho, el reactor será de tipo tubular, y esta área de intercambio la darán los tubos. Las características geométricas de los tubos y la carcasa son las siguientes:

Diámetro exterior de tubo, Dext	0,01905 m
Espesor de tubo, Xw	0,001651 m
Diámetro interior de tubo, Dint	0,0148 m
Longitud de tubo, Lt	6,096 m
Nº de tubos	75
Arreglo de tubos	Trian. Rot.
Espaciado entre tubos, P	0,02375 m
Claro entre tubos	0,00475 m

Con este tipo y número de tubos, el área disponible es la siguiente:

$$A_{disp} = \pi \cdot Di \cdot Lt \cdot Nt = 27.27 \text{ m}^2$$

$$\text{Sobredimensionamiento} = \frac{A_{disp} - A_{req}}{A_{req}} \times 100 = 15\%$$

La reacción química tiene lugar en la carcasa, por lo que habrá que proporcionar un volumen suficiente para que tenga lugar el proceso. Se ha elegido una carcasa(Ds) de 1,7 m diámetro. Veamos si es suficiente.
 $V_{r_n} = 12.42 \text{ m}^3$ (Volumen de reactor necesario)

$$V_{disp} = V_{carcasa} - V_{tubos} = \frac{\pi D_s^2}{4} \cdot Lt - \frac{\pi D_{ext}^2}{4} \cdot Lt \cdot Nt$$

$$V = 13.71 \text{ m}^3$$

Por tanto, con una carcasa de 1.7 m de diámetro es suficiente.

Catalizador.

La carcasa está llena de catalizador. Para calcular la cantidad necesaria de compuesto es preciso conocer la densidad del lecho:

$$\rho_B = \rho_{cat}(1 - \varepsilon_B)$$

$$\rho_B = 800 \text{ kg/m}^3$$

Entonces el peso total de catalizador a cargar en el reactor es:

$$W_{cat} = V \cdot \rho_B = 10968 \text{ kg de catalizador}$$

Hoja de especificaciones del equipo

	HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR		Item N°:R-101
Cliente: Universidad Politécnica Cartagena Referencia n°:		Pág. 2	
Dirección:		Fecha: 07/07/2013	
DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO			
Reactor multitubular de lecho fijo			
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
	Carcasa	Tubos	
Fluido	Proceso	Vapor refrigerante	
Temperatura (entrada/salida)(K)	623 / 623	527 / 527	
Presión (atm)	25	41.8	
Entalpía(entrada/salida)(K)	65092/53344	-0.0024 / -0.0027	
Flujo (kg/h)	6948	46700	
DATOS DE DISEÑO			
CARCASA		TUBOS	
Disposición	Horizontal	Diámetro exterior (m)	0.019
Diámetro (m)	1.7	Espesor (m)	0.002
N° pasos	1	Diámetro interior (m)	0.016
Disposición de tubos	Triangular rotada	Longitud (m)	6.100
Cabezales	Elíptico	Espaciado entre tubos (m)	0.020
Eficiencia de juntas	1	N° de pasos	1
Volumen (m3)	13.71	N° de tubos	75
Calor generado (MJ/h)	11748	Modo operación	Isotérmico
MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN			
CARCASA	Acero al carbono	TUBOS	Acero al carbono
CABEZALES	Acero al carbono		
ACCESORIOS Y PRUEBAS			
Test mecánico		Test presión hidrostática	
Test presión hidrostática		Equipo montado y en puesto en funcionamiento	

2.7. Intercambiador de calor E-103

El intercambiador de calor E-103 se encarga de enfriar la corriente de proceso que sale inmediatamente del reactor químico donde tiene lugar la reacción.

Corriente proceso:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	623	528
Presión (atm)	25	25
Flujo molar (kmol/h)	537.192	537.192
Flujo másico total (kg/h)	42763.62	42763.62
Fracción molar de vapor	1	0.834

Composición:

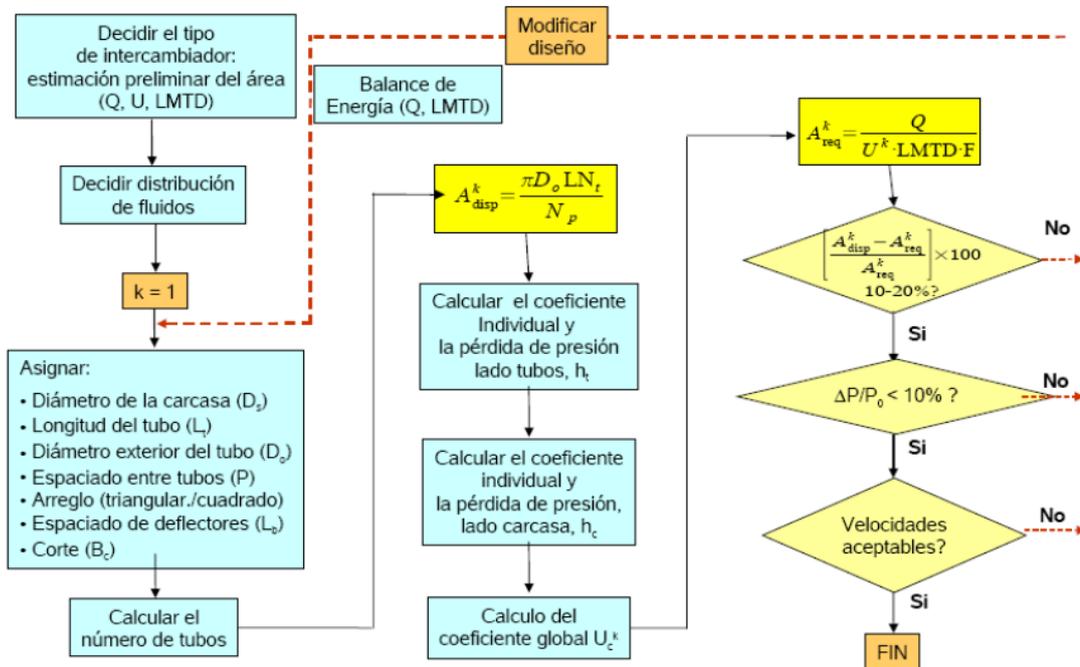
	% en peso	Flujo Másico (kg/h)
Propano	1.1142	476.4723
Propileno	9.894251	4231.14
Benceno	58.11493	24852.05
Cumeno	28.52745	12199.37
DIPB	2.349158	1004.585

Corriente vapor de agua de refrigeración:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	303	318
Presión (atm)	5	4.6598
Flujo molar (kmol/h)	9073.758	9073.758
Flujo másico total (kg/h)	163463.7	163463.7
Fracción molar de vapor	0	0

2.7.1. Diseño.

El esquema a seguir es:



Distribución de los fluidos.
Basándonos en la siguiente tabla:

Variable	Localización recomendada	Criterio
Fluido corrosivo	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido sucio	Tubos	Mejor control de la velocidad y mantenimiento
Alta temperatura	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Alta presión	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido viscoso	Carcasa	Mayores coeficientes de transferencia
Caudal grande	Tubos	Diseño mas económico

Como podemos observar en general condiciones adversas en alguno de los fluidos obligan a situarlo en los tubos por ser esta zona de diseño más económico.

Para el E-103 dispondremos el agua de refrigeración por los tubos por ser este fluido más sucio.

Una vez elegida la distribución de fluidos el software de simulación Chemcad en modo diseño nos proporciona un diseño preliminar usando las siguientes ecuaciones:

Estimación del área:

Usamos la formula $A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$

Donde A es el área estimada de intercambio de calor.

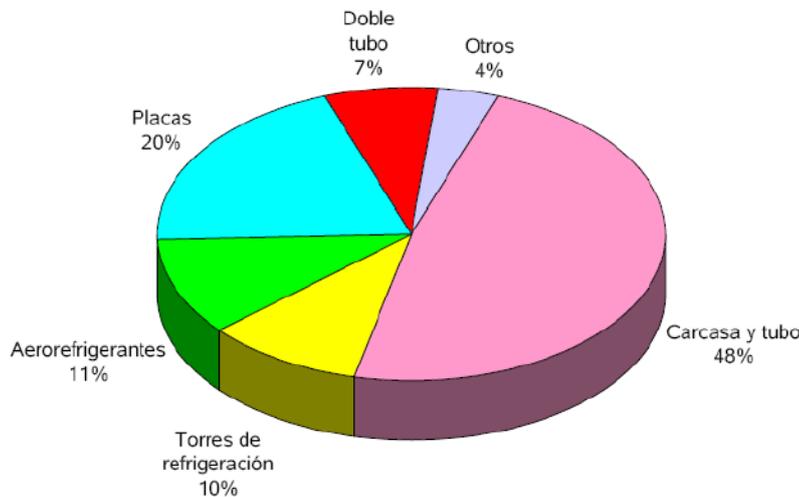
Q es el calor intercambiado.

U es el coeficiente de intercambio de calor.

LMTD es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

Vamos a elegir un intercambiador de carcasa y tubos, ya que es el más utilizado en la industria, debido a las ventajas que dicho intercambiador posee.

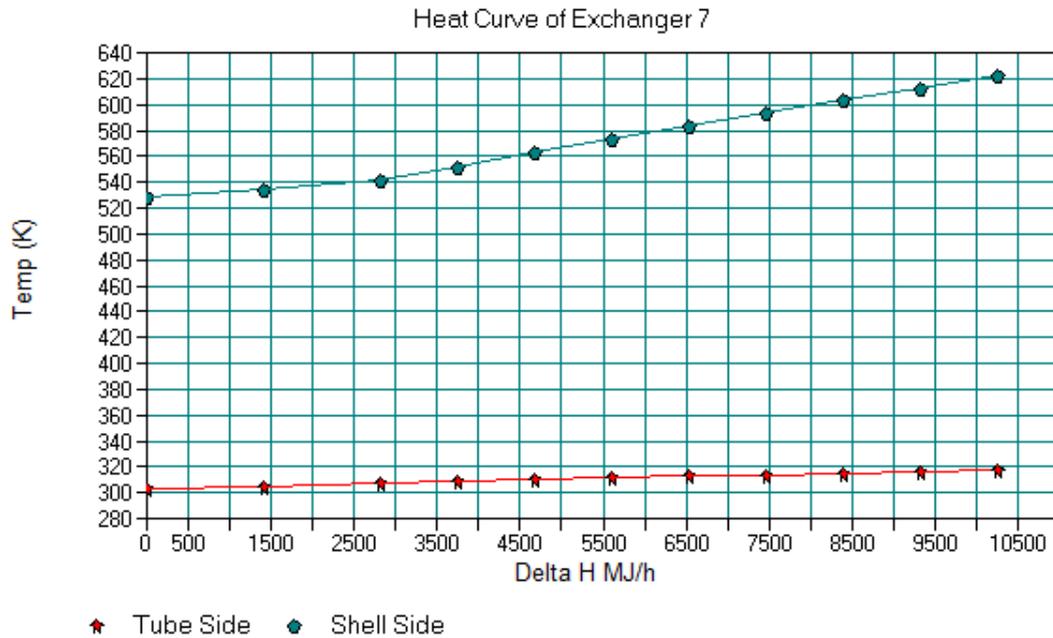
- Diseños robustos y extremadamente flexibles
- Fáciles de mantener y reparar
- Pueden diseñarse para desmantelarse por mantenimiento
- Existen muchos suministradores



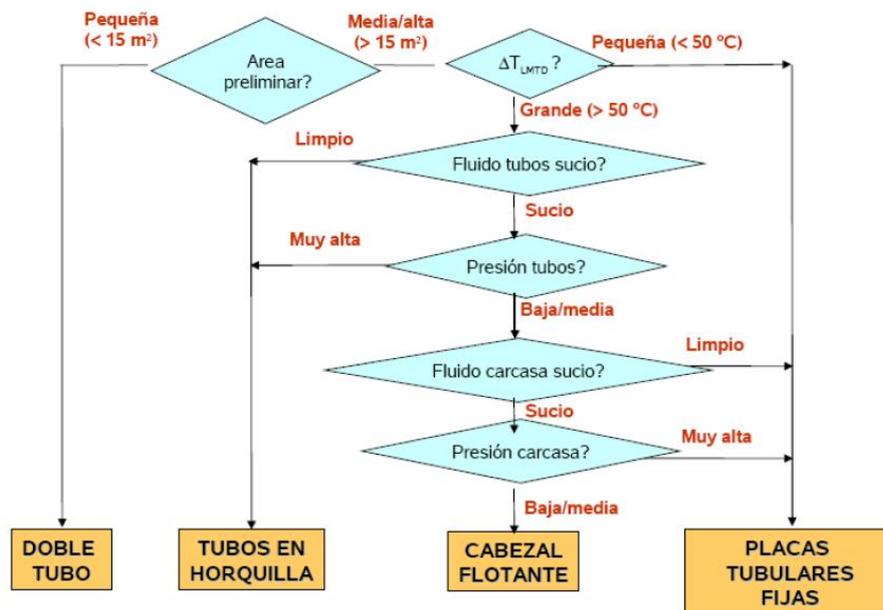
Intercambiadores más usados en la industria.

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

Con los datos introducidos CHEMCAD nos dibuja la siguiente gráfica con la curva de calor.



Una vez que tenemos nuestro diseño preliminar elegiremos un tipo u otro de intercambiador de carcasa y tubo. Para ello nos basamos en el siguiente algoritmo.

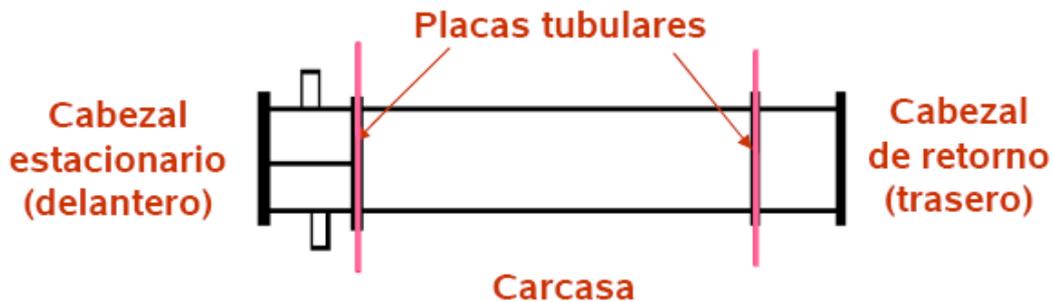


Para el caso del E-103 utilizaremos un intercambiador de carcasa y tubo de placas tubulares fijas.

Elementos.

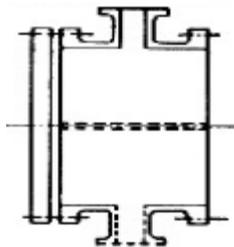
Clasificación TEMA.

La TEMA (“Tubular Exchanger Manufacturers Association”) ha establecido un código de tres letras que describe como son cada uno de los tres componentes principales de un intercambiador.



La primera letra define al cabezal estacionario la segunda, a la carcasa y la tercera letra define el cabezal de retorno.

De las posibles configuraciones existentes para el intercambiador de calor para el E-103 elegimos la AEL.



Tipo A
(carrete)

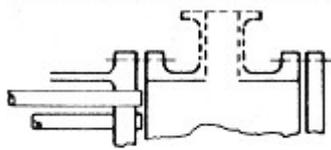
El cabezal de tipo A (carrete) es el elegido para el cabezal estacionario del E-103 por ser el más económico y permite acceso al lado de los tubos para su mantenimiento (fluido sucio) además nuestra aplicación no presenta grandes presiones que obliguen a seleccionar otro tipo de cabezal estacionario.



Tipo E

Para la carcasa se ha seleccionado una de tipo E ya que tenemos un solo paso por carcasa en nuestro proceso y además no se requiere minimizar las pérdidas de presión.

Es el tipo de carcasa más utilizado en la industria.



Tipo L
(igual que el A)

Para el cabezal de retorno se ha escogido el de tipo L complementario al A, con este cabezal de retorno el haz de tubos queda fijado por ambos extremos a las placas tubulares por lo que se les llama cambiadores de placas tubulares fijas que era el tipo de cambiador seleccionado.

Esta configuración minimiza las fugas algo importante en este intercambiador ya que tenemos que calentar benceno que es tóxico.

Geometría del intercambiador.

Para el intercambiador E-103 se obtienen los siguientes parámetros geométricos:

Tubos

- ❖ Número de tubos: 115.
- ❖ Longitud de tubo: 3.66 m.
- ❖ Diámetro exterior de tubo: 0.191 m.
- ❖ Diámetro interior de tubo: 0.0157 m.
- ❖ Distribución de los tubos: arreglo triangular.
- ❖ Número de pasos por los tubos: 1.
- ❖ Velocidad en el lado de los tubos: 2.04 m/s.
- ❖ Arreglo de los tubos: triangular rotada

Carcasa

- ❖ Diámetro de la carcasa: 0.3 m
- ❖ Corte de los deflectores: 19 %.
- ❖ Espaciado de los deflectores: 1.75
- ❖ Tipo de deflectores: segmentado simple
- ❖ Número de deflectores: 2.
- ❖ Velocidad en el lado de la carcasa: 2.18 m/s.

Deflectores.

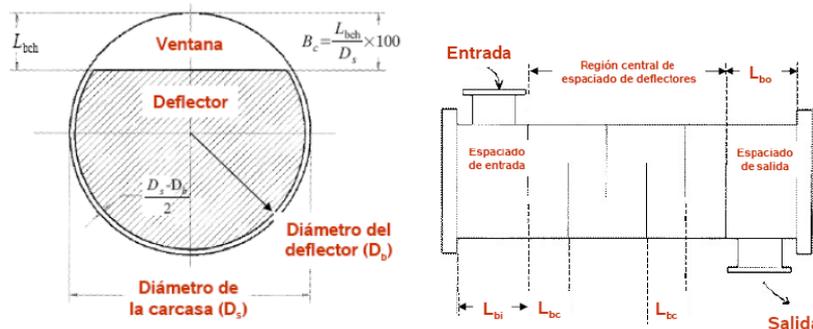
Los deflectores tienen como función principal el guiar al fluido que circula por la carcasa, aumentando mediante su correcto diseño el coeficiente de transmisión de calor.

Existen tres tipos de deflectores: Helicoidales, De Varillas, y Segmentados.

Características	Deflectores segmentados	Helicoidales	De varillas
Buena pérdida de carga	No	Si	Si
Alto coeficiente de transmisión de calor	Si	Si	No
Bajo ensuciamiento	No	Si	Si
Facilidad de limpieza	Con arreglo cuadrado	Con arreglo cuadrado	Si
Alta eficiencia	No	No	Si
Bajas vibraciones	Con diseños especiales	Con doble hélice	SI

Los dos parámetros fundamentales en relación con los deflectores son el corte del deflector (B_c) y el espaciado entre deflectores (L_b).

- El corte del deflector se expresa como un porcentaje respecto del diámetro de la carcasa.
- El corte del deflector oscila entre el 15 y el 45%
- Cortes demasiado pequeños o demasiado grandes son negativos para la transmisión del calor pues se desvían de la situación ideal.
- No debe utilizarse cortes por encima del 35% para disminuir la pérdida de presión en la carcasa. En ese caso sustituir los deflectores segmentados por doblemente segmentados o incluso cambiar el tipo de carcasa por otra que genere menos pérdida de presión como una carcasa H o una X.



Para este intercambiador utilizaremos deflectores segmentados simples.

Validación del diseño.

Para que el diseño sea válido se tiene que cumplir que las velocidades en ambos lados tanto carcasa como tubos sea inferior a 3 m/s y que el exceso de área de intercambio este entre 10 y 20 %. Como podemos observar en nuestro caso las velocidades en ambos lados son correctas y el exceso es 11.65 % ya que el área requerida es 22.04 m² y el área efectiva de transferencia de calor es 24.60 m².

Sobredimensionamiento:

$$S = \frac{A_{\text{disponible}} - A_{\text{requerida}}}{A_{\text{requerida}}} \cdot 100$$

Velocidad en los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

Velocidad en la carcasa:

$$u_s = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

En caso de no obtener un diseño valido habría que cambiar parámetros siguiendo la siguiente tabla:

	Efecto del aumento en							
	Diametro de la carcasa (*)	Longitud de los tubos	Diámetro exterior del tubo (**)	Espaciado entre tubos (solo)	Espesor del tubo (BWG)	Numero de pasos	Espaciado entre deflectores (solo)	Corte de los deflectores (***)
Sobredimensionado	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	
(Δ P/P0), tubos	↓	↑	↓	↑	↑	↑	NA	
(Δ P/P0), carcasa	↓	↑	↓	↓	NA	NA	↓	
Velocidad, tubos	↓	NA	↓	↑	↑	↑	NA	
Velocidad, carcasa	↓	NA	NA	↓	NA	NA	↓	

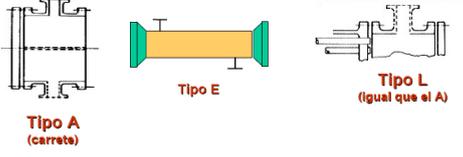
↑ = aumenta
↓ = disminuye
NA = no afecta

(*) Cuando se varia el diámetro de la carcasa se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(**) Cuando se varia el diámetro de los tubos se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(***) El efecto del corte de los deflectores solo puede estimarse con el método Bell-Delaware

Hoja de especificaciones del equipo

	HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR	Item N° :E-103	
Cliente: Universidad Politécnica Cartagena Referencia n°:			
Dirección:		Prop. n°:	
Localización de la planta:		Fecha: 01/07/2013	
DATOS DE DISEÑO			
Calor intercambiado (MJ/h): 10244.2			
LMTD (Corregido): 256.82			
Área requerida (m2): 22.04			
TEMA: AEL			
Deflectores: 2			
Corte (%): 19			
Disposición: Vertical			
Tipo: Segmentados simple.			
Sobredimensionamiento (%): 11.65			
Área disponible (m2): 24.62			
DISEÑO DE TUBOS		DISEÑO DE CARCASA	
Tipo de tubo: Bare	Tipo de carcasa: A - 285 - C		
Material: Acero al carbono	Tipo de cabezal: A - 285 - C		
Número de tubos: 115	Tipo de cubierta: A - 285 - C		
Diámetro exterior (m): 0.0191	Disposición: Horizontal		
Diámetro interior (m): 0.0157	Diámetro exterior (m): 0.4		
N° de paso: 1	Diámetro interior (m): 0.35		
Espesor (mm): 1.5	N° de pasos: 1		
Longitud (m): 3.66	Presión de diseño (atm): 25		
Espaciado (mm): 0.02	Velocidad (m/s): 2.18		
Presión de diseño (atm): 5	N° de intercambiadores: 1		
MATERIALES			
Carcasa: Acero al carbono	Tubos: Acero al carbono		
Cabezales: Acero al carbono	Deflectores: Acero al carbono		
NOTAS			
Departamento de Ingeniería Química y Ambiental	N° Rev.	Fecha	Revis. por
	001	Julio de 2013	

2.8 Intercambiador de calor E-104

El intercambiador de calor E-104 se encarga de enfriar la corriente de proceso que sale del intercambiador E-103.

Corriente proceso:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	528	446.8
Presión (atm)	25	25
Flujo molar (kmol/h)	537.192	537.192
Flujo másico total (kg/h)	42763.63	42763.63
Fracción molar de vapor	0.8340502	0.18

Composición:

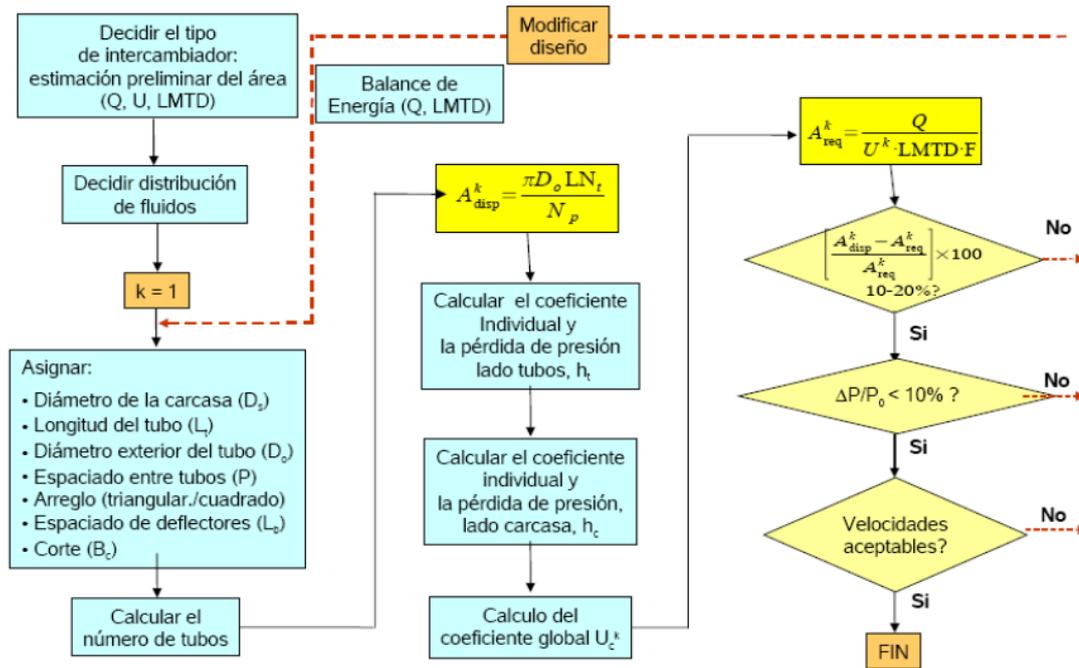
	% en peso	Flujo Másico (kg/h)
Propano	1.1142	476.4723
Propileno	9.894251	4231.14
Benceno	58.11493	24852.05
Cumeno	28.52745	12199.37
DIPB	2.349158	1004.585

Corriente vapor de agua de refrigeración:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	308	318
Presión (atm)	5	4.6598
Flujo molar (kmol/h)	19134.43	19134.43
Flujo másico total (kg/h)	344706.7	344706.7
Fracción molar de vapor	0	0

2.8.1. Diseño.

El esquema a seguir es:



Distribución de los fluidos.
Basándonos en la siguiente tabla:

Variable	Localización recomendada	Criterio
Fluido corrosivo	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido sucio	Tubos	Mejor control de la velocidad y mantenimiento
Alta temperatura	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Alta presión	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido viscoso	Carcasa	Mayores coeficientes de transferencia
Caudal grande	Tubos	Diseño mas económico

Como podemos observar en general condiciones adversas en alguno de los fluidos obligan a situarlo en los tubos por ser esta zona de diseño más económico.

Para el E-104 dispondremos el agua de refrigeración por los tubos por ser este fluido más sucio.

Una vez elegida la distribución de fluidos el software de simulación Chemcad en modo diseño nos proporciona un diseño preliminar usando las siguientes ecuaciones:

Estimación del área:

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$$

Usamos la formula

Donde A es el área estimada de intercambio de calor.

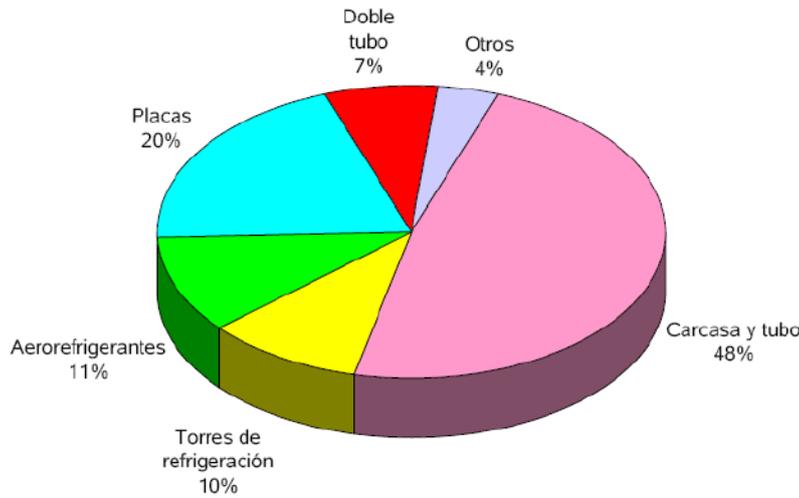
Q es el calor intercambiado.

U es el coeficiente de intercambio de calor.

LMTD es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

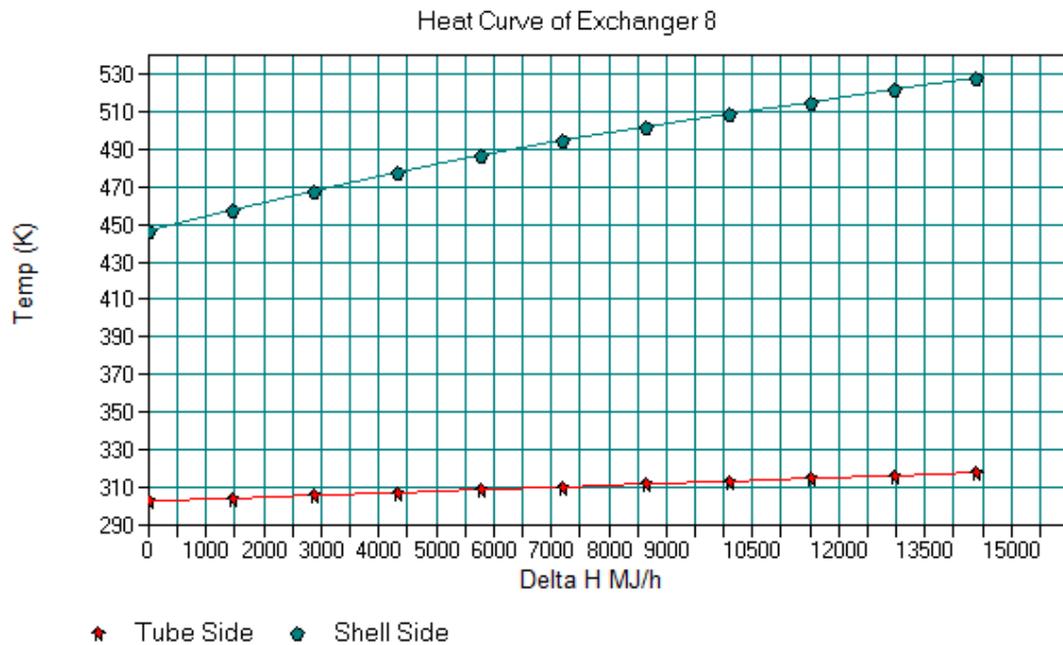
Vamos a elegir un intercambiador de carcasa y tubos, ya que es el más utilizado en la industria, debido a las ventajas que dicho intercambiador posee.

- Diseños robustos y extremadamente flexibles
- Fáciles de mantener y reparar
- Pueden diseñarse para desmantelarse por mantenimiento
- Existen muchos suministradores

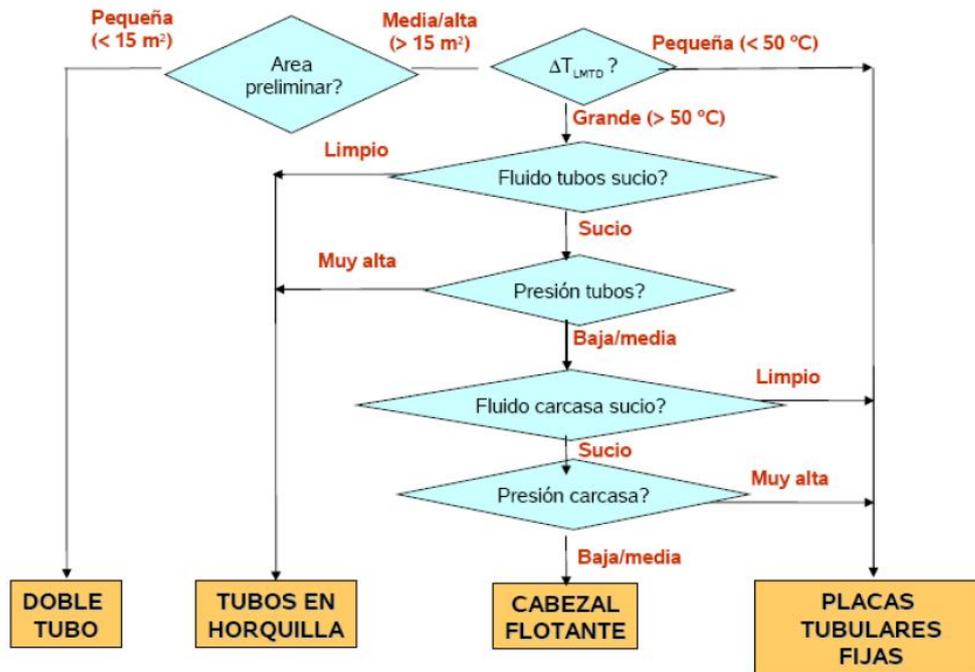


Intercambiadores más usados en la industria.

Con los datos introducidos CHEMCAD nos dibuja la siguiente gráfica con la curva de calor.



Una vez que tenemos nuestro diseño preliminar elegiremos un tipo u otro de intercambiador de carcasa y tubo. Para ello nos basamos en el siguiente algoritmo.

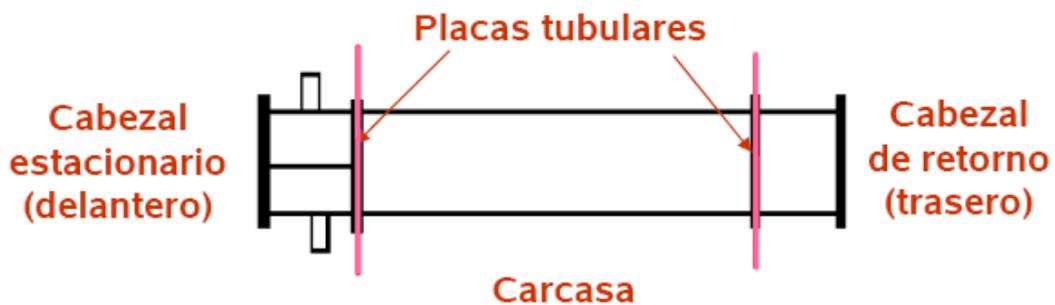


Para el caso del E-104 utilizaremos un intercambiador de carcasa y tubo de placas tubulares fijas.

Elementos.

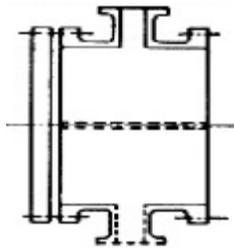
Clasificación TEMA.

La TEMA (“Tubular Exchanger Manufacturers Association”) ha establecido un código de tres letras que describe como son cada uno de los tres componentes principales de un intercambiador.



La primera letra define al cabezal estacionario la segunda, a la carcasa y la tercera letra define el cabezal de retorno.

De las posibles configuraciones existentes para el intercambiador de calor para el E-104 elegimos la AEL.



Tipo A
(carrete)

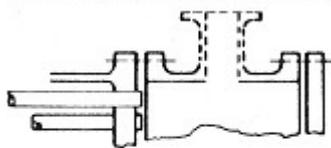
El cabezal de tipo A (carrete) es el elegido para el cabezal estacionario del E-104 por ser el más económico y permite acceso al lado de los tubos para su mantenimiento (fluido sucio) además nuestra aplicación no presenta grandes presiones que obliguen a seleccionar otro tipo de cabezal estacionario.



Tipo E

Para la carcasa se ha seleccionado una de tipo E ya que tenemos un solo paso por carcasa en nuestro proceso y además no se requiere minimizar las pérdidas de presión.

Es el tipo de carcasa más utilizado en la industria.



Tipo L
(igual que el A)

Para el cabezal de retorno se ha escogido el de tipo L complementario al A, con este cabezal de retorno el haz de tubos queda fijado por ambos extremos a las placas tubulares por lo que se les llama cambiadores de placas tubulares fijas que era el tipo de cambiador seleccionado.

Esta configuración minimiza las fugas algo importante en este intercambiador ya que tenemos que calentar benceno que es tóxico.

Geometría del intercambiador.

Para el intercambiador E-104 se obtienen los siguientes parámetros geométricos:

Tubos

- ❖ Número de tubos: 143.
- ❖ Longitud de tubo: 4.9 m.
- ❖ Diámetro exterior de tubo: 0.1905 m.
- ❖ Diámetro interior de tubo: 0.0157 m.
- ❖ Distribución de los tubos: arreglo triangular.
- ❖ Número de pasos por los tubos: 1.
- ❖ Velocidad en el lado de los tubos: 3.47 m/s.
- ❖ Arreglo de los tubos: triangular rotada

Carcasa

- ❖ Diámetro de la carcasa: 0.35 m
- ❖ Corte de los deflectores: 33 %.
- ❖ Espaciado de los deflectores: 1.75
- ❖ Tipo de deflectores: segmentado simple
- ❖ Número de deflectores: 8.
- ❖ Velocidad en el lado de la carcasa: 6.45 m/s.

Deflectores.

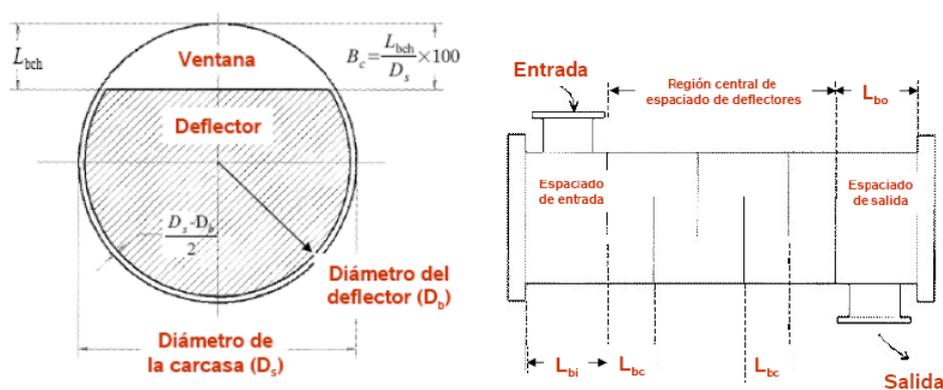
Los deflectores tienen como función principal el guiar al fluido que circula por la carcasa, aumentando mediante su correcto diseño el coeficiente de transmisión de calor.

Existen tres tipos de deflectores: Helicoidales, De Varillas, y Segmentados.

Características	Deflectores segmentados	Helicoidales	De varillas
Buena pérdida de carga	No	Si	Si
Alto coeficiente de transmisión de calor	Si	Si	No
Bajo ensuciamiento	No	Si	Si
Facilidad de limpieza	Con arreglo cuadrado	Con arreglo cuadrado	Si
Alta eficiencia	No	No	Si
Bajas vibraciones	Con diseños especiales	Con doble hélice	SI

Los dos parámetros fundamentales en relación con los deflectores son el corte del deflector (B_c) y el espaciado entre deflectores (L_b).

- El corte del deflector se expresa como un porcentaje respecto del diámetro de la carcasa.
- El corte del deflector oscila entre el 15 y el 45%
- Cortes demasiado pequeños o demasiado grandes son negativos para la transmisión del calor pues se desvían de la situación ideal.
- No debe utilizarse cortes por encima del 35% para disminuir la pérdida de presión en la carcasa. En ese caso sustituir los deflectores segmentados por doblemente segmentados o incluso cambiar el tipo de carcasa por otra que genere menos pérdida de presión como una



Para este intercambiador utilizaremos deflectores segmentados simples.

