

**Universidad
Rey Juan Carlos**



**INGENIERO TÉCNICO INDUSTRIAL
ESPECIALIDAD: QUÍMICA INDUSTRIAL**

Curso académico 2003 / 2004

Proyecto Fin de Carrera

**INGENIERÍA DE PROCESO DE UNA COLUMNA DE
RECUPERACIÓN DE ETBE**

Autor: JAVIER SARDINA PINDADO

Tutor: LUIS CASADO PADILLA

INDICE

| | |
|--|-------|
| 1. Introducción | 1-4 |
| 2. Especificaciones de proceso | |
| 2.1. Bases de diseño | 5-6 |
| 2.2. Datos básicos de ingeniería | 6-8 |
| 2.3. Descripción del proceso | 8 |
| 2.4. PDF(Formato A3) | |
| 2.5. Condiciones de operación | 10 |
| 2.6. Balances de materia y energía | 11-14 |
| 3. Especificaciones de ingeniería básica | |
| 3.1. Diseño de equipos (Hojas estándar) | 14-24 |
| 3.2. Hojas de instrumentos | 25-31 |
| 3.3. Hojas de líneas | 32-36 |
| 3.4. Elementos de seguridad | 37 |
| 4. Otras especificaciones | |
| 4.1. Efluentes | 38 |
| 4.2. Consumos de servicios auxiliares | 38 |
| 5. Anexos | |
| 5.1. Presión de operación de la columna | 39-40 |
| 5.2. Optimización del numero de platos en la columna | 41-54 |
| 5.3. Optimización del piso de alimentación | 55-56 |
| 5.4. Determinación del plato sensible | 57-60 |
| 5.5. Optimización de la temperatura de alimentación | 61-64 |
| 5.6. Diseño riguroso de un cambiador de calor | 65-76 |
| 5.7. Calculo de niveles en recipientes | 77-80 |
| 5.8. Selección del tipo de caldera | 81-83 |
| 5.9. Estimación de la inversión | 84-86 |
| 5.10. Tablas y gráficos | 87-91 |
| 5.11. Datos de simulación | 92-99 |
| 6. Bibliografía | 100 |

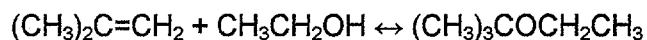


1.INTRODUCCIÓN

Las plantas de obtención de ETBE se están instalando en la actualidad a partir de ligeras modificaciones de las existentes destinadas a la producción de MTBE.

El ETBE se obtiene haciendo reaccionar etanol con isobutileno en presencia de un catalizador. El empleo de ETBE reduce la contaminación ambiental, aumenta el número de octano de los combustibles y reduce la cantidad de crudo necesaria para la elaboración de estos últimos.

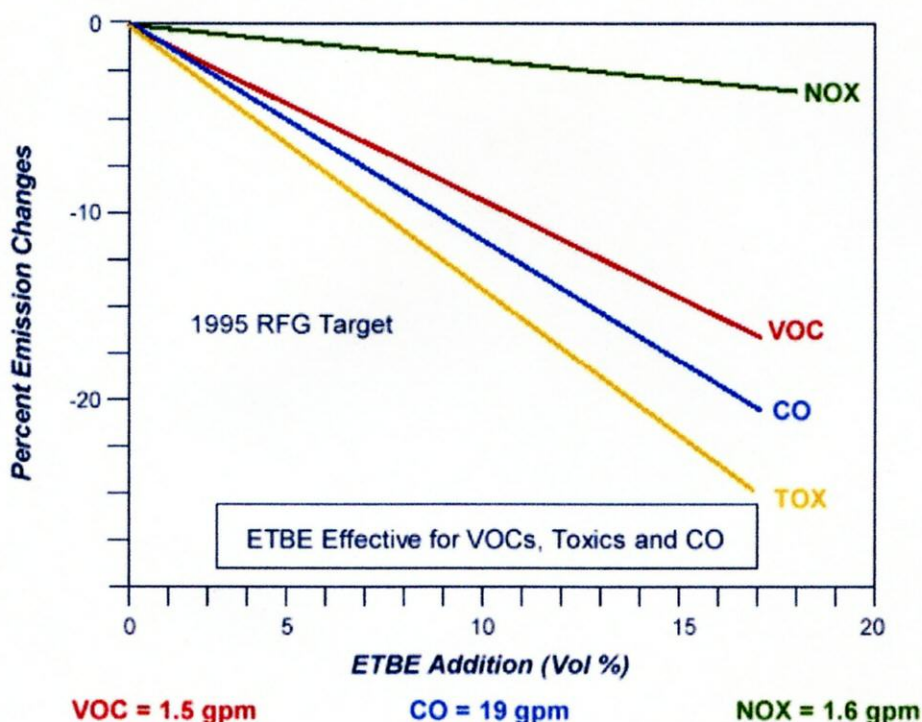
La reacción que se produce para la síntesis de ETBE es la siguiente:



Además frente al otro elemento antidetonante empleado para la formulación de gasolinas el MTBE, el etanol requerido puede obtenerse de fuentes naturales a partir de la fermentación de cereales, remolacha y otros productos agrícolas.

Una de las alternativas sería utilizar etanol directamente en lugar del ETBE, pero el etanol presenta graves problemas relativos a su transporte, ya que tiene gran afinidad por el agua depositado en las conducciones, este problema no se presenta con el ETBE, ya que este no presenta limitaciones al transporte, por lo que puede enviarse por las líneas convencionales de refinería.

Además el empleo directo de etanol provoca el aumento de volatilidad del combustible, lo que es un grave inconveniente para el mismo; en todo caso todo esto se evita con el ETBE ya que no presenta este efecto, sino que posee un efecto contrario produciendo un descenso de la volatilidad relativa del combustible.



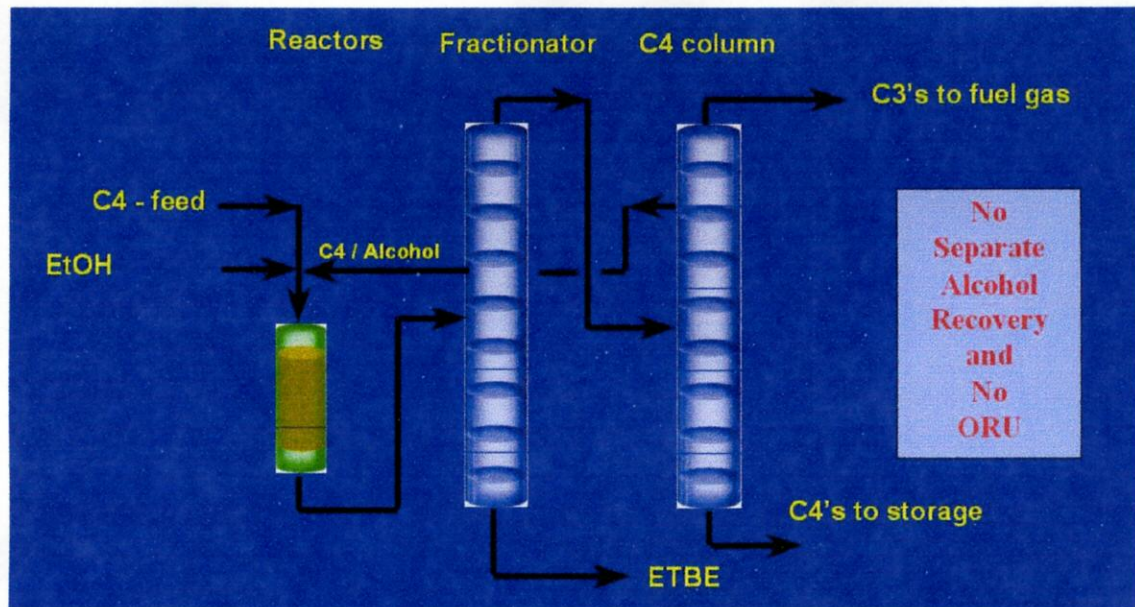
El proceso de producción de ETBE, parte de un pretratamiento del alimento, el etanol que es sometido a un proceso de secado para eliminar agua de la corriente y una corriente de refinería rica en isobutileno, para su envío a por lo menos dos reactores adiabáticos catalíticos, seguido de su envío a dos torres de destilación que servirán para su separación de la mezcla de productos no convertidos en los reactores. La síntesis de etanol se produce a bajas temperaturas, que mejoran la selectividad de la reacción y reduce las etapas de separación posteriores. Con este sistema se puede conseguir conversiones de isobutileno de alrededor del 95%.

El empleo de ETBE produce importantes ventajas respecto al empleo de otros aditivos para aumentar el índice de octanos de las gasolinas, en el siguiente grafico se observa la reducción de la emisión de todo tipo de gases contaminantes según aumenta la proporción de ETBE en la mezcla:

En la primera torre de destilación se obtiene ETBE como producto de fondo, mientras que como destilado se obtiene el etanol y los butenos que volverán a ser recirculados al principio del proceso. La segunda torre se dispone para acondicionar la corriente de destilado a las condiciones requeridas para el etanol en la sección de reacción.

Todo esto se puede conseguir aprovechando la existencia de un azeotropo natural entre el etanol y los hidrocarburos ligeros, que permite reciclar el etanol y los butenos al comienzo de la sección de eterificación sin necesidad de tratamiento adicional.