Validación del diseño.

Para que el diseño sea válido se tiene que cumplir que las velocidades en ambos lados tanto carcasa como tubos sea inferior a 3 m/s y que el exceso de área de intercambio este entre 10 y 20 %. Como podemos observar en nuestro caso las velocidades en ambos lados son correctas y el exceso es 21.86 % ya que el área requerida es 33.77 m² y el área efectiva de transferencia de calor es 41.15m².

Sobredimensionamiento:

$$S = \frac{A_{\text{disponible}} - A_{\text{requerida}}}{A_{\text{requerida}}} \cdot 100$$

Velocidad en los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

Velocidad en la carcasa:

$$u_s = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

En caso de no obtener un diseño valido habría que cambiar parámetros siguiendo la siguiente tabla:

	Efecto del aumento en							
	Díametro de la carcasa (*)	Longitud de los tubos	Díametro exterior del tubo (**)	Espaciado entre tubos (solo)	Espesor del tubo (BWG)	Numero de pasos	Espaciado entre deflectores (solo)	Corte de los deflectores (***)
Sobredimensionado	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	
(Δ P/P0), tubos	↓	↑	↓	↑	↑	↑	NA	
(Δ P/P0), carcasa	↓	↑	↓	↓	NA	NA	↓	
Velocidad, tubos	↓	NA	↓	↑	↑	↑	NA	
Velocidad, carcasa	↓	NA	NA	↓	NA	NA	↓	

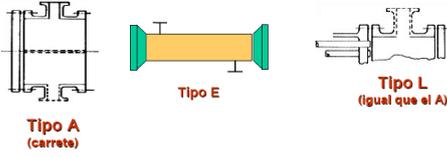
↑ = aumenta
↓ = disminuye
NA = no afecta

(*) Cuando se varia el diámetro de la carcasa se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(**) Cuando se varia el diámetro de los tubos se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(***) El efecto del corte de los deflectores solo puede estimarse con el método Bell-Delaware

Hoja de especificaciones del equipo

	HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR	Item N° :E-104	
Cliente: Universidad Politécnica Cartagena Referencia n°:			
Dirección:		Prop. n°:	
Localización de la planta:		Fecha: 05/07/2013	
DATOS DE DISEÑO			
Calor intercambiado (MJ/h): 14399.1			
LMTD (Corregido): 179.31			
Área requerida (m2): 25.79			
TEMA: AEL			
Deflectores: 8			
Corte (%): 33			
Disposición: Vertical			
Tipo: Segmentados simple.			
Sobredimensionamiento (%): 21.86			
Área disponible (m2): 40.87			
DISEÑO DE TUBOS		DISEÑO DE CARCASA	
Tipo de tubo: Bare	Tipo de carcasa: A - 285 - C		
Material: Acero al carbono	Tipo de cabezal: A - 285 - C		
Número de tubos: 143	Tipo de cubierta: A - 285 - C		
Diámetro exterior (m): 0.01905	Disposición: Horizontal		
Diámetro interior (m): 0.0157	Diámetro exterior (m): 0.4		
N° de paso: 1	Diámetro interior (m): 0.35		
Espesor (mm): 1.5	N° de pasos: 1		
Longitud (m): 4.9	Presión de diseño (atm): 25		
Espaciado (mm): 0.02	Velocidad (m/s): 6.45		
Presión de diseño (atm): 5	N° de intercambiadores: 1		
MATERIALES			
Carcasa:	Acero al carbono	Tubos:	Acero al carbono
Cabezales:	Acero al carbono	Deflectores:	Acero al carbono
NOTAS			
Departamento de Ingeniería Química y Ambiental	N° Rev.	Fecha	Revis. por
	001	Julio de 2013	

CARLOS BETANCOR PEREZ

2.9 Intercambiador de calor E-105

El intercambiador de calor E-105 se encarga de enfriar la corriente de proceso que sale del intercambiador E-104 y que luego es introducida en el destilador flash y es por lo tanto el último intercambiador que enfría la corriente después del reactor.

Corriente proceso:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	446.8	313
Presión (atm)	25	25
Flujo molar (kmol/h)	537.192	537.192
Flujo másico total (kg/h)	42763.63	42763.63
Fracción molar de vapor	0.18	0

Composición:

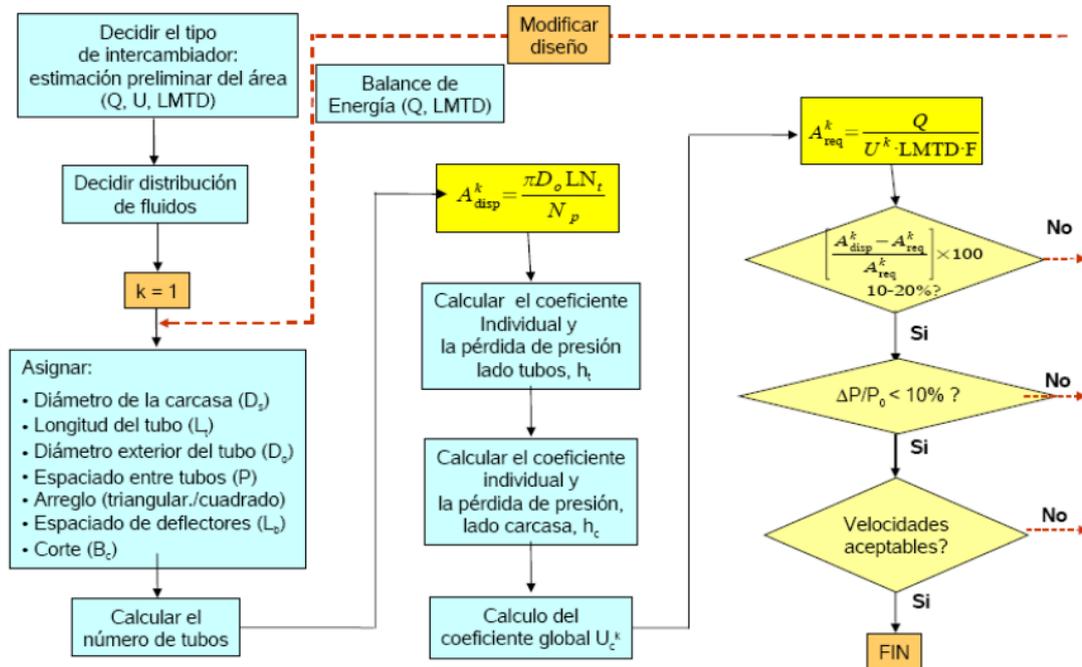
	% en peso	Flujo Másico (kg/h)
Propano	1.1142	476.4723
Propileno	9.894251	4231.14
Benceno	58.11493	24852.05
Cumeno	28.52745	12199.37
DIPB	2.349158	1004.585

Corriente vapor de agua de refrigeración:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	303	318
Presión (atm)	5	4.6598
Flujo molar (kmol/h)	11625.92	11625.92
Flujo másico total (kg/h)	209440.9	209440.9
Fracción molar de vapor	0	0

2.9.1. Diseño.

El esquema a seguir es:



Distribución de los fluidos.
Basándonos en la siguiente tabla:

Variable	Localización recomendada	Criterio
Fluido corrosivo	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido sucio	Tubos	Mejor control de la velocidad y mantenimiento
Alta temperatura	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Alta presión	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido viscoso	Carcasa	Mayores coeficientes de transferencia
Caudal grande	Tubos	Diseño mas económico

Como podemos observar en general condiciones adversas en alguno de los fluidos obligan a situarlo en los tubos por ser esta zona de diseño más económico.

Para el E-105 dispondremos el agua de refrigeración por los tubos por ser este fluido más sucio.

Una vez elegida la distribución de fluidos el software de simulación Chemcad en modo diseño nos proporciona un diseño preliminar usando las siguientes ecuaciones:

Estimación del área:

Usamos la formula $A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$

Donde A es el área estimada de intercambio de calor.

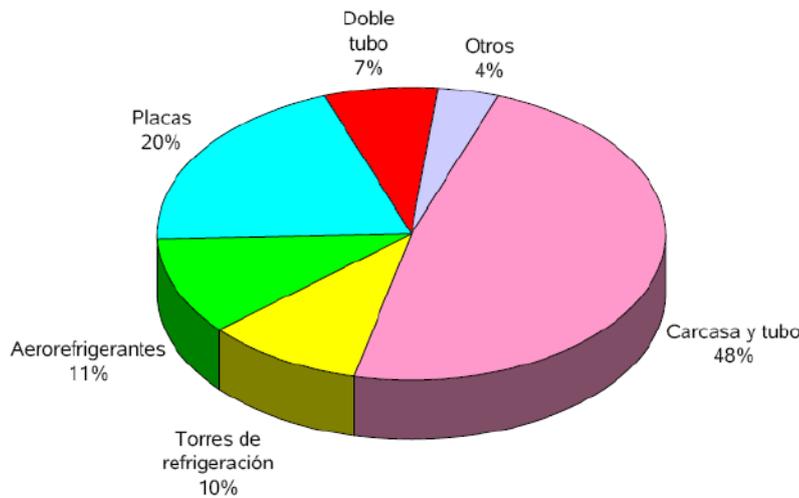
Q es el calor intercambiado.

U es el coeficiente de intercambio de calor.

LMTD es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

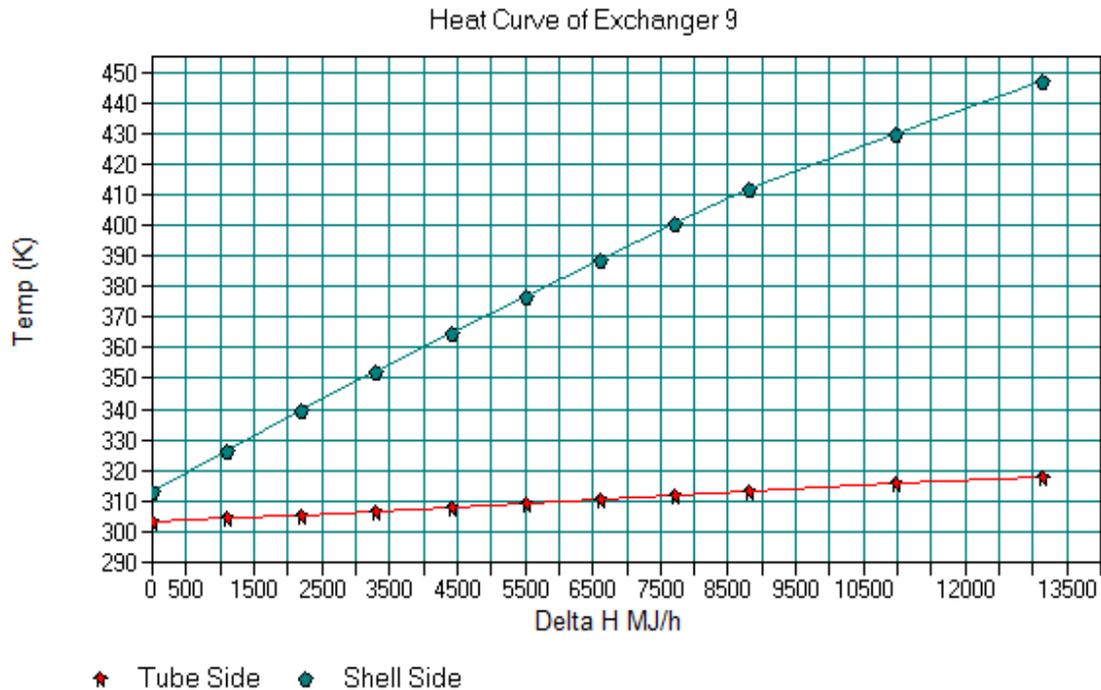
Vamos a elegir un intercambiador de carcasa y tubos, ya que es el más utilizado en la industria, debido a las ventajas que dicho intercambiador posee.

- Diseños robustos y extremadamente flexibles
- Fáciles de mantener y reparar
- Pueden diseñarse para desmantelarse por mantenimiento
- Existen muchos suministradores

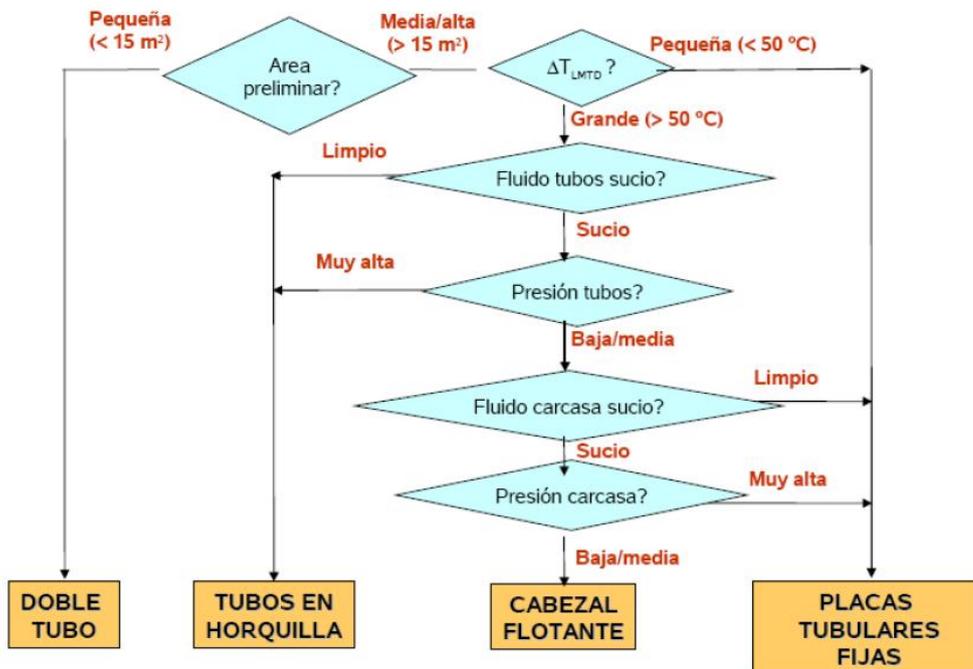


Intercambiadores más usados en la industria.

Con los datos introducidos CHEMCAD nos dibuja la siguiente gráfica con la curva de calor.



Una vez que tenemos nuestro diseño preliminar elegiremos un tipo u otro de intercambiador de carcasa y tubo. Para ello nos basamos en el siguiente algoritmo.

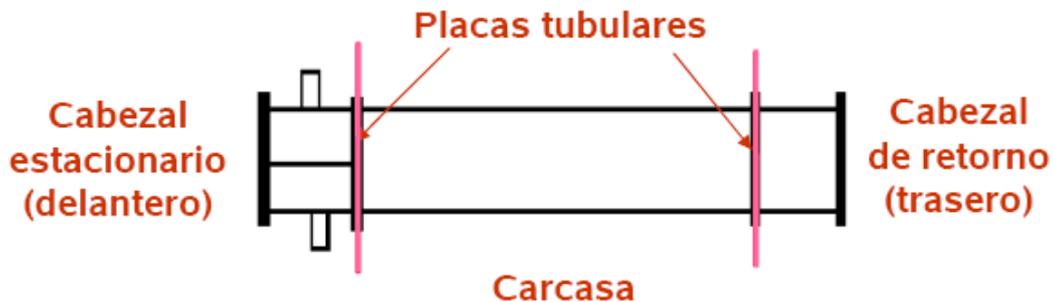


Para el caso del E-105 utilizaremos un intercambiador de carcasa y tubo de placas tubulares fijas.

Elementos.

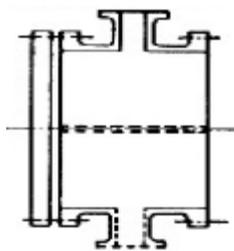
Clasificación TEMA.

La TEMA ("Tubular Exchanger Manufacturers Association") ha establecido un código de tres letras que describe como son cada uno de los tres componentes principales de un intercambiador.



La primera letra define al cabezal estacionario la segunda, a la carcasa y la tercera letra define el cabezal de retorno.

De las posibles configuraciones existentes para el intercambiador de calor para el E-105 elegimos la AEL.



Tipo A
(carrete)

El cabezal de tipo A (carrete) es el elegido para el cabezal estacionario del E-104 por ser el más económico y permite acceso al lado de los tubos para su mantenimiento (fluido sucio) además nuestra aplicación no presenta grandes presiones que obliguen a seleccionar otro tipo de cabezal estacionario.

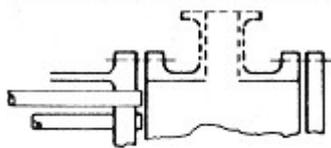


Tipo E

CARLOS BETANCOR PEREZ

Para la carcasa se ha seleccionado una de tipo E ya que tenemos un solo paso por carcasa en nuestro proceso y además no se requiere minimizar las pérdidas de presión.

Es el tipo de carcasa más utilizado en la industria.



Tipo L
(igual que el A)

Para el cabezal de retorno se ha escogido el de tipo L complementario al A, con este cabezal de retorno el haz de tubos queda fijado por ambos extremos a las placas tubulares por lo que se les llama cambiadores de placas tubulares fijas que era el tipo de cambiador seleccionado.

Esta configuración minimiza las fugas algo importante en este intercambiador ya que tenemos que calentar benceno que es tóxico.

Geometría del intercambiador.

Para el intercambiador E-105 se obtienen los siguientes parámetros geométricos:

Tubos

- ❖ Número de tubos: 866.
- ❖ Longitud de tubo: 6.10 m.
- ❖ Diámetro exterior de tubo: 0.191 m.
- ❖ Diámetro interior de tubo: 0.0157 m.
- ❖ Distribución de los tubos: arreglo triangular.
- ❖ Número de pasos por los tubos: 1.
- ❖ Velocidad en el lado de los tubos: 0.35 m/s.

Carcasa

- ❖ Diámetro de la carcasa: 0.8 m
- ❖ Corte de los deflectores: 17 %.
- ❖ Espaciado de los deflectores: 0.19
- ❖ Tipo de deflectores: segmentado simple
- ❖ Número de deflectores: 9
- ❖ Velocidad en el lado de la carcasa: 0.25 m/s.

Deflectores.

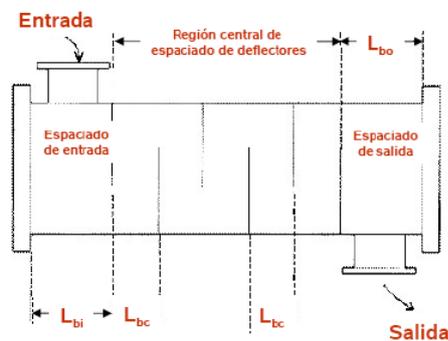
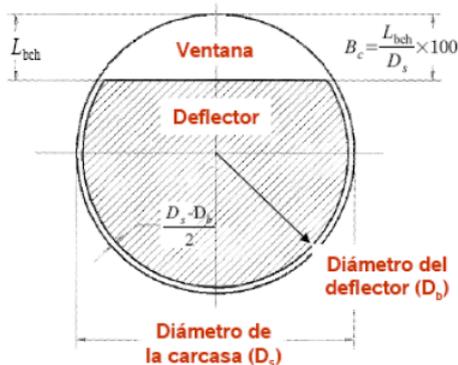
Los deflectores tienen como función principal el guiar al fluido que circula por la carcasa, aumentando mediante su correcto diseño el coeficiente de transmisión de calor.

Existen tres tipos de deflectores: Helicoidales, De Varillas, y Segmentados.

Características	Deflectores segmentados	Helicoidales	De varillas
Buena pérdida de carga	No	Si	Si
Alto coeficiente de transmisión de calor	Si	Si	No
Bajo ensuciamiento	No	Si	Si
Facilidad de limpieza	Con arreglo cuadrado	Con arreglo cuadrado	Si
Alta eficiencia	No	No	Si
Bajas vibraciones	Con diseños especiales	Con doble hélice	SI

Los dos parámetros fundamentales en relación con los deflectores son el corte del deflector (Bc) y el espaciado entre deflectores (Lb).

- El corte del deflector se expresa como un porcentaje respecto del diámetro de la carcasa.
- El corte del deflector oscila entre el 15 y el 45%
- Cortes demasiado pequeños o demasiado grandes son negativos para la transmisión del calor pues se desvían de la situación ideal.
- No debe utilizarse cortes por encima del 35% para disminuir la pérdida de presión en la carcasa. En ese caso sustituir los deflectores segmentados por doblemente segmentados o incluso cambiar el tipo de carcasa por otra que genere menos pérdida de presión como una



Para este intercambiador utilizaremos deflectores segmentados simples.

Validación del diseño.

Para que el diseño sea válido se tiene que cumplir que las velocidades en ambos lados tanto carcasa como tubos sea inferior a 3 m/s y que el exceso de área de intercambio este entre 10 y 20 %. Como podemos observar en nuestro caso las velocidades en ambos lados son correctas y el exceso es 11.93 % ya que el área requerida es 274.75 m² y el área efectiva de transferencia de calor es 307.51 m².

Sobredimensionamiento:

$$S = \frac{A_{\text{disponible}} - A_{\text{requerida}}}{A_{\text{requerida}}} \cdot 100$$

Velocidad en los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

Velocidad en la carcasa:

$$u_s = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

En caso de no obtener un diseño valido habría que cambiar parámetros siguiendo la siguiente tabla:

	Efecto del aumento en							
	Díametro de la carcasa (*)	Longitud de los tubos	Díametro exterior del tubo (**)	Espaciado entre tubos (solo)	Espesor del tubo (BWG)	Numero de pasos	Espaciado entre deflectores (solo)	Corte de los deflectores (***)
Sobredimensionado	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	
(Δ P/P0), tubos	↓	↑	↓	↑	↑	↑	NA	
(Δ P/P0), carcasa	↓	↑	↓	↓	NA	NA	↓	
Velocidad, tubos	↓	NA	↓	↑	↑	↑	NA	
Velocidad, carcasa	↓	NA	NA	↓	NA	NA	↓	

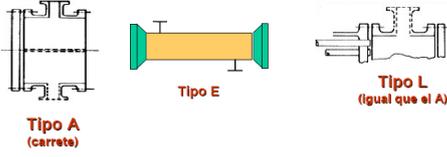
↑ = aumenta
↓ = disminuye
NA = no afecta

(*) Cuando se varía el diámetro de la carcasa se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(**) Cuando se varía el diámetro de los tubos se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(***) El efecto del corte de los deflectores solo puede estimarse con el método Bell-Delaware

Hoja de especificaciones del equipo

	HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR	Item N° : E-105	
Cliente: Universidad Politécnica Cartagena Referencia n°:			
Dirección:		Prop. n°:	
Localización de la planta:		Fecha: 05/07/2013	
DATOS DE DISEÑO			
Calor intercambiado (MJ/h): 13125.8			
LMTD (Corregido): 52.07			
Área requerida (m2): 250.37			
TEMA: AEL			
Deflectores: 9			
Corte (%): 17			
Disposición: Vertical			
Tipo: Segmentados simple.			
Sobredimensionamiento (%): 11.93			
Área disponible (m²): 310.5			
DISEÑO DE TUBOS		DISEÑO DE CARCASA	
Tipo de tubo: Bare	Tipo de carcasa: A - 285 - C		
Material: Acero al carbono	Tipo de cabezal: A - 285 - C		
Número de tubos: 866	Tipo de cubierta: A - 285 - C		
Diámetro exterior (m): 0.0191	Disposición: Horizontal		
Diámetro interior (m): 0.0157	Diámetro exterior (m): 0.81		
N° de paso: 1	Diámetro interior (m): 0.8		
Espesor (mm): 1.5	N° de pasos: 1		
Longitud (m): 6.09	Presión de diseño (atm): 25		
Espaciado (mm): 0.02	Velocidad (m/s): 0.25		
Presión de diseño (atm): 5	N° de intercambiadores: 1		
MATERIALES			
Carcasa:	Acero al carbono	Tubos:	Acero al carbono
Cabezales:	Acero al carbono	Deflectores:	Acero al carbono
NOTAS			
Departamento de Ingeniería Química y Ambiental	N° Rev.	Fecha	Revis. por
	001	Julio de 2013	

2.10. DESTILACIÓN FLASH

2.10.1. Introducción

La destilación flash, es una técnica de separación en una sola etapa. En esta etapa del proceso necesitamos separar:

- Cumeno, DIPB y benceno.
- Propileno y propano.

A la salida del reactor, los productos se enfrían a 40 °C y hasta presión atmosférica para condensar esencialmente todo el cumeno, junto con el DIPB y el benceno no reaccionado. El propileno y el propano se separan del líquido- pudiendo aprovecharse su valor como combustible-, mientras que el cumeno bruto se envía a dos torres de destilación.

Las características del proceso son las siguientes:

	<i>Entrada</i>
<i>Presión (atm)</i>	25
<i>Temperatura (K)</i>	313
<i>Fracción de vapor</i>	0
<i>Flujo total (kmol/h)</i>	596.8519
<i>Fracción molar de propano</i>	0.0202011447
<i>Fracción molar de propileno</i>	0.1871724
<i>Fracción molar de benceno</i>	0.5922483
<i>Fracción molar de cumeno</i>	0.1889405
<i>Fracción molar de DIPB</i>	0.01152441

En esta operación se obtienen dos corrientes de salidas una denominada venteo que es la fracción gaseosa y que se obtiene por la parte superior con las siguientes características:

	<i>Salida Cabeza</i>
<i>Presión (atm)</i>	0.25
<i>Temperatura (K)</i>	313
<i>Fracción de vapor</i>	1
<i>Flujo total (kmol/h)</i>	272.889
<i>Fracción molar de propano</i>	0.03904288
<i>Fracción molar de propileno</i>	0.3635681
<i>Fracción molar de benceno</i>	0.5769314
<i>Fracción molar de cumeno</i>	0.02037749
<i>Fracción molar de DIPB</i>	8.016997e-005

La fracción más pesada y que por tanto se obtendrá por el fondo del equipo y será la fracción líquida que posteriormente se introducirán en las columnas de destilación para su purificación tiene las siguientes características:

	<i>Salida Cola</i>
<i>Presión (atm)</i>	0.25
<i>Temperatura (K)</i>	313
<i>Fracción de vapor</i>	0
<i>Flujo total (kmol/h)</i>	264.303
<i>Fracción molar de propano</i>	0.0005711963
<i>Fracción molar de propileno</i>	0.005046446
<i>Fracción molar de benceno</i>	0.6080627
<i>Fracción molar de cumeno</i>	0.3629792
<i>Fracción molar de DIPB</i>	0.02334042

2.10.2. Criterios de diseño

1. Criterios técnicos

Las dimensiones del recipiente dependerán de la velocidad de separación de líquido y vapor (tiempo de residencia)

2. Criterios normativos

Los recipientes a presión deben cumplir unos reglamentos e incluso unas normas de cálculo de obligado cumplimiento:

- CÓDIGO ASME Sección VIII (Divisiones 1 y 2)
- DIRECTIVA 97/23/CE DE APARATOS A PRESIÓN
- RD 769/1999

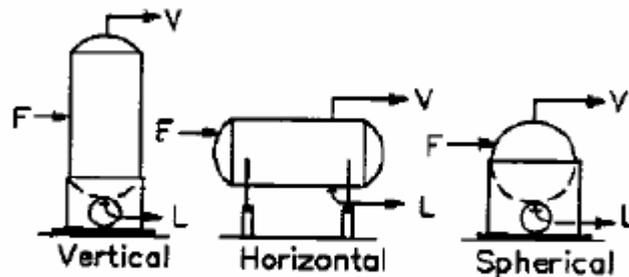
2.10.3. Parámetros de diseño

GENERALES:

1. Selección de la configuración del flash

Criterios: Análisis económico

- a) Caudales de líquido mayores a 100 gpm ($\approx 25 \text{ m}^3/\text{h}$) HORIZONTAL
- b) Caudales de líquido menores de 10 gpm ($\approx 2,5 \text{ m}^3/\text{h}$) VERTICAL
- c) Caudales intermedios Comparar costes.
- d) Presiones altas (del orden de 1000 psi $\approx 70 \text{ atm}$). ESFÉRICOS



Separator Configurations

En nuestro caso vamos a colocarlo de forma horizontal, ya que los caudales de líquido son mayores de 25 m³/h.

2. Selección del material de construcción

- La selección de los materiales debe atender a dos factores: la resistencia a los esfuerzos y la resistencia a la corrosión
- En cuanto a la resistencia a los esfuerzos, esta depende de la naturaleza del material y de la temperatura de operación:

T, (°C)	Tipo de material
< 440	acero al carbono
450 - 540	aceros con Mo
540 - 650	aceros Cr-Mo
650 - 820	aceros austeníticos

- Por encima de 820°C deben considerarse recipientes de pared refrigerada o construcción del recipiente en multicapa.

Usamos acero al carbono, ya que la temperatura de trabajo es inferior a 440° C

3. Factor Kv

Se emplea para determinar la máxima velocidad de vapor permisible (Vs).

$$V_{\max} = K_v \sqrt{\frac{\delta_L - \delta_V}{\delta_V}}$$

ρ_L, ρ_V : Densidades de líquido y vapor
Kv es el coeficiente de Souders-Brown

Coeficiente de separación (Sfac)

$$S_{\text{fac}} = \frac{W_L}{W_V} \sqrt{\frac{\delta_V}{\delta_L}}$$

W_L, W_V : caudal másico de líquido y vapor
Sfac entre 0.006 y 5

Donde,

$$K_v = \text{EXP}(B+DX+EX^2+FX^3+GX^4)$$

$$\begin{aligned} X &= \text{Ln}(S_{\text{fac}}) \\ B &= -1.877 \\ D &= -0.815 \\ E &= -0.187 \\ F &= -0.015 \\ G &= -0.001 \end{aligned}$$

Kv chemcad lo calculará con el resto de los datos introducidos.

4. Presión de diseño (P_{max})

Máxima presión de trabajo permitida

Se calcula como el mayor de: $P = P_0 (1+0.1)$ ó $P = P_0 + 2 \text{ atm}$

En nuestro caso $P_{m\acute{a}x} = 25(1+0.1) + 2 = 27,5 \text{ atm}$

5. Esfuerzo máximo admisible (S)

Depende de material de construcción y T (Tabulado)

Para nuestro caso acero al carbono, $S = 15150 \text{ psia}$

6. Eficiencia de soldaduras cubierta/cabezal (E)

Consideramos una junta con soldadura de doble radiografía $E = 1$

7. Sobre-espesor de corrosión

Al espesor necesario para resistir las tensiones, hay que añadir un sobre-espesor por corrosión. Existe un balance entre el coste de la protección por corrosión y el coste del material. A veces es más barato aumentar el espesor de un material común que usar un material más resistente aunque el sobre-espesor sea menor.

Regla:

En base a una pérdida de 0.015 pulg./año, se obtiene:

$(\Delta t)_{corr} = 1/8''$ para aceros al carbono y aleaciones bajas

$(\Delta t)_{corr} = 1/32''$ para aceros inoxidables y aleaciones altas

Para nuestro caso: $(\Delta t)_{corr} = 1/8''$

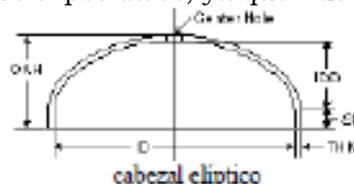
8. Porcentaje de sobre-peso (WPA)

Tiene en cuenta el peso de toberas y otros accesorios

$WPA = 0.20$

9. Selección del tipo de cabezal

- Semiesféricos (Hemispherical)
 - más costosos se restringe a casos específicos de grandes espesores o materiales especiales.
 - más económicos para P altas, pudiendo construirse de hasta 12 ft (3.6m).
 - Elipsoidales (Elipsoidal)
 - más utilizados para P bajas y medias, junto con los policéntricos
 - Policéntricos o torisféricos (Torispherical)
 - Pseudoelíptico o Korbogen: $R = 0.8D_e$ y $r = D_e/6.5$ – P bajas y medias
 - Policéntrico 10:1 o Klopper: $R = D_e$ y $r = D_e/10$ – P muy bajas
- En nuestro caso escogemos los elipsoidales, ya que nuestra presión no es alta.



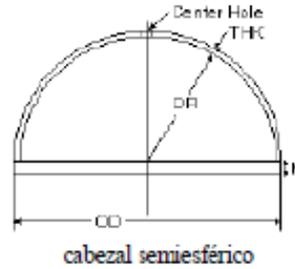
10. Densidad del recipiente (ρ_s)

Densidad de material de construcción

Acero al carbono $\rho_s = 7833.41 \text{ Kg/m}^3$

11. Espesor de la pestaña de unión de cubierta y cabezal (SF)

Chemcad nos da que $h = 0,0508 \text{ m}$



12. Diámetro mínimo (D):

$D_{\min} = 0,1016 \text{ m}$

Hoja de especificaciones

	<p>HOJA DE ESPECIFICACIONES</p>		<p>Item n° V-101</p>
<p>Cliente: Universidad Politécnica de Cartagena</p>			
<p>Dirección:</p>			
<p>Localización de planta: Polígono Industrial</p>		<p>Fecha: 01/07/2013</p>	
<p>PROPIEDADES DE LA CORRIENTE CIRCULANTE</p>			
	Vapor	Líquido	
Flujo (Kg/h)	17614.8646	25148.7503	
Flujo (m3/h)	27844.0296	29.5735	
Densidad (Kg/m3)	0.6326	850.3789	
<p>CONDICIONES DE OPERACIÓN</p>			
Tiempo de retención (minutos)	92.84	Eficacia de las juntas de la carcasa	1.0000
Presión de diseño (atm)	27.5000	Constante K (m/s)	0.1677
Máxima presión permisible (atm)	1021.7108	Velocidad máxima de flujo (m/s)	6.1479
<p>DATOS DE DISEÑO</p>			
Volumen total del recipiente (m3)	63.560	Peso del cabezal (kg)	1074.2329
Longitud (m)	4,5720	Densidad del recipiente (kg/m3)	7833,4128
Diámetro interno (m)	2,8956	Peso total Vacío (kg)	5013.6078
Relación Longitud /Diámetro	2,5000	Peso total lleno (kg)	59063.9047
Espesor de la carcasa (m)	0,0286	Peso máximo permisible (kg)	21252,7055
Peso de la carcasa (kg)	3939.3749	Espesor del cabezal (m)	0,0286
Tipo de cabezal	Elipsoidal	Coficiente de seguridad en el peso (%)	20,0000
Eficacia de las juntas del cabezal	1,000	Permeabilidad a la corrosión (m)	0,0032
<p>MATERIALES</p>			
<p>Acero al carbono</p>			

2.11. COLUMNA DE DESTILACIÓN T-101

2.11.1. Introducción

La destilación es una operación unitaria cuya finalidad es separar dos o más componentes de una mezcla líquida.

En este caso, el objetivo de esta torre de destilación es separar el benceno del cumeno y el DIPB, recirculándose el benceno de nuevo a las condiciones de entrada al reactor.

A la salida de esta torre, queremos obtener cumeno al 99.8% en peso.

La secuencia de operación de una columna de destilación comienza con la introducción de una alimentación multicomponente introducida en la columna. Por cabeza de la columna se obtiene una mezcla de los componentes más ligeros en fase vapor, la cual se condensa. Parte de este condensado se retorna de nuevo a la torre en forma de reflujo y el restante es destilado producto de la operación.

En el fondo de la columna se obtiene una mezcla de los productos más pesados en fase líquida, este líquido se introduce en un rehervidor, en donde se evapora parcialmente y este vapor es retornado a la torre de destilación. El líquido sobrante es el residuo producto de la destilación.

2.11.2. Composición entrada y salida

La corriente de entrada, tiene una composición:

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR
Propano	0.0005711974
Propileno	0.005046457
Benceno	0.6080629
Cumeno	0.362979
DIPB	0.0233404
Agua	0

Características del proceso:

Temperatura de entrada (K)	313
Presión de entrada (atm)	0.25

Mientras que las corrientes de salida son:

Por la cabeza:

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR
Propano	0.0009345038
Propileno	0.008256222
Benceno	0.9848709
Cumeno	0.005938417
DIPB	1.669345e-016
Agua	0

Por fondo:

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR
Propano	4.332536e-022
Propileno	2.194853e-021
Benceno	0.01000942
Cumeno	0.9101776
DIPB	0.07981296
Agua	0

2.11.3. Diseño hidrodinámico de la columna:

El diseño hidrodinámico de una columna consiste en la determinación de una serie de parámetros que resultan imprescindibles en el diseño de la misma, como lo son el diámetro, altura, tipo de columna, pérdida de carga, condiciones de inundación y tipo de columna.

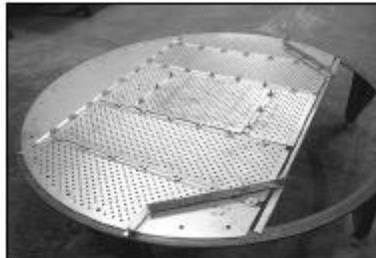
- *Tipo de columna:*

En la destilación es esencial un adecuado contacto entre las fases vapor y líquido. Para ello es necesario disponer de una amplia superficie de contacto. Este contacto será localizado en determinados puntos del equipo (columnas de platos) o en todos los puntos del equipo (columnas de relleno).

En este caso se ha escogido una columna de platos, ya que posee propiedades necesarias para llevar a cabo la destilación que se desea.

- *Tipos de platos:*

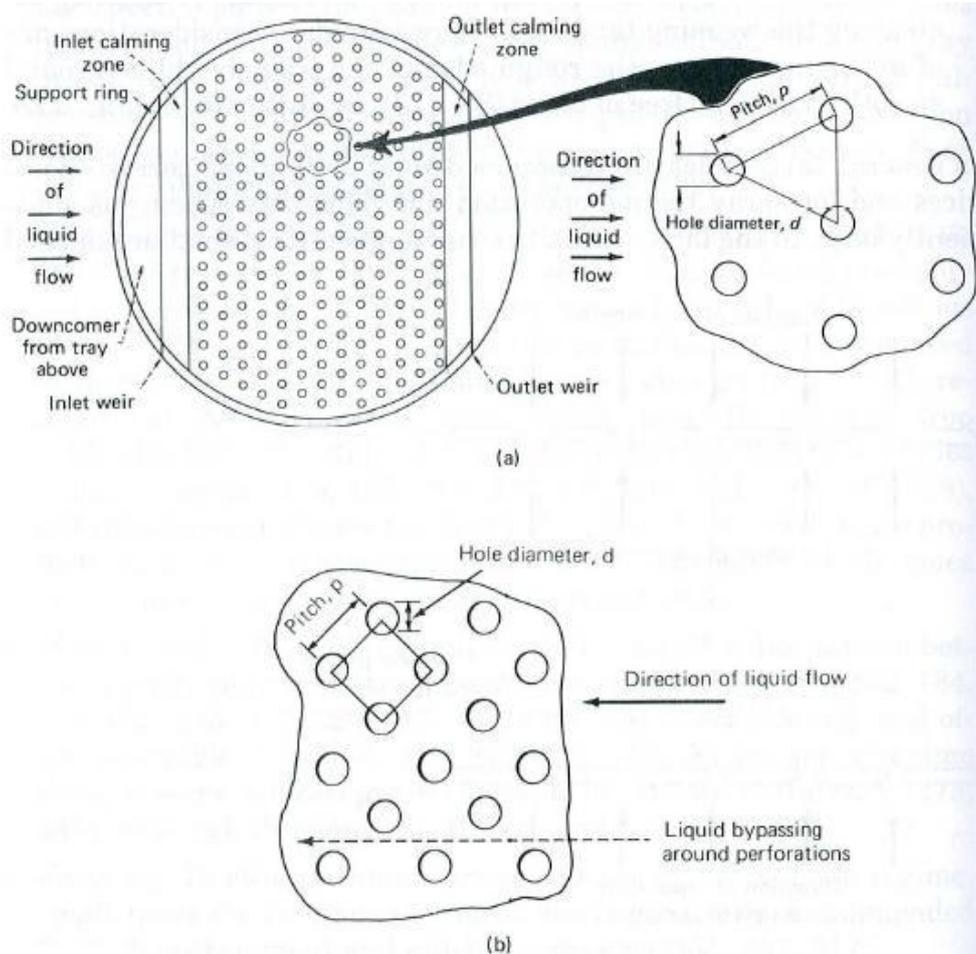
Hemos elegido platos perforados, ya que son menos caros que los platos de campana. Hoy en día se puede decir que han sustituido a estos en las nuevas instalaciones.



Características principales de los platos perforados son:

- Han sustituido a los de campana en las nuevas instalaciones ya que son más baratos.
- Superficie interfacial muy grande.
- Sujetos a mayor inundación que los de campana.

Respecto de la geometría, las perforaciones se sitúan en los vértices de triángulos equiláteros o a veces también en vértices de cuadrados. El flujo de fluido debe ser como el mostrado en la siguiente figura de forma que se evite al máximo el recorrido alrededor de las perforaciones. La disposición triangular es la que más minimiza el By pass alrededor de las perforaciones.



Typical layout of the components for sieve trays. (a) Recommended, with equilateral triangular hole pitch; (b) Square hole pitch (Part a Henry Z. Kister, excerpted by special permission from Chemical Engineering, September 8, 1980, copyright © by McGraw-Hill, Inc., New York, NY 10020.)

El área ocupada por las perforaciones (A_h) se relaciona con el diámetro ocupado por las perforaciones y la distancia entre perforaciones mediante la siguiente expresión:

$$A_h = 0.905 A_T \left(\frac{d_h}{P} \right)^2$$

Siendo A_T el área del plato menos el área de la zona sin perforaciones tales como el área de los vertederos y el área de la zona de calma, d_h es el diámetro de las perforaciones y P es la distancia entre el centro de las perforaciones.

La fracción de área perforada (A_h/A_T) en platos perforados comerciales esta generalmente entre 0,05 y 0,15 considerándose como óptimos valores entre 0,08 y 0,12.

- Vertederos:

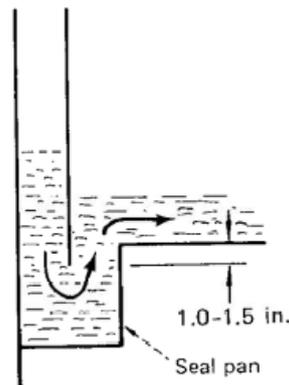
Los vertederos son conductos de simetría circular, rectangular, segmental y de tipo cuerda que conducen el líquido desde el plato superior hasta el inferior en la columna de destilación.

El vertedero tipo cuerda es de los más usados en columnas de destilación. Tiene una buena área, además de presenta notables ventajas económicas debido a su simplicidad.



- Sellos hidráulicos:

Vamos a utilizar un sello hidráulico tipo rebosadero.



- Altura de la columna:

La altura total de la columna está dada por la ecuación:

$$H = Z + S + T$$

Donde "H" es la altura total de la columna en metros, "Z" la altura neta (ocupadas por las etapas de contacto) en m, "S" la altura de la base, aproximadamente 1.8 m (6 ft) y "T" la altura de la parte superior, aproximadamente de 0.5 a 1 m (2 a 3 ft).

La altura neta, Z se calcula con:

$$Z = \left(\frac{N - 1}{E_0} \right) \times l$$

donde "N" es el número de etapas teóricas, "E₀" la eficiencia global de la columna y "l" el espaciado entre platos (0,61).

Para el cálculo de E_o se utiliza la correlación de O'Connell en la forma de la siguiente ecuación:

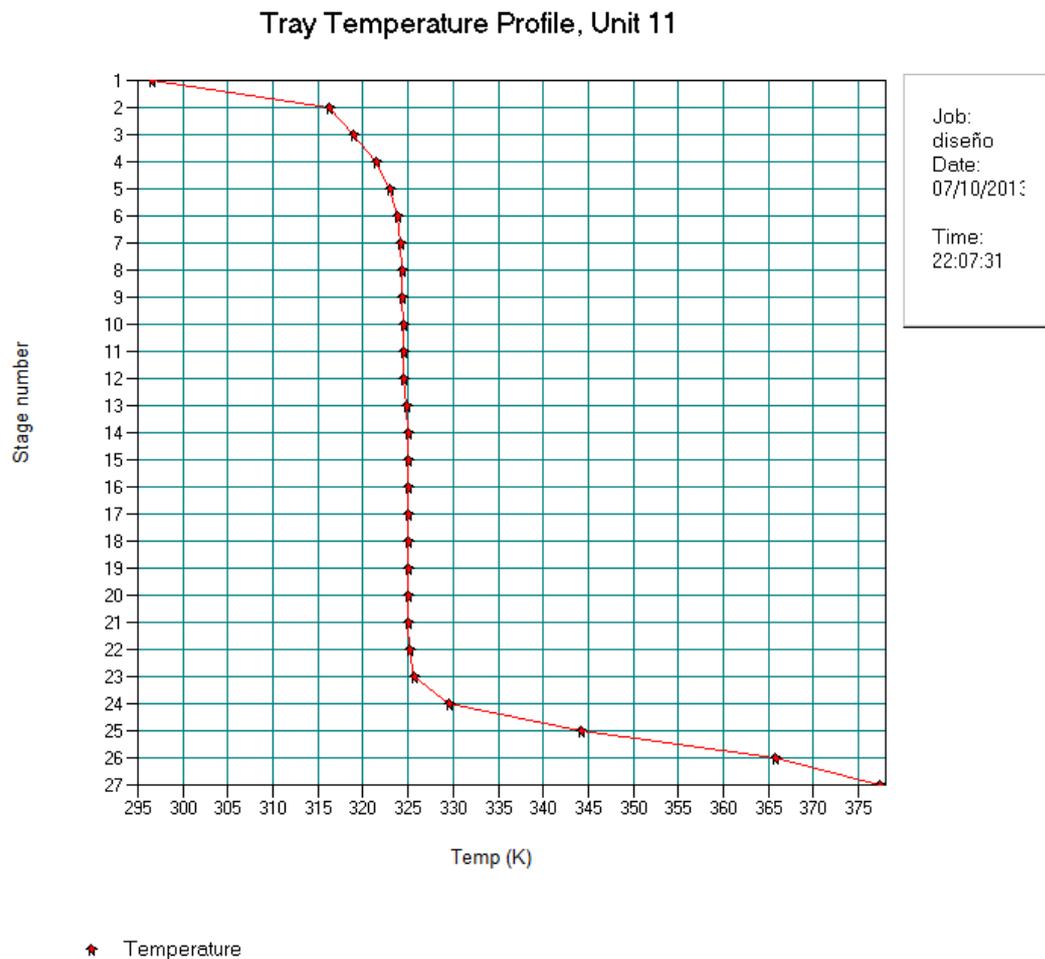
$$E_o = 51 - 32,5 \log (\mu a aa)$$

donde " μa " es la viscosidad molar promedio del líquido en mN s/m^2 y " aa " es la volatilidad relativa promedio del clave ligero.

Mediante chemcad se obtiene un valor de 33,3% para E_o y para Z un valor de 14,65m. Con estos valores se obtiene una altura total de la columna de 16,45m.

- *Hidráulica de platos:*

Mediante chemcad se obtiene una eficiencia de plato de 0.28, de esta manera se calcula mediante el simulador unas 27 etapas, introduciendo la alimentación por la etapa número 13.



Los valores recomendados para el diseño hidrodinámico de la columna de destilación se encuentran en la siguiente tabla:

Parámetro	Símbolo	Valor recomendado	Opciones
Espaciado entre platos	t_s	24''	12''(mínimo práctico)-48'' (máximo)
Espesor del plato	t_d	0.078''	$0.4 < t_d/d_h < 0.7$
Diámetro de las perforaciones	d_h	3/8''	1/8'' (mínimo)-1'' (máximo)
Altura del rebosadero	h_w	2''	1/2''(mínimo)-6'' (máximo)
Número de pasos	N_p	1	1 (mínimo)- $0.377 (AT)^{0.5}$ (máximo)
Factor de inundación	F_f	0.82	0.65 (vacío)-0.82 (máximo)
Factor de goteo	W_f	0.6	Para una flexibilidad $T = 2$
Factor de espuma	S_f	1 (normal)	0.85 (modernamente espumante); 0.73(espumante); 0.6 (muy espumante); 0.3 (espuma estable)

En este caso se han empleado:

- Número de pasos: 1
- Factor de espuma: 1
- Factor de inundación: 0.8
- Espaciado entre platos: 0.61 m
- Espesor del plato: 0.002
- Altura del rebosadero: 0.051 m
- Distancia entre perforaciones: 0.0095 m

- *Velocidad de inundación:*

Se calcula mediante la ecuación de Souders-Brown:

$$u_{nf} = C_{sb} S_f \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5}$$

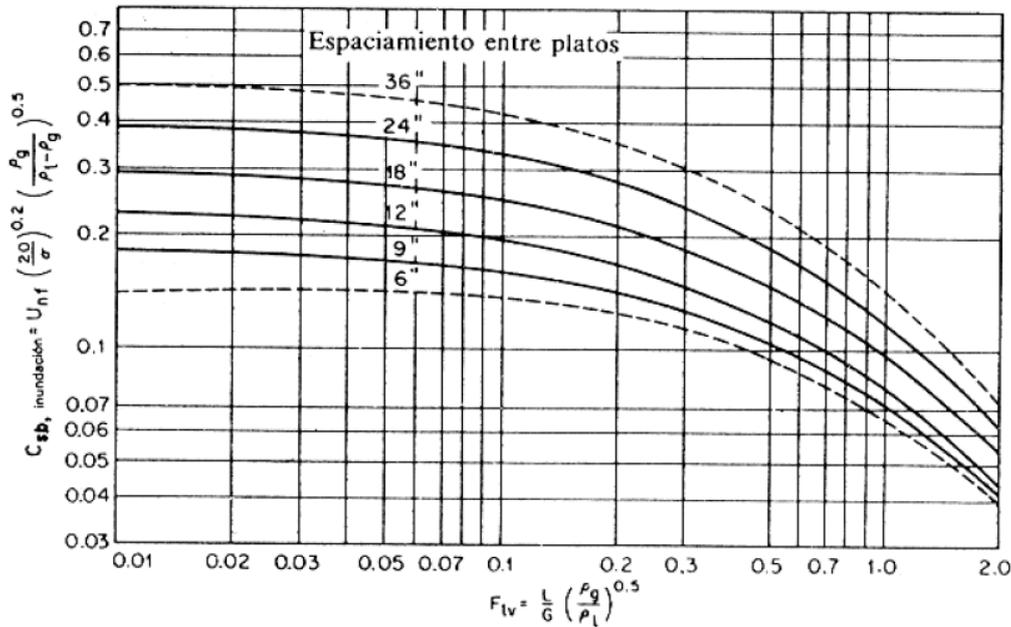
donde:

u_{nf} = velocidad lineal de inundación del gas, ft/s

ρ_L, ρ_G = densidad de líquido y gas respectivamente, lb/ft³

S_f = factor de espuma, (adim)

C_{sb} = parámetro de capacidad. Se obtiene mediante la gráfica:



donde la abscisa es el parámetro de flujo Flv donde:

L, G = caudales máxicos de líquido y gas respectivamente, kg/h caudal máxico

rL, rG = densidad de líquido y gas respectivamente, kg/m³

Velocidad del gas de diseño (Us):

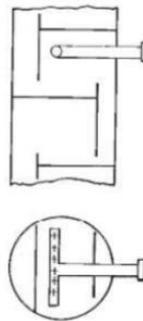
$$U_s = 0,85 \cdot U_{nf}$$

Chemcad nos proporciona dicho valor, siendo el mismo de 0.062 m/s

- Diseño de los dispositivos que conforman la columna:

a) Diseño alimentaciones intermedias de las columnas.

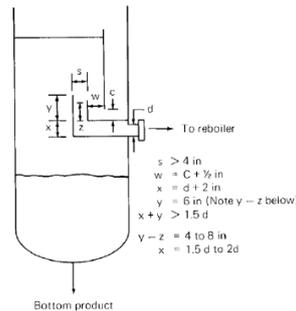
Elegimos el siguiente, ya que es el más adecuado debido a su gran diámetro. Se usa en columnas donde la longitud de rebosadero excede 5 ft. Las aperturas del distribuidor deben estar orientadas 45° desde la vertical al rebosadero.



b) Dispositivo de fondo de la columna.

Se va a utilizar un dispositivo con deflector y de un paso por el rehervidor, estos equipos se utilizan normalmente con hervidores termosifonados en grandes columnas (> 3 ft in de diámetro). Estos dispositivos proporcionan un flujo constante de líquido al rehervidor. Esta característica es muy importante en sistemas a vacío para un funcionamiento estable del termosifón. El dispositivo de un paso por el hervidor solo

se puede usar cuando la cantidad de líquido vaporizada es menor del 20-30 por ciento de la cantidad de líquido que desciende por la columna. Esto se debe a que la termosifonación está limitada a una vaporización del 20 al 30%.



- *Diseño mecánico:*

En la torre de destilación se producen transformaciones físicas de las sustancias, por tanto son consideradas recipientes a presión, ya que se encuadran entre los aparatos constituidos por una envoltura metálica que es capaz de contener un fluido líquido o gaseoso, cuyas condiciones de presión y temperatura son distintas a las del medio ambiente.

Todo recipiente a presión consta de:

- Envoltente (Cubierta y Cabezales)
- Dispositivos de sujeción o apoyo
- Conexiones
- Accesorios

Envoltente:

Es una envoltura metálica que forma propiamente el recipiente. Los aparatos cilíndricos son los más utilizados, y en ellos la envoltente está formada, básicamente, por dos elementos: la parte cilíndrica (carcasa) y los fondos o cabezales. Si la cubierta está constituida por varios cilindros de diversos diámetros, la unión entre ellos se realiza generalmente por figuras troncocónicas que realizan la transición.

Cubierta:

La cubierta está formada por una serie de virolas soldadas unas con otras, y la suma de las alturas de los cilindros obtenidos por las virolas es la requerida por la cubierta.

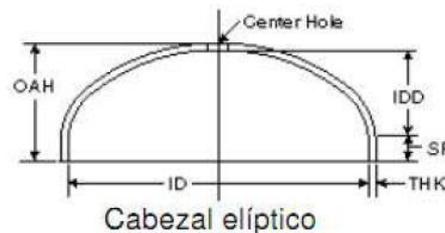
Las cubiertas pueden ser además de simples o estar compuestas por un metal y un revestimiento interno o externo, de diversa naturaleza y función:

- Vitrificada: Se usan para el contacto con atmósferas corrosivas. Las bocas y accesorios internos no deben vitrificarse
- Refractarios: Permiten reducir costes cuando la temperatura excede la del uso de los metales comunes. Se refrigeran bien con aire o con camisas de agua.

Cabezales:

Los cabezales o fondos son las etapas que cierran la carcasa. Normalmente son bombeados. En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a una cilíndrica, que es la cubierta; esta línea de transición está sometida a grandes tensiones axiales y es por tanto, el punto más débil de los recipientes; así que no es aconsejable realizar la soldadura de unión fondo cubierta en esta línea.

De entre todos los tipos de cabezales existentes son los elípticos los más idóneos para el diseño de las torres de extracción y destilación, ya que en ambas operaciones se trabaja a baja, media presión. Son los fondos formados por una elipse de revolución. Los fondos empleados son los elípticos con relación de ejes 2:1.



Dispositivos de sujeción y apoyo:

Todos los recipientes están sometidos a diversas cargas, el peso propio, peso del líquido en operación normal, peso de todos los accesorios internos o externos, cargas debido al viento, incluso, las cargas debidas a un terremoto. Es por esto, por lo que todo recipiente debe ser soportado.

Los dispositivos de apoyo, así como los pernos de anclaje que los fijan al suelo o estructura portante, deben estar dimensionados para que resistan cada una de las condiciones de carga posible del recipiente.

Las dos columnas son recipientes verticales, por tanto, los dispositivos de apoyo pueden ser patas, faldón cilíndrico o cónico o ménsulas.

De entre todos estos dispositivos, es el faldón cilíndrico o cónico el tipo de apoyo más utilizado para torres y recipientes de tamaño medio y grande. Ya que estos recipientes no pueden ser soportados por patas, tanto por su tamaño como por tener que transmitir esfuerzos grandes.

Los faldones cilíndricos consisten en un cilindro soldado al fondo, repartiéndose la carga a lo largo del perímetro de la circunferencia de la soldadura, evitando concentraciones de esfuerzos en la envolvente y disminuyendo la presión transmitida al suelo.

Los pernos de anclaje se sitúan a lo largo del perímetro de la circunferencia de apoyo y a una distancia entre 400 mm y 600 mm, según el tamaño y el número requerido. En todo caso, el número de pernos deberá ser múltiplo de 4 (4, 8, 12, 20, 24).

Para evitar momentos debidos al peso del recipiente se debe realizar el faldón de forma que su diámetro medio coincida con el diámetro medio de la cubierta.

Al diseñar el faldón se ha de tener en cuenta que ha de incluirse un acceso a su interior y unas ventilaciones para evitar la acumulación de gases en su parte interna.

Conexiones:

Todo recipiente debe tener como mínimo una conexión de entrada del fluido y otra de salida, aunque siempre tienen muchas más. Seguidamente se indican los servicios más comunes que precisan conexiones en el recipiente:

- Den entrada y salida de fluidos
- Para instrumentos, como manómetros, termómetros, indicadores o reguladores de nivel.
- Para válvula de seguridad
- Para servicios tales como drenaje, venteo, de limpieza, paso de hombre, paso de mano, etc.

Salvo en casos excepcionales, las conexiones se realizan embridadas, ya que permiten su montaje sin tener que realizar ningún corte ni soldadura. Solamente en casos de fluidos extremadamente tóxicos, o altamente explosivos en contacto con el aire, se realizan las conexiones soldadas. Se ha realizado el diseño con conexiones embridadas.

Las diversas partes que conforman la conexión embridada son las siguientes:

- Tubuladura
- Placas de refuerzo
- Brida
- Pernos y turcas
- Juntas o guarniciones
- Tapas o bridas ciegas para las conexiones de servicios

Accesorios externos:

Los más comunes son:

- Soportes de instalación del aislamiento
- Anclajes para aplicación de protección contra incendios
- Soportes de escalera y plataformas
- Soportes para tuberías
- Pescantes
-

Material:

Para esta columna seleccionaremos acero al carbono para platos y envolventes debido a que es el más económico para las condiciones de corrosión, presión y temperatura en los que la columna trabajará.

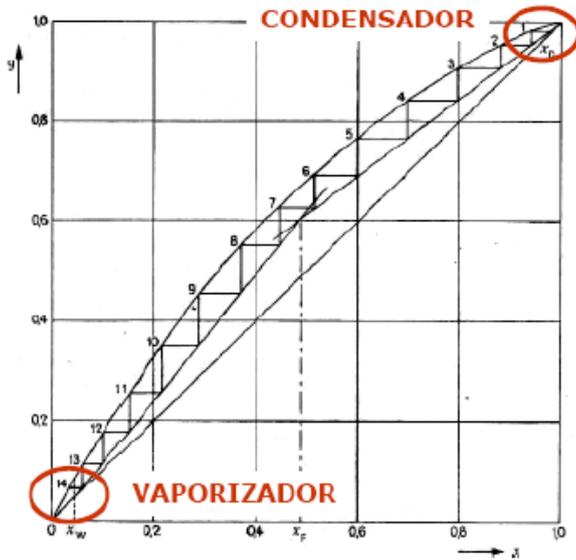
Hoja de especificaciones

	<p>HOJA DE ESPECIFICACIONES</p>		<p>Item n° T-101</p>
<p>Cliente: Universidad Politécnica de Cartagena</p>			
<p>Dirección:</p>			
<p>Localización de planta: Polígono Industrial</p>		<p>Fecha: 01/07/2013</p>	
<p>CONDICIONES DE OPERACIÓN</p>			
<p>Corriente del proceso</p>			
Caudal de entrada (Kmol/h)	264.3032	Temperatura cabeza (K)	296.5
Fracción vapor	0.00068	Temperatura fondo (K)	377.4
Caudal cabeza (Kmol/h)	165.1613	Presión entrada (atm)	0.25
Caudal fondo (Kmol/h)	113.8812	Presión cabeza (atm)	0.25
Relación de reflujo	8.21206	Presión fondo (atm)	0.25
Temperatura entrada (K)	313	Tipo de columna	De platos
<p>DISEÑO DEL PLATO</p>			
N° de platos	27	Área de plato (m²)	2.207
Eficiencia (%)	28	Espesor del plato (m)	0,002
Plato de alimentación	13	Área efectiva del plato (m²)	2.175
Tipo de plato	V-1	Área de orificios (m²)	0.413
Espaciado entre platos (m)	0,61	Material	Acero al carbono
Longitud del bajante (m)	1,058	Caída de presión (atm)	0,006
Altura del vertedero (m)	0,044		
<p>DIMENSIONES DE LA COLUMNA</p>			
Diámetro de la columna (m)	5,1816	Altura total columna (m)	16,45
Diámetro interior cubierta (m)	4,877	Caída presión total (atm)	0,21
<p>DIMENSIONES DE LA COLUMNA</p>			
Espesor cubierta (m)	0,0056	Espesor cabezal (m)	0,0056
Cabezales	Elíptico	Apoyo y sujeciones	Faldón
<p>MATERIALES</p>			
Cubiertas	Acero al carbón		
Cabezales	Acero al carbón		
Toberas	Acero al carbón		

2.12. Condensador E-106.

El condensador E-106 es un intercambiador de calor que se encarga de condensar parte de lo obtenido por cabeza de la columna T-101 y devolverlo a la misma.

Se trata de la primera etapa teórica de la columna.

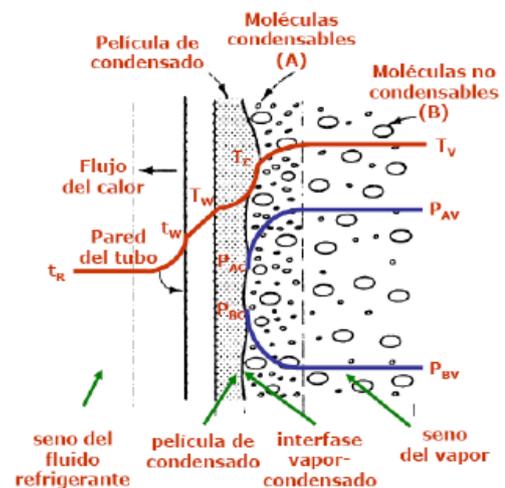


Gráfica para condensador y vaporizador

Cuando el vapor es una mezcla multicomponente o contiene un gas incondensable, la concentración de moléculas condensantes es menor en las proximidades de la interfase condensado-vapor y las moléculas no condensantes se concentran en esta zona.

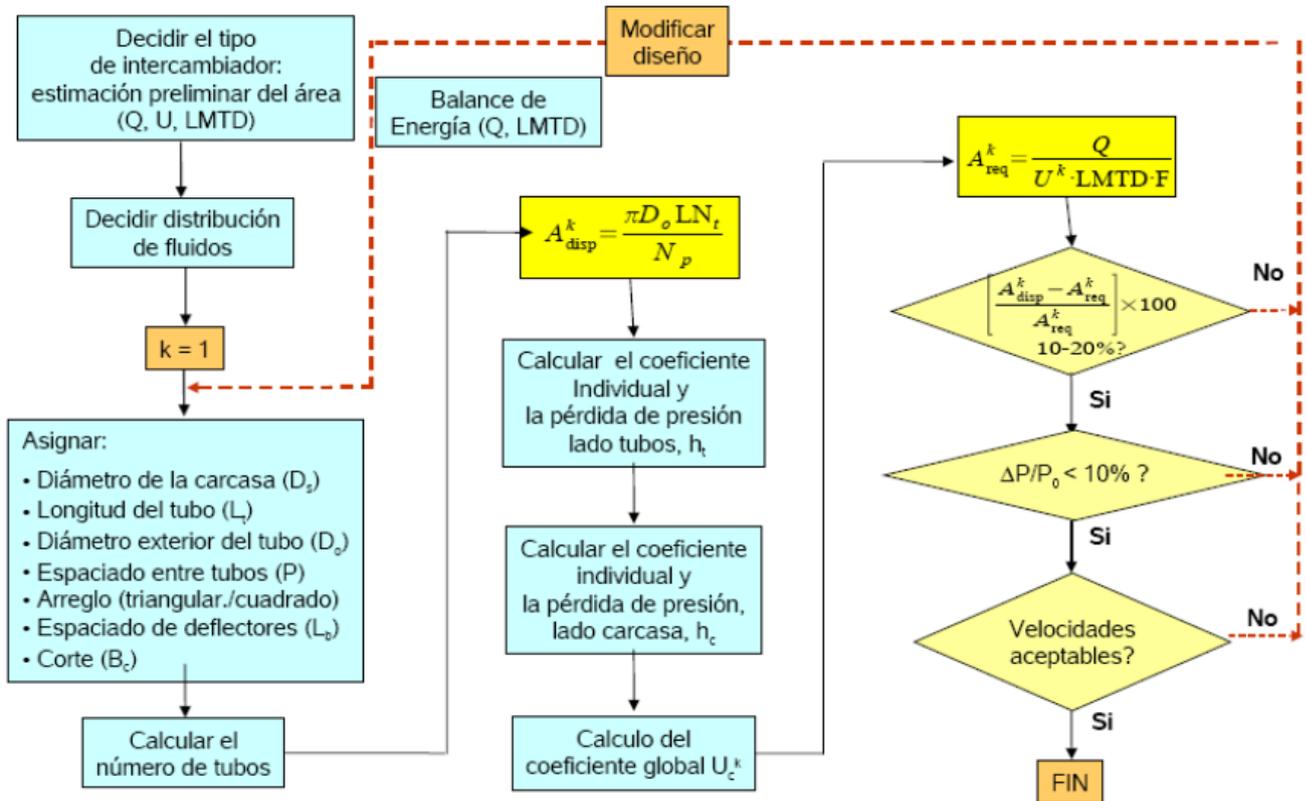
Este gradiente hace que $T_V \neq T_C$ y por tanto existen dos resistencias a la transmisión del calor: una en la película estacionaria en el vapor y otra formada por la propia película de condensado.

$$dQ = h_V(T_V - T_C) + h_{cf}(T_C - T_W)$$



2.12.1. Diseño.

El esquema a seguir es:



Distribución de los fluidos.
Basándonos en la siguiente tabla:

Variable	Localización recomendada	Criterio
Fluido corrosivo	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido sucio	Tubos	Mejor control de la velocidad y mantenimiento
Alta temperatura	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Alta presión	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido viscoso	Carcasa	Mayores coeficientes de transferencia
Caudal grande	Tubos	Diseño mas económico

Como podemos observar en general condiciones adversas en alguno de los fluidos obligan a situarlo en los tubos por ser esta zona de diseño más económico.

Para el E-106 dispondremos el agua de refrigeración a 5 atm y 283 K por los tubos por tener esta una mayor presión que la corriente de proceso (0.25 atm).

Una vez elegida la distribución de fluidos el software de simulación Chemcad en modo diseño nos proporciona un diseño preliminar usando las siguientes ecuaciones:

Estimación del área:

Usamos la formula
$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$$

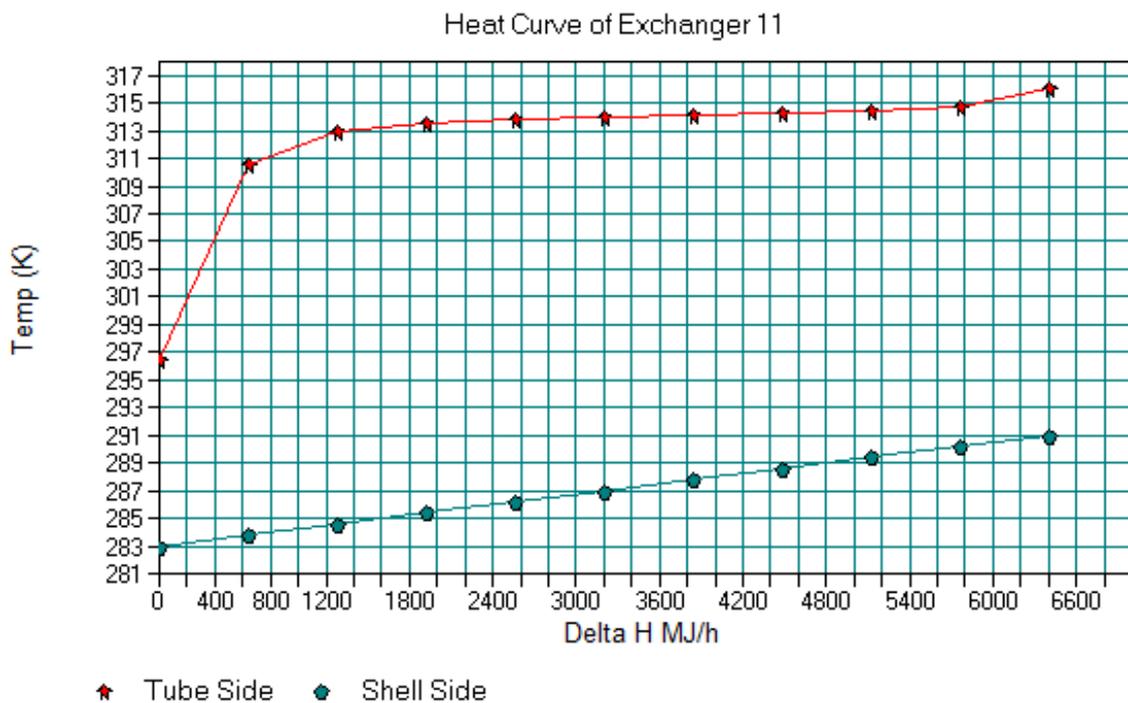
Donde A es el área estimada de intercambio de calor.

Q es el calor intercambiado.

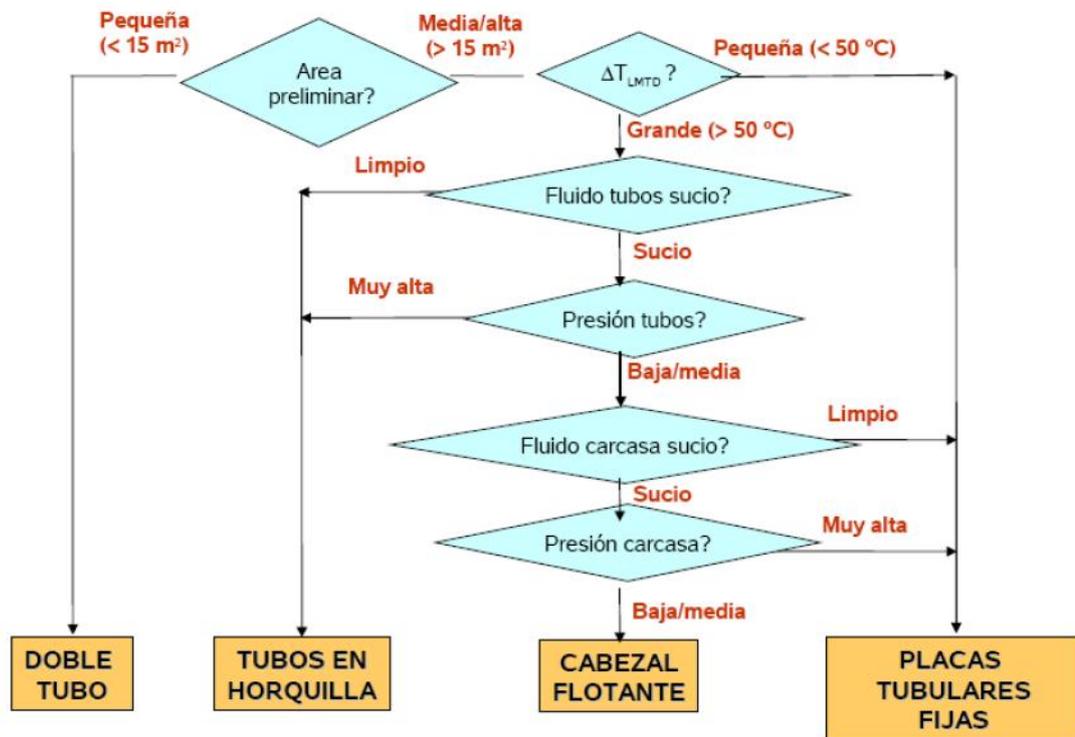
U es el coeficiente de intercambio de calor.

LMTD es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

Con los datos introducidos CHEMCAD nos dibuja la siguiente gráfica con la curva de calor.



Una vez que tenemos nuestro diseño preliminar elegiremos un tipo u otro de intercambiador de carcasa y tubo. Para ello nos basamos en el siguiente algoritmo.

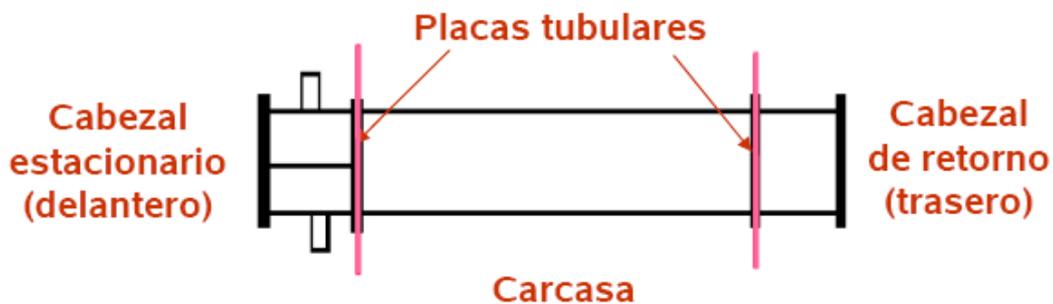


Para el caso del E-106 utilizaremos un intercambiador de carcasa y tubo de placas tubulares fijas.

Elementos.

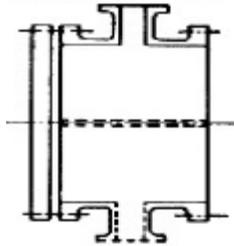
Clasificación TEMA.

La TEMA (“Tubular Exchanger Manufacturers Association”) ha establecido un código de tres letras que describe como son cada uno de los tres componentes principales de un intercambiador.



La primera letra define al cabezal estacionario la segunda, a la carcasa y la tercera letra define el cabezal de retorno.

De las posibles configuraciones existentes para el intercambiador de calor para el E-106 elegimos la AEL.



Tipo A
(carrete)

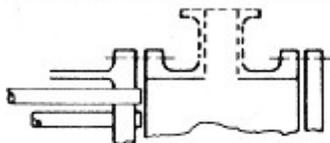
El cabezal de tipo A (carrete) es el elegido para el cabezal estacionario del E-106 por ser el más económico y permite acceso al lado de los tubos para su mantenimiento (fluido sucio) además nuestra aplicación no presenta grandes presiones que obliguen a seleccionar otro tipo de cabezal estacionario.



Tipo E

Para la carcasa se ha seleccionado una de tipo E ya que tenemos un solo paso por carcasa en nuestro proceso y además no se requiere minimizar las pérdidas de presión.

Es el tipo de carcasa más utilizado en la industria.



Tipo L
(igual que el A)

Para el cabezal de retorno se ha escogido el de tipo L complementario al A, con este cabezal de retorno el haz de tubos queda fijado por ambos extremos a las placas tubulares por lo que se les llama cambiadores de placas tubulares fijas que era el tipo de cambiador seleccionado.

Esta configuración minimiza las fugas algo importante en este intercambiador ya que tenemos que calentar benceno que es tóxico.

Geometría del intercambiador.

Para el intercambiador E-106 se obtienen los siguientes parámetros geométricos:

Tubos

- ❖ Número de tubos: 1396.
- ❖ Longitud de tubo: 6.096 m.
- ❖ Diámetro exterior de tubo: 0.0191 m.
- ❖ Diámetro interior de tubo: 0.00157 m.
- ❖ Distribución de los tubos: arreglo triangular.
- ❖ Número de pasos por los tubos: 1.
- ❖ Velocidad en el lado de los tubos: 8.71 m/s.

Carcasa

- ❖ Diámetro de la carcasa: 3.2 m
- ❖ Corte de los deflectores: 15 %.
- ❖ Espaciado de los deflectores: 0.27
- ❖ Tipo de deflectores: segmentado simple
- ❖ Número de deflectores: 7.
- ❖ Velocidad en el lado de la carcasa: 0.31 m/s.

Deflectores.

Los deflectores tienen como función principal el guiar al fluido que circula por la carcasa, aumentando mediante su correcto diseño el coeficiente de transmisión de calor.

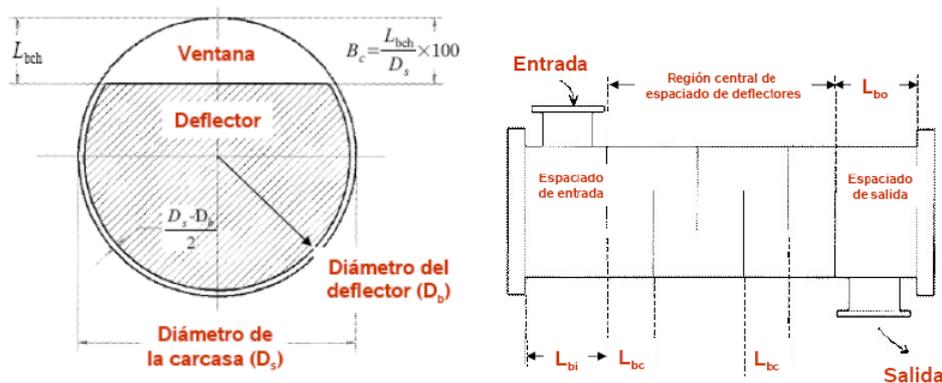
Existen tres tipos de deflectores: Helicoidales, De Varillas, y Segmentados.

Características	Deflectores segmentados	Helicoidales	De varillas
Buena pérdida de carga	No	Si	Si
Alto coeficiente de transmisión de calor	Si	Si	No
Bajo ensuciamiento	No	Si	Si
Facilidad de limpieza	Con arreglo cuadrado	Con arreglo cuadrado	Si
Alta eficiencia	No	No	Si
Bajas vibraciones	Con diseños especiales	Con doble hélice	SI

Los dos parámetros fundamentales en relación con los deflectores son el corte del deflector (Bc) y el espaciado entre deflectores (Lb).

- El corte del deflector se expresa como un porcentaje respecto del diámetro de la carcasa.
- El corte del deflector oscila entre el 15 y el 45%
- Cortes demasiado pequeños o demasiado grandes son negativos para la transmisión del calor pues se desvían de la situación ideal.