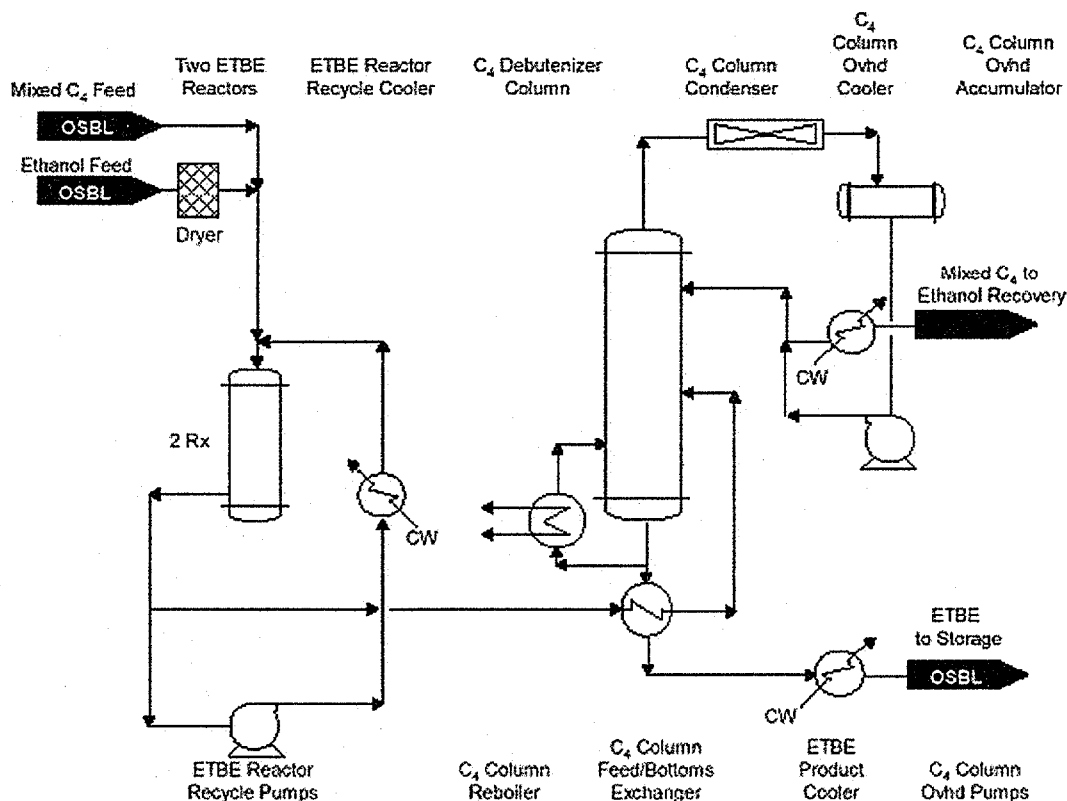
El siguiente esquema representa un modelo típico de unidad de producción de ETBE.



El objetivo del proyecto se centra en una de las secciones de la planta, en concreto en la columna destinada a conseguir una recuperación de ETBE como producto libre de compuestos C₄, y la recuperación de estos compuestos C₄, para su posterior fraccionamiento y recirculación a la sección de reacción.



En el siguiente esquema también se representa un modelo típico de unidad de recuperación de ETBE:



Aplicaciones del ETBE en España

El desarrollo de la industria del ETBE en España esta basado en la transformación de bioetanol, producto que en España desarrolla la empresa ABENER ENERGIA SA; esta compañía produce 226 millones de litros de bioetanol al año. Esta compañía vende su producción a la refinería de CEPSA en la Rabida (Huelva), donde este bioetanol junto con el isobutileno se emplean para la producción de ETBE. Este ETBE es empleado por CEPSA para la fabricación de gasolina sin plomo.

Los datos siguientes relativos a la producción de ETBE, que será empleado como biocombustible a fecha de 2002 son los siguientes:

En la fecha citada solo existe una planta de producción de bioetanol sita en Cartagena (Murcia) con una producción de 100.000 m³/año, y se esta construyendo otras dos en Salamanca y La Coruña que elevaran la producción en 250.000 m³/año.

2.ESPECIFICACIONES DE PROCESO

2.1 BASES DE DISEÑO

- La alimentación a la columna es de **50 Tm/h** del efluente del reactor. Su composición es la siguiente.
- Composición (% mol):

| | |
|-----------------------|-------|
| Propano | 0.04 |
| 1,3 Butadieno | 0.12 |
| Isobuteno | 2.06 |
| 1-Buteno | 18.41 |
| Cis-2 Buteno | 4.20 |
| Trans-2 Buteno | 7.38 |
| Isobutano | 2.08 |
| n-butano | 7.82 |
| Etanol | 6.22 |
| Alcohol terc-butílico | 0.40 |
| Dietileter | 0.01 |
| ETBE | 50.19 |
| Isooctano | 0.28 |
| Agua | 0.77 |

- Condiciones del alimento:

| | |
|--------------------------------|--------|
| Temperatura (° C) | 60 |
| Presión (kg/cm ² g) | 16 |
| Densidad (kg/m ³) | 661.90 |
| Viscosidad (cP) | 0.3013 |

- Condiciones en limite de bateria:

| | P(kg/cm ² g) | T(° C) |
|-------------------------|-------------------------|--------|
| Alimento desde reacción | 16,0 | 60 |
| ETBE producto a L.B. | 4,0 | 43 |
| Corriente de cabeza | 8,0 | 43 |

- Criterio de diseño

- Factor de operación: 8000 horas/año
- Capacidad mínima: 60% de la de diseño
- Sobrediseño de equipos:

| | |
|---|------|
| Bombas de carga y productos: | 110% |
| Bombas de reflujo de columnas | 120% |
| Cambiadores de calor | 110% |
| Columna de fraccionamiento (hidráulica) | 120% |

- Se fija una recuperación mínima en la unidad del 99.99% de ETBE alimentado a la misma.

2.2 DATOS BÁSICOS DE INGENIERIA

Los servicios auxiliares que se van a consumir son los siguientes:

- Vapor de calefacción para el reboiler de la columna. Se dispone de cuatro niveles de vapor a distintas presiones:

| | Alta presión | Media presión | Baja presión | Muy baja presión |
|-----------------------------------|--------------|---------------|--------------|------------------|
| Presión (Kg/cm ² g) | 38.5 | 16.5 | 3.8 | 1.8 |
| Temperatura (°C) | 350 | 300 | 223 | 131 |
| Precio (Euros/Tm) | 9 | 7.87 | 6.49 | 5 |

- Agua de refrigeración para el condensador y los cambiadores de las corrientes de destilado y residuo. El precio del agua de refrigeración (circulante) es de 0.027 Euros/m³, mientras que el precio del agua fresca de aporte es de 0.48 Euros/Tm
- Electricidad para las bombas. El precio de la electricidad es de 0.042 Euros/kWh.
- Aire para los instrumentos de control del proceso. el precio del aire es de 0.008 Euros/Nm³

La unidad forma parte de una unidad de ETBE que se instalará en un complejo petroquímico, por lo que será necesario tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- La alimentación se recibirá en línea desde la sección de reacción situada aguas arriba.
- La corriente de ETBE se enviara al parque de almacenamiento del Complejo Industrial
- El producto de cabeza se enviará a la columna de lavado con agua situada aguas abajo, en la propia unidad de ETBE.
- El colector de antorcha de la planta se conectará con el colector general del complejo, ya que se ha comprobado que este tiene capacidad suficiente para absorber las nuevas descargas. Se deberá vencer una contrapresión máxima de 0.45 Kg/cm²g.

El sistema de unidades empleado se detalla a continuación:

| | |
|---|-------------------------------------|
| Temperatura | °C |
| Presión | Kg/cm ² g |
| Masa | Kg/cm ² g |
| Volumen, líquidos | m ³ |
| Volumen, gases | m ³ (a P y T de proceso) |
| Caudal, líquidos | m ³ /h (a 15 °C) |
| Caudal, gases | m ³ /h (a 15 °C) |
| Caudal, vapor | Kg/h |
| Calor | Kcal. |
| Potencia calorífica / eléctrica | Kcal/h, kW |
| Coefficientes de transferencia de calor | Kcal/m ² °C h |
| Viscosidad | cP, cSt |
| Dimensiones de equipos | mm |
| Longitud de tuberías | mm |
| Diámetro de tuberías | pulgadas |
| Densidad | Kg/m ³ |

2.3 DESCRIPCION DEL PROCESO

La corriente de alimento proviene de la sección de reacción en la que se pone en contacto etanol e isobuteno para producir ETBE, esta corriente producto impurificada por etanol y diversos tipos de hidrocarburos C₄ se envía a la sección de recuperación. La corriente de alimento llega a la unidad a una temperatura muy inferior a la del fondo de la columna, por lo que se debe situar un cambiador de calor para calentar el alimento con la corriente de producto ETBE a limite de batería.

La columna cuenta con 48 platos reales numerados de cabeza a fondo, la alimentación se realiza en el piso 39, la presión de operación de la columna es de 15 kg/cm² g y la razón de reflujo es de 1.23.

Por fondo de la columna se obtiene la corriente rica en ETBE, con un contenido mínimo en etanol. Esta corriente pasa por un control de caudal donde reduce su presión antes de pasar por el cambiador de calor con la corriente de alimento y posteriormente por un enfriador para adecuar sus condiciones a las requeridas en limite de batería.