- No debe utilizarse cortes por encima del 35% para disminuir la pérdida de presión en la carcasa. En ese caso sustituir los deflectores segmentados por doblemente segmentados o incluso cambiar el tipo de carcasa por otra que genere menos pérdida de presión como una carcasa H o una X.



Para este intercambiador utilizaremos deflectores segmentados simples.

Validación del diseño.

Para que el diseño sea válido se tiene que cumplir que las velocidades en ambos lados tanto carcasa como tubos sea inferior a 3 m/s y que el exceso de área de intercambio este entre 10 y 20 %. Como podemos observar en nuestro caso las velocidades en ambos lados son correctas y el exceso es 11.91 % ya que el área requerida es 1158.46 m² y el área efectiva de transferencia de calor es 1296.43 m².

Sobredimensionamiento:

$$S = \frac{A_{disponible} - A_{requerida}}{A_{requerida}} \cdot 100$$

Velocidad en los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

Velocidad en la carcasa:

$$u_s = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

En caso de no obtener un diseño valido habría que cambiar parámetros siguiendo la siguiente tabla:

	Efecto del aumento en							
	Diametro de la carcasa (*)	Longitud de los tubos	Diámetro exterior del tubo (**)	Espaciado entre tubos (solo)	Espesor del tubo (BWG)	Numero de pasos	Espaciado entre deflectores (solo)	Corte de los deflectores (***)
Sobredimensionado	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	
(Δ P/P0), tubos	↓	↑	↓	↑	↑	↑	NA	
(Δ P/P0), carcasa	↓	↑	↓	↓	NA	NA	↓	
Velocidad, tubos	↓	NA	↓	↑	↑	↑	NA	
Velocidad, carcasa	↓	NA	NA	↓	NA	NA	↓	

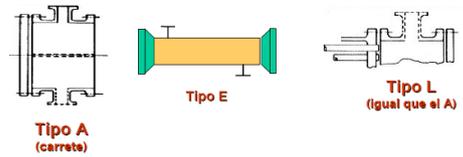
↑ = aumenta
↓ = disminuye
NA = no afecta

(*) Cuando se varia el diámetro de la carcasa se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(**) Cuando se varia el diámetro de los tubos se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(***) El efecto del corte de los deflectores solo puede estimarse con el método Bell-Delaware

Hoja de especificaciones

	<p>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</p>	<p>Item N° : E-106</p>	
<p>Cliente: Universidad Politécnica Cartagena Referencia n°:</p>			
<p>Dirección:</p>		<p>Prop. n°:</p>	
<p>Localización de la planta:</p>		<p>Fecha: 01/07/2013</p>	
<p>DATOS DE DISEÑO</p>			
<p>Calor intercambiado (MJ/h): 5.381·10⁴</p>			
<p>LMTD (Corregido): 23.74</p>			
<p>Área requerida (m²): 1158.46</p>			
<p>TEMA: AEL</p>			
<p>Deflectores: 7</p>			
<p>Corte (%): 15</p>			
<p>Disposición: Vertical</p>			
<p>Tipo: Segmentados simple.</p>			
<p>Sobredimensionamiento (%): 11.93</p>			
<p>Área disponible (m²): 307.51</p>			
<p>DISEÑO DE TUBOS</p>		<p>DISEÑO DE CARCASA</p>	
<p>Tipo de tubo: Bare</p>	<p>Tipo de carcasa: A - 285 - C</p>		
<p>Material: Acero al carbono</p>	<p>Tipo de cabezal: A - 285 - C</p>		
<p>Número de tubos: 1396</p>	<p>Tipo de cubierta: A - 285 - C</p>		
<p>Diámetro exterior (m): 0.0191</p>	<p>Disposición: Horizontal</p>		
<p>Diámetro interior (m): 0.00157</p>	<p>Diámetro exterior (m): 3.5</p>		
<p>N° de paso: 1</p>	<p>Diámetro interior (m): 3.2</p>		
<p>Espesor (mm): 1.5</p>	<p>N° de pasos: 1</p>		
<p>Longitud (m): 6.10</p>	<p>Presión de diseño (atm): 0.25</p>		
<p>Espaciado (mm): 0.06</p>	<p>Velocidad (m/s): 0.31</p>		
<p>Presión de diseño (atm): 5</p>	<p>N° de intercambiadores: 1</p>		
<p>MATERIALES</p>			
<p>Carcasa:</p>	<p>Acero al carbono</p>	<p>Tubos:</p>	<p>Acero al carbono</p>
<p>Cabezales:</p>	<p>Acero al carbono</p>	<p>Deflectores:</p>	<p>Acero al carbono</p>

2.13. Rehervidor E-107.

El rehervidor E-107 es el encargado de calentar parte del destilado obtenido de la columna T-101 y devolverlo a la columna. Teniendo en cuenta que esta vez el fluido entrante es líquido que sale como vapor, sin que se produzca una disminución de la temperatura, sino solamente un cambio de fase.

Corriente proceso:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	375	380
Presión (atm)	0.25	0.25
Flujo molar (kmol/h)	1451.18	1451.18
Flujo másico total (kg/h)	173880	173800
Fracción molar de vapor	0	0.92

Composición:

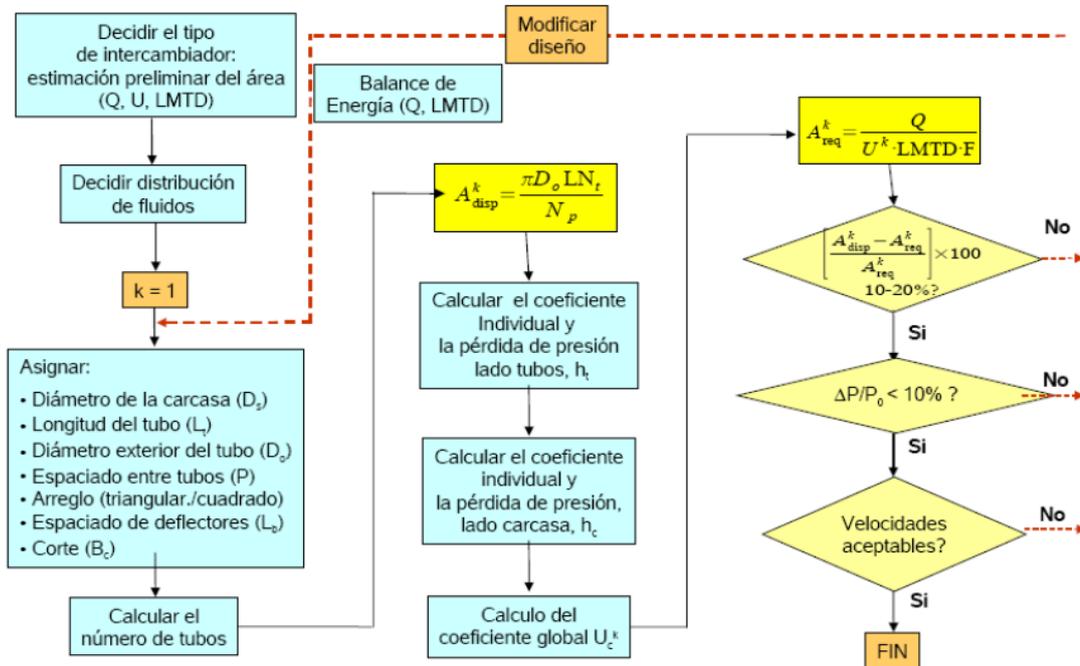
	% en peso	Flujo Másico (kg/h)
Propano	0	533.7913
Propileno	0	5034.567
Benceno	58.35	27392.73
Cumeno	96.88	13095.95

Corriente vapor de agua para calentar:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	527	526
Presión (atm)	41.8	41.6
Flujo molar (kmol/h)	1815.89	1815.89
Flujo másico total (kg/h)	32713.34	32713.34
Fracción molar de vapor	1	1

2.13.1. Diseño.

El esquema a seguir es:



Distribución de los fluidos.

Basándonos en la siguiente tabla:

Variable	Localización recomendada	Criterio
Fluido corrosivo	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido sucio	Tubos	Mejor control de la velocidad y mantenimiento
Alta temperatura	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Alta presión	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido viscoso	Carcasa	Mayores coeficientes de transferencia
Caudal grande	Tubos	Diseño mas económico

Como podemos observar en general condiciones adversas en alguno de los fluidos obligan a situarlo en los tubos por ser esta zona de diseño más económico.

Para el E-107 dispondremos el vapor de agua por los tubos por tener una mayor presión, 41.8 atm, que el fluido de proceso.

Una vez elegida la distribución de fluidos el software de simulación Chemcad en modo diseño nos proporciona un diseño preliminar usando las siguientes ecuaciones:

Estimación del área:

Usamos la formula $A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$

Donde A es el área estimada de intercambio de calor.

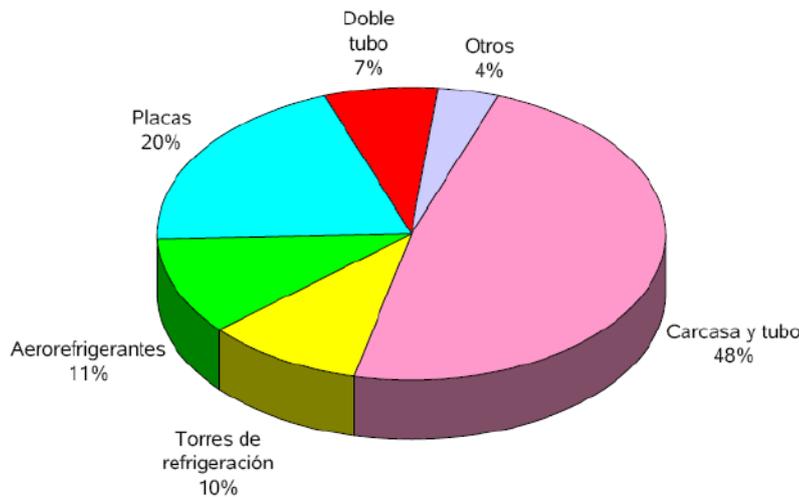
Q es el calor intercambiado.

U es el coeficiente de intercambio de calor.

LMTD es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

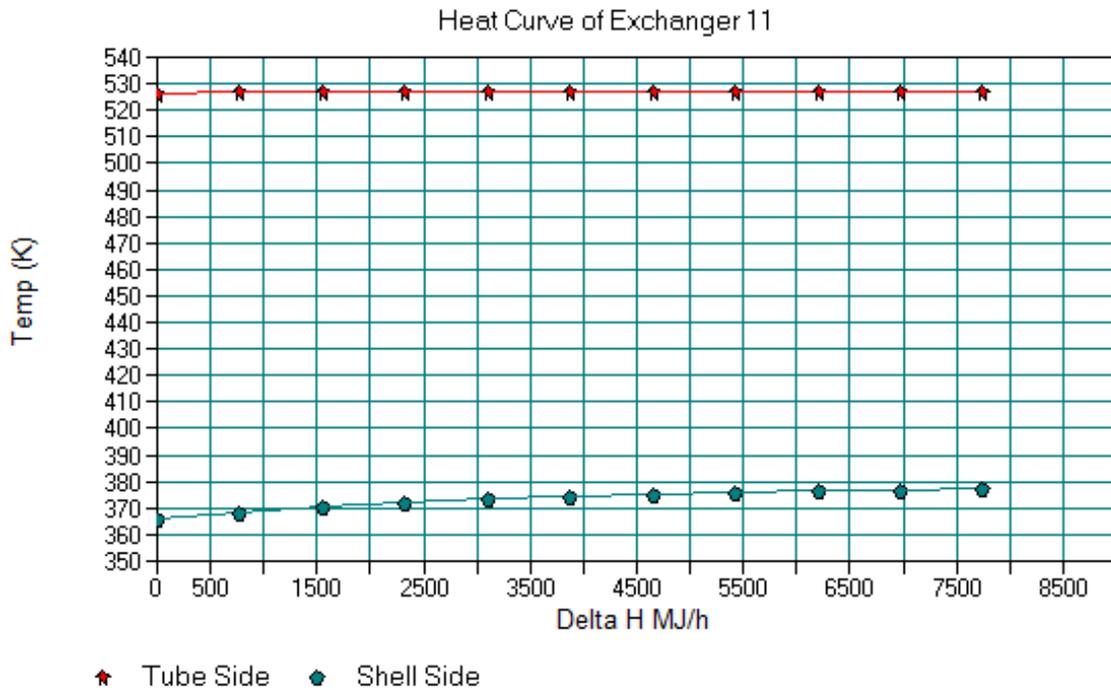
Vamos a elegir un intercambiador de carcasa y tubos, ya que es el más utilizado en la industria, debido a las ventajas que dicho intercambiador posee.

- Diseños robustos y extremadamente flexibles
- Fáciles de mantener y reparar
- Pueden diseñarse para desmantelarse por mantenimiento
- Existen muchos suministradores

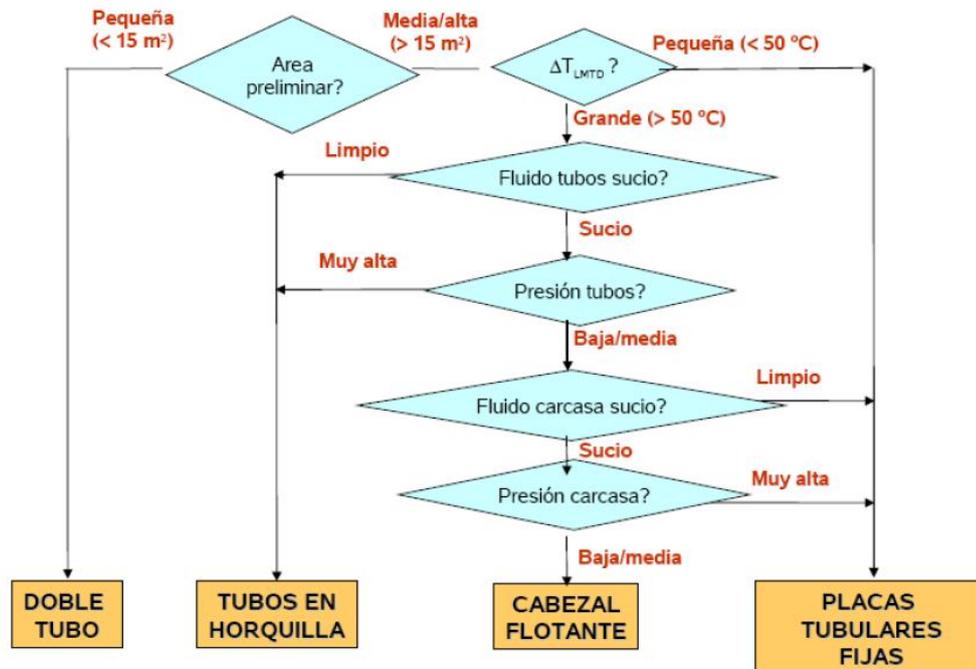


Intercambiadores más usados en la industria.

Con los datos introducidos CHEMCAD nos dibuja la siguiente gráfica con la curva de calor.



Una vez que tenemos nuestro diseño preliminar elegiremos un tipo u otro de intercambiador de carcasa y tubo. Para ello nos basamos en el siguiente algoritmo.

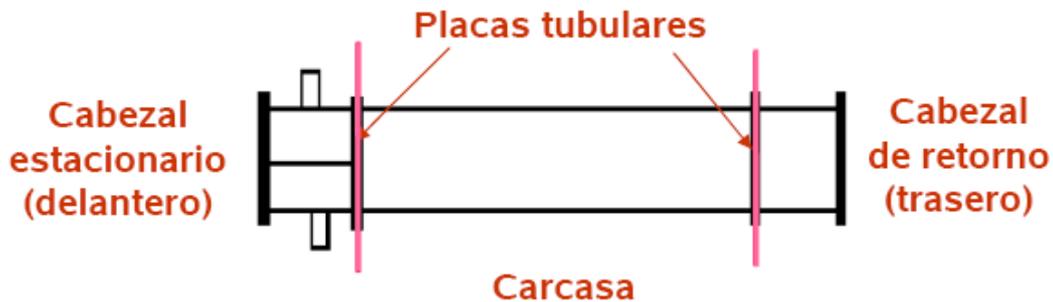


Para el caso del E-107 utilizaremos un intercambiador de carcasa y tubo de placas tubulares fijas.

Elementos.

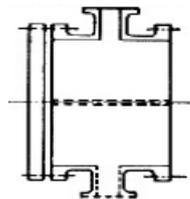
Clasificación TEMA.

La TEMA ("Tubular Exchanger Manufacturers Association") ha establecido un código de tres letras que describe como son cada uno de los tres componentes principales de un intercambiador.



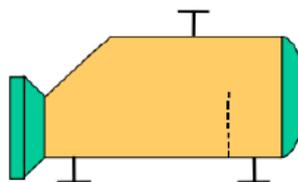
La primera letra define al cabezal estacionario la segunda, a la carcasa y la tercera letra define el cabezal de retorno.

De las posibles configuraciones existentes para el intercambiador de calor para el E-107 elegimos la AKT.



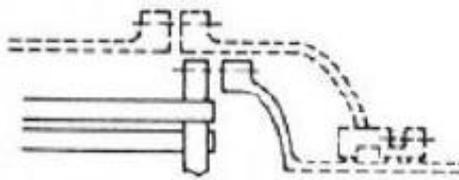
Tipo A
(carrete)

El cabezal de tipo A (carrete) es el elegido para el cabezal estacionario del E-101 por ser el más económico y permite acceso al lado de los tubos para su mantenimiento (fluido sucio) además nuestra aplicación no presenta grandes presiones que obliguen a seleccionar otro tipo de cabezal estacionario.



Tipo K

La carcasa tipo K es una carcasa de flujo cruzado, empleada en los evaporadores de marmita (Kettle). Se caracteriza por presentar un espacio superior para la separación del vapor en forma de una carcasa de mayor diámetro.



Tipo T
(cabezal flotante
de arrastre
“pull-through”)

El cabezal de retorno es de tipo T, se trata de un cabezal flotante extraíble, en éste, el haz de tubos se puede retirar del casco sin desmontar ni la cubierta del casco ni la del cabezal flotador. Esta característica reduce el tiempo de mantenimiento durante la inspección y las reparaciones.

Geometría del intercambiador.

Para el intercambiador E-107 se obtienen los siguientes parámetros geométricos:

Tubos

- ❖ Número de tubos: 1800
- ❖ Longitud de tubo: 6.10 m.
- ❖ Diámetro exterior de tubo: 0.0191 m.
- ❖ Diámetro interior de tubo: 0.00174 m.
- ❖ Distribución de los tubos: arreglo triangular.
- ❖ Número de pasos por los tubos: 2.
- ❖ Velocidad en el lado de los tubos: 0.33 m/s.

Carcasa.

- ❖ Diámetro de la carcasa: 3.05 m
- ❖ Corte de los deflectores: 15 %.
- ❖ Espaciado de los deflectores: 0.40
- ❖ Tipo de deflectores: segmentado simple
- ❖ Número de deflectores: 18
- ❖ Velocidad en el lado de la carcasa: 2.10 m/s.

Deflectores.

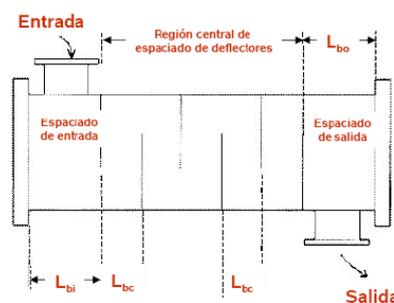
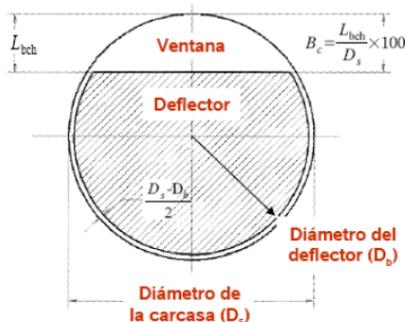
Los deflectores tienen como función principal el guiar al fluido que circula por la carcasa, aumentando mediante su correcto diseño el coeficiente de transmisión de calor.

Existen tres tipos de deflectores: Helicoidales, De Varillas, y Segmentados.

Características	Deflectores segmentados	Helicoidales	De varillas
Buena pérdida de carga	No	Si	Si
Alto coeficiente de transmisión de calor	Si	Si	No
Bajo ensuciamiento	No	Si	Si
Facilidad de limpieza	Con arreglo cuadrado	Con arreglo cuadrado	Si
Alta eficiencia	No	No	Si
Bajas vibraciones	Con diseños especiales	Con doble hélice	SI

Los dos parámetros fundamentales en relación con los deflectores son el corte del deflector (B_c) y el espaciado entre deflectores (L_b).

- El corte del deflector se expresa como un porcentaje respecto del diámetro de la carcasa.
- El corte del deflector oscila entre el 15 y el 45%
- Cortes demasiado pequeños o demasiado grandes son negativos para la transmisión del calor pues se desvían de la situación ideal.
- No debe utilizarse cortes por encima del 35% para disminuir la pérdida de presión en la carcasa. En ese caso sustituir los deflectores segmentados por doblemente segmentados o incluso cambiar el tipo de carcasa por otra que genere menos pérdida de presión como una carcasa H o una X.



Para este intercambiador utilizaremos deflectores segmentados simples.

Validación del diseño.

Para que el diseño sea válido se tiene que cumplir que las velocidades en ambos lados tanto carcasa como tubos sea inferior a 3 m/s y que el exceso de área de intercambio este entre 10 y 20 %. Como podemos observar en nuestro caso las velocidades en ambos lados son correctas y el exceso es 11.09 % ya que el área requerida es 624.34 m² y el área efectiva de transferencia de calor es 693.58m².

Sobredimensionamiento:

$$S = \frac{A_{\text{disponible}} - A_{\text{requerida}}}{A_{\text{requerida}}} \cdot 100$$

Velocidad en los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

Velocidad en la carcasa:

$$u_s = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

En caso de no obtener un diseño valido habría que cambiar parámetros siguiendo la siguiente tabla:

	Efecto del aumento en							
	Diametro de la carcasa (*)	Longitud de los tubos	Diametro exterior del tubo (**)	Espaciado entre tubos (solo)	Espesor del tubo (BWG)	Numero de pasos	Espaciado entre deflectores (solo)	Corte de los deflectores (***)
Sobredimensionado	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	
(Δ P/P0), tubos	↓	↑	↓	↑	↑	↑	NA	
(Δ P/P0), carcasa	↓	↑	↓	↓	NA	NA	↓	
Velocidad, tubos	↓	NA	↓	↑	↑	↑	NA	
Velocidad, carcasa	↓	NA	NA	↓	NA	NA	↓	

(*) Cuando se varia el diámetro de la carcasa se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(**) Cuando se varia el diámetro de los tubos se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(***) El efecto del corte de los deflectores solo puede estimarse con el método Bell-Delaware

Hoja de especificaciones

	HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR	Item N° :E-107
---	---	-----------------------

Cliente: Universidad Politécnica Cartagena
Referencia n°:

Dirección:

Prop. n°:

Localización de la planta:

Fecha: 01/07/2013

DATOS DE DISEÑO

Calor intercambiado (MJ/h): 5.519e+004

LMTD (Corregido): 146.82

Área requerida (m²): 585.17

TEMA: AKT

Deflectores: 18

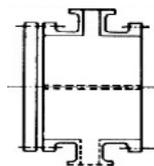
Corte (%): 15

Espacio entre deflectores (m): 0.24

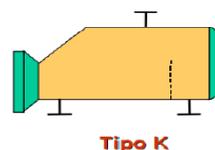
Tipo: Doblemente segmentados.

Sobredimensionamiento: 10.88

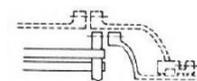
Disposición: Vertical



Tipo A
(carrete)



Tipo K



Tipo T
(cabezal flotante de arrastre "pull-through")

DISEÑO DE TUBOS

Tipo de tubo: Bare

Material: Acero al carbono

Número de tubos: 1800

Diámetro exterior (m): 0.0191

Diámetro interior (m): 0.00174

N° de paso: 2

Espesor (mm): 3

Longitud (m): 6.1

Espaciado (mm): 0.04

Presión de diseño (atm): 41.8

DISEÑO DE CARCASA

Tipo de carcasa: A - 285 - C

Tipo de cabezal: A - 285 - C

Tipo de cubierta: A - 285 - C

Disposición: Horizontal

Diámetro exterior (m): 2.1

Diámetro interior (m): 2.06

N° de pasos: 1

Presión de diseño (atm): 0.25

Velocidad (m/s): 3.17

N° de intercambiadores: 1

MATERIALES

Carcasa:	Acero al carbono	Tubos:	Acero al carbono
Cabezales:	Acero al carbono	Deflectores:	Acero al carbono

NOTAS

Departamento de Ingeniería Química y Ambiental	N° Rev.	Fecha	Revis. por
	001	Julio de 2013	

CARLOS BETANCOR PEREZ

2.14. COLUMNA DE DESTILACIÓN T-102

2.14.1. Introducción

La destilación es una operación unitaria cuya finalidad es separar dos o más componentes de una mezcla líquida.

En este caso, el objetivo de esta torre de destilación es separar el benceno del cumeno y el DIPB, recirculándose el benceno de nuevo a las condiciones de entrada al reactor.

A la salida de esta torre, queremos obtener cumeno al 99.8% en peso.

La secuencia de operación de una columna de destilación comienza con la introducción de una alimentación multicomponente introducida en la columna. Por cabeza de la columna se obtiene una mezcla de los componentes más ligeros en fase vapor, la cual se condensa. Parte de este condensado se retorna de nuevo a la torre en forma de reflujo y el restante es destilado producto de la operación.

En el fondo de la columna se obtiene una mezcla de los productos más pesados en fase líquida, este líquido se introduce en un rehervidor, en donde se evapora parcialmente y este vapor es retornado a la torre de destilación. El líquido sobrante es el residuo producto de la destilación.

2.8.2. Composiciones entrada y salida

La corriente de entrada, tiene una composición:

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR
Propano	0
Propileno	0
Benceno	0.001564049
Cumeno	0.9243229
DIPB	0.06003655
Agua	0

Características del proceso:

Temperatura de entrada (K)	377.3627
Presión de entrada (atm)	0,25

Mientras que las corrientes de salida son:

Por la cabeza:

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR
Propano	0
Propileno	0
Benceno	0.016629
Cumeno	0.9827324
DIPB	0.0006384908
Agua	0

Por fondo:

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR
Propano	0
Propileno	0
Benceno	1.813033e-021
Cumeno	0.0001629099
DIPB	0.9998371
Agua	0

2.8.3. Diseño hidrodinámico de la columna:

El diseño hidrodinámico de una columna consiste en la determinación de una serie de parámetros que resultan imprescindibles en el diseño de la misma, como lo son el diámetro, altura, tipo de columna, pérdida de carga, condiciones de inundación y tipo de columna.

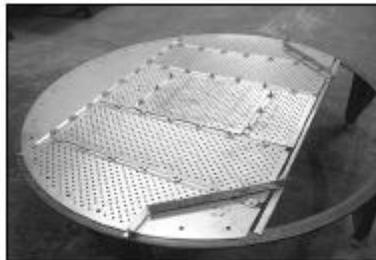
- *Tipo de columna:*

En la destilación es esencial un adecuado contacto entre las fases vapor y líquido. Para ello es necesario disponer de una amplia superficie de contacto. Este contacto será localizado en determinados puntos del equipo (columnas de platos) o en todos los puntos del equipo (columnas de relleno).

En este caso se ha escogido una columna de platos, ya que posee propiedades necesarias para llevar a cabo la destilación que se desea.

- *Tipos de platos:*

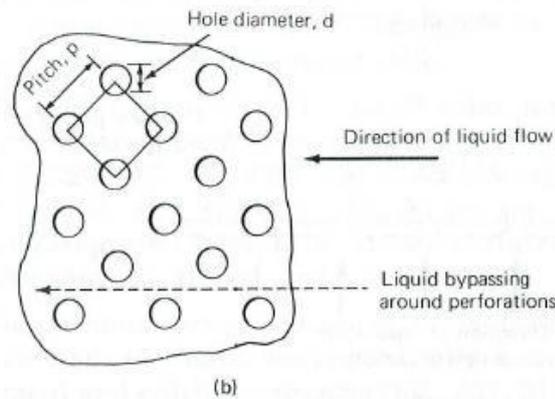
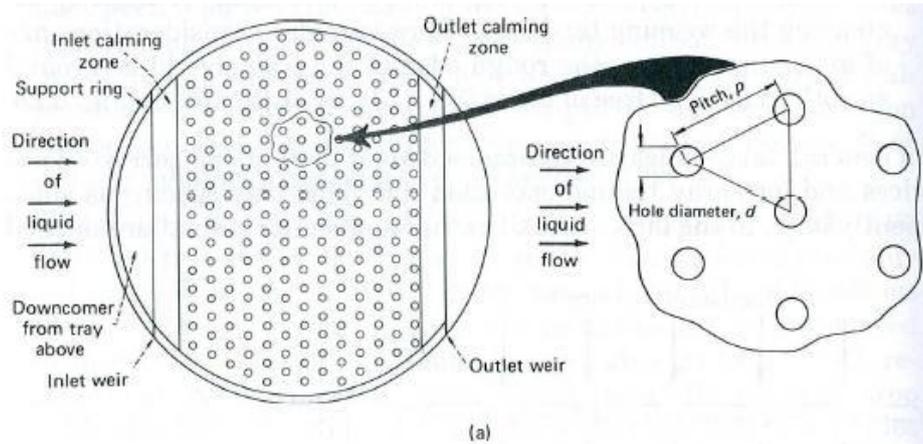
Hemos elegido platos perforados, ya que son menos caros que los platos de campana. Hoy en día se puede decir que han sustituido a estos en las nuevas instalaciones.



Características principales de los platos perforados son:

- Han sustituido a los de campana en las nuevas instalaciones ya que son más baratos.
- Superficie interfacial muy grande.
- Sujetos a mayor inundación que los de campana.

Respecto de la geometría, las perforaciones se sitúan en los vértices de triángulos equiláteros o a veces también en vértices de cuadrados. El flujo de fluido debe ser como el mostrado en la siguiente figura de forma que se evite al máximo el recorrido alrededor de las perforaciones. La disposición triangular es la que más minimiza el By pass alrededor de las perforaciones.



Typical layout of the components for sieve trays. (a) Recommended, with equilateral triangular hole pitch; (b) Square hole pitch (Part a Henry Z. Kister, excerpted by special permission from Chemical Engineering, September 8, 1980, copyright © by McGraw-Hill, Inc., New York, NY 10020.)

El área ocupada por las perforaciones (A_h) se relaciona con el diámetro ocupado por las perforaciones y la distancia entre perforaciones mediante la siguiente expresión:

$$A_h = 0.905 A_T \left(\frac{d_h}{P} \right)^2$$

Siendo A_T el área del plato menos el área de la zona sin perforaciones tales como el área de los vertederos y el área de la zona de calma, d_h es el diámetro de las perforaciones y P es la distancia entre el centro de las perforaciones.

La fracción de área perforada (A_h/A_T) en platos perforados comerciales esta generalmente entre 0,05 y 0,15 considerándose como óptimos valores entre 0,08 y 0,12.

- *Vertederos:*

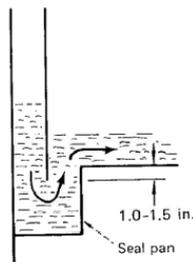
Los vertederos son conductos de simetría circular, rectangular, segmental y de tipo cuerda que conducen el líquido desde el plato superior hasta el inferior en la columna de destilación.

El vertedero tipo cuerda es de los más usados en columnas de destilación. Tiene una buena área, además de presenta notables ventajas económicas debido a su simplicidad.



- Sellos hidráulicos:

Vamos a utilizar un sello hidráulico tipo rebosadero.



- Altura de la columna:

La altura total de la columna está dada por la ecuación:

$$H = Z + S + T$$

Donde "H" es la altura total de la columna en metros, "Z" la altura neta (ocupadas por las etapas de contacto) en m, "S" la altura de la base, aproximadamente 1.8 m (6 ft) y "T" la altura de la parte superior, aproximadamente de 0.5 a 1 m (2 a 3 ft).

La altura neta, Z se calcula con:

$$Z = \left(\frac{N - 1}{E_0} \right) \times l$$

donde "N" es el número de etapas teóricas, "E₀" la eficiencia global de la columna y "l" el espaciado entre platos (0,61).

Para el cálculo de E₀ se utiliza la correlación de O'Connell en la forma de la siguiente ecuación:

$$E_0 = 51 - 32,5 \log (\mu a aa)$$

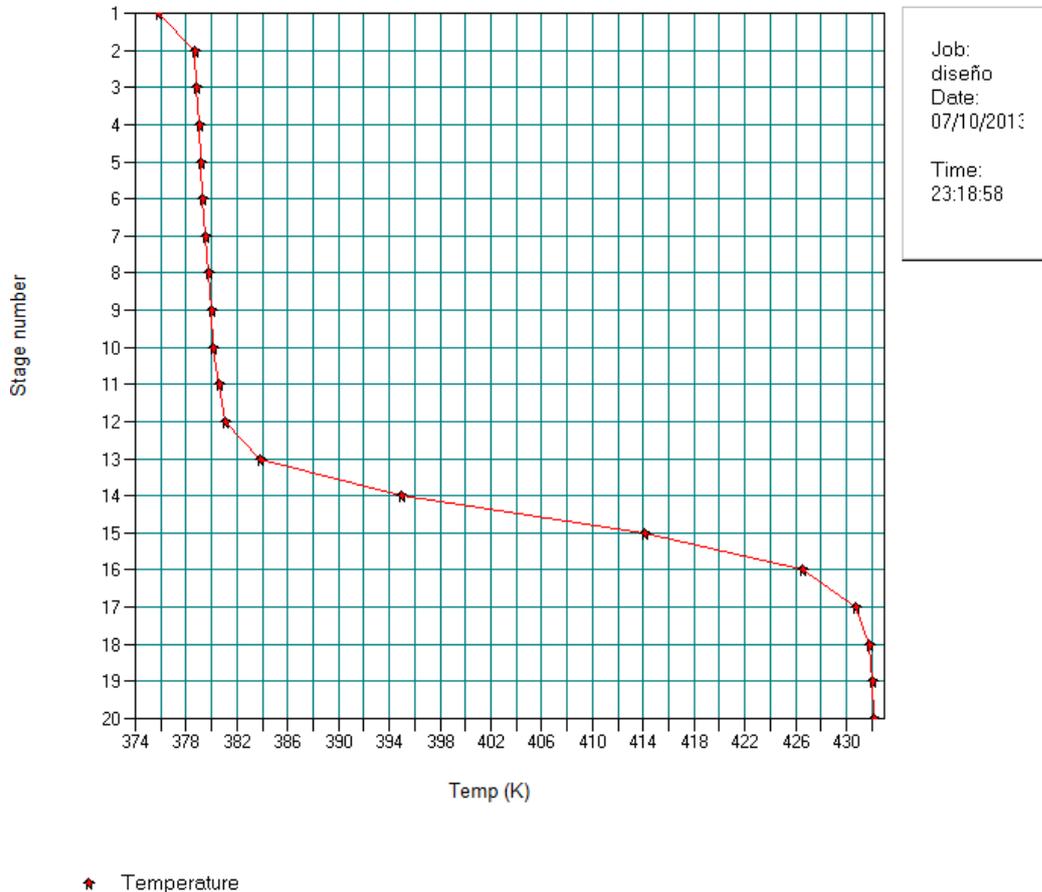
donde " μa " es la viscosidad molar promedio del líquido en mN s/m² y "aa" es la volatilidad relativa promedio del clave ligero.

Mediante chemcad se obtiene un valor de 45% para E₀ y para Z un valor de 6.77 m. Con estos valores se obtiene una altura total de la columna de 9.358 m.

- Hidráulica de platos:

Mediante chemcad se obtiene una eficiencia de plato de 0.43, de esta manera se calcula mediante el simulador unas 20 etapas, introduciendo la alimentación por la etapa número 10.

Tray Temperature Profile, Unit 14



Los valores recomendados para el diseño hidrodinámico de la columna de destilación se encuentran en la siguiente tabla:

Parámetro	Símbolo	Valor recomendado	Opciones
Espaciado entre platos	t_s	24''	12''(mínimo práctico)-48'' (máximo)
Espesor del plato	t_d	0.078''	$0.4 < t_d/d_h < 0.7$
Diámetro de las perforaciones	d_h	3/8''	1/8'' (mínimo)-1'' (máximo)
Altura del rebosadero	h_w	2''	1/2''(mínimo)-6'' (máximo)
Número de pasos	N_p	1	1 (mínimo)- $0.377 (AT)^{0.5}$ (máximo)
Factor de inundación	F_f	0.82	0.65 (vacío)-0.82 (máximo)
Factor de goteo	W_f	0.6	Para una flexibilidad $T = 2$
Factor de espuma	S_f	1 (normal)	0.85 (modernamente espumante); 0.73(espumante); 0.6 (muy espumante); 0.3 (espuma estable)

En este caso se han empleado:

- Número de pasos: 1
- Factor de espuma: 1
- Factor de inundación: 0.8
- Espaciado entre platos: 0.6096 m
- Espesor del plato: 0.002
- Altura del rebosadero: 0.0508 m
- Distancia entre perforaciones: 0.0095 m

- *Velocidad de inundación:*

Se calcula mediante la ecuación de Souders-Brown:

$$u_{nf} = C_{sb} S_f \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5}$$

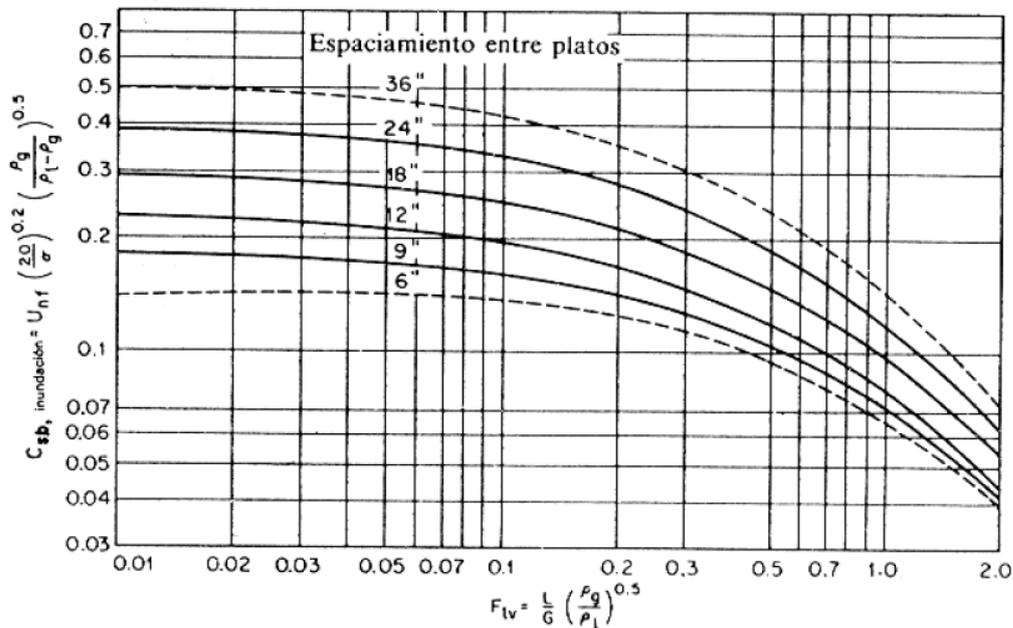
Donde:

u_{nf} = velocidad lineal de inundación del gas, ft/s

ρ_L, ρ_G = densidad de líquido y gas respectivamente, lb/ft³

S_f = factor de espuma, (adim)

C_{sb} = parámetro de capacidad. Se obtiene mediante la gráfica:



donde la abscisa es el parámetro de flujo Flv donde:

L, G = caudales máxicos de líquido y gas respectivamente, kg/h caudal máxico

ρ_L, ρ_G = densidad de líquido y gas respectivamente, kg/m³

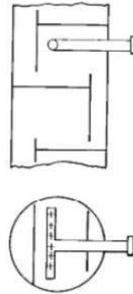
Velocidad del gas de diseño (U_s):

$$U_s = 0,85 \cdot U_{nf}$$

Chemcad nos proporciona dicho valor, siendo el mismo de 0.046 m/s

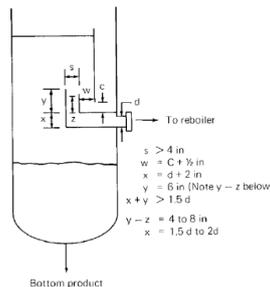
- Diseño de los dispositivos que conforman la columna:

a) Diseño alimentaciones intermedias de las columnas. Elegimos el siguiente, ya que es el más adecuado debido a su gran diámetro. Se usa en columnas donde la longitud de rebosadero excede 5 ft. Las aperturas del distribuidor deben estar orientadas 45° desde la vertical al rebosadero.



b) Dispositivo de fondo de la columna.

Se va a utilizar un dispositivo con deflector y de un paso por el rehervidor, estos equipos se utilizan normalmente con hervidores termosifonados en grandes columnas (> 3 ft in de diámetro). Estos dispositivos proporcionan un flujo constante de líquido al rehervidor. Esta característica es muy importante en sistemas a vacío para un funcionamiento estable del termosifón. El dispositivo de un paso por el hervidor solo se puede usar cuando la cantidad de líquido vaporizada es menor del 20-30 por ciento de la cantidad de líquido que desciende por la columna. Esto se debe a que la termosifonación está limitada a una vaporización del 20 al 30%.



- Diseño mecánico:

En la torre de destilación se producen transformaciones físicas de las sustancias, por tanto son consideradas recipientes a presión, ya que se encuadran entre los aparatos constituidos por una envolvente metálica que es capaz de contener un fluido líquido o gaseoso, cuyas condiciones de presión y temperatura son distintas a las del medio ambiente.

Todo recipiente a presión consta de:

- Envoltente (Cubierta y Cabezales)
- Dispositivos de sujeción o apoyo
- Conexiones
- Accesorios

Envoltente:

Es una envoltura metálica que forma propiamente el recipiente. Los aparatos cilíndricos son los más utilizados, y en ellos la envoltente está formada, básicamente,

por dos elementos: la parte cilíndrica (carcasa) y los fondos o cabezales. Si la cubierta está constituida por varios cilindros de diversos diámetros, la unión entre ellos se realiza generalmente por figuras troncocónicas que realizan la transición.

Cubierta:

La cubierta está formada por una serie de virolas soldadas unas con otras, y la suma de las alturas de los cilindros obtenidos por las virolas es la requerida por la cubierta.

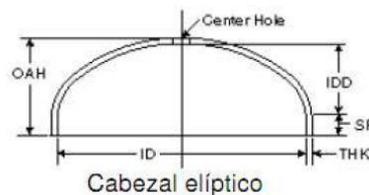
Las cubiertas pueden ser además de simples o estar compuestas por un metal y un revestimiento interno o externo, de diversa naturaleza y función:

- **Vitrificada:** Se usan para el contacto con atmósferas corrosivas. Las bocas y accesorios internos no deben vitrificarse
- **Refractarios:** Permiten reducir costes cuando la temperatura excede la del uso de los metales comunes. Se refrigeran bien con aire o con camisas de agua.

Cabezales:

Los cabezales o fondos son las etapas que cierran la carcasa. Normalmente son bombeados. En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a una cilíndrica, que es la cubierta; esta línea de transición está sometida a grandes tensiones axiales y es por tanto, el punto más débil de los recipientes; así que no es aconsejable realizar la soldadura de unión fondo cubierta en esta línea.

De entre todos los tipos de cabezales existentes son los elípticos los más idóneos para el diseño de las torres de extracción y destilación, ya que en ambas operaciones se trabaja a baja, media presión. Son los fondos formados por una elipse de revolución. Los fondos empleados son los elípticos con relación de ejes 2:1.



Dispositivos de sujeción y apoyo:

Todos los recipientes están sometidos a diversas cargas, el peso propio, peso del líquido en operación normal, peso de todos los accesorios internos o externos, cargas debido al viento, incluso, las cargas debidas a un terremoto. Es por esto, por lo que todo recipiente debe ser soportado.

Los dispositivos de apoyo, así como los pernos de anclaje que los fijan al suelo o estructura portante, deben estar dimensionados para que resistan cada una de las condiciones de carga posible del recipiente.

Las dos columnas son recipientes verticales, por tanto, los dispositivos de apoyo pueden ser patas, faldón cilíndrico o cónico o ménsulas.

De entre todos estos dispositivos, es el faldón cilíndrico o cónico el tipo de apoyo más utilizado para torres y recipientes de tamaño medio y grande. Ya que estos recipientes no pueden ser soportados por patas, tanto por su tamaño como por tener que transmitir esfuerzos grandes.

Los faldones cilíndricos consisten en un cilindro soldado al fondo, repartiéndose la carga a lo largo del perímetro de la circunferencia de la soldadura, evitando

concentraciones de esfuerzos en la envolvente y disminuyendo la presión transmitida al suelo.

Los pernos de anclaje se sitúan a lo largo del perímetro de la circunferencia de apoyo y a una distancia entre 400 mm y 600 mm, según el tamaño y el número requerido. En todo caso, el número de pernos deberá ser múltiplo de 4 (4, 8, 12, 20, 24).

Para evitar momentos debidos al peso del recipiente se debe realizar el faldón de forma que su diámetro medio coincida con el diámetro medio de la cubierta.

Al diseñar el faldón se ha de tener en cuenta que ha de incluirse un acceso a su interior y unas ventilaciones para evitar la acumulación de gases en su parte interna.

Conexiones:

Todo recipiente debe tener como mínimo una conexión de entrada del fluido y otra de salida, aunque siempre tienen muchas más. Seguidamente se indican los servicios más comunes que precisan conexiones en el recipiente:

- Den entrada y salida de fluidos
- Para instrumentos, como manómetros, termómetros, indicadores o reguladores de nivel.
- Para válvula de seguridad
- Para servicios tales como drenaje, venteo, de limpieza, paso de hombre, paso de mano, etc.

Salvo en casos excepcionales, las conexiones se realizan embridadas, ya que permiten su montaje sin tener que realizar ningún corte ni soldadura. Solamente en casos de fluidos extremadamente tóxicos, o altamente explosivos en contacto con el aire, se realizan las conexiones soldadas. Se ha realizado el diseño con conexiones embridadas.

Las diversas partes que conforman la conexión embridada son las siguientes:

- Tubuladura
- Placas de refuerzo
- Brida
- Pernos y turcas
- Juntas o guarniciones
- Tapas o bridas ciegas para las conexiones de servicios

Accesorios externos:

Los más comunes son:

- Soportes de instalación del aislamiento
- Anclajes para aplicación de protección contra incendios
- Soportes de escalera y plataformas
- Soportes para tuberías
- Pescantes

Material:

Para esta columna seleccionaremos acero al carbono para platos y envolventes debido a que es el más económico para las condiciones de corrosión, presión y temperatura en los que la columna trabajará.

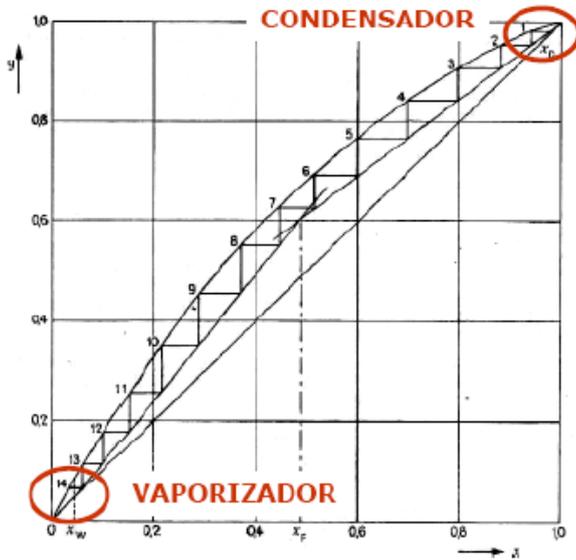
2.14.4. Hoja de especificaciones

	<p>HOJA DE ESPECIFICACIONES</p>		<p>Item n° T-102</p>
<p>Cliente: Universidad Politécnica de Cartagena</p>			
<p>Dirección:</p>			
<p>Localización de planta: Polígono Industrial</p>		<p>Fecha: 01/07/2013</p>	
<p>CONDICIONES DE OPERACIÓN</p>			
<p>Corriente del proceso</p>			
Caudal de entrada (Kmol/h)	12542.26	Temperatura cabeza (K)	375.8
Fracción vapor	0	Temperatura fondo (K)	432.1
Caudal cabeza (kg/h)	11551.12	Presión entrada (atm)	0,25
Caudal fondo (kg/h)	991.14	Presión cabeza (atm)	0,25
Relación de reflujo	0,4452	Presión fondo (atm)	0,25
Temperatura entrada (K)	380.1	Tipo de columna	De platos
<p>DISEÑO DEL PLATO</p>			
N° de platos	20	Área de plato (m2)	1.824
Eficiencia (%)	43	Espesor del plato (m)	0,002
Plato de alimentación	10	Área efectiva del plato (m2)	1.794
Tipo de plato	V-1	Área de orificios (m2)	0,341
Espaciado entre platos (m)	0,61	Material	Acero al carbono
Longitud del bajante (m)	1,08	Caída de presión (atm)	0,006
Altura del vertedero (m)	0,051		
<p>DIMENSIONES DE LA COLUMNA</p>			
Diámetro de la columna (m)	4,883	Altura total columna (m)	9,58
Diámetro interior cubierta (m)	4,886	Caída presión total (atm)	0,112
<p>DIMENSIONES DE LA COLUMNA</p>			
Espesor cubierta (m)	0,003	Espesor cabezal (m)	0,003
Cabezales	Elíptico	Apoyo y sujeciones	Faldón
<p>MATERIALES</p>			
Cubiertas	Acero al carbón		
Cabezales	Acero al carbón		
Toberas	Acero al carbón		
<p>NOTAS</p>			

2.15. Condensador E-108.

El condensador E-108 es un intercambiador de calor que se encarga de condensar parte de lo obtenido por cabeza de la columna T-102 y devolverlo a la misma.

Se trata de la primera etapa teórica de la columna.

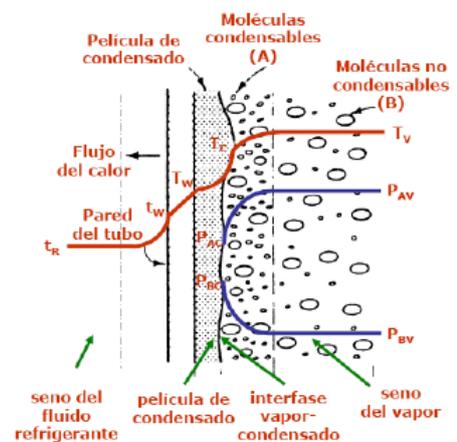


Gráfica para condensador y vaporizador

Cuando el vapor es una mezcla multicomponente o contiene un gas incondensable, la concentración de moléculas condensantes es menor en las proximidades de la interfase condensado-vapor y las moléculas no condensantes se concentran en esta zona.

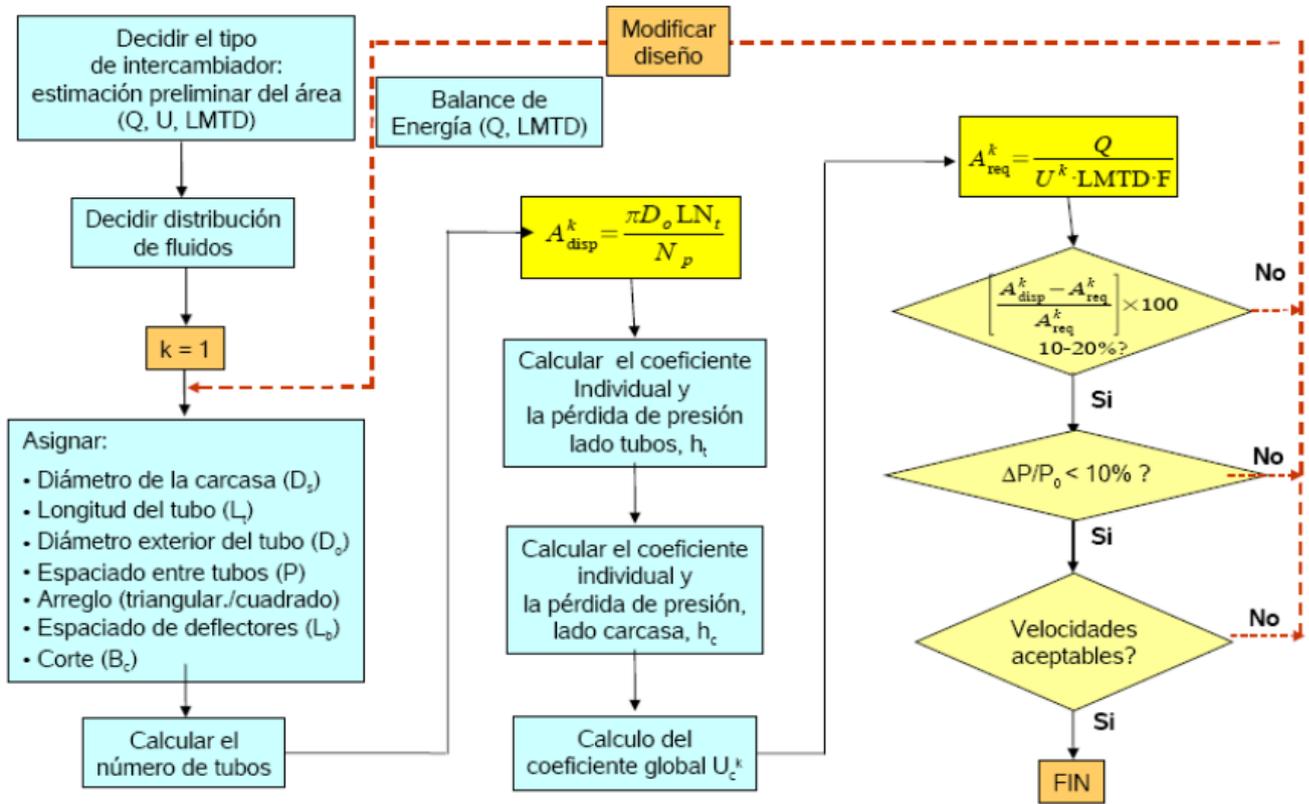
Este gradiente hace que $T_V \neq T_C$ y por tanto existen dos resistencias a la transmisión del calor: una en la película estacionaria en el vapor y otra formada por la propia película de condensado.

$$dQ = h_v(T_v - T_c) + h_{cf}(T_c - T_w)$$



2.15.1. Diseño.

El esquema a seguir es:



Distribución de los fluidos.
Basándonos en la siguiente tabla:

Variable	Localización recomendada	Criterio
Fluido corrosivo	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido sucio	Tubos	Mejor control de la velocidad y mantenimiento
Alta temperatura	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Alta presión	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido viscoso	Carcasa	Mayores coeficientes de transferencia
Caudal grande	Tubos	Diseño mas económico

Como podemos observar en general condiciones adversas en alguno de los fluidos obligan a situarlo en los tubos por ser esta zona de diseño más económico.

Para el E-108 dispondremos el agua de refrigeración a 5 atm y 283 K por los tubos por tener esta una mayor presión que la corriente de proceso (0.25 atm).

Una vez elegida la distribución de fluidos el software de simulación Chemcad en modo diseño nos proporciona un diseño preliminar usando las siguientes ecuaciones:

Estimación del área:

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$$

Usamos la formula

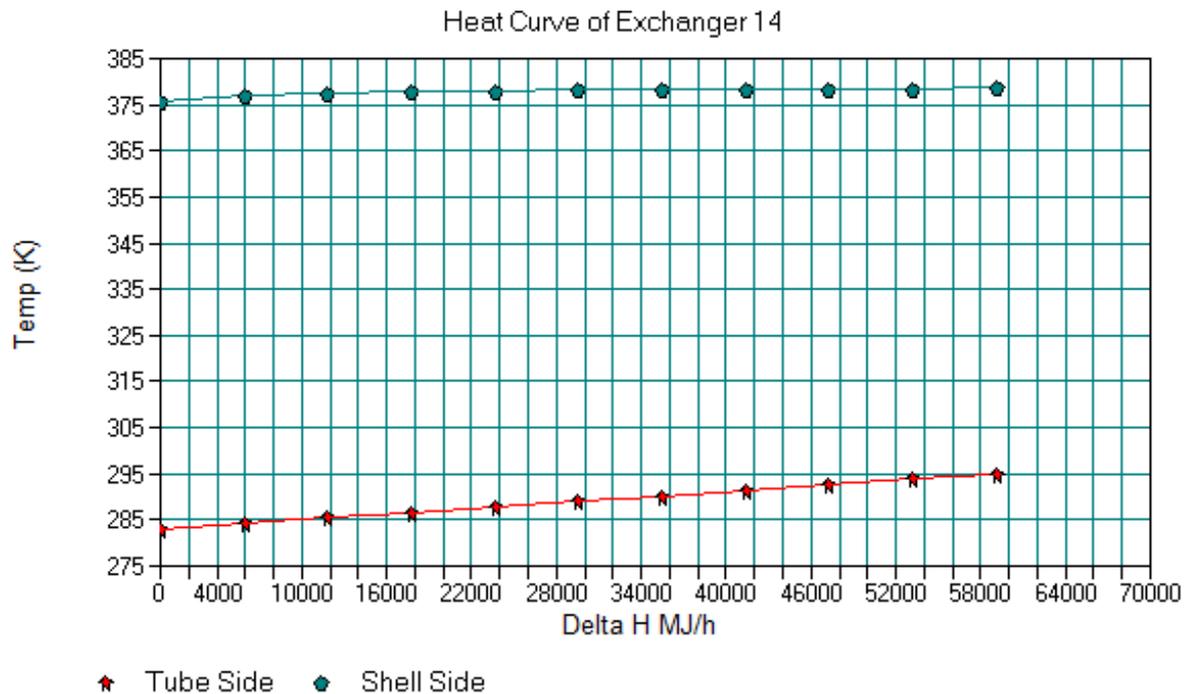
Donde A es el área estimada de intercambio de calor.

Q es el calor intercambiado.

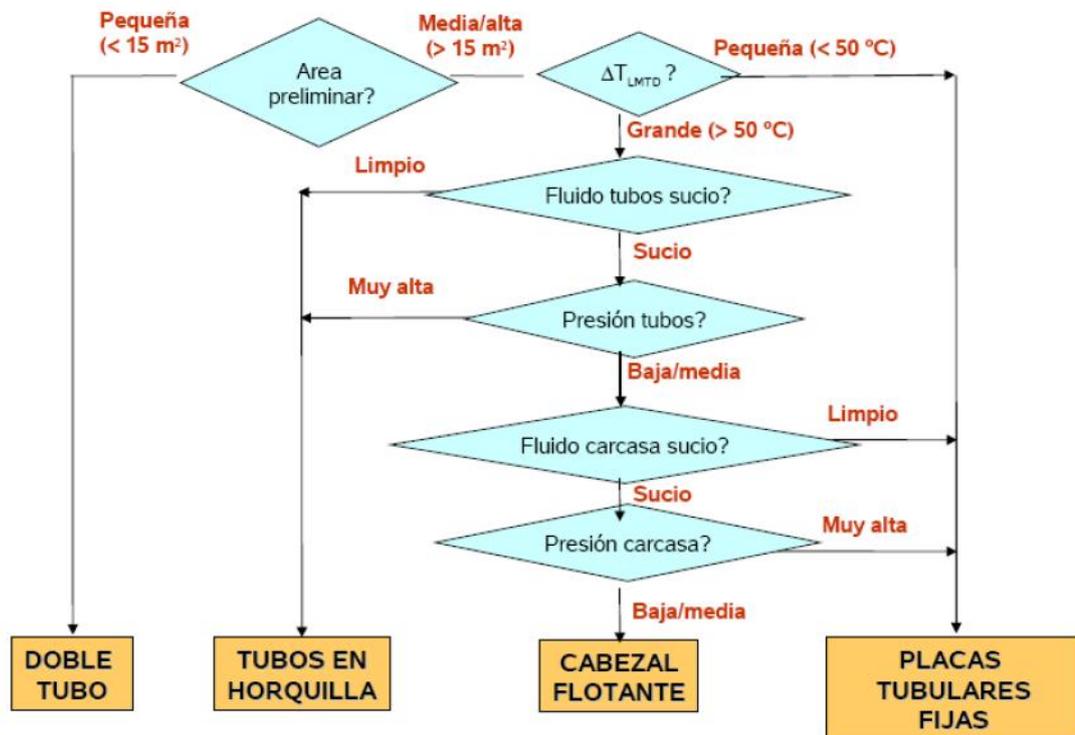
U es el coeficiente de intercambio de calor.

LMTD es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

Con los datos introducidos CHEMCAD nos dibuja la siguiente gráfica con la curva de calor.



Una vez que tenemos nuestro diseño preliminar elegiremos un tipo u otro de intercambiador de carcasa y tubo. Para ello nos basamos en el siguiente algoritmo.

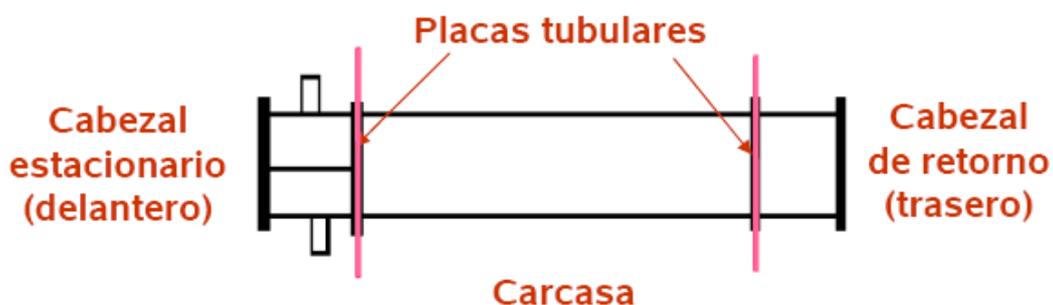


Para el caso del E-108 utilizaremos un intercambiador de carcasa y tubo de placas tubulares fijas.

Elementos.

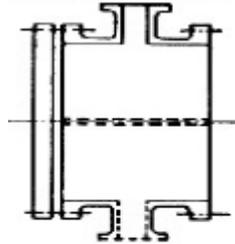
Clasificación TEMA.

La TEMA (“Tubular Exchanger Manufacturers Association”) ha establecido un código de tres letras que describe como son cada uno de los tres componentes principales de un intercambiador.



La primera letra define al cabezal estacionario la segunda, a la carcasa y la tercera letra define el cabezal de retorno.

De las posibles configuraciones existentes para el intercambiador de calor para el E-108 elegimos la AEL.



Tipo A
(carrete)

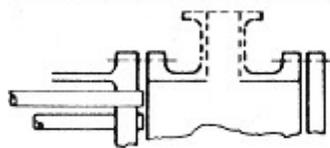
El cabezal de tipo A (carrete) es el elegido para el cabezal estacionario del E-108 por ser el más económico y permite acceso al lado de los tubos para su mantenimiento (fluido sucio) además nuestra aplicación no presenta grandes presiones que obliguen a seleccionar otro tipo de cabezal estacionario.



Tipo E

Para la carcasa se ha seleccionado una de tipo E ya que tenemos un solo paso por carcasa en nuestro proceso y además no se requiere minimizar las pérdidas de presión.

Es el tipo de carcasa más utilizado en la industria.



Tipo L
(igual que el A)

Para el cabezal de retorno se ha escogido el de tipo L complementario al A, con este cabezal de retorno el haz de tubos queda fijado por ambos

extremos a las placas tubulares por lo que se les llama cambiadores de placas tubulares fijas que era el tipo de cambiador seleccionado.

Esta configuración minimiza las fugas algo importante en este intercambiador ya que tenemos que calentar benceno que es tóxico.

Geometría del intercambiador.

Para el intercambiador E-108 se obtienen los siguientes parámetros geométricos:

Tubos

- ❖ Número de tubos: 194.
- ❖ Longitud de tubo: 3.66 m.
- ❖ Diámetro exterior de tubo: 0.0191 m.
- ❖ Diámetro interior de tubo: 0.00157 m.
- ❖ Distribución de los tubos: arreglo triangular.
- ❖ Número de pasos por los tubos: 1.
- ❖ Velocidad en el lado de los tubos: 8.64 m/s.

Carcasa

- ❖ Diámetro de la carcasa: 0.39 m
- ❖ Corte de los deflectores: 10 %.
- ❖ Espaciado de los deflectores: 1.75
- ❖ Tipo de deflectores: segmentado simple
- ❖ Número de deflectores: 2.
- ❖ Velocidad en el lado de la carcasa: 1.84 m/s.

Deflectores.

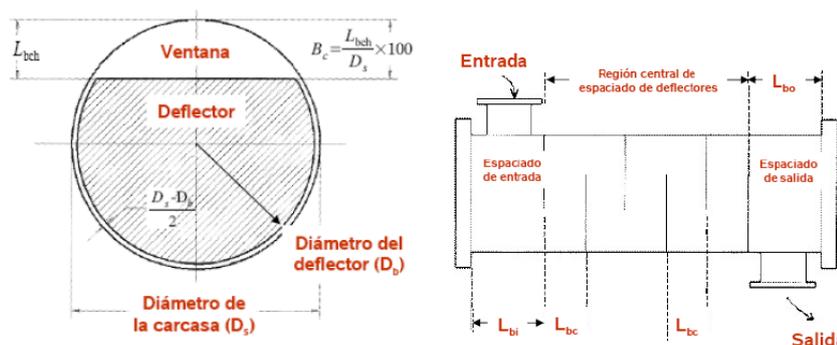
Los deflectores tienen como función principal el guiar al fluido que circula por la carcasa, aumentando mediante su correcto diseño el coeficiente de transmisión de calor.

Existen tres tipos de deflectores: Helicoidales, De Varillas, y Segmentados.

Características	Deflectores segmentados	Helicoidales	De varillas
Buena pérdida de carga	No	Si	Si
Alto coeficiente de transmisión de calor	Si	Si	No
Bajo ensuciamiento	No	Si	Si
Facilidad de limpieza	Con arreglo cuadrado	Con arreglo cuadrado	Si
Alta eficiencia	No	No	Si
Bajas vibraciones	Con diseños especiales	Con doble hélice	SI

Los dos parámetros fundamentales en relación con los deflectores son el corte del deflector (Bc) y el espaciado entre deflectores (Lb).

- El corte del deflector se expresa como un porcentaje respecto del diámetro de la carcasa.
- El corte del deflector oscila entre el 15 y el 45%
- Cortes demasiado pequeños o demasiado grandes son negativos para la transmisión del calor pues se desvían de la situación ideal.
- No debe utilizarse cortes por encima del 35% para disminuir la pérdida de presión en la carcasa. En ese caso sustituir los deflectores segmentados por doblemente segmentados o incluso cambiar el tipo de carcasa por otra que genere menos pérdida de presión como una carcasa H o una X



----- **TANCOR PEREZ**

Para este intercambiador utilizaremos deflectores segmentados simples.

Validación del diseño.

Para que el diseño sea válido se tiene que cumplir que las velocidades en ambos lados tanto carcasa como tubos sea inferior a 3 m/s y que el exceso de área de intercambio este entre 10 y 20 %. Como podemos observar en nuestro caso las velocidades en ambos lados son correctas y el exceso es 18.44 % ya que el área requerida es 35.04 m² y el área efectiva de transferencia de calor es 41.51 m².

Sobredimensionamiento:

$$S = \frac{A_{\text{disponible}} - A_{\text{requerida}}}{A_{\text{requerida}}} \cdot 100$$

Velocidad en los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

Velocidad en la carcasa:

$$u_s = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

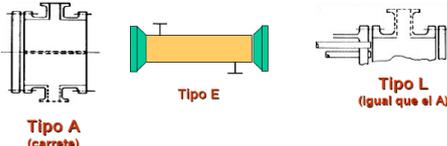
En caso de no obtener un diseño valido habría que cambiar parámetros siguiendo la siguiente tabla:

	Efecto del aumento en							
	Díametro de la carcasa (*)	Longitud de los tubos	Diámetro exterior del tubo (**)	Espaciado entre tubos (solo)	Espesor del tubo (BWG)	Numero de pasos	Espaciado entre deflectores (solo)	Corte de los deflectores (***)
Sobredimensionado	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	
(Δ P/P0), tubos	↓	↑	↓	↑	↑	↑	NA	
(Δ P/P0), carcasa	↓	↑	↓	↓	NA	NA	↓	
Velocidad, tubos	↓	NA	↓	↑	↑	↑	NA	
Velocidad, carcasa	↓	NA	NA	↓	NA	NA	↓	

↑ = aumenta
↓ = disminuye
NA = no afecta

(*) Cuando se varia el diámetro de la carcasa se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel
 (**) Cuando se varia el diámetro de los tubos se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel
 (***) El efecto del corte de los deflectores solo puede estimarse con el método Bell-Delaware

2.15.2 Hoja de especificaciones

	<p>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</p>	<p>Item N° : E-108</p>	
<p>Cliente: Universidad Politécnica Cartagena Referencia n°:</p>			
<p>Dirección:</p>		<p>Prop. n°:</p>	
<p>Localización de la planta:</p>		<p>Fecha: 01/07/2013</p>	
<p>DATOS DE DISEÑO</p>			
<p>Calor intercambiado (MJ/h):7083.38</p>			
<p>LMTD (Corregido): 90.79</p>			
<p>Área requerida (m²): 35.04</p>			
<p>TEMA: AEL</p>			
<p>Deflectores: 2</p>			
<p>Corte (%): 10</p>			
<p>Disposición: Vertical</p>			
<p>Tipo: Segmentados simple.</p>			
<p>Sobredimensionamiento (%): 18.50</p>			
<p>Área disponible (m²): 41.5</p>			
<p>DISEÑO DE TUBOS</p>		<p>DISEÑO DE CARCASA</p>	
<p>Tipo de tubo: Bare</p>	<p>Tipo de carcasa: A - 285 - C</p>		
<p>Material: Acero al carbono</p>	<p>Tipo de cabezal: A - 285 - C</p>		
<p>Número de tubos: 194</p>	<p>Tipo de cubierta: A - 285 - C</p>		
<p>Diámetro exterior (m): 0.0191</p>	<p>Disposición: Horizontal</p>		
<p>Diámetro interior (m): 0.00157</p>	<p>Diámetro exterior (m): 0.41</p>		
<p>N° de paso: 1</p>	<p>Diámetro interior (m): 0.39</p>		
<p>Espesor (mm): 1.5</p>	<p>N° de pasos: 1</p>		
<p>Longitud (m): 3.66</p>	<p>Presión de diseño (atm): 0.25</p>		
<p>Espaciado (mm): 0.02</p>	<p>Velocidad (m/s): 1.84</p>		
<p>Presión de diseño (atm): 5</p>	<p>N° de intercambiadores: 1</p>		
<p>MATERIALES</p>			
<p>Carcasa:</p>	<p>Acero al carbono</p>	<p>Tubos:</p>	<p>Acero al carbono</p>
<p>Cabezales:</p>	<p>Acero al carbono</p>	<p>Deflectores:</p>	<p>Acero al carbono</p>

2.16. Rehervidor E-109.

El rehervidor E-109 es el encargado de calentar parte del destilado obtenido de la columna T-102 y devolverlo a la columna. Teniendo en cuenta que esta vez el fluido entrante es líquido que sale como vapor, sin que se produzca una disminución de la temperatura, sino solamente un cambio de fase.

Corriente proceso:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	431	432
Presión (atm)	0.25	0.25
Flujo molar (kmol/h)	102.7532	102.7532
Flujo másico total (kg/h)	12542.26	12542.26
Fracción molar de vapor	0	0.96

Composición:

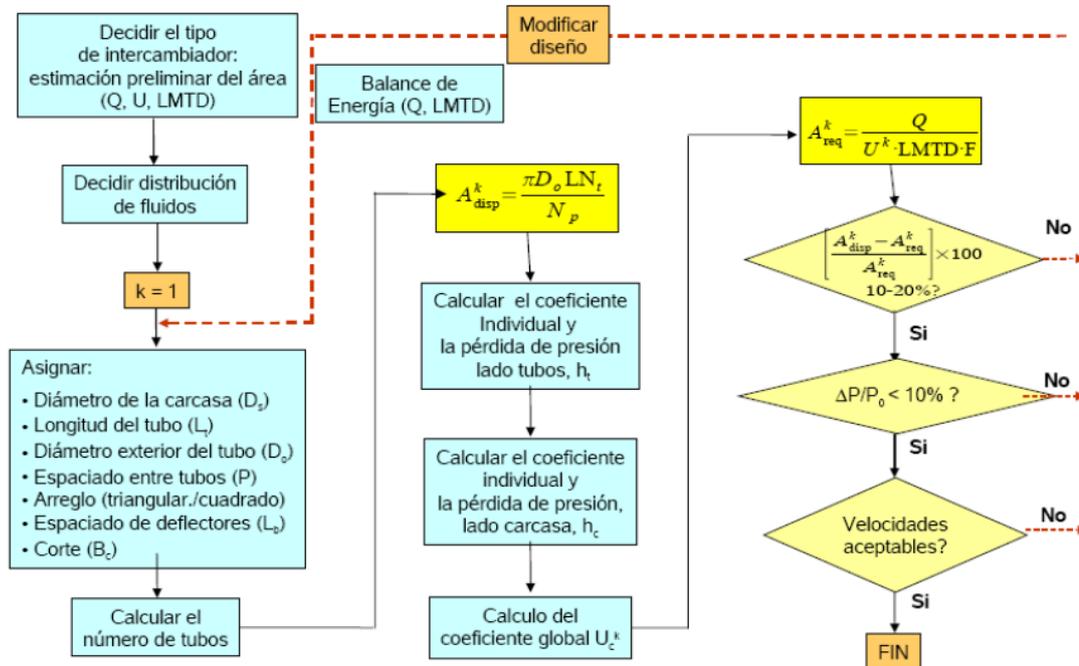
	% en peso	Flujo Másico (kg/h)
Propano	0	0
Propileno	0	0
Benceno	1.240845e-021	1.371285e-018
Cumeno	0.1032426	114.0957
DIPB	0.8967574	991.0262

Corriente vapor de agua para calentar:

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	458.7	458.7
Presión (atm)	11.2	11.0
Flujo molar (kmol/h)	167.71	167.71
Flujo másico total (kg/h)	3021.33	3021.33
Fracción molar de vapor	1	1

2.16.1. Diseño.

El esquema a seguir es:



Distribución de los fluidos.

Basándonos en la siguiente tabla:

Variable	Localización recomendada	Criterio
Fluido corrosivo	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido sucio	Tubos	Mejor control de la velocidad y mantenimiento
Alta temperatura	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Alta presión	Tubos	Se necesitan menos componentes costosos en los tubos
Fluido viscoso	Carcasa	Mayores coeficientes de transferencia
Caudal grande	Tubos	Diseño mas económico

Como podemos observar en general condiciones adversas en alguno de los fluidos obligan a situarlo en los tubos por ser esta zona de diseño más económico.

Para el E-109 dispondremos el vapor de agua por los tubos por tener una mayor presión, 11.2 atm, que el fluido de proceso.

Una vez elegida la distribución de fluidos el software de simulación Chemcad en modo diseño nos proporciona un diseño preliminar usando las siguientes ecuaciones:

Estimación del área:

$$A = \frac{Q}{U \cdot LMTD}$$

Usamos la formula

Donde A es el área estimada de intercambio de calor.

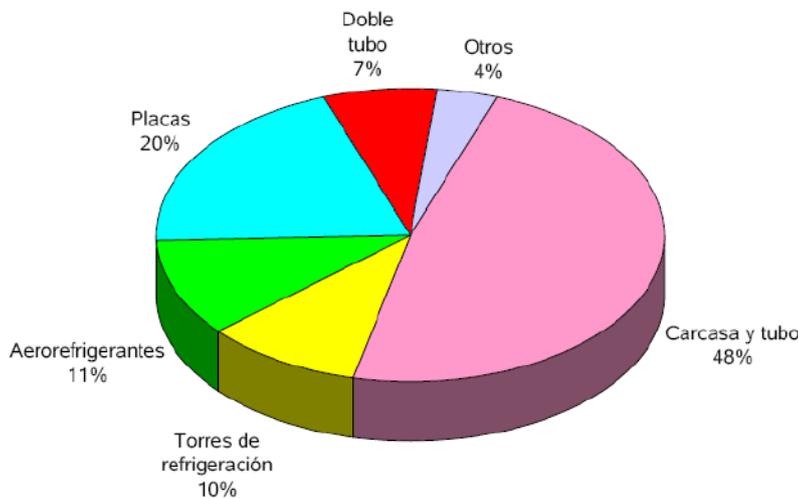
Q es el calor intercambiado.

U es el coeficiente de intercambio de calor.

LMTD es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

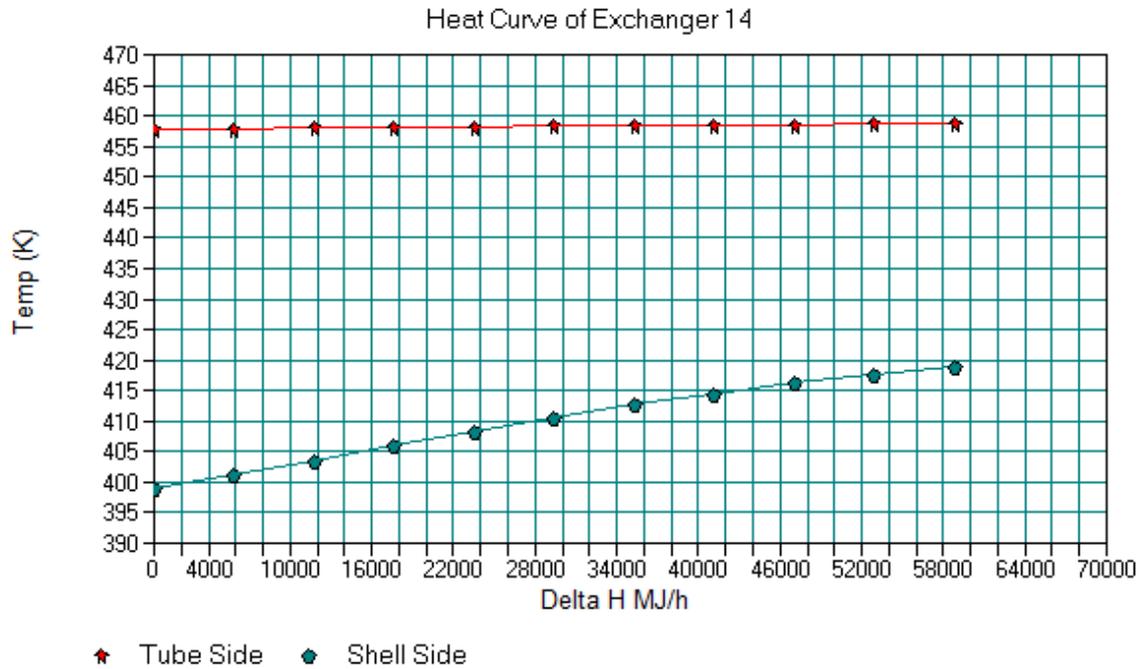
Vamos a elegir un intercambiador de carcasa y tubos, ya que es el más utilizado en la industria, debido a las ventajas que dicho intercambiador posee.