Por cabeza de la columna se obtiene un vapor rico en hidrocarburos C₄ que pasa por un condensador total, parte de esta corriente se recircula a la columna como reflujo mediante la bomba G-01 y otra parte es dirigida al limite de batería de la unidad previo adecuación de sus condiciones con el empleo de la válvula de control y un enfriador.

Los cambiadores de calor (caldera, condensador, y los dos enfriadores) son de tipo carcasa y tubos. El aporte de calor se obtiene de una corriente de vapor de alta presión. El liquido refrigerante del condensador y los enfriadores es agua circulante. Además se utiliza un cambiador de calor de carcasa y tubos para calentar la corriente de alimento con la corriente de fondo de columna.

La bomba necesaria para devolver el reflujo a la columna es una bomba centrífuga diseñada para alcanzar la presión requerida en la columna.

2.4 PFD'S (A3)

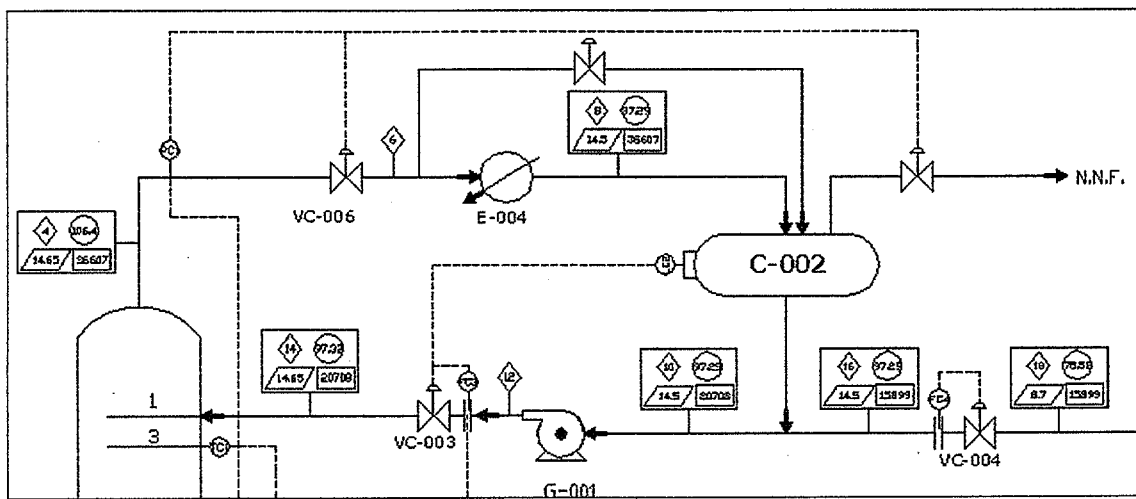
El PFD's se recogerá en la siguiente pagina en formato A3.

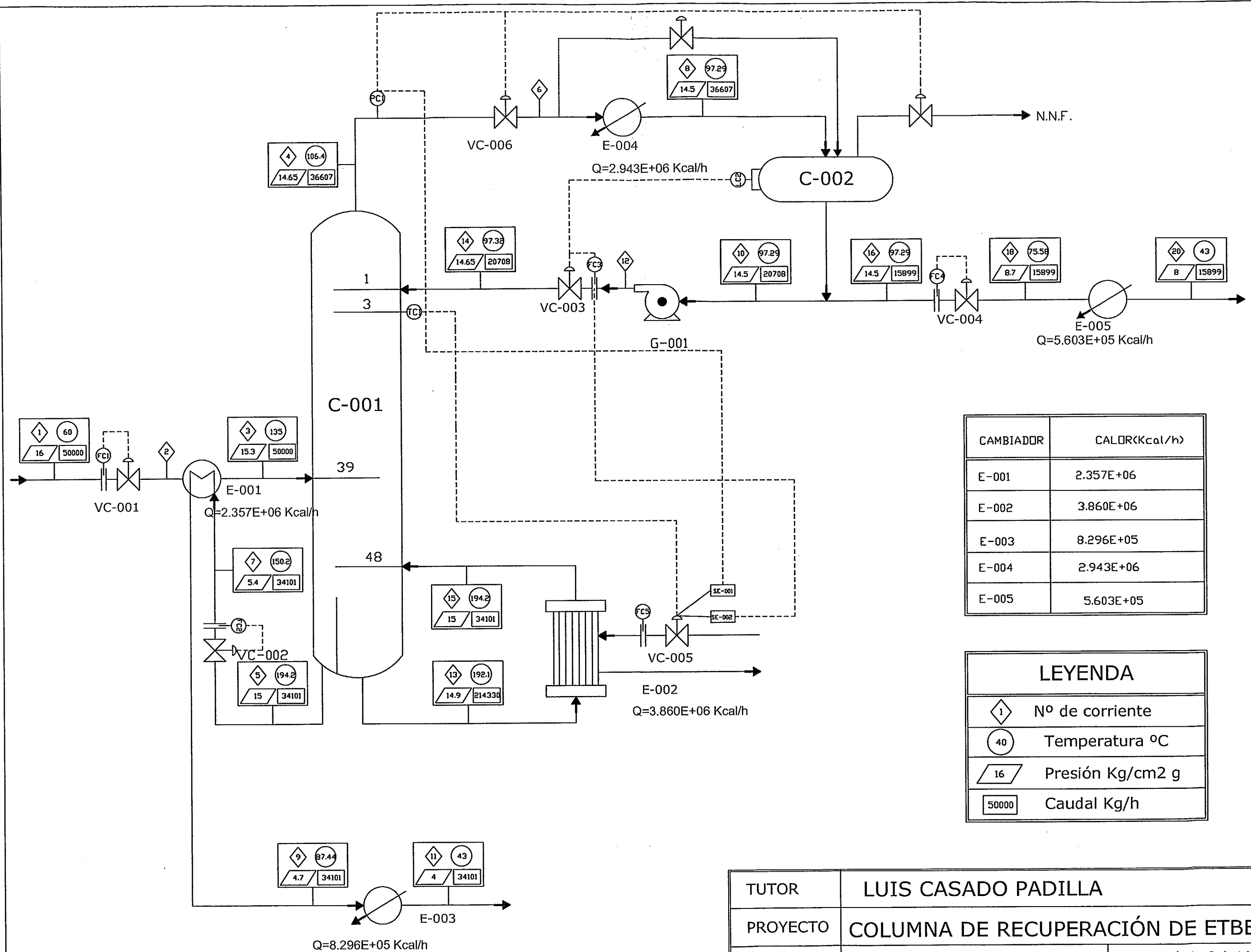
Descripción del sistema de control de presión de la unidad

El sistema de control empleado en la unidad esta basado en un sistema de control en cascada. En la zona superior de la columna se utiliza el denominado "Hot by-pass", este sistema de control se utiliza para minimizar los riesgos relativos al posible aumento de presión en la columna, para ello se sitúa una línea de proceso antes del cambiador de calor E-004 que descarga directamente en el deposito acumulador de reflujo C-002, el modo de actuación del sistema de control es el siguiente:

- Cuando la presión de la columna sube, la mayor parte del vapor que sale por cabeza se envía al condensador y se disminuye el paso de vapor por el by-pass.
- Para aumentar la presión en la columna, se envía mayor cantidad de vapor por el by pass directamente al acumulador de reflujo evitando su condensación en el cambiador de calor E-004.

Si se produce una sobrepresión excesiva se abre la válvula de descarga a antorcha situada en la parte superior del deposito acumulador.





| CAMBIADOR | CALOR(Kcal/h) |
|-----------|---------------|
| E-001 | 2.357E+06 |
| E-002 | 3.860E+06 |
| E-003 | 8.296E+05 |
| E-004 | 2.943E+06 |
| E-005 | 5.603E+05 |

| LEYENDA | |
|---------|------------------|
| | Nº de corriente |
| | Temperatura °C |
| | Presión Kg/cm2 g |
| | Caudal Kg/h |

| | | |
|----------|---------------------------------|--|
| TUTOR | LUIS CASADO PADILLA | |
| PROYECTO | COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | |
| ALUMNO | JAVIER SARDINA PINDADO | Ingeniero Técnico Industrial Química Industrial |

DIAGRAMA DE PROCESO

2.6 BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

Los balances de materia y energía se recogerán en las siguientes tablas:

BALANCES DE MATERIA.