- Diseños robustos y extremadamente flexibles
- Fáciles de mantener y reparar
- Pueden diseñarse para desmantelarse por mantenimiento
- Existen muchos suministradores

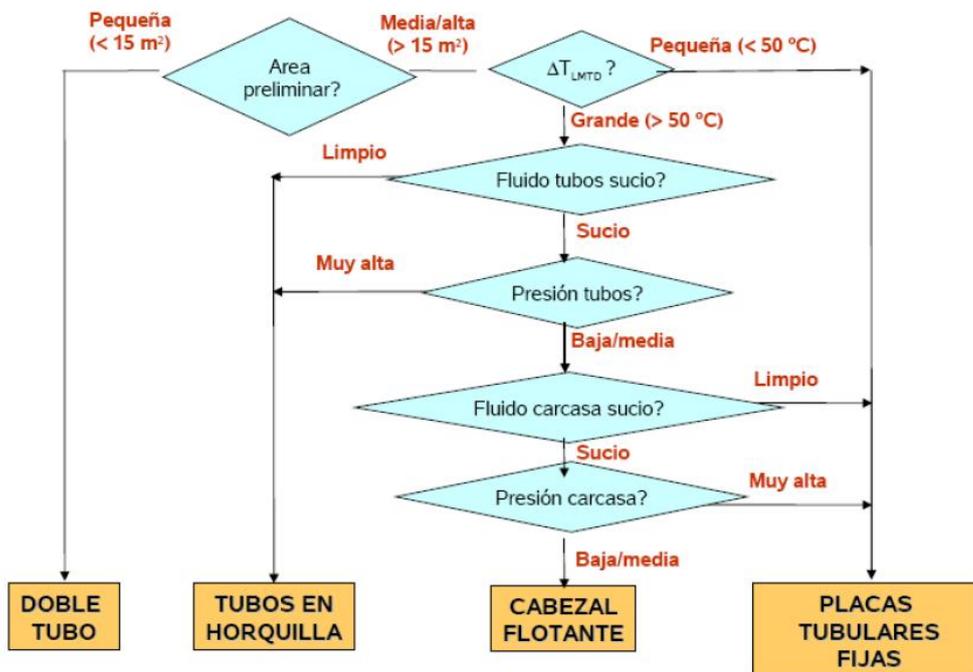


Intercambiadores más usados en la industria.

Con los datos introducidos CHEMCAD nos dibuja la siguiente gráfica con la curva de calor.



Una vez que tenemos nuestro diseño preliminar elegiremos un tipo u otro de intercambiador de carcasa y tubo. Para ello nos basamos en el siguiente algoritmo.

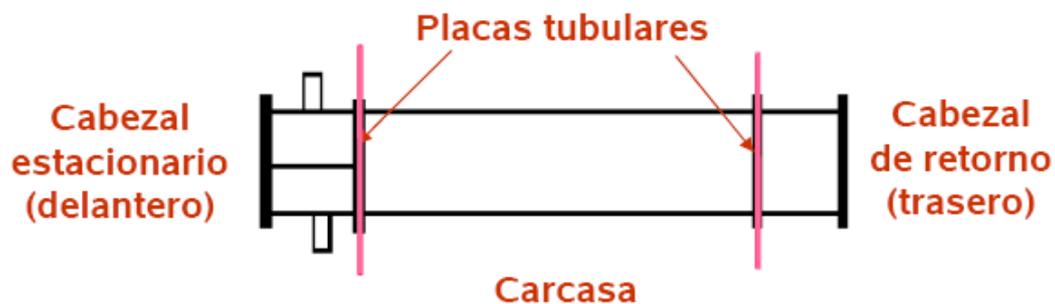


Para el caso del E-109 utilizaremos un intercambiador de carcasa y tubo de placas tubulares fijas.

Elementos.

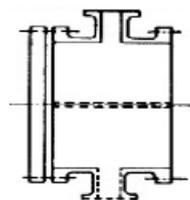
Clasificación TEMA.

La TEMA ("Tubular Exchanger Manufacturers Association") ha establecido un código de tres letras que describe como son cada uno de los tres componentes principales de un intercambiador.



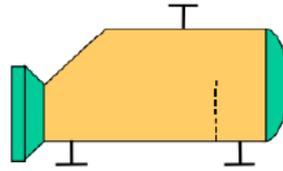
La primera letra define al cabezal estacionario la segunda, a la carcasa y la tercera letra define el cabezal de retorno.

De las posibles configuraciones existentes para el intercambiador de calor para el E-109 elegimos la AKT.



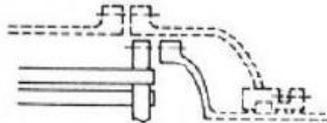
Tipo A
(carrete)

El cabezal de tipo A (carrete) es el elegido para el cabezal estacionario del E-109 por ser el más económico y permite acceso al lado de los tubos para su mantenimiento (fluido sucio) además nuestra aplicación no presenta grandes presiones que obliguen a seleccionar otro tipo de cabezal estacionario.



Tipo K

La carcasa tipo K es una carcasa de flujo cruzado, empleada en los evaporadores de marmita (Kettle). Se caracteriza por presentar un espacio superior para la separación del vapor en forma de una carcasa de mayor diámetro.



Tipo T
(cabezal flotante
de arrastre
"pull-through")

El cabezal de retorno es de tipo T, se trata de un cabezal flotante extraíble, en éste, el haz de tubos se puede retirar del casco sin desmontar ni la cubierta del casco ni la del cabezal flotador. Esta característica reduce el tiempo de mantenimiento durante la inspección y las reparaciones.

Geometría del intercambiador.

Para el intercambiador E-109 se obtienen los siguientes parámetros geométricos:

Tubos

- ❖ Número de tubos: 574
- ❖ Longitud de tubo: 2.44 m.
- ❖ Diámetro exterior de tubo: 0.019 m.
- ❖ Diámetro interior de tubo: 0.016 m.
- ❖ Distribución de los tubos: arreglo triangular.
- ❖ Número de pasos por los tubos: 1.
- ❖ Velocidad en el lado de los tubos: 0.19 m/s.

Carcasa.

- ❖ Diámetro de la carcasa: 1.23 m
- ❖ Corte de los deflectores: 15 %.
- ❖ Espaciado de los deflectores: 0.15
- ❖ Tipo de deflectores: segmentado simple
- ❖ Número de deflectores: 12
- ❖ Velocidad en el lado de la carcasa: 1.59 m/s.

Deflectores.

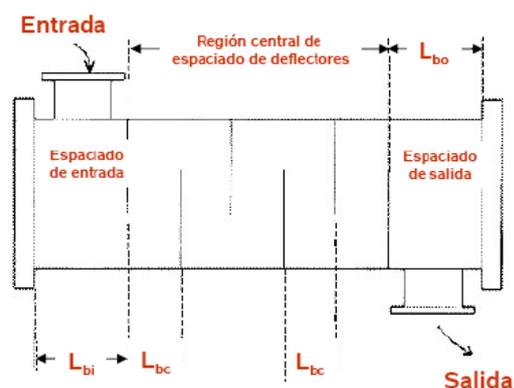
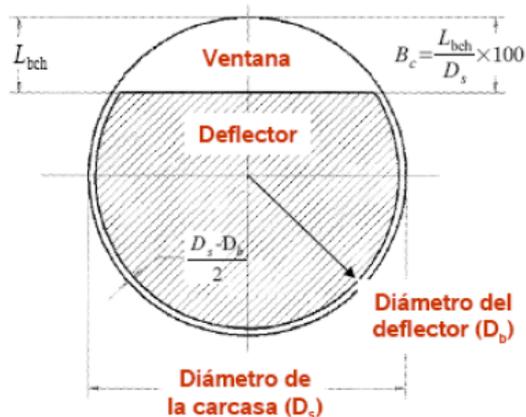
Los deflectores tienen como función principal el guiar al fluido que circula por la carcasa, aumentando mediante su correcto diseño el coeficiente de transmisión de calor.

Existen tres tipos de deflectores: Helicoidales, De Varillas, y Segmentados.

Características	Deflectores segmentados	Helicoidales	De varillas
Buena pérdida de carga	No	Si	Si
Alto coeficiente de transmisión de calor	Si	Si	No
Bajo ensuciamiento	No	Si	Si
Facilidad de limpieza	Con arreglo cuadrado	Con arreglo cuadrado	Si
Alta eficiencia	No	No	Si
Bajas vibraciones	Con diseños especiales	Con doble hélice	SI

Los dos parámetros fundamentales en relación con los deflectores son el corte del deflector (B_c) y el espaciado entre deflectores (L_b).

- El corte del deflector se expresa como un porcentaje respecto del diámetro de la carcasa.
- El corte del deflector oscila entre el 15 y el 45%
- Cortes demasiado pequeños o demasiado grandes son negativos para la transmisión del calor pues se desvían de la situación ideal.
- No debe utilizarse cortes por encima del 35% para disminuir la pérdida de presión en la carcasa. En ese caso sustituir los deflectores segmentados por doblemente segmentados o incluso cambiar el tipo de carcasa por otra que genere menos pérdida de presión como una carcasa H o una X.



Para este intercambiador utilizaremos deflectores segmentados simples.

Validación del diseño.

Para que el diseño sea válido se tiene que cumplir que las velocidades en ambos lados tanto carcasa como tubos sea inferior a 3 m/s y que el exceso de área de intercambio este entre 10 y 20 %. Como podemos observar en nuestro caso las velocidades en ambos lados son correctas y el exceso es 14.07 % ya que el área requerida es 71.14 m² y el área efectiva de transferencia de calor es 81.15m².

Sobredimensionamiento:

$$S = \frac{A_{\text{disponible}} - A_{\text{requerida}}}{A_{\text{requerida}}} \cdot 100$$

Velocidad en los tubos:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

Velocidad en la carcasa:

$$u_s = \frac{G_t}{\rho} = \frac{W_t}{A_t \cdot \rho} = \frac{F_t \cdot M_m}{A_t \cdot \rho}$$

En caso de no obtener un diseño valido habría que cambiar parámetros siguiendo la siguiente tabla:

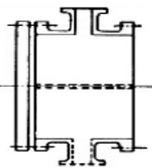
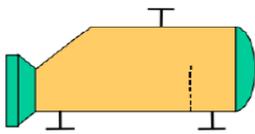
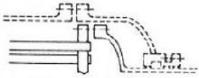
	Efecto del aumento en							
	Díametro de la carcasa (*)	Longitud de los tubos	Díametro exterior del tubo (**)	Espaciado entre tubos (solo)	Espesor del tubo (BWG)	Numero de pasos	Espaciado entre deflectores (solo)	Corte de los deflectores (***)
Sobredimensionado	↑	↑	↓	↓	↓	↓	↓	
(A/P/0), tubos	↓	↑	↓	↑	↑	↑	NA	
(A/P/0), carcasa	↓	↑	↓	↓	NA	NA	↓	
Velocidad, tubos	↓	NA	↓	↑	↑	↑	NA	
Velocidad, carcasa	↓	NA	NA	↓	NA	NA	↓	

(*) Cuando se varia el diámetro de la carcasa se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(**) Cuando se varia el diámetro de los tubos se modifica indirectamente el espaciado entre deflectores, pues este se expresa como un porcentaje de aquel

(***) El efecto del corte de los deflectores solo puede estimarse con el método Ball-Delaware

2.16.2 Hoja de especificaciones

	HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR	Item N° :E-109 Rehervidor Torre 2	
Cliente: Universidad Politécnica Cartagena Referencia n°:			
Dirección:		Prop. n°:	
Localización de la planta: 01/07/2013		Fecha:	
DATOS DE DISEÑO			
Calor intercambiado (MJ/h): 6050	 <p align="center">Tipo A (carrete)</p>  <p align="center">Tipo K</p>  <p align="center">Tipo T (cabezal flotante de arrastre "pull-through")</p>		
LMTD (Corregido): 26.53			
Área requerida (m²): 71.14			
TEMA: AKT			
Deflectores: 12			
Corte (%): 15			
Espacio entre deflectores (m): 0.15			
Tipo: Doblemente segmentados.			
Sobredimensionamiento: 14.07			
Disposición: Vertical			
DISEÑO DE TUBOS		DISEÑO DE CARCASA	
Tipo de tubo: Bare	Tipo de carcasa: A - 285 - C		
Material: Acero al carbono	Tipo de cabezal: A - 285 - C		
Número de tubos: 1800	Tipo de cubierta: A - 285 - C		
Diámetro exterior (m): 0.0191	Disposición: Horizontal		
Diámetro interior (m): 0.00174	Diámetro exterior (m): 3.05		
N° de paso: 2	Diámetro interior (m): 2.95		
Espesor (mm): 3	N° de pasos: 1		
Longitud (m): 2.4384	Presión de diseño (atm): 0.25		
Espaciado (mm): 0.02	Velocidad (m/s): 1.51		
Presión de diseño (atm): 11.2	N° de intercambiadores: 1		
MATERIALES			
Carcasa:	Acero al carbono	Tubos:	Acero al carbono
Cabezales:	Acero al carbono	Deflectores:	Acero al carbono

3. PRESUPUESTO

3.1. Introducción

El cálculo del coste de un equipo comprende el cálculo de un coste básico al que luego se le aplican unos factores de corrección (por material y por presión) y un factor de actualización al año de compra.

- 1.-Calcular el coste base del equipo
- 2.-Calcular el factor de corrección por material
- 3.-Calcular el factor de corrección por presión
- 4.-Calcular el coste de referencia
- 5.-Calcular el factor de actualización al 2006
- 6.-Calcular el coste definitivo del equipo

1.-Cálculo del coste base del equipo (Cp):

El cálculo del coste de un equipo comprende el cálculo de un coste básico, al que luego se le aplican unos factores de corrección (por material y por presión) y un factor de actualización al año de compra, factor de corrección CEPCI. Cabe señalar, que el valor de todas las constantes precisas para el cálculo del coste de cada equipo, así como el valor del factor de corrección CEPCI, se han obtenido del documento, ("Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes", autor R. Turton).

Para calcular el coste básico se utiliza la siguiente expresión:

$$\log C_p = K_1 + K_2 \log A + K_3 (\log A)^2$$

- K1, K2, K3= Son constantes que dependen del equipo. Consultar el libro de R. Turton "Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes"

- A = parámetro clave del equipo. En un reactor es el volumen, en un cambiador el área, en una columna el diámetro o el número de platos, etc...

El valor obtenido corresponde al coste del equipo construido en acero al carbono y para una presión de trabajo de 1 atm.

Dichos valores se pueden consultar en el Anexo

2.-Cálculo de la corrección por material (FM):

Si el equipo no está construido en acero al carbono es necesario obtener el valor de FM recogido en las tablas correspondientes. Dichos valores están recogidos en el anexo.

3.- Cálculo de la corrección por presión (Fp):

La corrección del coste base por efecto de la diferente presión de trabajo (Fp) se obtiene mediante:

$$\log F_p = C_1 + C_2 \log P + C_3 (\log P)^2$$

donde "C1", "C2" y "C3" son constantes que dependen del equipo y "P" es la presión de operación real del equipo en bar.

Valores vienen recogidos en el Anexo.

4.- Cálculo del coste de referencia (FBM):

Para el cálculo de este factor utilizamos la fórmula que se muestra a continuación:

$$C_{eq}^0 = C_p (B_1 + B_2 F_M F_P)$$

donde “B1” y “B2” son constantes que dependen del equipo, recogidas en el Anexo.

5.-Cálculo del factor de actualización:

Teniendo en cuenta la inflación, se debe actualizar el coste calculado al año presente. Existen varios índices de costes para los equipos en la industria química:

- 1.- Índice de Costes de Equipos de Marshall & Swift.
- 2- Índice de Costes de plantas de Ingeniería Química (CEPCI).

En nuestro caso se ha utilizado este último, el cual, en función del año toma los valores tabulados a continuación:

AÑO	CEPCI	AÑO	CEPCI
1973	144,1	1991	361,3
1974	164,4	1992	358,2
1975	182,4	1993	359,2
1976	192,1	1994	368,1
1977	204,1	1995	381,1
1978	218,8	1996	381,7
1979	238,7	1997	386,5
1980	261,2	1998	389,5
1981	297	1999	390,6
1982	314	2000	394,1
1983	316,9	2001	394,3
1984	322,7	2002	395,6
1985	325,3	2003	401,7
1986	318,4	2004	442,2
1987	323,8	2005	468,2
1988	342,5	2006	499,6
1989	355,4	2007	525,4
1990	357,6	2008	575,4
		2009	511,8

La expresión para el cálculo es la siguiente:

$$\frac{C_{eq}}{C_{eq}^0} = \frac{I_2}{I_1}$$

Donde Ceq, es el coste del equipo actualizado; CBM, es el coste del equipo, calculado para el año al cual están referidas las tablas consultadas; I2, es el índice CEPCI actual; I1, es el índice CEPCI del año al cual están referidas las tablas (1996).

6.-Cálculo del coste definitivo del equipo:

Consistente en la suma individual de cada equipo.

- Si se trata de una ampliación de planta ya existente:

$$C_{Planta} = 1.18 \sum_{i=1}^n C_{eq,i}$$

- Si en cambio la planta es totalmente nueva (“grassroots”) incluye los costes de acondicionamiento del terreno, edificios, servicios auxiliares (CTM) :

$$C_{planta} = C_{TM} + 0.35 \sum_{i=1}^n C_{eq,i}$$

➤ Factor de conversión de moneda Americana (\$) a moneda Europea (€):

$$1 \$ = 0.768580431942 €$$

3.2. Coste unitario de los equipos

- Coste de la bomba P-101

Dicho coste lo podemos obtener mediante Chemcad:

The screenshot shows the 'Specifications' and 'Cost Estimation' tabs of a software interface. The 'Specifications' tab is active, showing a list of pump parameters with dropdown menus and a text input field. The 'Cost Estimation' tab is also visible, showing a table of calculated costs. The 'Run the costing report after calculating unit' checkbox is checked. The ID is 1.

Specifications	Value
Pump type	Centrifugal pump
Centrifugal pumps	One stage, 3550 rpm, VSC
Material	Cast iron
Motor type	Open drip-proof
Motor RPM	3600 RPM
Install factor	2.8

Calculated cost:					
Basic pump	4037.15	\$	Total purchase	5230.56	\$
Basic motor	1193.41	\$	Total installed	14645.6	\$
			Utility Cost		\$
			Purchase Cost Override		\$

Como podemos observar:

- ❖ Coste de la bomba: 5230.56 \$
- ❖ Coste total de la bomba ya instalada: 14645.6 \$ = 11256.32 €

- Coste de la bomba P-102

Dicho coste lo podemos obtener mediante Chemcad:

The screenshot shows a software dialog box with two tabs: 'Specifications' and 'Cost Estimation'. The 'Specifications' tab is selected and contains the following fields:

- Run the costing report after calculating unit
- ID: 2
- Pump type: Centrifugal pump
- Centrifugal pumps: One stage, 3550 rpm, VSC
- Material: Cast iron
- Motor type: Open drip-proof
- Motor RPM: 3600 RPM
- Install factor: 2

The 'Cost Estimation' tab is also visible and shows the following calculated costs:

Item	Value	Unit
Basic pump	3808.31	\$
Basic motor	614.481	\$
Total purchase	4422.79	\$
Total installed	8845.58	\$
Utility Cost		\$
Purchase Cost Override		\$

Buttons at the bottom: Help, Cancel, OK.

Como podemos observar:

- ❖ Coste de la bomba: 4422.79 \$
- ❖ Coste total de la bomba ya instalada: 8845.58 \$ = 6798.539697 €

- Coste de la bomba P-103

Dicho coste lo podemos obtener mediante Chemcad:

Specifications	Cost Estimation
<input checked="" type="checkbox"/> Run the costing report after calculating unit	ID: 4
Pump type	Centrifugal pump
Centrifugal pumps	One stage, 3550 rpm, VSC
Material	Cast iron
Motor type	Open drip-proof
Motor RPM	3600 RPM
Install factor	2.8
Calculated cost:	
Basic pump	3636.43 \$
Basic motor	801.593 \$
Total purchase	4438.02 \$
Total installed	12426.5 \$
Utility Cost	\$
Purchase Cost Override	\$

Como podemos observar:

- ❖ Coste de la bomba: 4438.02 \$
- ❖ Coste total de la bomba ya instalada: 12426.5 \$ = 9550.76 €

- Coste del intercambiador de calor E-101

Como hemos comentado anteriormente, exponemos a continuación una serie de datos utilizados para el cálculo del coste del intercambiador de calor, obtenidos del documento ("Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes", autor R. Turton).

Véase Anexo.

- Tomamos tipo de intercambiador Fixed Head.
- El área de nuestro intercambiador es: 92.2 m².
- El material usado es acero al carbono.

- La presión de diseño es de 25 atm.
- Al ser acero al carbono $F_m = 1$.

En la tabla obtenemos los siguientes datos:

- $K_1 = 3,2138$
- $K_2 = 0,2688$
- $K_3 = 0,07971$
- $C_1 = C_2 = C_3 = 0$
- $B_1 = 1,80$
- $B_2 = 1,50$

The screenshot shows a software window with three tabs: 'Specifications', 'Utility Rating', and 'Cost Estimations'. The 'Specifications' tab is selected. At the top right, it says 'ID: 5'. There is a checked checkbox 'Run the costing report after running the unit'. The 'Specifications' section includes:

- Cost model: Shell and tube
- Exchanger type: Fixed head
- Evaporator type: Forced circulation
- Area: 92.2 m²
- Design pressure: 25 atm
- Install factor: 2
- Material factor: 1
- Pressure factor: 1.52317
- Type factor: 0.612354

The 'Material selection for this model' section shows 'Shell and tube' and 'Carbon steel' selected.

The 'Calculated Results' section shows:

Basic cost	20615.4	\$
Total purchase cost	19964.3	\$
Total installed cost	39928.7	\$
Utility Cost		\$
Purchase Cost Override		\$

Buttons at the bottom: Help, Cancel, OK.

Como podemos observar:

- Coste base del intercambiador: 20615.4 \$
- Coste total del intercambiador: 19964.3 \$
- Coste total del intercambiador ya instalado: 39928.7 \$ = 30688.41749 €

- Coste del intercambiador de calor E-102

Como hemos comentado anteriormente, exponemos a continuación una serie de datos utilizados para el cálculo del coste del intercambiador de calor, obtenidos del documento (“Analisis, Synthesis and Design of Chemical Processes”, autor R. Turton).

Véase Anexo.

- Tomamos tipo de intercambiador Fixed Head.
- El área de nuestro intercambiador es: 571 m²
- El material usado es acero al carbono.
- La presión de diseño es de 25 atm.
- Al ser acero al carbono $F_m = 1$.

En la tabla obtenemos los siguientes datos:

- $K_1 = 3,2138$
- $K_2 = 0,2688$
- $K_3 = 0,07971$
- $C_1 = C_2 = C_3 = 0$
- $B_1 = 1,80$
- $B_2 = 1,50$

The screenshot shows a software window with three tabs: 'Specifications', 'Utility Rating', and 'Cost Estimations'. The 'Specifications' tab is selected. At the top right, it says 'ID: 12'. There is a checkbox 'Run the costing report after running the unit' which is checked. Below this are several input fields and dropdown menus:

- Cost model: Shell and tube
- Exchanger type: Fixed head
- Evaporator type: Forced circulation
- Area: 571 m²
- Design pressure: 25 atm
- Install factor: 2
- Material factor: 1
- Pressure factor: 1.65336
- Type factor: 0.722352

On the right side, there is a 'Material selection for this model' section with a dropdown menu set to 'Carbon steel'. Below that is a 'Calculated Results' section with the following values:

- Basic cost: 81725.1 \$
- Total purchase cost: 101341 \$
- Total installed cost: 202682 \$
- Utility Cost: (empty field) \$
- Purchase Cost Override: (empty field) \$

At the bottom of the window are buttons for 'Help', 'Cancel', and 'OK'.

Como podemos observar:

- ❖ Coste base del intercambiador: 81725.1 \$
- ❖ Coste total del intercambiador: 101341 \$
- ❖ Coste total del intercambiador ya instalado: 202682 \$ = 155777.4191 €

- *Coste del intercambiador de calor E-103*

Como hemos comentado anteriormente, exponemos a continuación una serie de datos utilizados para el cálculo del coste del intercambiador de calor, obtenidos del documento ("Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes", autor R. Turton).

Véase Anexo.

- Tomamos tipo de intercambiador Fixed Head.
- El área de nuestro intercambiador es: 24.62 m².
- El material usado es acero al carbono.
- La presión de diseño es de 25 atm.
- Al ser acero al carbono $F_m = 1$.

En la tabla obtenemos los siguientes datos:

- $K_1 = 3,2138$
- $K_2 = 0,2688$
- $K_3 = 0,07971$
- $C_1 = C_2 = C_3 = 0$
- $B_1 = 1,80$
- $B_2 = 1,50$

Specifications | Utility Rating | Cost Estimations | ID: 7

Run the costing report after running the unit

Cost model: Shell and tube
Exchanger type: Fixed head
Evaporator type: Forced circulation

Area: 24.62 m²
Design pressure: 25 atm

Install factor: 2
Material factor: 1
Pressure factor: 1.42889
Type factor: 0.543311

Material selection for this model: Carbon steel

Calculated Results

Basic cost	10088.2	\$
Total purchase cost	8131.58	\$
Total installed cost	16263.2	\$
Utility Cost		\$
Purchase Cost Override		\$

Help | Cancel | OK

Como podemos observar:

- ❖ Coste base del intercambiador: 10088.2 \$
- ❖ Coste total del intercambiador: 8131.58 \$
- ❖ Coste total del intercambiador ya instalado: 16263.2 \$ = 12499.57728 €

- Coste del intercambiador de calor E-104

Como hemos comentado anteriormente, exponemos a continuación una serie de datos utilizados para el cálculo del coste del intercambiador de calor, obtenidos del documento (“Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes”, autor R. Turton).

Véase Anexo.

- Tomamos tipo de intercambiador Fixed Head.
- El área de nuestro intercambiador es: 40.87 m².
- El material usado es acero al carbono.
- La presión de diseño es de 25 atm.
- Al ser acero al carbono $F_m = 1$.

En la tabla obtenemos los siguientes datos:

- $K1 = 3,2138$
- $K2 = 0,2688$
- $K3 = 0,07971$
- $C1 = C2 = C3 = 0$
- $B1 = 1,80$
- $B2 = 1,50$

The screenshot shows a software window with three tabs: 'Specifications', 'Utility Rating', and 'Cost Estimations'. The 'Specifications' tab is selected. At the top right, it says 'ID: 8'. There is a checked checkbox 'Run the costing report after running the unit'. Below this, there are several input fields and dropdown menus:

- Cost model: Shell and tube
- Exchanger type: Fixed head
- Evaporator type: Forced circulation
- Area: 40.87 m2
- Design pressure: 25 atm
- Install factor: 2
- Material factor: 1
- Pressure factor: 1.46508
- Type factor: 0.568841

On the right side, there is a 'Material selection for this model' section with a dropdown menu set to 'Carbon steel'. Below that is a 'Calculated Results' section with the following values:

Basic cost	12905	\$
Total purchase cost	11166.6	\$
Total installed cost	22333.3	\$
Utility Cost		\$
Purchase Cost Override		\$

At the bottom of the window, there are buttons for 'Help', 'Cancel', and 'OK'.

Como podemos observar:

- ❖ Coste base del intercambiador: 12905 \$
- ❖ Coste total del intercambiador: 11166.6 \$
- ❖ Coste total del intercambiador ya instalado 22333.3 \$ = 17164.93736 €

- Coste del intercambiador de calor E-105

- Tomamos tipo de intercambiador Fixed Head.
- El área de nuestro intercambiador es: 310.50 m²

- El material usado es acero al carbono.
- La presión de diseño es de 25 atm.
- Al ser acero al carbono $F_m = 1$.

En la tabla obtenemos los siguientes datos:

- $K_1 = 3,2138$
- $K_2 = 0,2688$
- $K_3 = 0,07971$
- $C_1 = C_2 = C_3 = 0$
- $B_1 = 1,80$
- $B_2 = 1,50$

The screenshot shows a software window with three tabs: 'Specifications', 'Utility Rating', and 'Cost Estimations'. The 'Specifications' tab is selected. At the top right, it says 'ID: 9'. There is a checked checkbox 'Run the costing report after running the unit'. Below this, there are several input fields and dropdown menus:

- Cost model: Shell and tube
- Exchanger type: Fixed head
- Evaporator type: Forced circulation
- Area: 310.5 m²
- Design pressure: 25 atm
- Install factor: 2
- Material factor: 1
- Pressure factor: 1.60987
- Type factor: 0.683563

On the right side, there is a 'Material selection for this model' section with a dropdown menu set to 'Carbon steel'. Below that is a 'Calculated Results' section with the following values:

Basic cost	49049.3	\$
Total purchase cost	56041.9	\$
Total installed cost	112084	\$
Utility Cost		\$
Purchase Cost Override		\$

At the bottom, there are buttons for 'Help', 'Cancel', and 'OK'.

Como podemos observar:

- ❖ Coste base del intercambiador: 49049.3 \$
- ❖ Coste total del intercambiador: 56041.9 \$
- ❖ Coste total del intercambiador ya instalado: 112084 \$ = 86145.56913 €

- Coste de la columna Flash V-101

El valor que Chemcad nos proporciona es el siguiente:

Specifications		Cost Estimation	
<input checked="" type="checkbox"/> Run the costing report after calculating unit		ID: 10	
Type	Vertical pressure vessel	Vessel material	Carbon steel
Diameter	1.524 m	Metal density	7833.41 kg/m3
Length	3.45002 m	Storage tank material	Carbon steel
Vessel thickness	0.00635 m	Total weight	1139.83 kg
Head thickness	0.00635 m	Total volume	7.22002 m3
Straight Flange	0.0508 m	Install factor	
Head type	Elipsoidal	Utility Cost	
Purchase cost	25312.2 \$	Purchase Cost Override	
Installed cost	43030.7 \$		

Buttons: Help, Cancel, OK

Como podemos observar:

- ❖ Coste de la columna: 25312.2 \$
- ❖ Coste de la instalación completa de la columna es: 43030.7 \$ = 33072.55399 €

- Coste del reactor R-101

El coste del reactor se va a realizar a mano, ya que Chemcad no nos da la opción de estimar dicho valor.

Para ello vamos a utilizar las siguientes fórmulas:

$$\log C_p = K_1 + K_2 \log A + K_3 (\log A)^2$$

donde las constantes las obtenemos en el anexo adjunto.

- $K_1 = 3.5565$
- $K_2 = 0.3776$
- $K_3 = 0.0905$
- $FM = 1$
- $B_1 = 1.49$
- $B_2 = 1.52$

De esta manera obtenemos un valor de $C_p = 12672.10$

- El factor de corrección de la presión, tiene la siguiente expresión:

$$F_p = \frac{\frac{(P + 1) \cdot D}{2(850 - 0.6(P + 1))} + 0.00315}{0.0063}$$

donde

- D = 1.7 m
- P = 25 atm

Entonces obtenemos $F_p = 4.704$

- Entonces el coste será:

$$C_{eq}^0 = C_p (B_1 + B_2 F_M F_P)$$

$C_{eq} = 109487.96 \$$

- Realizando la actualización:

- I1 (1996) = 381.7
- I2 (2009) = 511.8

$$\frac{C_{eq}}{C_{eq}^0} = \frac{I_2}{I_1}$$

Coste total del reactor = 146806.23 \$ = 112832.3957 €

- Coste de la columna de destilación T-102

General	Specifications	Convergence	Cost Estimation 1	Cost Estimation 2
Cost Estimation: Condenser, Reboiler, and Calculated Results ID: 14				
Condenser Cost Parameters Exchanger type: Fixed head Material: Carbon steel Condenser area: 41.51 m ² Design pressure: 0.25 atm Installation factor:		Calculated Results Total purchase: 60580.1 \$ Total installed: 160087 \$ Shell weight: 1.35693 Column purchase: 38927 \$ Column installed: 116781 \$ Cost of shell: 1502.42 \$ Cost of trays: 19552.3 \$ Platform and ladder: 9563.48 \$ Cost of packings: \$ Cond purchase: 8318.31 \$ Cond installed: 16636.6 \$ Rebl purchase: 13334.8 \$ Rebl installed: 26669.6 \$ Utility Cost: \$ Purchase Cost Override: \$		
Reboiler Cost Parameters Exchanger type type: Fixed head Material: Carbon steel Reboiler area: 81.14 m ² Design pressure: 0.25 atm Installation factor:				
Help	Cancel	OK		

Como podemos observar el coste total de la columna ya instalada es de 160087 \$ = 123039.7356 €

3.3. Coste total de las unidades

Σ Costes de cada equipo = 1008385.312 € redondeando 1010000 €

3.4. Teoría del análisis de rentabilidad

Existen varios métodos para análisis de rentabilidad:

1) Métodos convencionales:

Evalúan la rentabilidad de un proceso en el momento de realizar la inversión sin tener en cuenta el efecto del paso del tiempo sobre el valor del dinero. Son rápidos de aplicar pero pueden conducir a conclusiones erróneas al comparar procesos entre sí.

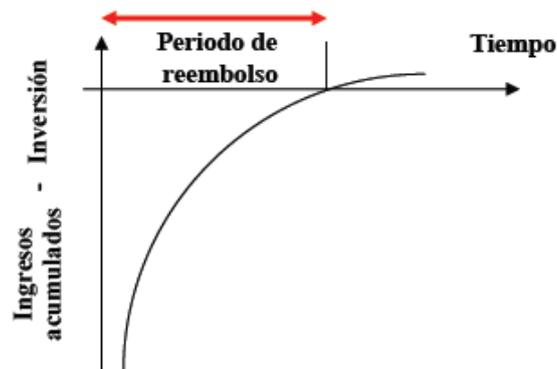
Dentro de los cuales se conocen:

1.1) Periodo de reembolso o payback time.

- Si los ingresos anuales son constantes se calcula mediante

$$\left(\text{Periodo de reembolso, años} \right) = \frac{\text{Inversión, €}}{\text{Ingresos anuales, € / año}}$$

- Si los ingresos anuales son variables se suman los ingresos netos de cada año y se representa gráficamente:



1.2) Rentabilidad simple o return on investment.

El beneficio neto medio se calcula deduciendo a los ingresos netos (ventas menos costes), la amortización(o depreciación) y los impuestos. Las ventas se estiman suponiendo que se puede vender toda la producción a un precio de venta medio del mercado (ASP, average selling price)

$$\left(\text{Rentabilidad simple ROI, \%} \right) = \frac{\text{Beneficio neto medio, €}}{\text{Inversión, €}} \times 100$$

- Amortización: La amortización o depreciación puede considerarse como el coste adicional resultante de la pérdida de valor de la inversión con el paso del tiempo.
- Razones:
 - Desgaste. Es la más habitual.
 - Agotamiento o consumición.
 - Obsolescencia. Aparición de nuevas tecnologías que superan a la actual que queda atrasado.
 - Accidente o rotura irreversible.
 - Limitación temporal de uso (patentes, permisos, leyes medioambientales, etc.).
- Tipos de amortización:
 - Uniforme. Es la más utilizada. Todos los años se amortiza la misma cantidad:

$$\text{Amortización, €/año} = \frac{\text{Inversión inicial} - \text{Valor residual}}{\text{Tiempo}}$$

- Progresiva. Se amortiza poco al principio para ir aumentando con el tiempo. Se basa en el hecho de que conforme el tiempo es mayor el peligro de desaparición del bien también crece.
- Degresiva. Se amortiza mucho al principio para disminuir con el tiempo. Se basa en que cuando el bien es nuevo, los costes de mantenimiento son bajos o nulos.
- Proporcional al desgaste. Se amortiza en función a alguna medida de la intensidad de producción que determine el desgaste de la inversión.
- Impuestos:
Se calculan como un porcentaje de los beneficios brutos (después de la amortización). Están fijados por la Hacienda estatal y oscilan entre el 30 y el 50%.

2) Métodos de actualización:

Tienen en cuenta el efecto del tiempo sobre el valor del dinero tanto para la inversión inicial como para los flujos de caja previsibles a lo largo de la vida útil del proceso. Son más laboriosos de aplicar pero más válidos que los anteriores para comparar alternativas de proceso entre sí.

2.1) Valor Actual. Factor de actualización:

$$F_n = (1 + i)^n$$

Supongamos que en lugar de predecir el valor futuro de 1€ actual queremos actualizar el valor de 1€ futuro:

$$F_n = \frac{1}{(1+i)^n}$$

2.2) Flujo neto de caja o Net cash flow:

Es la suma de los ingresos por ventas y los desembolsos realizados bien sea por inversión en capital inmovilizado o por los costes de fabricación:

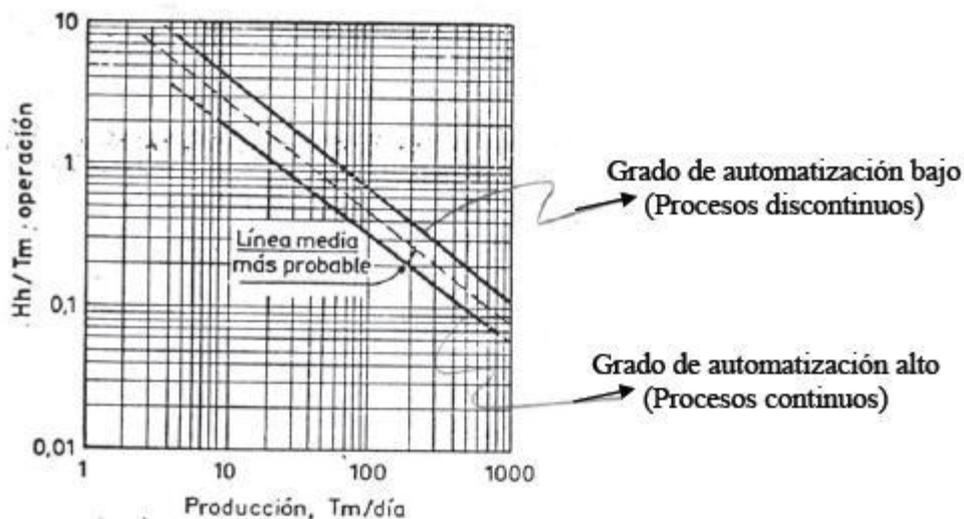
$$\left(\begin{array}{c} \text{Flujo neto} \\ \text{de caja, €} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Ingresos por} \\ \text{ventas} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Coste de la} \\ \text{inversion} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Costes de} \\ \text{producción} \end{array} \right)$$

Los costes de producción incluyen los costes de las materias primas, la energía, la mano de obra y los repuestos de mantenimiento.