| | 1 | 3 | 4 | 10 |
|--|----------------|--------------------|---------------------|--------------|
| Descripción | Entrada VC-001 | Salida fondo C-001 | Salida cabeza C-001 | Salida C-002 |
| Temperatura (°C) | 60 | 194,16 | 106,41 | 97,28 |
| Presión (Kg/cm ² _g) | 16 | 15 | 14,5 | 14,5 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 1 | 0 |
| Caudal másico (Kg/h) | 50000 | 34106 | 35433 | 20663 |
| Caudal molar (Kmol/h) | 634,94 | 351,6 | 631,69 | 368,35 |
| Caudal volumétrico (m ³ /h) | 71,03 | 45 | 58,782 | 34,22 |
| Caudales másicos individuales (Kg/h) | | | | |
| Propano | 11,20 | 0,00 | 24,97 | 14,54 |
| 1,3 Isobutadieno | 41,22 | 0,00 | 91,89 | 53,56 |
| Isobuteno | 734,02 | 0,00 | 1636,27 | 953,80 |
| 1-Buteno | 6559,90 | 0,05 | 14623,16 | 8524,01 |
| cis-2 Buteno | 1496,55 | 0,09 | 3335,89 | 1944,58 |
| trans-2 Buteno | 2629,66 | 0,06 | 5861,87 | 3417,04 |
| Isobutano | 767,78 | 0,01 | 1711,53 | 997,65 |
| n-Butano | 2886,58 | 0,09 | 6434,52 | 3750,83 |
| Etanol | 1819,82 | 1.126,59 | 1547,73 | 902,55 |
| Alcohol terc-butílico | 188,29 | 151,58 | 81,96 | 51,76 |
| Dietileter | 4,70 | 0,05 | 10,38 | 6,03 |
| ETBE | 32569,00 | 32.536,41 | 72,60 | 42,34 |
| Isooctano | 203,12 | 203,12 | 0,01 | 0 |
| Agua | 88,09 | 88,08 | 0,01 | 0 |
| Caudales molares individuales(kmol/h) | | | | |
| Propano | 0,25 | 0,00 | 0,56 | 0,33 |
| 1,3 Isobutadieno | 0,76 | 0,00 | 1,69 | 0,99 |
| Isobuteno | 13,08 | 0,00 | 29,16 | 17,00 |
| 1-Buteno | 116,91 | 0,01 | 260,62 | 151,95 |
| cis-2 Buteno | 26,67 | 0,01 | 59,45 | 34,66 |
| trans-2 Buteno | 46,86 | 0,01 | 104,47 | 60,91 |
| Isobutano | 13,20 | 0,01 | 29,44 | 17,16 |
| n-Butano | 49,66 | 0,01 | 110,70 | 64,54 |
| Etanol | 39,50 | 24,45 | 33,59 | 19,59 |
| Alcohol terc-butílico | 2,54 | 2,04 | 1,10 | 0,69 |
| Dietileter | 0,06 | 0,01 | 0,14 | 0,01 |
| ETBE | 318,74 | 318,42 | 0,71 | 0,41 |
| Isooctano | 1,77 | 1,77 | 0 | 0 |
| Agua | 4,89 | 4,88 | 0,01 | 0 |
| Propiedades de la fase líquida | | | | |
| Caudal másico (Kg/h) | 50000 | 34106 | ***** | 20663 |
| Caudal molar (Kmol/h) | 634,94 | 351,6 | ***** | 368,35 |
| Propiedades de la fase vapor | | | | |
| Caudal másico (Kg/h) | ***** | ***** | 35433 | ***** |
| Caudal molar (Kmol/h) | ***** | ***** | 631,69 | ***** |

| | 16 | 13 | 15 |
|--|--------------|-----------------|----------------|
| Descripción | Salida C-002 | Entrada caldera | Salida caldera |
| Temperatura (°C) | 97,27 | 192,09 | 194,16 |
| Presión (Kg/cm ² _g) | 14,5 | 14,9 | 15 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0,3 |
| Caudal másico (Kg/h) | 15894 | 214330 | 63959 |
| Caudal molar (Kmol/h) | 283,35 | 2255,1 | 2255,1 |
| Caudal volumétrico (m ³ /h) | 26,36 | 280,39 | 280,39 |
| Caudales másicos individuales (Kg/h) | | | |
| Propano | 11,20 | 0,00 | 0,00 |
| 1,3 Isobutadieno | 41,22 | 0,00 | 0,01 |
| Isobuteno | 734,02 | 0,05 | 0,05 |
| 1-Buteno | 6559,85 | 0,55 | 0,50 |
| cis-2 Buteno | 1496,46 | 0,88 | 0,78 |
| trans-2 Buteno | 2629,59 | 0,65 | 0,59 |
| Isobutano | 767,78 | 0,03 | 0,03 |
| n-Butano | 2886,48 | 0,90 | 0,80 |
| Etanol | 693,22 | 4.941,07 | 3815,55 |
| Alcohol terc-butílico | 36,70 | 632,21 | 480,69 |
| Dietileter | 4,65 | 0,29 | 0,24 |
| ETBE | 32,59 | 91.811,42 | 59274,98 |
| Isooctano | 0,01 | 428,94 | 225,81 |
| Agua | 0,01 | 246,62 | 158,53 |
| Caudales molares individuales (kmol/h) | | | |
| Propano | 0,25 | 0,00 | 0,00 |
| 1,3 Isobutadieno | 0,76 | 0,01 | 0,00 |
| Isobuteno | 13,08 | 0,00 | 0,00 |
| 1-Buteno | 116,91 | 0,01 | 0,00 |
| cis-2 Buteno | 26,67 | 0,01 | 0,01 |
| trans-2 Buteno | 46,86 | 0,01 | 0,01 |
| Isobutano | 13,20 | 0,00 | 0,00 |
| n-Butano | 49,66 | 0,01 | 0,01 |
| Etanol | 39,50 | 107,25 | 82,82 |
| Alcohol terc-butílico | 2,54 | 8,52 | 6,48 |
| Dietileter | 0,06 | 0,00 | 0,01 |
| ETBE | 318,74 | 898,52 | 580,10 |
| Isooctano | 1,77 | 3,75 | 1,97 |
| Agua | 4,89 | 13,68 | 8,80 |
| Propiedades de la fase líquida | | | |
| Caudal másico (Kg/h) | 15894 | 98064 | ***** |
| Caudal molar (Kmol/h) | 283,35 | 1031,8 | ***** |
| Propiedades de la fase vapor | | | |
| Caudal másico (Kg/h) | ***** | ***** | 36959 |
| Caudal molar (Kmol/h) | ***** | ***** | 680,24 |

BALANCES DE ENERGIA

| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
|---------------------------------|-------------|-------------|-------------|-------------|--------------|
| Descripción | L.B./VC-001 | VC-01/E-001 | E-001/C-001 | C-001/V-006 | C-001/VC-002 |
| Temperatura (°C) | 60 | 60 | 194,16 | 97,273 | 194,16 |
| Presión (Kg/cm ² _g) | 16 | 15,7 | 15 | 14,65 | 15 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0.0456 | 1 | 0 |
| Caudal másico (Kg/h) | 50000 | 50000 | 50000 | 35580 | 34105 |
| Caudal molar (Kmol/h) | 634,94 | 634,94 | 634,94 | 634,31 | 351,6 |
| Entalpía másica (Kcal/Kg) | -2658,2 | -2658,2 | -2434,6 | -660,37 | -3025,4 |
| Entalpía molar (Kcal/Kmol) | -5,00E+04 | -5,00E+04 | -4,620E+04 | -8860 | -7,01E+04 |
| Cp másica (Kcal/Kg °C) | 2,3761 | 2,3761 | 0,6055 | 0,4527 | 3,2340 |
| Densidad (Kg/m ³) | 661,9 | 661,8 | 336,96 | 27,3381 | 527,64 |
| Peso molecular (g/mol) | 78,74 | 78,747 | 78,747 | 56,093 | 97,006 |
| Viscosidad (cP) | 0,1994 | 0,1994 | 0,010 | 0,102 | 8,38E-02 |

| | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|---------------------------------|--------------|--------------|-------------|-------------|-------------|
| Descripción | VC-002/E-004 | VC-002/E-001 | E-004/C-002 | E-001/E-003 | C-002/G-001 |
| Temperatura (°C) | 97,273 | 145,82 | 97,28 | 83,717 | 97,28 |
| Presión (Kg/cm ² _g) | 14,65 | 5,4 | 14,5 | 4,7 | 14,5 |
| Fracción de vapor | 1 | 0,5127 | 0 | 0 | 0 |
| Caudal másico (Kg/h) | 35580 | 34105 | 35433 | 35433 | 19686 |
| Caudal molar (Kmol/h) | 634,31 | 351,6 | 631,69 | 631,69 | 32,658 |
| Entalpía másica (Kcal/Kg) | -660,37 | -3025,4 | -1008,5 | -3323,3 | -1008,5 |
| Entalpía molar (Kcal/Kmol) | -8860 | -7,01E+04 | -1,352E+04 | -7,075E+04 | -1,352E+04 |
| Cp másica (Kcal/Kg °C) | 0,4527 | 0,5625 | 0,7212 | 0,56787 | 0,7212 |
| Densidad (Kg/m ³) | 27,3381 | 33,119 | 491,01 | 691,02 | 491,01 |
| Peso molecular (g/mol) | 56,093 | 97,006 | 56,093 | 97,006 | 56,093 |
| Viscosidad (cP) | 0,102 | 8,38E-02 | 8,83E-02 | 0,2163 | 8,83E-02 |

| | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
|---------------------------------|------------|--------------|-------------|--------------|-------------|
| Descripción | E-003/L.B. | G-001/VC-003 | C-001/E-002 | VC-003/C-001 | E-002/C-001 |
| Temperatura (°C) | 43 | 97,316 | 192,09 | 97,316 | 194,16 |
| Presión (Kg/cm ² _g) | 4 | 14,65 | 14,9 | 14,65 | 15 |
| Fracción de vapor | 0 | 0 | 0 | 0 | 0,3 |
| Caudal másico (Kg/h) | 34105 | 19686 | 214330 | 19686 | 63959 |
| Caudal molar (Kmol/h) | 44,657 | 32,658 | 2255,1 | 32,658 | 2255,1 |
| Entalpía másica (Kcal/Kg) | -3416,3 | -1008,5 | -3078,2 | -1008,5 | -2854,6 |
| Entalpía molar (Kcal/Kmol) | -7,91E+04 | -1,352E+04 | -6,992E+04 | -1,352E+04 | -6,413E+03 |
| Cp másica (Kcal/Kg °C) | 0,5232 | 0,7212 | 0,7554 | 0,7212 | 0,5218 |
| Densidad (Kg/m ³) | 735,42 | 491,01 | 531,25 | 491,01 | 38,041 |
| Peso molecular (g/mol) | 97,006 | 56,093 | 95,049 | 56,093 | 94,021 |
| Viscosidad (cP) | 0,3219 | 8,83E-02 | 0,0839 | 8,83E-02 | 1,63E-02 |

| | 16 | 18 | 20 |
|---------------------------------|--------------|--------------|-------------|
| Descripción | C-002/VC-004 | VC-004/E-005 | E-002/C-001 |
| Temperatura (°C) | 97.276 | 75.577 | 43 |
| Presión (Kg/cm ² _g) | 14.5 | 8.7 | 8 |
| Fracción de vapor | 0 | 0.1877 | 0 |
| Caudal másico (Kg/h) | 15895 | 15895 | 15895 |
| Caudal molar (Kmol/h) | 283.36 | 283.36 | 283.36 |
| Entalpía másica (Kcal/Kg) | -1008.5 | -1008.5 | -1156.2 |
| Entalpía molar (Kcal/Kmol) | -1.352E+04 | -1.352E+04 | -1.55E+04 |
| Cp másica (Kcal/Kg °C) | 0.7216 | 0.6154 | 0.5948 |
| Densidad (Kg/m ³) | 491.01 | 85.993 | 573.49 |
| Peso molecular (g/mol) | 56.093 | 56.093 | 56.093 |
| Viscosidad (cP) | 0,0838 | 0,0838 | 0.1359 |




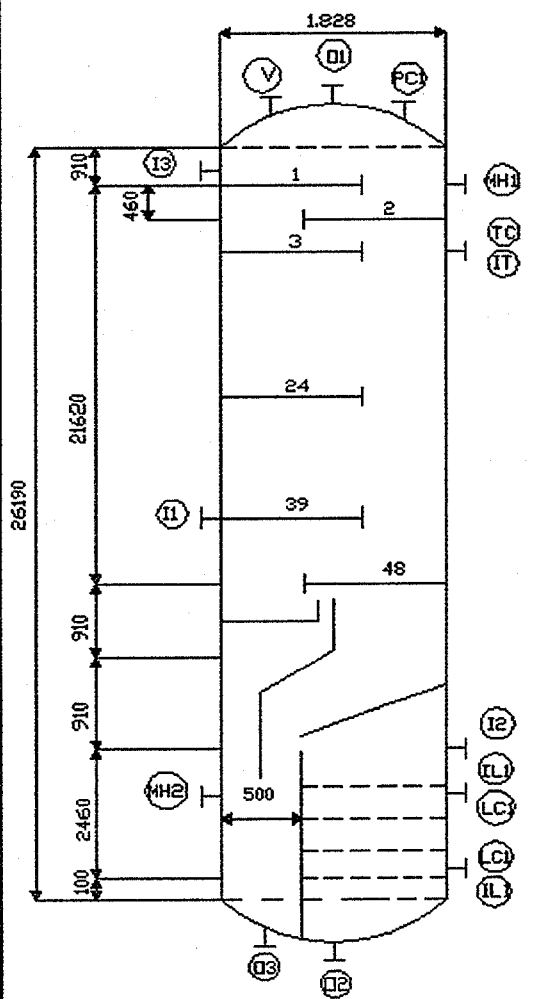
3.ESPECIFICACIONES DE INGENIERÍA BÁSICA


3.1 DISEÑO DE EQUIPOS (HOJAS ESTANDAR)


Dentro de este apartado se incluirán las hojas estándar de los siguientes equipos:

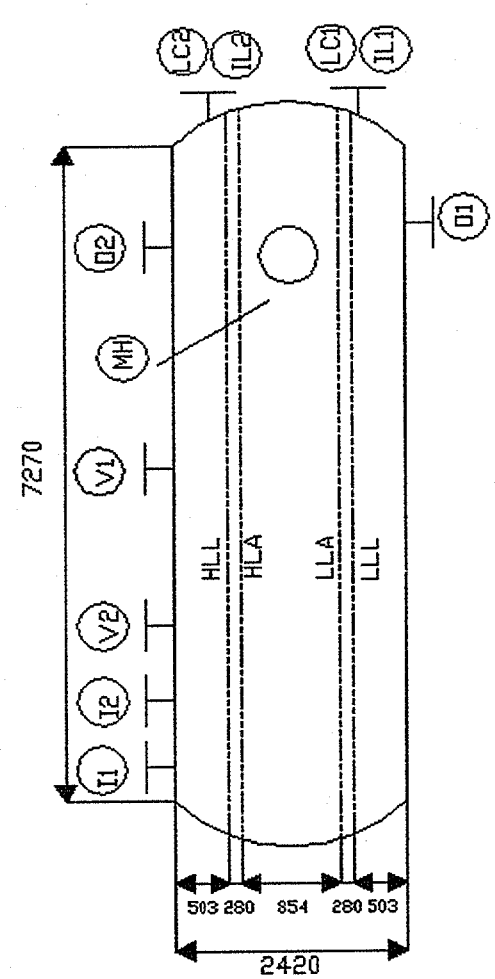
- Columna (C-001) Pág. 15-16
- Deposito acumulador de reflujo (C-002) Pág. 17
- Cambiadores de calor:
 - E-001 Pág. 18
 - E-002 Pág. 19
 - E-003 Pág. 20
 - E-004 Pág. 21
 - E-005 Pág. 22
- Bomba de reflujo (G-001) Pág. 23-24


| | | | | |
|---|-----|--|--|---|
| G.1 | C.4 |  <p style="font-size: 1.2em; margin: 0;">Universidad Rey Juan Carlos</p> | PROYECTO: <p style="text-align: center; font-weight: bold; font-size: 1.1em;">COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE</p> | EQUIPO Nº <p style="text-align: center;">C-001</p> PÁG. 1 DE 2 |
| RECIPIENTES | | | | |
| 2 EQUIPO Nº C-001 | | | | |
| 3 SERVICIO COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | | | |
| 4 CONDICIONES | | | | |
| 5 TEMPERATURA (Cabeza / Fondo) °C | | OPERACIÓN | | DISEÑO |
| 6 PRESIÓN (Cabeza / Fondo) kg/cm ² _g | | 97,28/194,2 | | 224,2 |
| | | 14,5/15 | | 16,8 |
| 7 NIVEL NORMAL LIQUIDO 2860 mm SOBRE | | | | |
| 8 LA LÍNEA L.T | | | | |
| 9 PARA UNA DENSIDAD (P,T) 440,36 kg/m ³ | | | | |
| | | ESPECIFIC. DE MATERIALES | SOBRESPESOR CORROSIÓN (mm) | |
| 13 CARCASA | | CS (1) | 3 | |
| 14 FONDOS | | CS | 3 | |
| 15 TRATAMIENTO TERMICO PROCESO | | | SI | <input checked="" type="checkbox"/> NO |
| 16 | | | | |
| 17 AISLAMIENTO | | | <input checked="" type="checkbox"/> SI | <input type="checkbox"/> NO |
| 18 PROTECCIÓN PERSONAL | | | SI | <input checked="" type="checkbox"/> NO |
| 19 PERDIDAS DE CALOR | | | SI | <input checked="" type="checkbox"/> NO |
| 20 TRACEADO | | | SI | <input checked="" type="checkbox"/> NO |
| 21 CONEXIONES | | | | |
| 22 SIGLA | Nº | DIAM. | BRIDA | SERVICIO |
| 23 OI | 1 | 12" | (2) | DESTILADO |
| 24 O2 | 1 | 1 1/2" | | RESIDUO |
| 25 O3 | 1 | 2" | | AL REHERVIDOR |
| 26 TC | 1 | 2" | | CONTROL DE T |
| 27 IT | 1 | 2" | | INDICADOR DE T |
| 28 I1 | 1 | 1 3/4" | | ALIMENTACION |
| 29 I2 | 1 | 2" | | DEL REHERVIDOR |
| 30 I3 | 1 | 2" | | ENTRADA REFLUJO |
| 31 LC1 | 2 | 2" | | CONTROL DE NIVEL |
| 32 IL1 | 2 | 2" | | INDICADOR DE NIVEL |
| 33 PC1 | 1 | 2" | | CONTROL CABEZA |
| 34 V | 1 | 2" | | VENTEO |
| 35 MH1 | 1 | 20" | | BOCA DE HOMBRE |
| 36 MH2 | 1 | 20" | | BOCA DE HOMBRE |
| 37 | | | | |
| 38 | | | | |
| 39 | | | | |
| 40 | | | | |
| 41 | | | | |
| 42 | | | | |
| 43 | | | | |
| 44 | | | | |
| 45 NOTAS: | | | | |
| (1) CS denota Acero al Carbono (2) El tipo de brida se especifica en Ingeniería de Detalle | | | | |