•Mano de obra:

Se estima en función de la producción y del grado de automatización del proceso:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Coste de} \\ \text{man o de obra} \end{array} \right) = \frac{\text{Hombre-hora}}{T_n} \times \frac{T_n}{\text{año}} \times \frac{\text{Euros}}{\text{Hombre-hora}}$$



Valor actual neto o Net Present Value

Consiste en determinar la suma de los valores actuales de los ingresos futuros y de los desembolsos netos anuales.

3.5. Análisis de rentabilidad

Miles de Euros											
Conceptos/años	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	- 1010000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costes de producción	0	- 14934703,7	- 14934703,7	- 14934704	- 14934704	- 14934704	- 14934704	- 14934704	- 14934704	- 14934704	- 14934704
Amortización	0	- 230000	- 230000	- 230000	- 230000	- 230000	- 230000	- 230000	- 230000	- 230000	- 230000
Ventas	0	77000	77000	77000	77000	77000	77000	77000	77000	77000	77000
Beneficios brutos	0	61835296,25	61835296,3	61835296	61835296	61835296	61835296	61835296	61835296	61835296	61835296
Impuestos (40%)	0	24734118,5	24734118,5	24734119	24734119	24734119	24734119	24734119	24734119	24734119	24734119
Beneficios netos	0	37101177,75	37101177,8	37101178	37101178	37101178	37101178	37101178	37101178	37101178	37101178
Flujo neto de caja	- 2300000	37101177,75	37101177,8	37101178	37101178	37101178	37101178	37101178	37101178	37101178	37101178
Factor de actualización (15%)	1	0,86956	0,75614	0,65751	0,57175	0,49717	0,49717	0,43237	0,3269	0,28426	0,24718
Valor actual	- 2300000	32261700,13	28053684,5	24394395	21212598	18445593	18445593	16041436	12128375	10546381	9170669,1

El VAN = 1487076364

Obtenemos un VAN positivo por lo que nuestro proyecto es rentable, para el cálculo de la tabla nos hemos basado en:

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

<i>Intercambiadores de calor</i>	<i>Gasto masico de utility kg/h</i>	<i>Gasto masico de utility kg/año</i>	<i>Coste €/año</i>
E-101	5254,6	45399744	136199,232
E-102	119552,3	1032931872	8263454,976
E-103	183347,1	1584118944	3,17E+03
E-104	255.656	2208871510	4,42E+03
E-105	232849	2011815360	4,02E+03
E-106	1282076,1	11077137504	2215427,501
E-107	32713,34	282643257,6	2261146,061
E-108	142.488	1231094779	246218,9559
E-109	3021,33	26104291,2	169677,8928
Reactor	6948	60030720	480245,76

Servicios disponibles:

- Vapor de baja presión (4.4 atm, saturado) 3 €/1000 kg
- Vapor de media presión (11.2 atm, saturado) 6.5 €/1000 kg
- Vapor de alta presión (41.8 atm, saturado) 8 €/1000 kg
- Gas natural (4.4 atm, 25°C) 3 €/100 kJ
- Fuel Gas (4.4 atm, 25°C) 2.75 €/100 kJ
- Electricidad 0.08 €/kW·h
- Agua de caldera (at 5 atm, 90°C) 0.3 €/m³
- Agua de refrigeración 1 (a 30°C/5 atm, retorno a 45°C) 0.02 €/m³
- Agua de refrigeración 2 (a 10°C/5 atm, retorno a 20°C) 0.2 €/m³
- Coste de materias primas y productos
- Benceno (purum) 0.225 €/L
- Corte C3 (95% propileno, 5% propano) 0.043 €/kg
- Cumeno (>99.8%) 0.094 €/kg

4. ANEXOS

ANEXO 1. BALANCE DE MATERIA

CHEMCAD 6.0.1

Page1

Job Name: diseño Date: 07/11/2013 Time: 02:14:12

Stream No.	1	2	3
4			
Stream Name	Propano/Prop		Benceno
Temp K	298.0000*	299.2674	298.0000*
299.7899			
Pres atm	11.5000*	25.0000	1.0000*
25.0000			
Enth MJ/h	-453.10	-423.77	13129.
13195.			
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.00000
0.00000			
Total kmol/h	222.8121	222.8121	267.3746
267.3746			
Total kg/h	9397.6277	9397.6277	20885.6997
20885.6997			
Total std L m3/h	18.0285	18.0285	23.6157
23.6157			
Total std V m3/h	4994.03	4994.03	5992.84
5992.84			
Flowrates in kg/h			
Propane	469.8815	469.8815	0.0000
0.0000			
Propylene	8927.7459	8927.7459	0.0000
0.0000			
Benzene	0.0000	0.0000	20885.6997
20885.6997			
Cumene	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
P-Diisopropylben	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Water	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Stream No.	5	6	7
8			
Stream Name			
Temp K	298.3797	299.2636	400.0000
623.0000			
Pres atm	25.0000	25.0000	25.0000
25.0000			
Enth MJ/h	7691.2	20462.	30564.
48677.			
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.16934
1.0000			
Total kmol/h	159.9347	650.1210	650.1210
537.1918			
Total kg/h	12480.4381	42763.7354	42763.7354
42763.6007			

CARLOS BETANCOR PEREZ

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

Total std L m3/h 52.3922	14.1636	55.8078	55.8078
Total std V m3/h 12040.43	3584.72	14571.58	14571.58
Flowrates in kg/h			
Propane 476.4721	6.5906	476.4721	476.4721
Propylene 4231.1402	55.5663	8983.3118	8983.3118
Benzene 24852.0389	12304.1245	33189.7967	33189.7967
Cumene 12199.3632	114.1568	114.1550	114.1550
P-Diisopropylben 1004.5850	0.0000	0.0000	0.0000
Water 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Stream No. 12	9	10	11
Stream Name			
Temp K 313.0000	528.0000	446.8000	313.0000
Pres atm 0.2500	25.0000	25.0000	25.0000
Enth MJ/h 3785.5	38433.	24033.	10908.
Vapor mole fraction 0.00000	0.83405	0.15967	0.00000
Total kmol/h 264.3034	537.1918	537.1918	537.1918
Total kg/h 25148.7592	42763.6007	42763.6007	42763.6007
Total std L m3/h 28.7875	52.3922	52.3922	52.3922
Total std V m3/h 5924.00	12040.43	12040.43	12040.43
Flowrates in kg/h			
Propane 6.6572	476.4721	476.4721	476.4721
Propylene 56.1275	4231.1402	4231.1402	4231.1402
Benzene 12553.9458	24852.0389	24852.0389	24852.0389
Cumene 11531.0000	12199.3632	12199.3632	12199.3632
P-Diisopropylben 1001.0348	1004.5850	1004.5850	1004.5850
Water 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

CHEMCAD 6.0.1
Page2

Job Name: diseño Date: 07/11/2013 Time: 02:14:12

Stream No.	13	14	15
16			
Stream Name			
Temp K	296.5086	296.5086	313.0000
296.5086			
Pres atm	0.2500	0.2500	0.2500
0.2500			
Enth MJ/h	7727.6	7650.4	14260.
77.276			
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	1.0000
0.00000			
Total kmol/h	161.5501	159.9347	272.8884
1.6155			
Total kg/h	12606.5032	12480.4381	17614.8415
126.0650			
Total std L m3/h	14.3067	14.1636	23.6047
0.1431			
Total std V m3/h	3620.93	3584.72	6116.43
36.21			
Flowrates in kg/h			
Propane	6.6572	6.5906	469.8149
0.0666			
Propylene	56.1275	55.5663	4175.0130
0.5613			
Benzene	12428.4088	12304.1245	12298.0922
124.2841			
Cumene	115.3099	114.1568	668.3694
1.1531			
P-Diisopropylben	0.0000	0.0000	3.5500
0.0000			
Water	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Stream No.	17	18	19
20			
Stream Name			
Temp K	377.3626	375.7511	432.1291
623.0000			
Pres atm	0.2500	0.2500	0.2500
25.0000			
Enth MJ/h	-2746.4	-2115.1	-550.64
59772.			
Vapor mole fraction	0.00000	0.00000	0.00000
1.0000			
Total kmol/h	102.7532	96.6450	6.1082
650.1210			
Total kg/h	12542.2560	11551.1177	991.1381
42763.7354			
Total std L m3/h	14.4808	13.3310	1.1499
55.8078			

CARLOS BETANCOR PEREZ

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

Total std V m3/h 14571.58	2303.07	2166.17	136.91
Flowrates in kg/h			
Propane 476.4721	0.0000	0.0000	0.0000
Propylene 8983.3118	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene 33189.7967	125.5372	125.5372	0.0000
Cumene 114.1550	11415.6841	11415.5707	0.1134
P-Diisopropylben 0.0000	1001.0348	10.0102	991.0247
Water 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

ANEXO 2. CÁLCULO DE LAS PROPIEDADES

A la hora de proceder con el cálculo de las propiedades de cualquier compuesto implicado en un proceso determinado, o incluso a la hora de calcular la propiedad de una corriente de entrada o salida a un equipo, formada por un conjunto de componentes, las expresiones que se han de emplear son las que figuran en la siguiente tabla. Dicha tabla expresa cuál es la ecuación que hemos de emplear para calcular cualquier propiedad referida a un compuesto concreto, en función de su fase o estado de agregación.

Propiedad	Fase	Método recomendado
Densidad	Gases	Ecuación de estado
	Líquidos	Ec. 105 + Amagat
Capacidad calorífica	Gases	Ec. 100 o 107 + media ponderada
	Líquidos	Ec. 100 + media ponderada
Viscosidad	Gases	Wilke (baja presión) y Lucas (alta y baja presión)
	Líquidos	Ec. 102 + media logarítmica ponderada
Conductividad térmica	Gases	Wassiljieva (baja presión) y Stiel-Thodos (alta)
	Líquidos	Ec. 100 + media ponderada
Difusividad	Gases	Fuller-Schetter-Giddings + Blanc (mezcla)
	Líquidos	Wilke-Chang + Perkins-Geankoplis (mezcla)
Tensión superficial		Ec. 106 + media ponderada (líquido-gas)
		Ec. Jufu (líquido-líquido)

Como se puede observar, lo que nos expresa la tabla anterior, es un número determinado de ecuación a emplear. Por ello, existe otra tabla que nos indica cuál es la expresión que se corresponden con las ecuaciones es cuestión, se muestra a continuación:

Número	Fórmula
100	$Y = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ $Y = \text{EXP}(A + B/T + C\ln T + DT^E)$
101	
102	$Y = A \cdot (T^B) / (1 + (C/T) + (D/T^2))$ $Y = A + B \cdot \text{EXP}(C/(T^D))$
103	
104	$Y = A + (B/T) + (C/T^3) + (D/T^8) + (E/T^9)$
105	$Y = A / \{B^{\wedge}[(1 + (1 \cdot (T/C^D))]\}$ $Y = A \cdot (1 - Tr)^{\wedge}(B + CTr + DTr^2 + ETr^3)$
106	
107	$Y = A + B[(C/T) / \sinh(C/T)]^2 + D[(E/T) / \cosh(E/T)]^2$

Además, podemos observar cómo esta tabla que sí nos indica las expresiones a emplear para el cálculo de las distintas propiedades de los compuestos, depende de una serie de constantes, características de cada compuesto.

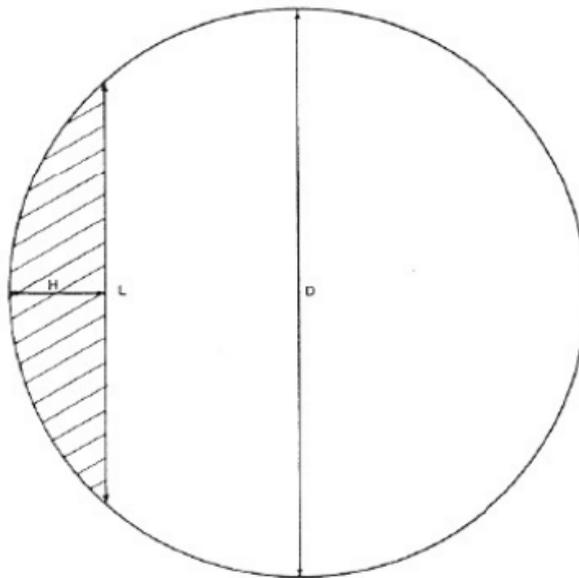
Dichas constantes también se encuentran tabuladas, de modo que a continuación se muestran las tablas que permiten el cálculo de propiedades físicas:

No.	Formula	Name	CAS #	Mol. Wt.	Tfp, K	Tb, K	Tc, K	Pc, bar	Vc, cm ³ /mol	Zc = PcVc/RTc	Omega
1	Ar	argon	7440-37-1	39.948	83.80	87.27	150.86	48.98	74.57	0.291	-0.002
2	Br ₂	bromine	7726-95-6	159.808	265.85	331.90	584.10	103.00	135.00	0.269	0.119
3	BrD	deuterium bromide	13536-59-9	81.918	185.69	206.65	362.00				
4	BrF ₃	bromine trifluoride	7787-71-5	136.899	281.92	398.89	600.00	49.90	114.70	0.115	0.413
5	BrF ₅	bromine pentafluoride	7789-30-2	174.896	212.65	314.31	470.00				
6	BrH	hydrogen bromide	10035-10-6	80.912	186.34	206.46	363.20	85.10			0.069
7	CBrClF ₂	bromochlorodifluoromethane	353-59-3	165.365	113.65	269.20	426.90	42.60	246.00	0.295	0.182
8	CBrF ₃	bromotrifluoromethane	75-63-8	148.910	105.15	215.41	340.15	39.70	200.00	0.275	0.174
9	CBr ₂ F ₂	dibromodifluoromethane	75-61-6	209.816	163.05	295.94	471.30	45.30	250.00	0.286	
10	CClF ₃	chlorotrifluoromethane	75-72-9	104.459	92.00	191.71	301.84	38.73	180.30	0.276	0.175
11	CCl ₂ F ₂	dichlorodifluoromethane (R-12)	75-71-8	120.913	115.19	243.45	385.10	41.30	217.00	0.280	0.179
12	CCl ₃ F	trichlorofluoromethane (R-11)	75-69-4	137.368	162.69	296.81	471.10	44.72	248.00	0.283	0.195
13	CCl ₄	tetrachloromethane	56-23-5	153.822	250.33	349.79	556.30	45.57	276.00	0.271	
14	CF ₄	tetrafluoromethane	75-73-0	88.005	89.55	145.11	227.51	37.45	140.70	0.279	0.177
15	CHBrF ₂	bromodifluoromethane	1511-62-2	130.920	258.65	257.68	412.00	47.90	167.00	0.234	0.172
16	CHClF ₂	chlorodifluoromethane (R-22)	75-45-6	86.468	115.73	232.14	369.28	49.86	166.00	0.274	0.221
17	CHCl ₂ F	dichlorofluoromethane	75-43-4	102.923	138.20	281.97	451.52	51.87	196.00	0.271	0.207
18	CHCl ₃	trichloromethane	67-66-3	119.377	209.74	334.33	536.50	55.00	240.00	0.296	
19	CHF ₃	trifluoromethane (R-23)	75-46-7	70.014	117.96	191.11	298.97	48.36	133.00	0.259	0.267
20	CH ₂ Cl ₂	dichloromethane	75-09-2	84.932	176.00	312.79	510.00	61.00			
21	CH ₂ F ₂	difluoromethane	75-10-5	52.024	137.00	221.43	351.26	58.05	121.00	0.245	0.278
22	CH ₂ O ₂	methanoic acid (formic acid)	64-18-6	46.026	281.50	374.04	588.00	58.07			0.316
23	CH ₃ Cl	chloromethane	74-87-3	50.488	175.44	248.95	416.20	66.80	143.00	0.276	0.151
24	CH ₃ F	fluoromethane	593-53-3	34.033	131.35	194.88	315.00	55.48	113.30	0.240	0.204
25	CH ₃ NO ₂	nitromethane	75-52-5	61.040	244.60	374.35	588.00	58.70	173.00	0.208	
26	CH ₄	methane	74-82-8	16.043	90.69	111.66	190.56	45.99	98.60	0.286	0.011
27	CH ₄ O	methanol	67-56-1	32.042	175.49	337.69	512.64	80.97	118.00	0.224	0.565
28	CH ₃ S	methanethiol (methyl mercaptan)	74-93-1	48.109	150.18	279.11	470.00	72.30	145.00	0.268	0.150
29	CH ₃ N	methanamine (methyl amine)	74-89-5	31.057	179.69	266.82	430.00	74.20	125.00	0.259	0.283
30	CO	carbon monoxide	630-08-0	28.010	68.15	81.66	132.85	34.94	93.10	0.292	0.045

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

No.	Formula	Name	CAS #	Mol. Wt.	Tfp, K	Tb, K	Tc, K	Pc, bar	Vc, cm ³ /mol	Zc = PcVc/RTc	Omega
31	CO ₂	carbon dioxide	124-38-9	44.010	216.58		304.12	73.74	94.07	0.274	0.225
32	C ₂ Br ₂ ClF ₃	1,2-dibromo-2-chloro-1,1,2-trifluoroethane	354-51-8	276.278	323.15	367.06	561.20	36.10	357.80	0.285	0.251
33	C ₂ ClF ₄	1-chloro-1,1,2,2,2-pentafluoroethane	76-15-3	154.467	173.73	234.08	353.10	31.29	256.00	0.273	0.251
34	C ₂ Cl ₂ F ₄	1,1-dichloro-1,1,2,2,2-tetrafluoroethane	374-07-2	170.921	216.58	276.59	418.70	32.13	294.00	0.271	0.244
35	C ₂ Cl ₂ F ₄	1,2-dichloro-1,1,2,2,2-tetrafluoroethane	76-14-2	170.921	180.55	276.58	418.90	32.37	294.00	0.273	0.246
36	C ₂ Cl ₂ F ₃	1,1,2-trichloro-1,1,2,2-trifluoroethane	76-13-1	187.375	236.95	320.74	487.40	33.78	325.00	0.274	0.249
37	C ₂ F ₄	tetrafluoroethene	116-14-3	100.016	142.00	197.51	306.40	39.44	172.00	0.266	
38	C ₂ F ₆	hexafluoroethane	76-16-4	138.012	173.05	195.27	293.04	30.39	221.90	0.277	0.257
39	C ₂ HBrClF ₃	1-bromo-1-chloro-2,2,2-trifluoroethane	151-67-7	197.382		323.32	492.20	38.00	302.00	0.280	0.283
40	C ₂ HBrClF ₃	1-bromo-2-chloro-1,1,2-trifluoroethane	354-06-3	197.382		325.70	487.30	34.20	304.00	0.257	0.320
41	C ₂ HClF ₄	1-chloro-1,1,2,2-tetrafluoroethane	354-25-6	136.476	156.15	267.38	400.00	37.60	244.00	0.285	0.280
42	C ₂ HClF ₄	1-chloro-1,2,2,2-tetrafluoroethane (R-124)	2837-89-0	136.476	155.00	261.19	395.60	36.34	243.80	0.269	0.288
43	C ₂ HCl ₂ F ₃	1,1-dichloro-2,2,2-trifluoroethane (R-123)	306-83-2	152.931	166.00	300.81	456.90	36.74	278.05	0.269	0.282
44	C ₂ HCl ₂ F ₃	1,2-dichloro-1,1,2,2-trifluoroethane (R-123a)	354-23-4	152.931	195	301	461.7		278.00		
45	C ₂ HF ₅	pentafluoroethane	354-33-6	120.022	170.15	225.06	339.17	36.15	211.30	0.271	0.305
46	C ₂ HF ₅ O	pentafluorodimethyl ether (E-125)	3822-68-2	136.022	116.00	235.00	354.50	36.31	236.11	0.237	0.326
47	C ₂ H ₂	ethyne (acetylene)	74-86-2	26.038	192.35	188.40	308.30	61.14	112.20	0.268	0.189
48	C ₂ H ₂ F ₂	1,1-difluoroethene	75-38-7	64.035	129.15	187.50	303.20	44.33	153.50	0.270	
49	C ₂ H ₂ F ₄	1,1,1,2-tetrafluoroethane (R-134a)	811-97-2	102.032	172.15	247.04	374.26	40.59	200.80	0.262	0.326
50	C ₂ H ₂ F ₄	1,1,2,2-tetrafluoroethane (R-134)	359-35-3	102.032	184.15	253.10	391.74	46.40	190.40	0.271	0.293
51	C ₂ H ₂ ClF ₂	1-chloro-1,1-difluoroethane	75-68-3	100.495	142.35	264.05	410.30	40.48	231.00	0.267	0.231
52	C ₂ H ₂ Cl ₂ F	1,1-dichloro-1-fluoroethane (R-141b)	1717-00-6	116.950	169.60	305.20	477.35	42.50	254.00	0.272	0.225
53	C ₂ H ₂ F ₃	1,1,1-trifluoroethane (R-143a)	420-46-2	84.041	161.85	225.86	346.30	37.92	193.60	0.255	0.259
54	C ₂ H ₂ F ₃	1,1,2-trifluoroethane (R-143)	430-66-0	84.041	189.15	276.85	429.80	52.41	179.20	0.263	0.315
59	C ₂ H ₂ F ₂	1,1-difluoroethane (R-152a)	75-37-6	66.051	156.15	249.10	386.41	45.16	181.00	0.252	0.276
60	C ₂ H ₂ O ₂	ethanoic acid (acetic acid)	64-19-7	60.053	289.77	391.04	594.45	57.90	171.00	0.200	0.445
61	C ₂ H ₂ O ₂	methyl methanoate (methyl formate)	107-31-3	60.053	174.15	304.90	487.20	60.00	172.00	0.255	
62	C ₂ H ₂ Br	bromoethane	74-96-4	108.966	154.55	311.50	503.80	62.30	214.90		
63	C ₂ H ₂ Cl	chloroethane	75-00-3	64.514	134.82	285.42	460.30	53.00	199.00	0.276	
64	C ₂ H ₂ F	fluoroethane	353-36-6	48.060	129.95	235.43	375.28	50.27	164.00	0.267	0.217
65	C ₂ H ₆	ethane	74-84-0	30.070	90.35	184.55	305.32	48.72	145.50	0.279	0.099
66	C ₂ H ₆ O	ethanol	64-17-5	46.069	159.05	351.80	513.92	61.48	167.00	0.240	0.649
67	C ₂ H ₆ O	dimethyl ether	115-10-6	46.069	131.65	248.31	400.10	54.00	170.00	0.276	
68	C ₂ H ₆ S	ethanethiol (ethyl mercaptan)	75-08-1	62.136	152.15	308.15	499.00	54.90	207.00	0.274	
69	C ₂ H ₆ S	2-thiopropane (dimethylsulfide)	75-18-3	62.136	174.85	310.48	503.00	55.30	201.00	0.266	
70	C ₂ H ₆ N	ethanamine (ethyl amine)	75-04-7	45.084	180.96	280.00	437.20	53.40	180.00	0.267	0.276
71	C ₂ H ₆ N	N-methylmethanamine (dimethyl amine)	124-40-3	45.084	180.96	280.00	437.20	53.40	180.00	0.264	
72	C ₂ F ₆	octafluoropropane (R-218)	76-19-7	188.020	125.60	236.60	345.10	26.80	299.82	0.280	0.325
73	C ₂ HF ₇	1,1,1,2,3,3,3-heptafluoropropane (R-227ea)	431-89-0	170.030		293.00	376.00		293.15		
74	C ₂ H ₂ ClF ₃ O	2-chloro-1,1,2-trifluoroethyl difluoromethyl ether (enflurane)	13838-16-9	184.493		329.98	475.03	29.80			0.430
75	C ₂ H ₂ ClF ₃ O	1-chloro 2,2,2-trifluoroethyl difluoromethyl ether (isoflurane)	26675-46-7	184.493		322.42	467.80	30.46			0.402
76	C ₂ H ₂ F ₆	1,1,1,2,3,3-hexafluoropropane (R-236ea)	431-63-0	152.050		279.00	412.50		268.88		0.382
77	C ₂ H ₂ F ₆	1,1,1,3,3,3-hexafluoropropane (R-236fa)	690-39-1	152.050	232.65		398.10		277.21		0.377
78	C ₂ H ₂ F ₅	1,1,1,2,2-pentafluoropropane (R-245cb)	1814-88-6	134.050		255.10	380.40	31.48	268.74	0.267	0.297
79	C ₂ H ₂ F ₅	1,1,1,3,3-pentafluoropropane (R-245fa)	460-73-1	134.050			427.00		259.28		0.385
80	C ₂ H ₂ F ₅	1,1,2,2,3-pentafluoropropane (R-245ca)	679-86-7	134.050	191.20	301.20	447.60		256.02		0.353
81	C ₂ H ₂ F ₅ O	2-(difluoromethoxy)-1,1,1-trifluoroethane (E-245)	1885-48-9	150.050		302.20	444.00		291.02		
82	C ₂ H ₂ NO	1,2-oxazole(isoxazole)	288-14-2	55.058		368.61	590.00	61.00	190.94	0.237	0.258
83	C ₂ H ₄	1-propyne (methyl acetylene)	74-99-7	40.065	170.50	250.72	402.40	56.30	163.50	0.275	
84	C ₂ H ₄	1,2-propadiene	463-49-0	40.065	136.85	238.77	394.00	52.50	173.90	0.279	0.122
85	C ₂ H ₄	propene (propylene)	115-07-1	42.081	87.89	225.46	364.90	46.00	184.60	0.280	0.142
86	C ₂ H ₄	cyclopropane	75-19-4	42.081	145.73	240.34	398.25	55.75	162.80	0.274	0.130
87	C ₂ H ₄ Cl ₂	1,2-dichloropropane	78-87-5	112.187	172.65	369.43	578.00	46.50	287.66	0.278	0.255
88	C ₂ H ₄ O	2-propen-1-ol (allyl alcohol)	107-18-6	58.080		370.23	545.10				
89	C ₂ H ₄ O	propanone (acetone)	67-64-1	58.080	178.50	329.22	508.10	47.00	209.00	0.233	0.307

ANEXO 3. TABLAS PARA EL CÁLCULO DE LONGITUD Y ALTURA DE REBOSADERO PARA LOS EQUIPOS T-101 Y T-102



**TABLE 4
SEGMENTAL FUNCTIONS**

D = TOWER DIAMETER
H = CHORD HEIGHT
L = CHORD LENGTH
A_b = CHORD AREA
A_T = TOWER AREA

H/D FROM .0 TO .1			H/D FROM .1 TO .2			H/D FROM .2 TO .3			H/D FROM .3 TO .4			H/D FROM .4 TO .5			H/D FROM .5 TO .6			H/D FROM .6 TO .7			H/D FROM .7 TO .8			H/D FROM .8 TO .9			H/D FROM .9 TO 1.0			
H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	H/D	L/D	A _b /A _T	
.0000	.0000	.0000	.0200	.2800	.0048	.0400	.3919	.0134	.0600	.4750	.0245	.0800	.5426	.0375	.1000	.5981	.0500	.1200	.6426	.0625	.1400	.6762	.1600	.7089	.0750	.1800	.7399	.2000	.7600	.0875
.0005	.0447	.0000	.0205	.2834	.0050	.0405	.3943	.0137	.0605	.4768	.0248	.0805	.5441	.0378	.1005	.5996	.0503	.1205	.6441	.0628	.1405	.6777	.1605	.7104	.0753	.1805	.7414	.2005	.7605	.0878
.0010	.0632	.0001	.0210	.2868	.0051	.0410	.3966	.0139	.0610	.4787	.0251	.0810	.5457	.0382	.1010	.6011	.0506	.1210	.6457	.0631	.1410	.6802	.1610	.7129	.0756	.1810	.7500	.2010	.7610	.0881
.0015	.0774	.0001	.0215	.2901	.0053	.0415	.3989	.0142	.0615	.4805	.0254	.0815	.5472	.0385	.1015	.6026	.0509	.1215	.6467	.0634	.1415	.6817	.1615	.7156	.0759	.1815	.7531	.2015	.7615	.0884
.0020	.0894	.0002	.0220	.2934	.0055	.0420	.4012	.0144	.0620	.4823	.0257	.0820	.5487	.0389	.1020	.6037	.0512	.1220	.6477	.0637	.1420	.6827	.1620	.7175	.0762	.1820	.7556	.2020	.7620	.0887
.0025	.0999	.0002	.0225	.2966	.0057	.0425	.4035	.0147	.0625	.4841	.0260	.0825	.5502	.0392	.1025	.6048	.0515	.1225	.6487	.0640	.1425	.6837	.1625	.7194	.0765	.1825	.7575	.2025	.7625	.0890
.0030	.1094	.0003	.0230	.2998	.0059	.0430	.4057	.0149	.0630	.4859	.0263	.0830	.5518	.0396	.1030	.6059	.0518	.1230	.6497	.0643	.1430	.6847	.1630	.7211	.0768	.1830	.7596	.2030	.7630	.0893
.0035	.1181	.0004	.0235	.3030	.0061	.0435	.4080	.0152	.0635	.4877	.0266	.0835	.5533	.0399	.1035	.6070	.0521	.1235	.6507	.0646	.1435	.6857	.1635	.7228	.0771	.1835	.7617	.2035	.7635	.0896
.0040	.1262	.0004	.0240	.3061	.0063	.0440	.4102	.0155	.0640	.4895	.0270	.0840	.5548	.0403	.1040	.6081	.0524	.1240	.6517	.0649	.1440	.6867	.1640	.7245	.0774	.1840	.7636	.2040	.7640	.0899
.0045	.1339	.0005	.0245	.3092	.0065	.0445	.4124	.0157	.0645	.4913	.0273	.0845	.5563	.0406	.1045	.6092	.0527	.1245	.6527	.0652	.1445	.6877	.1645	.7262	.0777	.1845	.7637	.2045	.7645	.0902
.0050	.1411	.0006	.0250	.3122	.0067	.0450	.4146	.0160	.0650	.4931	.0276	.0850	.5578	.0410	.1050	.6103	.0530	.1250	.6537	.0655	.1450	.6887	.1650	.7279	.0780	.1850	.7638	.2050	.7650	.0905
.0055	.1479	.0007	.0255	.3153	.0069	.0455	.4168	.0162	.0655	.4948	.0279	.0855	.5592	.0413	.1055	.6114	.0533	.1255	.6547	.0658	.1455	.6897	.1655	.7296	.0783	.1855	.7639	.2055	.7655	.0908
.0060	.1545	.0008	.0260	.3183	.0071	.0460	.4190	.0165	.0660	.4966	.0282	.0860	.5607	.0417	.1060	.6125	.0536	.1260	.6557	.0661	.1460	.6907	.1660	.7313	.0786	.1860	.7640	.2060	.7660	.0911
.0065	.1607	.0009	.0265	.3212	.0073	.0465	.4211	.0168	.0665	.4983	.0285	.0865	.5622	.0421	.1065	.6136	.0539	.1265	.6567	.0664	.1465	.6917	.1665	.7330	.0789	.1865	.7641	.2065	.7665	.0914
.0070	.1667	.0010	.0270	.3242	.0075	.0470	.4233	.0171	.0670	.5000	.0288	.0870	.5637	.0424	.1070	.6147	.0542	.1270	.6577	.0667	.1470	.6927	.1670	.7347	.0792	.1870	.7642	.2070	.7670	.0917
.0075	.1726	.0011	.0275	.3271	.0077	.0475	.4254	.0173	.0675	.5018	.0292	.0875	.5651	.0428	.1075	.6158	.0545	.1275	.6587	.0670	.1475	.6937	.1675	.7364	.0795	.1875	.7643	.2075	.7675	.0920
.0080	.1782	.0012	.0280	.3299	.0079	.0480	.4275	.0176	.0680	.5035	.0295	.0880	.5666	.0431	.1080	.6169	.0548	.1280	.6597	.0673	.1480	.6947	.1680	.7381	.0798	.1880	.7644	.2080	.7680	.0923
.0085	.1836	.0013	.0285	.3328	.0081	.0485	.4296	.0179	.0685	.5052	.0298	.0885	.5680	.0435	.1085	.6180	.0551	.1285	.6607	.0676	.1485	.6957	.1685	.7398	.0801	.1885	.7645	.2085	.7685	.0926
.0090	.1889	.0014	.0290	.3356	.0083	.0490	.4317	.0181	.0690	.5069	.0301	.0890	.5695	.0439	.1090	.6191	.0554	.1290	.6617	.0679	.1490	.6967	.1690	.7415	.0804	.1890	.7646	.2090	.7690	.0929
.0095	.1940	.0016	.0295	.3384	.0085	.0495	.4338	.0184	.0695	.5086	.0304	.0895	.5709	.0442	.1095	.6202	.0557	.1295	.6627	.0682	.1495	.6977	.1695	.7432	.0807	.1895	.7647	.2095	.7695	.0932
.0100	.1990	.0017	.0300	.3412	.0087	.0500	.4359	.0187	.0700	.5103	.0308	.0900	.5724	.0446	.1100	.6213	.0560	.1300	.6637	.0685	.1500	.6987	.1700	.7449	.0810	.1900	.7648	.2100	.7700	.0935
.0105	.2039	.0018	.0305	.3439	.0090	.0505	.4379	.0190	.0705	.5120	.0311	.0905	.5738	.0449	.1105	.6224	.0563	.1305	.6647	.0688	.1505	.6997	.1705	.7466	.0813	.1905	.7649	.2105	.7705	.0938
.0110	.2086	.0020	.0310	.3466	.0092	.0510	.4400	.0193	.0710	.5136	.0314	.0910	.5752	.0453	.1110	.6235	.0566	.1310	.6657	.0691	.1510	.7007	.1710	.7483	.0816	.1910	.7650	.2110	.7710	.0941
.0115	.2132	.0021	.0315	.3493	.0094	.0515	.4420	.0195	.0715	.5153	.0318	.0915	.5766	.0457	.1115	.6246	.0569	.1315	.6667	.0694	.1515	.7017	.1715	.7500	.0819	.1915	.7651	.2115	.7715	.0944
.0120	.2178	.0022	.0320	.3520	.0096	.0520	.4441	.0198	.0720	.5170	.0321	.0920	.5781	.0460	.1120	.6257	.0572	.1320	.6677	.0697	.1520	.7027	.1720	.7517	.0822	.1920	.7652	.2120	.7720	.0947
.0125	.2222	.0024	.0325	.3546	.0098	.0525	.4461	.0201	.0725	.5186	.0324	.0925	.5795	.0464	.1125	.6268	.0575	.1325	.6687	.0700	.1525	.7037	.1725	.7534	.0825	.1925	.7653	.2125	.7725	.0950
.0130	.2265	.0025	.0330	.3573	.0101	.0530	.4481	.0204	.0730	.5203	.0327	.0930	.5809	.0468	.1130	.6279	.0578	.1330	.6697	.0703	.1530	.7047	.1730	.7551	.0828	.1930	.7654	.2130	.7730	.0953
.0135	.2308	.0027	.0335	.3599	.0103	.0535	.4501	.0207	.0735	.5219	.0331	.0935	.5823	.0472	.1135	.6290	.0581	.1335	.6707	.0706	.1535	.7057	.1735	.7568	.0831	.1935	.7655	.2135	.7735	.0956
.0140	.2350	.0028	.0340	.3625	.0105	.0540	.4520	.0210	.0740	.5235	.0334	.0940	.5837	.0475	.1140	.6301	.0584	.1340	.6717	.0709	.1540	.7067	.1740	.7585	.0834	.1940	.7656	.2140	.7740	.0959
.0145	.2391	.0030	.0345	.3650	.0108	.0545	.4540	.0212	.0745	.5252	.0337	.0945	.5850	.0479	.1145	.6312	.0587	.1345	.6727	.0712	.1545	.7077	.1745	.7602	.0837	.1945	.7657	.2145	.7745	.0962
.0150	.2431	.0031	.0350	.3676	.0110	.0550	.4560	.0215	.0750	.5268	.0341	.0950	.5864	.0483	.1150	.6323	.0590	.1350	.6737	.0715	.1550	.7087	.1750	.7619	.0840	.1950	.7658	.2150	.7750	.0965
.0155	.2471	.0033	.0355	.3701	.0112	.0555	.4579	.0218	.0755	.5284	.0344	.0955	.5878	.0486	.1155	.6334	.0593	.1355	.6747	.0718	.1555	.7097	.1755	.7636	.0843	.1955	.7659	.2155	.7755	.0968
.0160	.2510	.0034	.0360	.3726	.0115	.0560	.4598	.0221	.0760	.5300	.0347	.0960	.5892	.0490	.1160	.6345	.0596	.1360	.6757	.0721	.1560	.7107	.1760	.7653	.0846	.1960	.7660	.2160	.7760	.0971
.0165	.2548	.0036	.0365	.3751	.0117	.0565	.4618	.0224	.0765	.5316	.0351	.0965	.5906	.0494	.1165	.6356	.0599	.1365	.6767	.0724	.1565	.7117	.1765	.7670	.0849	.1965	.7661	.2165	.7765	.0974
.0170	.2585	.0037	.0370	.3775	.0119	.0570	.4637	.0227	.0770	.5332	.0354	.0970	.5919	.0498	.1170	.6367	.0602	.1370	.6777	.0727	.1570	.7127	.1770	.7687	.0852	.1970	.7662	.2170	.7770	.0977
.0175	.2622	.0039	.0375	.3800	.0122	.0575	.4656	.0230	.0775	.5348	.0358	.0975	.5933	.0501	.1175	.6378	.0605	.1375	.6787	.0730	.1575	.7137	.1775	.7704	.0855	.1975	.7663	.2175	.7775	.0980
.0180	.2659	.0041	.0380	.3824	.0124	.0580	.4675	.0233	.0780	.5363	.0361	.0980	.5946	.0505	.1180	.6389	.0608	.1380	.6797	.0733	.1580	.7147	.1780	.7721	.0858	.1980	.7664	.2180	.7780	.0983
.0185	.2695	.0042	.0385	.3848	.0127	.0585	.4694	.0236	.0785	.5379	.0364	.0985	.5960	.0509	.1185	.6400	.0611	.1385	.6807	.0736	.1585	.7157	.1785	.7738	.0861	.1985	.7665	.2185	.7785	.0986
.0190	.2730	.0044	.0390	.3872	.0129	.0590	.4712	.0239	.0790	.5395	.0368	.0990	.5973	.0513	.1190	.6411	.0614	.1390	.6817	.0739	.1590	.7167	.1790	.7755	.0864	.1990	.7666	.2190	.7790	.0989
.0195	.2765	.0046	.0395	.3896	.0132	.0595	.4731	.0242	.0795	.5410	.0371	.0995	.5987	.0517	.1195	.6422	.0617	.1395	.6827	.0742	.1595	.7177	.1795	.7772	.0867	.1995	.7667	.2195	.7795	.0992

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

H/D FROM .1 TO .2											
H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T
.1000	.6000	.0520	.1200	.6499	.0680	.1400	.6940	.0851	.1600	.7332	.1033
.1005	.6013	.0524	.1205	.6511	.0684	.1405	.6950	.0855	.1605	.7341	.1037
.1010	.6027	.0528	.1210	.6523	.0688	.1410	.6960	.0860	.1610	.7351	.1042
.1015	.6040	.0532	.1215	.6534	.0692	.1415	.6971	.0864	.1615	.7360	.1047
.1020	.6053	.0536	.1220	.6546	.0696	.1420	.6981	.0869	.1620	.7369	.1051
.1025	.6066	.0540	.1225	.6557	.0701	.1425	.6991	.0873	.1625	.7378	.1056
.1030	.6079	.0544	.1230	.6569	.0705	.1430	.7001	.0878	.1630	.7387	.1061
.1035	.6092	.0547	.1235	.6580	.0709	.1435	.7012	.0882	.1635	.7396	.1066
.1040	.6105	.0551	.1240	.6592	.0713	.1440	.7022	.0886	.1640	.7406	.1070
.1045	.6118	.0555	.1245	.6603	.0717	.1445	.7032	.0891	.1645	.7415	.1075
.1050	.6131	.0559	.1250	.6614	.0721	.1450	.7042	.0895	.1650	.7424	.1080
.1055	.6144	.0563	.1255	.6626	.0726	.1455	.7052	.0900	.1655	.7433	.1084
.1060	.6157	.0567	.1260	.6637	.0730	.1460	.7062	.0904	.1660	.7442	.1089
.1065	.6170	.0571	.1265	.6648	.0734	.1465	.7072	.0909	.1665	.7451	.1094
.1070	.6182	.0575	.1270	.6659	.0738	.1470	.7082	.0913	.1670	.7460	.1099
.1075	.6195	.0579	.1275	.6671	.0743	.1475	.7092	.0918	.1675	.7468	.1103
.1080	.6208	.0583	.1280	.6682	.0747	.1480	.7102	.0922	.1680	.7477	.1108
.1085	.6220	.0587	.1285	.6693	.0751	.1485	.7112	.0927	.1685	.7486	.1113
.1090	.6233	.0591	.1290	.6704	.0755	.1490	.7122	.0932	.1690	.7495	.1118
.1095	.6245	.0595	.1295	.6715	.0760	.1495	.7132	.0936	.1695	.7504	.1122
.1100	.6258	.0598	.1300	.6726	.0764	.1500	.7141	.0941	.1700	.7513	.1127
.1105	.6270	.0602	.1305	.6737	.0768	.1505	.7151	.0945	.1705	.7521	.1132
.1110	.6283	.0606	.1310	.6748	.0773	.1510	.7161	.0950	.1710	.7530	.1137
.1115	.6295	.0610	.1315	.6759	.0777	.1515	.7171	.0954	.1715	.7539	.1142
.1120	.6307	.0614	.1320	.6770	.0781	.1520	.7180	.0959	.1720	.7548	.1146
.1125	.6320	.0619	.1325	.6781	.0785	.1525	.7190	.0963	.1725	.7556	.1151
.1130	.6332	.0623	.1330	.6791	.0790	.1530	.7200	.0968	.1730	.7565	.1156
.1135	.6344	.0627	.1335	.6802	.0794	.1535	.7209	.0973	.1735	.7574	.1161
.1140	.6356	.0631	.1340	.6813	.0798	.1540	.7219	.0977	.1740	.7582	.1166
.1145	.6368	.0635	.1345	.6824	.0803	.1545	.7229	.0982	.1745	.7591	.1171
.1150	.6380	.0639	.1350	.6834	.0807	.1550	.7238	.0986	.1750	.7599	.1175
.1155	.6392	.0643	.1355	.6845	.0811	.1555	.7248	.0991	.1755	.7608	.1180
.1160	.6404	.0647	.1360	.6856	.0816	.1560	.7257	.0996	.1760	.7616	.1185
.1165	.6416	.0651	.1365	.6866	.0820	.1565	.7267	.1000	.1765	.7625	.1190
.1170	.6428	.0655	.1370	.6877	.0825	.1570	.7276	.1005	.1770	.7633	.1195
.1175	.6440	.0659	.1375	.6887	.0829	.1575	.7285	.1009	.1775	.7642	.1200
.1180	.6452	.0663	.1380	.6898	.0833	.1580	.7295	.1014	.1780	.7650	.1204
.1185	.6464	.0667	.1385	.6908	.0838	.1585	.7304	.1019	.1785	.7659	.1209
.1190	.6476	.0671	.1390	.6919	.0842	.1590	.7314	.1023	.1790	.7667	.1214
.1195	.6488	.0676	.1395	.6929	.0847	.1595	.7323	.1028	.1795	.7675	.1219

H/D FROM .2 TO .3

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

H/D	L/D	A ₀ /A _T	H/D	L/D	A ₀ /A _T	H/D	L/D	A ₀ /A _T	H/D	L/D	A ₀ /A _T	H/D	L/D	A ₀ /A _T
.2000	.8000	.1424	.2200	.8285	.1631	.2400	.8542	.1845	.2600	.8773	.2066	.2800	.8980	.2292
.2005	.8007	.1429	.2205	.8292	.1636	.2405	.8548	.1851	.2605	.8778	.2072	.2805	.8985	.2298
.2010	.8015	.1434	.2210	.8298	.1642	.2410	.8554	.1856	.2610	.8784	.2077	.2810	.8990	.2304
.2015	.8022	.1439	.2215	.8305	.1647	.2415	.8560	.1862	.2615	.8789	.2083	.2815	.8995	.2309
.2020	.8030	.1444	.2220	.8312	.1652	.2420	.8566	.1867	.2620	.8794	.2088	.2820	.8999	.2315
.2025	.8037	.1449	.2225	.8319	.1658	.2425	.8572	.1873	.2625	.8800	.2094	.2825	.9004	.2321
.2030	.8045	.1454	.2230	.8325	.1663	.2430	.8578	.1878	.2630	.8805	.2100	.2830	.9009	.2326
.2035	.8052	.1460	.2235	.8332	.1668	.2435	.8584	.1884	.2635	.8811	.2105	.2835	.9014	.2332
.2040	.8059	.1465	.2240	.8338	.1674	.2440	.8590	.1889	.2640	.8816	.2111	.2840	.9019	.2338
.2045	.8067	.1470	.2245	.8345	.1679	.2445	.8596	.1895	.2645	.8821	.2116	.2845	.9024	.2344
.2050	.8074	.1475	.2250	.8352	.1684	.2450	.8602	.1900	.2650	.8827	.2122	.2850	.9028	.2349
.2055	.8081	.1480	.2255	.8358	.1689	.2455	.8608	.1906	.2655	.8832	.2128	.2855	.9033	.2355
.2060	.8089	.1485	.2260	.8365	.1695	.2460	.8614	.1911	.2660	.8837	.2133	.2860	.9038	.2361
.2065	.8096	.1490	.2265	.8371	.1700	.2465	.8619	.1917	.2665	.8843	.2139	.2865	.9043	.2367
.2070	.8103	.1496	.2270	.8378	.1705	.2470	.8625	.1922	.2670	.8848	.2145	.2870	.9047	.2372
.2075	.8110	.1501	.2275	.8384	.1711	.2475	.8631	.1927	.2675	.8853	.2150	.2875	.9052	.2378
.2080	.8118	.1506	.2280	.8391	.1716	.2480	.8637	.1933	.2680	.8858	.2156	.2880	.9057	.2384
.2085	.8125	.1511	.2285	.8397	.1721	.2485	.8643	.1938	.2685	.8864	.2161	.2885	.9061	.2390
.2090	.8132	.1516	.2290	.8404	.1727	.2490	.8649	.1944	.2690	.8869	.2167	.2890	.9066	.2395
.2095	.8139	.1521	.2295	.8410	.1732	.2495	.8654	.1949	.2695	.8874	.2173	.2895	.9071	.2401
.2100	.8146	.1527	.2300	.8417	.1738	.2500	.8660	.1955	.2700	.8879	.2178	.2900	.9075	.2407
.2105	.8153	.1532	.2305	.8423	.1743	.2505	.8666	.1961	.2705	.8884	.2184	.2905	.9080	.2413
.2110	.8160	.1537	.2310	.8429	.1748	.2510	.8672	.1966	.2710	.8890	.2190	.2910	.9084	.2419
.2115	.8167	.1542	.2315	.8436	.1754	.2515	.8678	.1972	.2715	.8895	.2195	.2915	.9089	.2424
.2120	.8174	.1547	.2320	.8442	.1759	.2520	.8683	.1977	.2720	.8900	.2201	.2920	.9094	.2430
.2125	.8182	.1553	.2325	.8449	.1764	.2525	.8689	.1983	.2725	.8905	.2207	.2925	.9098	.2436
.2130	.8189	.1558	.2330	.8455	.1770	.2530	.8695	.1988	.2730	.8910	.2212	.2930	.9103	.2442
.2135	.8196	.1563	.2335	.8461	.1775	.2535	.8700	.1994	.2735	.8915	.2218	.2935	.9107	.2448
.2140	.8203	.1568	.2340	.8467	.1781	.2540	.8706	.1999	.2740	.8920	.2224	.2940	.9112	.2453
.2145	.8210	.1573	.2345	.8474	.1786	.2545	.8712	.2005	.2745	.8925	.2229	.2945	.9116	.2459
.2150	.8216	.1579	.2350	.8480	.1791	.2550	.8717	.2010	.2750	.8930	.2235	.2950	.9121	.2465
.2155	.8223	.1584	.2355	.8486	.1797	.2555	.8723	.2016	.2755	.8935	.2241	.2955	.9125	.2471
.2160	.8230	.1589	.2360	.8492	.1802	.2560	.8728	.2021	.2760	.8940	.2246	.2960	.9130	.2477
.2165	.8237	.1594	.2365	.8499	.1808	.2565	.8734	.2027	.2765	.8945	.2252	.2965	.9134	.2482
.2170	.8244	.1600	.2370	.8505	.1813	.2570	.8740	.2033	.2770	.8950	.2258	.2970	.9139	.2488
.2175	.8251	.1605	.2375	.8511	.1818	.2575	.8745	.2038	.2775	.8955	.2264	.2975	.9143	.2494
.2180	.8258	.1610	.2380	.8517	.1824	.2580	.8751	.2044	.2780	.8960	.2269	.2980	.9148	.2500
.2185	.8265	.1615	.2385	.8523	.1829	.2585	.8756	.2049	.2785	.8965	.2275	.2985	.9152	.2506
.2190	.8271	.1621	.2390	.8529	.1835	.2590	.8762	.2055	.2790	.8970	.2281	.2990	.9156	.2511
.2195	.8278	.1626	.2395	.8536	.1840	.2595	.8767	.2060	.2795	.8975	.2286	.2995	.9161	.2517

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T
.3000	.9165	.2523	.3200	.9330	.2759	.3400	.9474	.2998	.3600	.9600	.3241	.3800	.9708	.3487
.3005	.9170	.2529	.3205	.9333	.2765	.3405	.9478	.3004	.3605	.9603	.3247	.3805	.9710	.3493
.3010	.9174	.2535	.3210	.9337	.2771	.3410	.9481	.3010	.3610	.9606	.3253	.3810	.9713	.3499
.3015	.9178	.2541	.3215	.9341	.2777	.3415	.9484	.3016	.3615	.9609	.3259	.3815	.9715	.3505
.3020	.9183	.2547	.3220	.9345	.2782	.3420	.9488	.3022	.3620	.9612	.3265	.3820	.9718	.3512
.3025	.9187	.2552	.3225	.9349	.2788	.3425	.9491	.3028	.3625	.9614	.3272	.3825	.9720	.3518
.3030	.9191	.2558	.3230	.9352	.2794	.3430	.9494	.3034	.3630	.9617	.3278	.3830	.9722	.3524
.3035	.9195	.2564	.3235	.9356	.2800	.3435	.9498	.3040	.3635	.9620	.3284	.3835	.9725	.3530
.3040	.9200	.2570	.3240	.9360	.2806	.3440	.9501	.3046	.3640	.9623	.3290	.3840	.9727	.3536
.3045	.9204	.2576	.3245	.9364	.2812	.3445	.9504	.3053	.3645	.9626	.3296	.3845	.9730	.3543
.3050	.9208	.2582	.3250	.9367	.2818	.3450	.9507	.3059	.3650	.9629	.3302	.3850	.9732	.3549
.3055	.9212	.2588	.3255	.9371	.2824	.3455	.9511	.3065	.3655	.9631	.3308	.3855	.9734	.3555
.3060	.9217	.2593	.3260	.9375	.2830	.3460	.9514	.3071	.3660	.9634	.3315	.3860	.9737	.3561
.3065	.9221	.2599	.3265	.9379	.2836	.3465	.9517	.3077	.3665	.9637	.3321	.3865	.9739	.3567
.3070	.9225	.2605	.3270	.9382	.2842	.3470	.9520	.3083	.3670	.9640	.3327	.3870	.9741	.3574
.3075	.9229	.2611	.3275	.9386	.2848	.3475	.9524	.3089	.3675	.9642	.3333	.3875	.9744	.3580
.3080	.9233	.2617	.3280	.9390	.2854	.3480	.9527	.3095	.3680	.9645	.3339	.3880	.9746	.3586
.3085	.9237	.2623	.3285	.9393	.2860	.3485	.9530	.3101	.3685	.9648	.3345	.3885	.9748	.3592
.3090	.9242	.2629	.3290	.9397	.2866	.3490	.9533	.3107	.3690	.9651	.3351	.3890	.9750	.3598
.3095	.9246	.2635	.3295	.9401	.2872	.3495	.9536	.3113	.3695	.9653	.3357	.3895	.9753	.3605
.3100	.9250	.2640	.3300	.9404	.2878	.3500	.9539	.3119	.3700	.9656	.3364	.3900	.9755	.3611
.3105	.9254	.2646	.3305	.9408	.2884	.3505	.9543	.3125	.3705	.9659	.3370	.3905	.9757	.3617
.3110	.9258	.2652	.3310	.9411	.2890	.3510	.9546	.3131	.3710	.9661	.3376	.3910	.9759	.3623
.3115	.9262	.2658	.3315	.9415	.2896	.3515	.9549	.3137	.3715	.9664	.3382	.3915	.9762	.3629
.3120	.9266	.2664	.3320	.9419	.2902	.3520	.9552	.3143	.3720	.9667	.3388	.3920	.9764	.3636
.3125	.9270	.2670	.3325	.9422	.2908	.3525	.9555	.3150	.3725	.9669	.3394	.3925	.9766	.3642
.3130	.9274	.2676	.3330	.9426	.2914	.3530	.9558	.3156	.3730	.9672	.3401	.3930	.9768	.3648
.3135	.9278	.2682	.3335	.9429	.2920	.3535	.9561	.3162	.3735	.9675	.3407	.3935	.9771	.3654
.3140	.9282	.2688	.3340	.9433	.2926	.3540	.9564	.3168	.3740	.9677	.3413	.3940	.9773	.3661
.3145	.9286	.2693	.3345	.9436	.2932	.3545	.9567	.3174	.3745	.9680	.3419	.3945	.9775	.3667
.3150	.9290	.2699	.3350	.9440	.2938	.3550	.9570	.3180	.3750	.9682	.3425	.3950	.9777	.3673
.3155	.9294	.2705	.3355	.9443	.2944	.3555	.9573	.3186	.3755	.9685	.3431	.3955	.9779	.3679
.3160	.9298	.2711	.3360	.9447	.2950	.3560	.9576	.3192	.3760	.9688	.3438	.3960	.9781	.3685
.3165	.9302	.2717	.3365	.9450	.2956	.3565	.9579	.3198	.3765	.9690	.3444	.3965	.9783	.3692
.3170	.9306	.2723	.3370	.9454	.2962	.3570	.9582	.3204	.3770	.9693	.3450	.3970	.9786	.3698
.3175	.9310	.2729	.3375	.9457	.2968	.3575	.9585	.3211	.3775	.9695	.3456	.3975	.9788	.3704
.3180	.9314	.2735	.3380	.9461	.2974	.3580	.9588	.3217	.3780	.9698	.3462	.3980	.9790	.3710
.3185	.9318	.2741	.3385	.9464	.2980	.3585	.9591	.3223	.3785	.9700	.3468	.3985	.9792	.3717
.3190	.9322	.2747	.3390	.9467	.2986	.3590	.9594	.3229	.3790	.9703	.3475	.3990	.9794	.3723
.3195	.9326	.2753	.3395	.9471	.2992	.3595	.9597	.3235	.3795	.9705	.3481	.3995	.9796	.3729

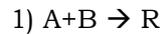
H/D FROM .4 TO .5

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T	H/D	L/D	A _D /A _T
.4000	.9798	.3735	.4200	.9871	.3986	.4400	.9928	.4238	.4600	.9968	.4491	.4800	.9992	.4745
.4005	.9800	.3742	.4205	.9873	.3992	.4405	.9929	.4244	.4605	.9969	.4498	.4805	.9992	.4752
.4010	.9802	.3748	.4210	.9874	.3998	.4410	.9930	.4251	.4610	.9970	.4504	.4810	.9993	.4758
.4015	.9804	.3754	.4215	.9876	.4005	.4415	.9931	.4257	.4615	.9970	.4510	.4815	.9993	.4765
.4020	.9806	.3760	.4220	.9878	.4011	.4420	.9932	.4263	.4620	.9971	.4517	.4820	.9994	.4771
.4025	.9808	.3767	.4225	.9879	.4017	.4425	.9934	.4270	.4625	.9972	.4523	.4825	.9994	.4777
.4030	.9810	.3773	.4230	.9881	.4023	.4430	.9935	.4276	.4630	.9973	.4529	.4830	.9994	.4784
.4035	.9812	.3779	.4235	.9882	.4030	.4435	.9936	.4282	.4635	.9973	.4536	.4835	.9995	.4790
.4040	.9814	.3785	.4240	.9884	.4036	.4440	.9937	.4288	.4640	.9974	.4542	.4840	.9995	.4796
.4045	.9816	.3791	.4245	.9885	.4042	.4445	.9938	.4295	.4645	.9975	.4548	.4845	.9995	.4803
.4050	.9818	.3798	.4250	.9887	.4049	.4450	.9939	.4301	.4650	.9975	.4555	.4850	.9995	.4809
.4055	.9820	.3804	.4255	.9888	.4055	.4455	.9940	.4307	.4655	.9976	.4561	.4855	.9996	.4815
.4060	.9822	.3810	.4260	.9890	.4061	.4460	.9942	.4314	.4660	.9977	.4567	.4860	.9996	.4822
.4065	.9824	.3816	.4265	.9891	.4068	.4465	.9943	.4320	.4665	.9978	.4574	.4865	.9996	.4828
.4070	.9825	.3823	.4270	.9893	.4074	.4470	.9944	.4326	.4670	.9978	.4580	.4870	.9997	.4834
.4075	.9827	.3829	.4275	.9894	.4080	.4475	.9945	.4333	.4675	.9979	.4586	.4875	.9997	.4841
.4080	.9829	.3835	.4280	.9896	.4086	.4480	.9946	.4339	.4680	.9979	.4593	.4880	.9997	.4847
.4085	.9831	.3842	.4285	.9897	.4093	.4485	.9947	.4345	.4685	.9980	.4599	.4885	.9997	.4854
.4090	.9833	.3848	.4290	.9899	.4099	.4490	.9948	.4352	.4690	.9981	.4606	.4890	.9998	.4860
.4095	.9835	.3854	.4295	.9900	.4105	.4495	.9949	.4358	.4695	.9981	.4612	.4895	.9998	.4866
.4100	.9837	.3860	.4300	.9902	.4112	.4500	.9950	.4364	.4700	.9982	.4618	.4900	.9998	.4873
.4105	.9838	.3867	.4305	.9903	.4118	.4505	.9951	.4371	.4705	.9983	.4625	.4905	.9998	.4879
.4110	.9840	.3873	.4310	.9904	.4124	.4510	.9952	.4377	.4710	.9983	.4631	.4910	.9998	.4885
.4115	.9842	.3879	.4315	.9906	.4131	.4515	.9953	.4383	.4715	.9984	.4637	.4915	.9999	.4892
.4120	.9844	.3885	.4320	.9907	.4137	.4520	.9954	.4390	.4720	.9984	.4644	.4920	.9999	.4898
.4125	.9846	.3892	.4325	.9908	.4143	.4525	.9955	.4396	.4725	.9985	.4650	.4925	.9999	.4905
.4130	.9847	.3898	.4330	.9910	.4149	.4530	.9956	.4402	.4730	.9985	.4656	.4930	.9999	.4911
.4135	.9849	.3904	.4335	.9911	.4156	.4535	.9957	.4409	.4735	.9986	.4663	.4935	.9999	.4917
.4140	.9851	.3910	.4340	.9912	.4162	.4540	.9958	.4415	.4740	.9986	.4669	.4940	.9999	.4924
.4145	.9853	.3917	.4345	.9914	.4168	.4545	.9959	.4421	.4745	.9987	.4675	.4945	.9999	.4930
.4150	.9854	.3923	.4350	.9915	.4175	.4550	.9959	.4428	.4750	.9987	.4682	.4950	1.0000	.4936
.4155	.9856	.3929	.4355	.9916	.4181	.4555	.9960	.4434	.4755	.9988	.4688	.4955	1.0000	.4943
.4160	.9858	.3936	.4360	.9918	.4187	.4560	.9961	.4440	.4760	.9988	.4695	.4960	1.0000	.4949
.4165	.9860	.3942	.4365	.9919	.4194	.4565	.9962	.4447	.4765	.9989	.4701	.4965	1.0000	.4955
.4170	.9861	.3948	.4370	.9920	.4200	.4570	.9963	.4453	.4770	.9989	.4707	.4970	1.0000	.4962
.4175	.9863	.3954	.4375	.9922	.4206	.4575	.9964	.4460	.4775	.9990	.4714	.4975	1.0000	.4968
.4180	.9865	.3961	.4380	.9923	.4213	.4580	.9965	.4466	.4780	.9990	.4720	.4980	1.0000	.4975
.4185	.9866	.3967	.4385	.9924	.4219	.4585	.9965	.4472	.4785	.9991	.4726	.4985	1.0000	.4981
.4190	.9868	.3973	.4390	.9925	.4225	.4590	.9966	.4479	.4790	.9991	.4733	.4990	1.0000	.4987
.4195	.9870	.3979	.4395	.9927	.4232	.4595	.9967	.4485	.4795	.9992	.4739	.4995	1.0000	.4994

ANEXO 4. Datos cinéticos para el reactor de síntesis de cumeno

Esquema estequiométrico:



donde A = propileno, B = benceno, R = cumeno, S = p-DIPB

Esquema cinético:

$$r_1 = k_1 C_A C_B$$

$$r_2 = k_2 C_A C_B$$

Donde las velocidades de reacción vienen dadas en kmol/m³·s. Las constantes cinéticas son del tipo Arrhenius:

$$k = A e^{\left(\frac{-E}{RT}\right)}$$

Siendo:

$$A_1 = 2.801 \cdot 10^7 \text{ m}^3/\text{kmol}\cdot\text{s}$$

$$E_1 = 104174 \text{ kJ/kmol}$$

$$A_2 = 3.452 \cdot 10^{10} \text{ m}^3/\text{kmol}\cdot\text{s}$$

$$E_2 = 146742 \text{ kJ/kmol}$$

Datos del catalizador:

La reacción anterior se lleva a cabo en presencia de un catalizador a base de zeolitas de las siguientes características:

Forma: esférica

Diámetro de partícula (dp): 3 mm

Densidad del catalizador (ρcat): 1600 kg cat/m³ cat

Porosidad del lecho (εB): 0.5

Factor de eficacia (η): 1.00

ANEXO 5. TABLAS PARA EL CÁLCULO DEL COSTE BÁSICO DE LOS EQUIPOS

Documento “Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes” de R. Turton, en el cual vienen recogidas las siguientes tablas para la determinación de los coeficientes:

Table A.1 Equipment Cost Data to Be Used with Equation A.1

Equipment Type	Equipment Description	K_1	K_2	K_3	Capacity, Units	Min Size	Max Size
Compressors	centrifugal, axial, and reciprocating	2.2897	1.3604	-0.1027	fluid power, kW	450	3000
	rotary	5.0355	-1.8002	0.8253	fluid power, kW	18	950
Drives	gas turbine	-21.7702	13.2175	-1.5279	shaft power, kW	7500	23,000
	intern comb. engine	2.7635	0.8574	-0.0098	shaft power, kW	10	10,000
	steam turbine	2.6259	1.4398	-0.1776	shaft power, kW	70	7500
	electric—explosion proof	2.4604	1.4191	-0.1798	shaft power, kW	75	2600
	electric—totally enclosed	1.9560	1.7142	-0.2282	shaft power, kW	75	2600
	electric—open/drip proof	2.9508	1.0688	-0.1315	shaft power, kW	75	2600
Evaporators	forced circulation (pumped)	5.0238	0.3475	0.0703	area, m ²	5	1000
	falling film	3.9119	0.8627	-0.0088	area, m ²	50	500
	agitated film (scraped wall)	5.0000	0.1490	-0.0134	area, m ²	0.5	5
	short tube	5.2366	-0.6572	0.3500	area, m ²	10	100
	long tube	4.6420	0.3698	0.0025	area, m ²	100	10,000
Fans	centrifugal radial	3.5391	-0.3533	0.4477	gas flowrate, m ³ /s	1	100
	backward curve	3.3471	-0.0734	0.3090	gas flowrate, m ³ /s	1	100
	axial vane	3.1761	-0.1373	0.3414	gas flowrate, m ³ /s	1	100
	axial tube	3.0414	-0.3375	0.4722	gas flowrate, m ³ /s	1	100
Furnaces	reformer furnace	3.0680	0.6597	0.0194	duty, kW	3000	100,000
	pyrolysis furnace	2.3859	0.9721	-0.0206	duty, kW	3000	100,000
	nonreactive fired heater	7.3488	-1.1666	0.2028	duty, kW	1000	100,000
Heat exchangers	scraped wall	3.7803	0.8569	0.0349	area, m ²	2	20
	Teflon tube	3.8062	0.8924	-0.1671	area, m ²	1	10
	bayonet	4.2768	-0.0495	0.1431	area, m ²	10	1000
	floating head	4.8306	-0.8509	0.3187	area, m ²	10	1000
	fixed tube	4.3247	-0.3030	0.1634	area, m ²	10	1000
	u-tube	4.1884	-0.2503	0.1974	area, m ²	10	1000

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

	kettle reboiler	4.4646	-0.5277	0.3955	area, m ²	10	100
	double pipe	3.3444	0.2745	-0.0472	area, m ²	1	10
	multiple pipe	2.7652	0.7282	0.0783	area, m ²	10	100
	flat plate	4.6656	-0.1557	0.1547	area, m ²	10	1000
	spiral plate	4.6561	-0.2947	0.2207	area, m ²	1	100
	air cooler	4.0336	0.2341	0.0497	area, m ²	10	10000
	spiral tube	3.9912	0.0668	0.2430	area, m ²	1	100
Heaters	diphenyl heater	2.2628	0.8581	0.0003	duty, kW	650	10750
	molten salt heater	1.1979	1.4782	-0.0958	duty, kW	650	10750
	hot water heater	2.0829	0.9074	-0.0243	duty, kW	650	10750
	steam boiler	6.9617	-1.4800	0.3161	duty, kW	1200	9400
Packing	loose (for towers)	2.4493	0.9744	0.0055	volume, m ³	0.03	628
Process vessels	horizontal	3.5565	0.3776	0.0905	volume, m ³	0.1	628
	vertical	3.4974	0.4485	0.1074	volume, m ³	0.3	520
Pumps	reciprocating	3.8696	0.3161	0.1220	shaft power, kW	0.1	200
	positive displacement	3.4771	0.1350	0.1438	shaft power, kW	1	100
	centrifugal	3.3892	0.0536	0.1538	shaft power, kW	1	300
Towers	tray and packed	3.4974	0.4485	0.1074	volume, m ³	0.3	520
Tanks	API—fixed roof	4.8509	-0.3973	0.1445	volume - m ³	90	30000
	API—floating roof	5.9567	-0.7585	0.1749	volume - m ³	1000	40000
Trays	sieve	2.9949	0.4465	0.3961	area, m ²	0.07	12.30
	valve	3.3322	0.4838	0.3434	area, m ²	0.70	10.50
	demisters	3.2353	0.4838	0.3434	area, m ²	0.70	10.50
Turbines	axial gas turbines	2.7051	1.4398	-0.1776	fluid power, kW	100	4000
	radial gas/liquid expanders	2.2476	1.4965	-0.1618	fluid power, kW	100	1500
Vaporizers	internal coils/jackets	4.0000	0.4321	0.1700	volume, m ³	1	100
	jacketed vessels	3.8751	0.3328	0.1901	volume, m ³	1	100

Table A.2 Pressure Factors for Process Equipment (Correlated from Data in Guthrie [1, 2], and Ulrich [3])

Equipment Type	Equipment Description	C_1	C_2	C_3	Pressure Range (barg)
Compressors	centrifugal, axial, rotary, and reciprocating	0	0	0	—
Drives	gas turbine	0	0	0	—
	intern comb. engine	0	0	0	—
	steam turbine	0	0	0	—
	electric—explosion proof	0	0	0	—
	electric—totally enclosed	0	0	0	—
	electric—open/drip proof	0	0	0	—
Evaporators	forced circulation (pumped), falling film, agitated film (scraped wall), short tube, and long tube	0	0	0	P<10
		0.1578	-0.2992	0.1413	10<P<150
Fans*	centrifugal radial, and centrifugal backward curve	0	0	0	$\Delta P < 1 \text{ kPa}$
		0	0.20899	-0.0328	$1 < \Delta P < 16 \text{ kPa}$
	axial vane and axial tube	0	0	0	$\Delta P < 1 \text{ kPa}$
		0	0.20899	-0.0328	$1 < \Delta P < 4 \text{ kPa}$
Furnaces	reformer furnace	0	0	0	P<10
		0.1405	-0.2698	0.1293	10<P<200
	pyrolysis furnace	0	0	0	P<10
		0.1017	-0.1957	0.09403	10<P<200
	nonreactive fired heater	0	0	0	P<10
Heat exchangers	scraped wall	0.1347	-0.2368	0.1021	10<P<200
		0	0	0	P<40
		0.6072	-0.9120	0.3327	40<P<100
		13.1467	-12.6574	3.0705	100<P<300
	Teflon tube	0	0	0	P<15

	bayonet, fixed tube sheet, floating head, kettle reboiler, and U-tube (both shell and tube)	0	0	0	P<5
		0.03881	-0.11272	0.08183	5<P<140
	bayonet, fixed tube sheet, floating head, kettle reboiler, and U-tube (tube only)	0	0	0	P<5
		-0.00164	-0.00627	0.0123	5<P<140
	double pipe and multiple pipe	0	0	0	P<40
		0.6072	-0.9120	0.3327	40<P<100
		13.1467	-12.6574	3.0705	100<P<300
	flat plate and spiral plate	0	0	0	P<19
	air cooler	0	0	0	P<10
		-0.1250	0.15361	-0.02861	10<P<100
	spiral tube (both shell and tube)	0	0	0	P<150
		-0.4045	0.1859	0	150<P<400
	spiral tube (tube only)	0	0	0	P<150
		-0.2115	0.09717	0	150<P<400
	Heaters	diphenyl heater, molten salt heater, and hot water heater	0	0	0
	-0.01633	0.056875	-0.00876	2<P<200	
	0	0	0	P<20	
	2.594072	-4.23476	1.722404	20<P<40	
Packing	loose (for towers)	0	0	0	—
Process vessels	horizontal and vertical			See Eq. A.2	
Pumps	reciprocating	0	0	0	P<10
		-0.245382	0.259016	-0.01363	10<P<100
	positive displacement	0	0	0	P<10
		-0.245382	0.259016	-0.01363	10<P<100
	centrifugal	0	0	0	P<10
	-0.3935	0.3957	-0.00226	10<P<100	

(continued)

Table A.2 Pressure Factors for Process Equipment (Correlated from Data in Guthrie [1, 2], and Ulrich [3]) (continued)

Equipment Type	Equipment Description	C_1	C_2	C_3	Pressure Range (barg)
Towers	tray and packed				See Eq. A.2
Tanks	API—fixed roof	0	0	0	$P < 0.07$
	API—floating roof	0	0	0	$P < 0.07$
Trays	sieve	0	0	0	—
	valve	0	0	0	—
	demisters	0	0	0	—
Turbines	axial gas turbines	0	0	0	—
	radial gas/liquid expanders	0	0	0	—
Vaporizers	internal coils / jackets and jacket vessels	0	0	0	$P < 5$
		-0.16742	0.13428	0.15058	$5 < P < 320$

*Pressure factors for fans are written in terms of the pressure rise across the fan, ΔP , where ΔP is measured in kPa.

Table A.3 Identification Numbers for Material Factors for Heat Exchangers, Process Vessels, and Pumps to Be Used with Figure A.8

Identification Number	Equipment Type	Equipment Description	Material of Construction
1	Heat exchanger	double pipe, multiple pipe,	CS-shell/CS-tube
2		fixed tube sheet, floating head,	CS-shell/Cu-tube
3		U-tube, bayonet, kettle reboiler, scraped	Cu-shell/Cu-tube
4		wall, and spiral tube	CS-shell/SS-tube
5			SS-shell/SS-tube
6			CS-shell/Ni alloy tube
7			Ni alloy, shell/Ni alloy-tube
8			CS-shell/Ti-tube
9			Ti-shell/Ti-tube
10	Process vessels	air cooler	CS tube
11		air cooler	Al tube
12		air cooler	SS tube
13		flat plate and spiral plate	CS (in contact with fluid)
14		flat plate and spiral plate	Cu (in contact with fluid)
15		flat plate and spiral plate	SS (in contact with fluid)
16		flat plate and spiral plate	Ni alloy (in contact with fluid)
17		flat plate and spiral plate	Ti (in contact with fluid)
18		horizontal, vertical (including towers)	CS
19		horizontal, vertical (including towers)	SS clad
20		horizontal, vertical (including towers)	SS
21		horizontal, vertical (including towers)	Ni alloy clad
22		horizontal, vertical (including towers)	Ni alloy
23		horizontal, vertical (including towers)	Ti clad
24		horizontal, vertical (including towers)	Ti

Table A.4 Constants for Bare Module Factor to be Used in Equation A.3 (Correlated from Data in Guthrie [1,2] and Ulrich [3])

Equipment Type	Equipment Description	B_1	B_2
Heat exchangers	double pipe, multiple pipe, scraped wall, and spiral tube	1.74	1.55
	fixed tube sheet, floating head, U-tube, bayonet, kettle reboiler, and Teflon tube	1.63	1.66
	air cooler, spiral plate, and flat plate	0.96	1.21
Process vessels	horizontal	1.49	1.52
	vertical (including towers)	2.25	1.82
Pumps	reciprocating	1.89	1.35
	positive displacement	1.89	1.35
	centrifugal	1.89	1.35

25	Pumps	reciprocating	Cast iron
26		reciprocating	Carbon steel
27		reciprocating	Cu alloy
28		reciprocating	SS
29		reciprocating	Ni alloy
30		reciprocating	Ti
31		positive displacement	Cast iron
32		positive displacement	Carbon steel
33		positive displacement	Cu alloy
34		positive displacement	SS
35		positive displacement	Ni alloy
36		positive displacement	Ti
37		centrifugal	Cast iron
38		centrifugal	Carbon steel
39		centrifugal	SS
40		centrifugal	Ni alloy

Table A.4 Constants for Bare Module Factor to be Used in Equation A.3 (Correlated from Data in Guthrie [1,2] and Ulrich [3])

Equipment Type	Equipment Description	B_1	B_2
Heat exchangers	double pipe, multiple pipe, scraped wall, and spiral tube	1.74	1.55
	fixed tube sheet, floating head, U-tube, bayonet, kettle reboiler, and Teflon tube	1.63	1.66
	air cooler, spiral plate, and flat plate	0.96	1.21
Process vessels	horizontal	1.49	1.52
	vertical (including towers)	2.25	1.82
Pumps	reciprocating	1.89	1.35
	positive displacement	1.89	1.35
	centrifugal	1.89	1.35

Table A.6 Identification of Material Factors for Equipment Listed in Table A.5 to be Used with Figure A.9 (continued)

Identification Number	Equipment Type	Equipment Description	Material of Construction	
52	Fired heaters and furnaces	fan with electric drive	Ni alloy	
53		tube for furnaces and nonreactive process heater	CS	
54		tube for furnaces and nonreactive process heater	Alloy steel	
55		tube for furnaces and nonreactive process heater	SS	
56		thermal fluid heater—hot water, molten salt, or diphenyl-based oil	-	
57		Power recovery equipment	turbines	CS
58	turbines		SS	
59	turbines		Ni alloy	
60	Trays and demister pads	sieve and valve trays	CS	
61		sieve and valve trays	SS	
62		sieve and valve trays	Ni alloy	
63		demister pad	SS	
64		demister pad	fluorocarbon	
65		demister pad	Ni alloy	
66		Tower packing	packing	metal (304SS)
67			packing	polyethylene
68	packing		ceramic	

Intercambiadores de calor

DISEÑO Y ANÁLISIS DE VIABILIDAD PARA LA CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE FABRICACIÓN DE CUMENO DE 10000 TN/AÑO

Exchanger Type	K_1	K_2	K_3	C_1	C_2	C_3	B_1	B_2	A_{min} (m ²)	A_{max} (m ²)	P_{max} (barg)
Double Pipe	3.0238	0.0603	0	6.4945 ¹	-6.6786	1.7442	0.74	1.21	0.2	10	300
Multiple Pipe	2.1138	0.9658	0	6.4945 ¹	-6.6786	1.7442	0.74	1.21	10	75	300
Fixed Tube Sheet or U-Tube	3.2138	0.2688	0.07961	-0.06499 ²	0.05025	0.01474	1.80	1.50	4	900	140
Floating Head	3.4338	0.1445	0.10790	-0.06499 ²	0.05025	0.01474	1.80	1.50	10	900	140
Bayonet	3.5238	0.1916	0.09474	-0.06499 ²	0.05025	0.01474	1.80	1.50	10	900	140
Kettle Reboiler	3.5638	0.1906	0.11070	-0.06499 ²	0.05025	0.01474	1.80	1.50	10	100	140
Scraped Wall	3.7438	0.9270	0	6.4945 ¹	-6.6786	1.7442	0.74	1.21	2	20	300
Teflon Tube	3.5738	0.4548	0	0	0	0	1.80	1.50	7	75	15
Air Cooler	3.6418	0.4053	0	-0.06154	0.0473	0	1.53	1.27	3.5	20,000	250
Spiral Tube	3.4088	0.6000	0.09944	-0.4045 ³	0.1859	0	0.74	1.21	.1	45	400
Spiral Plate	3.6788	0.4412	0	0	0	0	1.53	1.27	2	200	19
Flat Plate	3.8528	0.4242	0	0	0	0	1.53	1.27	15	1,500	19

¹ Pressure factors given are for 100 < P < 300 barg, for 40 < P < 100 use C₁ = 0.6209, C₂ = -0.9274, C₃ = 0.3369, for P < 40 C₁ = C₂ = C₃ = 0

² Pressure factors given are for when shell or both shell and tube are > 10 barg, when tubes only >10 barg use C₁ = -0.04139, C₂ = 0.04139, C₃ = 0

³ Pressure factors given are for when shell or both shell and tube are > 10 barg, when tubes only >10 barg use C₁ = -0.21150, C₂ = 0.09717, C₃ = 0