| | | | | | | |
|---|-----|--|--|----------|----------|---------------------------|
| G.1 | C.4 |  Universidad Rey Juan Carlos | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | | EQUIPO Nº C-001 |
| | | | | | | PÁG. 2 DE 2 |
| PLATOS | | | | | | |
| 2 EQUIPO Nº C-001 | | | | | | |
| 3 SERVICIO RECTIFICACIÓN DE HC | | | | | | |
| 4 DATOS GENERALES DE OPERACION | | | | | | |
| 5 NATURALEZA DEL FLUIDO | | | | | HC | |
| 6 COMPONENTES CORROSIVOS | | | | | NO | |
| 7 PLATOS Nº (1) | | | 1 | 39 | 48 | |
| 8 CARACTERÍSTICAS DEL VAPOR AL PLATO | | | | | | |
| 9 CAUDAL | | Kmol/h | 758 | 610,1 | 798,6 | |
| 10 CAUDAL | | kg/h | 4,252 | 41380 | 72650,0 | |
| 11 CAUDA A P,T | | m3/h | 70,54 | 62,15 | 94,87 | |
| 12 PESO MOLECULAR | | | 56,09 | 67,83 | 90,98 | |
| 13 DENSIDAD A P,T. | | kg/m3 | 27,34 | 29,92 | 36,37 | |
| 14 TEMPERATURA | | °C | 106,4 | 151,5 | 192,1 | |
| 15 CARACTERÍSTICAS DEL LIQUIDO DEL PLATO | | | | | | |
| 16 CAUDAL | | kg/h | 19360 | 82890 | 117700 | |
| 17 CAUDAL A P,T | | m3/h | 31,17 | 113,4 | 154 | |
| 18 DENSIDAD A P,T | | kg/m3 | 498,7 | 558,9 | 531,3 | |
| 19 VISOSIDAD A P,T | | cSt | 0,0915 | 0,1017 | 0,0839 | |
| 20 TENSION SUPERFICIAL | | Dinas/cm | 5,432 | 5,658 | 3,824 | |
| 21 TEMPERATURA | | °C | 106,4 | 151,5 | 192,1 | |
| 22 PRESION | | kg/cm2 (r) | 14,65 | 14,85 | 14,9 | |
| 23 ΔP MÁX. ADMISIBLE | | kg/cm2 | 0,005319 | | | |
| 24 ΔP COLUMNA MAX. ADMISIBLE | | kg/cm2 | 0,5 | | | |
| 25 FACTOR FORMACION ESPUMA | | | | | | |
| 26 FACTOR DE INUNDACION MAXIMO | | | | | | |
| 27 RANGO DE OPERACION MIN/MAX | | % | 60 / 120 | 60 / 120 | 60 / 120 | |
| 28 | | | | | | |
| 29 | | | | | | |
| 30 CARACTERÍSTICAS CONSTRUCTIVAS | | | | | | |
| 31 DIÁMETRO DE LA COLUMNA | | mm | 1,8288 | | | |
| 32 NÚMERO DE PLATOS | | | 48 | | | |
| 33 DISTANCIA ENTRE PLATOS | | mm | 460 | | | |
| 34 TIPO DE PLATO | | | VÁLVULA | | | |
| 35 NUMERO DE PASOS POR PLATO | | | 1 | | | |
| 36 MATERIAL DEL PLATO | | | CS | | | |
| 37 SOBRE-ESPESOR DE CORROSIÓN | | | 3 | | | |
| 38 MATERIAL DE LAS VÁLVULAS | | mm | CS | | | |
| 39 | | | | | | |
| 40 | | | | | | |
| 41 | | | | | | |
| 42 NUMERO DE AGUJEROS DE HOMBRE | | | 2 | | | |
| 43 DIÁMETRO AGUJERO DE HOMBRE | | mm | 600 | | | |
| 44 | | | | | | |
| NOTAS: (1) El diametro de la columna es un 20% mayor debido al sobrediseño hidraulico. | | | | | | |


| | | | | |
|---|-------------------------------------|--|---|---------------------------------------|
| 6.1 | C.4 |  <p style="font-size: 1.2em; margin: 0;">Universidad Rey Juan Carlos</p> | PROYECTO: <p style="text-align: center; font-weight: bold; margin: 0;">COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE</p> | EQUIPO Nº C-002 PÁG. 1 DE 1 |
| RECIPIENTES | | | | |
| 2 EQUIPO Nº C-002 | | | | |
| 3 SERVICIO DEPOSITO ACUMULADOR DE CONDENSADO DE C-001 | | | | |
| 4 CONDICIONES | | | | |
| 5 TEMPERATURA °C | OPERACIÓN | DISEÑO | | |
| 6 PRESIÓN (Fondo) kg/cm ² _g | 97,29 | 127,29 | | |
| 7 NIVEL NORMAL LÍQUIDO 676 mm SOBRE | 14,5 | 16,3 | | |
| 8 LA LÍNEA DE FONDO | | | | |
| 9 PARA UNA DENSIDAD (P,T) 27,337 kg/m ³ | | | | |
| | ESPECIFIC. DE MATERIALES | SOBREESPESOR DE CORROSIÓN (mm) | | |
| 13 CARCASA | CS | 3 | | |
| 14 FONDOS | CS | 3 | | |
| 15 TRATAMIENTO TERMICO PROCESO | SI | <input checked="" type="checkbox"/> NO | | |
| 16 | | | | |
| 17 AISLAMIENTO | <input checked="" type="checkbox"/> | <input checked="" type="checkbox"/> NO | | |
| 18 PROTECCIÓN PERSONAL | SI | <input checked="" type="checkbox"/> NO | | |
| 19 PERDIDAS DE CALOR | SI | <input checked="" type="checkbox"/> NO | | |
| 20 TRACEADO | SI | <input checked="" type="checkbox"/> NO | | |
| 21 CONEXIONES | | | | |
| 22 SIGLA | Nº | DIAM. | BRIDA | SERVICIO |
| 23 O2 | 1 | (1) | | VALVULA SEGURIDAD |
| 24 O1 | 1 | 1 1/2" | | SALIDA CONDENSADO |
| 25 I1 | 1 | 1 3/4" | | ENTRADA DE COND |
| 26 | | | | |
| 27 LC1 | 2 | 2" | | CONTROL DE NIVEL |
| 28 IL1 | 2 | 2" | | INDICADOR DE NIVEL |
| 29 MH | 1 | 20" | | BOCA DE HOMBRE |
| 30 V1 | 1 | 2" | | VENTEO |
| 31 V2 | 1 | 6" | | VENTILACIÓN |
| 32 | | | | |
| 33 | | | | |
| 34 | | | | |
| 35 | | | | |
| 36 | | | | |
| 37 | | | | |
| 38 | | | | |
| 39 | | | | |
| 40 | | | | |
| 41 | | | | |
| 42 | | | | |
| 43 | | | | |
| 44 | | | | |
| 45 NOTAS: | | | | |
| (1) Se especifica en Ingeniería de Detalle | | | | |





| | | | | | | | | |
|---|-----|---|---|----------|---------|------------|--------------------|--|
| G.1 | C.4 |  <p>Universidad Rey Juan Carlos</p> | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | | | EQUIPO N° E-001 | |
| | | | | | | | | |
| INTERCAMBIADORES DE CALOR | | | | | | | | |
| 2 EQUIPO N° E-001 | | | | | | | | |
| 3 SERVICIO CAMBIADOR DE CALOR DE ALIMENTO | | | | | | | | |
| 4 TIPO AEL | | | | | | | | |
| 5 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | | |
| 6 | | | LADO CARCASA | | | LADO TUBOS | | |
| 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | | | HC | | | HC | | |
| 8 AZUFRE | | % Peso | - | | | - | | |
| 9 | | | ENTRADA | SALIDA | ENTRADA | SALIDA | | |
| 10 CAUDAL INCONDENSABLES | | kg/h | | | | | | |
| 11 VAPOR DE AGUA | | kg/h | | | | | | |
| 12 VAPOR | | kg/h | 19357,998 | | | | | |
| 13 AGUA | | kg/h | | | | | | |
| 14 LIQUIDO | | kg/h | 18157,502 | 37515,5 | 55000 | 55000 | | |
| 15 CAUDAL TOTAL | | kg/h | 37515,5 | 37515,5 | 55000 | 55000 | | |
| 16 PROPIEDADES DE LA FASE VAPOR | | | | | | | | |
| 17 PESO MOLECULAR INCONDENSABLES | | | | 97,008 | | | | |
| 18 PESO MOLECULAR VAPOR | | | | 96,489 | | | | |
| 19 DENSIDAD a P,T | | kg/m ³ | | 33,139 | | | | |
| 20 VISCOSIDAD a P,T | | cP | | 0,00969 | | | | |
| 21 PROPIEDADES DE LA FASE LÍQUIDA (Base Seca) | | | | | | | | |
| 22 PESO MOLECULAR | | | | 97,566 | 97,008 | 78,747 | 78,747 | |
| 23 DENSIDAD a 15,4 °C | | Sp,Gr. | | 0,61 | 0,691 | 0,703 | 0,703 | |
| 24 DENSIDAD a P,T | | kg/m ³ | | 610,27 | 686,7 | 661,9 | 440,36 | |
| 25 VISCOSIDAD a P,T | | cSt | | 0,126 | 0,2091 | 0,19946 | 0,19946 | |
| 26 CONDICIONES DE OPERACIÓN | | | | | | | | |
| 27 TEMPERATURA | | °C | | 145,8 | 87,44 | 60 | 135 | |
| 28 PRESIÓN A LA ENTRADA | | kg/cm ² g | | 5,4 | | 16 | | |
| 29 PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE | | kg/cm ² | | 0,7 | | 0,7 | | |
| 30 FACTOR DE ENSUCIAMIENTO | | hm ² C/kcal | | 0,00025 | | 0,00025 | | |
| 31 CALOR INTERCAMBIADO | | Mkcal/h | | 0,2357 | | | | |
| 32 SUPERFICIE ESTIMADA | | m ² | | 211,95 | | | | |
| 33 CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO | | | | | | | | |
| 34 CALOR INTERCAMBIADO DISEÑO | | | Mkcal/h | 0,25927 | | | | |
| 35 TEMPERATURA DISEÑO | | | °C | 175,8 | | 165 | | |
| 36 PRESIÓN DISEÑO | | | kg/cm ² g | 11,8 (3) | | 17,6 | | |
| 37 DIÁMETRO NOMINAL TUBERÍA | | | pulgadas | 3" | 3" | 6" | 6" | |
| 38 TIPO DE BRIDAS | | | | (2) | | (2) | | |
| 39 SOBRESPESES CORROSIÓN | | | mm | 3 | | 3 | | |
| 40 MATERIAL TUBOS SS D.E. * ESPESOR * BWG 16 | | | LONGITUD(1) 20 | PASO | mm | Δ | | |
| 41 MATERIAL CARCASA | | | SS | | | | | |
| 42 MATERIAL DISTRIBUIDOR | | | SS | | | | | |
| 43 MATERIAL PLACAS TUBULARES | | | SS | | | | | |
| 44 NOTAS: Se aplica un sobrediseño del 10% a caudales y Duty intercambiador | | | | | | | | |
| (1) Longitud en pies | | | | | | | | |
| (2) En ingeniería de detalle | | | | | | | | |
| (3) Se aplica la regla de los 2/3 | | | | | | | | |


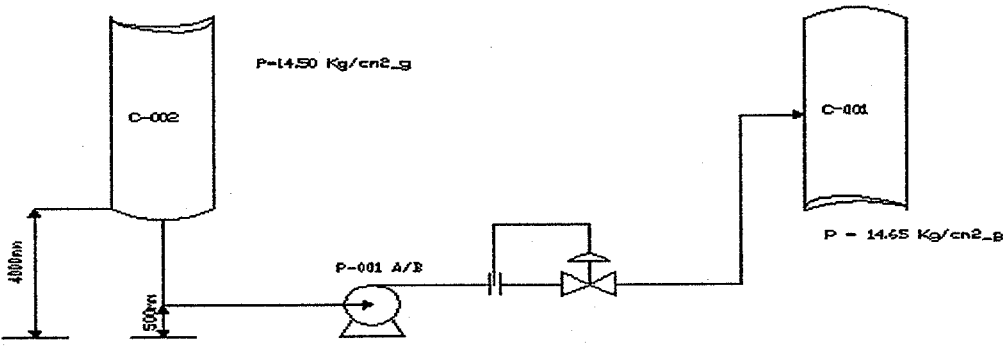
| | | | | | | | | |
|---|-----|---|---|---------|-----------|------------|--------------------|--|
| G.1 | C.4 |  <p>Universidad Rey Juan Carlos</p> | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | | | EQUIPO N° E-002 | |
| | | | | | | | | |
| INTERCAMBIADORES DE CALOR | | | | | | | | |
| 2 EQUIPO N° E-002 | | | | | | | | |
| 3 SERVICIO: CALDERA DE COLUMNA | | | | | | | | |
| 4 TIPO AES (TERMOSIFON VERTICAL) | | | | | | | | |
| 5 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | | |
| 6 | | | LADO CARCASA | | | LADO TUBOS | | |
| 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | | | VAPOR | | | HC | | |
| 8 AZUFRE | | % Peso | - | | | - | | |
| 9 | | | ENTRADA | SALIDA | ENTRADA | SALIDA | | |
| 10 CAUDAL INCONDENSABLES | | kg/h | | | | | | |
| 11 VAPOR DE AGUA | | kg/h | 5341,26 | 5341,26 | | | | |
| 12 VAPOR | | kg/h | | | | 19187,7 | | |
| 13 AGUA | | kg/h | | | | | | |
| 14 LIQUIDO | | kg/h | | | 214330 | 44771,3 | | |
| 15 CAUDAL TOTAL | | kg/h | 5341,26 | 5341,26 | 214330 | 63959 | | |
| 16 PROPIEDADES DE LA FASE VAPOR | | | | | | | | |
| 17 PESO MOLECULAR INCONDENSABLES | | | | | | 94,03 | | |
| 18 PESO MOLECULAR VAPOR | | | | | | 92,589 | | |
| 19 DENSIDAD a P,T | | kg/m ³ | | | | 37,331 | | |
| 20 VISCOSIDAD a P,T | | cP | | | | 0,011 | | |
| 21 PROPIEDADES DE LA FASE LÍQUIDA (Base Seca) | | | | | | | | |
| 22 PESO MOLECULAR | | | | | 95,041 | 96,092 | | |
| 23 DENSIDAD a 15,4 °C | | Sp,Gr. | | | | | | |
| 24 DENSIDAD a P,T | | kg/m ³ | | | 531,36 | 529,77 | | |
| 25 VISCOSIDAD a P,T | | cSt | | | 0,08233 | 0,0927 | | |
| 26 CONDICIONES DE OPERACIÓN | | | | | | | | |
| 27 TEMPERATURA | | °C | 248,26 | 248,26 | 192,1 | 194,2 | | |
| 28 PRESIÓN A LA ENTRADA | | kg/cm ² g | 38,5 | | 8,7 | | | |
| 29 PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE | | kg/cm ² | 0,7 | | 0,7 | | | |
| 30 FACTOR DE ENSUCIAMIENTO | | hm ² C/kcal | 0,00025 | | 0,00025 | | | |
| 31 CALOR INTERCAMBIADO | | Mkcal/h | | | 3,865 | | | |
| 32 SUPERFICIE ESTIMADA | | m ² | | | 152,19 | | | |
| 33 CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO | | | | | | | | |
| 34 CALOR INTERCAMBIADO DISEÑO | | Mkcal/h | | | 4,2515 | | | |
| 35 TEMPERATURA DISEÑO | | °C | 278,26 | | 224,2 | | | |
| 36 PRESIÓN DISEÑO | | kg/cm ² g | 42,35 | | 28,23 (3) | | | |
| 37 DIÁMETRO NOMINAL TUBERÍA | | pulgadas | 4" | 4" | 2" | 2" | | |
| 38 TIPO DE BRIDAS | | | (2) | | (2) | | | |
| 39 SOBRESPEESOR CORROSIÓN | | mm | 3 | | 3 | | | |
| 40 MATERIAL TUBOS | | SS D.E. * ESPESOR * BWG 16 LONGITUD(1) 20 PASO * mm Δ | | | | | | |
| 41 MATERIAL CARCASA | | | | | SS | | | |
| 42 MATERIAL DISTRIBUIDOR | | | | | SS | | | |
| 43 MATERIAL PLACAS TUBULARES | | | | | SS | | | |
| 44 NOTAS: Sobrediseño del 10% a caudales y duty intercambiado | | | | | | | | |
| | | (1) Longitud de pulgadas | | | | | | |
| | | (2) En ingeniería de detalle | | | | | | |
| | | (3) Se aplica la regla de los 2/3 | | | | | | |




| | | | | | | | | |
|---|------------------------|--|---|---------|--------------------|--|--------------------|--|
| G.1 | C.4 |  Universidad Rey Juan Carlos | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | | | EQUIPO N° E-003 | |
| | | | PÁG. 1 DE 1 | | | | | |
| INTERCAMBIADORES DE CALOR | | | | | | | | |
| 2 EQUIPO N° E-003 | | | | | | | | |
| 3 SERVICIO ENFRIAMIENTO DEL RESIDUO | | | | | | | | |
| 4 TIPO AES | | | | | | | | |
| 5 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | | |
| 6 | | LADO CARCASA | | | LADO TUBOS | | | |
| 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | | HC | | | AGUA REFRIGERACION | | | |
| 8 AZUFRE | % Peso | - | | | - | | | |
| 9 | | ENTRADA | SALIDA | ENTRADA | SALIDA | | | |
| 10 CAUDAL INCONDENSABLES | kg/h | | | | | | | |
| 11 VAPOR DE AGUA | kg/h | | | | | | | |
| 12 VAPOR | kg/h | | | | | | | |
| 13 AGUA | kg/h | | | 82276 | 82276 | | | |
| 14 LIQUIDO | kg/h | 34105 | 34105 | | | | | |
| 15 CAUDAL TOTAL | kg/h | 34105 | 34105 | 82276 | 82276 | | | |
| 16 PROPIEDADES DE LA FASE VAPOR | | | | | | | | |
| 17 PESO MOLECULAR INCONDENSABLES | | | | | | | | |
| 18 PESO MOLECULAR VAPOR | | | | | | | | |
| 19 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | | | | | | | |
| 20 VISCOSIDAD a P,T | cP | | | | | | | |
| 21 PROPIEDADES DE LA FASE LÍQUIDA (Base Seca) | | | | | | | | |
| 22 PESO MOLECULAR | | 97,008 | 97,008 | | | | | |
| 23 DENSIDAD a 15,4 °C | Sp,Gr. | 0,7691 | 0,7671 | | | | | |
| 24 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | 686,7 | 735,42 | | | | | |
| 25 VISCOSIDAD a P,T | cSt | 0,2091 | 0,32195 | | | | | |
| 26 CONDICIONES DE OPERACIÓN | | | | | | | | |
| 27 TEMPERATURA | °C | 87,44 | 43 | 30 | 40 | | | |
| 28 PRESIÓN A LA ENTRADA | kg/cm ² g | 4,7 | | 8 | | | | |
| 29 PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE | kg/cm ² | 0,7 | | 0,7 | | | | |
| 30 FACTOR DE ENSUCIAMIENTO | hm ² C/kcal | 0,00025 | | 0,00025 | | | | |
| 31 CALOR INTERCAMBIADO | Mkcal/h | 0,0896 | | | | | | |
| 32 SUPERFICIE ESTIMADA | m ² | 102 | | | | | | |
| 33 CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO | | | | | | | | |
| 34 CALOR INTERCAMBIADO DISEÑO | Mkcal/h | 0,09856 | | | | | | |
| 35 TEMPERATURA DISEÑO | °C | 117,44 | | | 70 | | | |
| 36 PRESIÓN DISEÑO | kg/cm ² g | 6,5 | | | 9,8 | | | |
| 37 DIÁMETRO NOMINAL TUBERÍA | pulgadas | 3/4" | 3/4" | 2" | 2" | | | |
| 38 TIPO DE BRIDAS | | (2) | | | (2) | | | |
| 39 SOBRESPEESOR CORROSIÓN | mm | 3 | | | 3 | | | |
| 40 MATERIAL TUBOS SS D.E. * ESPESOR * BWG 16 LONGITUD(1) 20 PASO * mm Δ | | | | | | | | |
| 41 MATERIAL CARCASA | | SS | | | | | | |
| 42 MATERIAL DISTRIBUIDOR | | SS | | | | | | |
| 43 MATERIAL PLACAS TUBULARES | | SS | | | | | | |
| 44 NOTAS: Sobrediseño del 10% en caudales y duty intercambiado | | | | | | | | |
| (1) Longitud en pies | | | | | | | | |
| (2) En ingeniería de detalle | | | | | | | | |

| | | | | | | | | |
|--|---|--|---|----------|--------------------|--|--------------------|--|
| G.1 | C.4 |  Universidad Rey Juan Carlos | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACION DE ETBE | | | | EQUIPO N° E-004 | |
| | | | PÁG. 1 DE 1 | | | | | |
| INTERCAMBIADORES DE CALOR | | | | | | | | |
| 2 EQUIPO N° E-004 | | | | | | | | |
| 3 SERVICIO CONDENSADOR DE LA COLUMNA C-001 | | | | | | | | |
| 4 TIPO AEL | | | | | | | | |
| 5 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | | |
| 6 | | LADO CARCASA | | | LADO TUBOS | | | |
| 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | | HC | | | AGUA REFRIGERACION | | | |
| 8 AZUFRE | % Peso | - | | | - | | | |
| 9 | | ENTRADA | SALIDA | ENTRADA | SALIDA | | | |
| 10 CAUDAL INCONDENSABLES | kg/h | | | | | | | |
| 11 VAPOR DE AGUA | kg/h | | | | | | | |
| 12 VAPOR | kg/h | 35424 | | | | | | |
| 13 AGUA | kg/h | | | 352958,3 | 352958,3 | | | |
| 14 LIQUIDO | kg/h | | 35424 | | | | | |
| 15 CAUDAL TOTAL | kg/h | 35424 | 35424 | 352958,3 | 352958,3 | | | |
| 16 PROPIEDADES DE LA FASE VAPOR | | | | | | | | |
| 17 PESO MOLECULAR INCONDENSABLES | | 56,092 | | | | | | |
| 18 PESO MOLECULAR VAPOR | | 56,093 | | | | | | |
| 19 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | 27,338 | | | | | | |
| 20 VISCOSIDAD a P,T | cP | 0,007 | | | | | | |
| 21 PROPIEDADES DE LA FASE LÍQUIDA (Base Seca) | | | | | | | | |
| 22 PESO MOLECULAR | | | 56,093 | | | | | |
| 23 DENSIDAD a 15,4 °C | Sp,Gr. | | 0,887 | | | | | |
| 24 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | | 794,53 | | | | | |
| 25 VISCOSIDAD a P,T | cSt | | 0,3968 | | | | | |
| 26 CONDICIONES DE OPERACIÓN | | | | | | | | |
| 27 TEMPERATURA | °C | 106 | 97,26 | 30 | 40 | | | |
| 28 PRESIÓN A LA ENTRADA | kg/cm ² g | 14,65 | | 8 | | | | |
| 29 PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE | kg/cm ² | 0,1 | | 0,1 | | | | |
| 30 FACTOR DE ENSUCIAMIENTO | hm ² C/kcal | 0,00025 | | 0,00025 | | | | |
| 31 CALOR INTERCAMBIADO | Mkcal/h | | | | 0,758 | | | |
| 32 SUPERFICIE ESTIMADA | m ² | | | | 354,92 | | | |
| 33 CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO | | | | | | | | |
| 34 CALOR INTERCAMBIADO DISEÑO | Mkcal/h | | | | 0,2944 | | | |
| 35 TEMPERATURA DISEÑO | °C | 136 | | 70 | | | | |
| 36 PRESIÓN DISEÑO | kg/cm ² g | 16,45 | | 11 (3) | | | | |
| 37 DIÁMETRO NOMINAL TUBERÍA | pulgadas | 12" | 3 1/2" | 3" | 3" | | | |
| 38 TIPO DE BRIDAS | | (2) | | (2) | | | | |
| 39 SOBRESPEESOR CORROSIÓN | mm | 3 | | 3 | | | | |
| 40 MATERIAL TUBOS | SS D.E. * ESPESOR * BWG 16 LONGITUD (1) | 20 PASO * mm | | Δ | | | | |
| 41 MATERIAL CARCASA | | | | | SS | | | |
| 42 MATERIAL DISTRIBUIDOR | | | | | SS | | | |
| 43 MATERIAL PLACAS TUBULARES | | | | | SS | | | |
| 44 NOTAS: | | | | | | | | |
| | (1) Longitud en pies | | | | | | | |
| | (2) En ingeniería de detalle | | | | | | | |
| | (3) Se aplica la regla de los 2/3 | | | | | | | |

| | | | | | | | |
|---|------------------------------|---|---|------------|---------|--|--------------------|
| G.1 | C.4 |  <p>Universidad Rey Juan Carlos</p> | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | | | EQUIPO Nº E-005 |
| | | | PÁG. 1 DE 1 | | | | |
| INTERCAMBIADORES DE CALOR | | | | | | | |
| 2 EQUIPO Nº E-005 | | | | | | | |
| 3 SERVICIO: ADECUACION DE CORRIENTE DE CABEZA | | | | | | | |
| 4 TIPO AET | | | | | | | |
| 5 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | |
| 6 | | LADO CARCASA | | LADO TUBOS | | | |
| 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | | HC | | VAPOR | | | |
| 8 AZUFRE | % Peso | - | | - | | | |
| 9 | | ENTRADA | SALIDA | ENTRADA | SALIDA | | |
| 10 CAUDAL INCONDENSABLES | kg/h | | | | | | |
| 11 VAPOR DE AGUA | kg/h | | | | | | |
| 12 VAPOR | kg/h | 2861,1 | | | | | |
| 13 AGUA | kg/h | | | 55572 | 55572 | | |
| 14 LIQUIDO | kg/h | 13033,9 | | | | | |
| 15 CAUDAL TOTAL | kg/h | 15895 | 15895 | 55572 | 55572 | | |
| 16 PROPIEDADES DE LA FASE VAPOR | | | | | | | |
| 17 PESO MOLECULAR INCONDENSABLES | | 56 | | | | | |
| 18 PESO MOLECULAR VAPOR | | 56,492 | | | | | |
| 19 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | 18,597 | | | | | |
| 20 VISCOSIDAD a P,T | cP | 0,00918 | | | | | |
| 21 PROPIEDADES DE LA FASE LÍQUIDA (Base Seca) | | | | | | | |
| 22 PESO MOLECULAR | | 56,001 | 56,092 | | | | |
| 23 DENSIDAD a 15,4 °C | Sp.Gr. | 0,602 | 0,602 | | | | |
| 24 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | 528,82 | 573,49 | | | | |
| 25 VISCOSIDAD a P,T | cSt | 0,103 | 0,139 | | | | |
| 26 CONDICIONES DE OPERACIÓN | | | | | | | |
| 27 TEMPERATURA | °C | 75,58 | 43 | 30 | 40 | | |
| 28 PRESIÓN A LA ENTRADA | kg/cm ² g | 8,7 | | | 8 | | |
| 29 PERDIDA DE CARGA ADMISIBLE | kg/cm ² | 0,7 | | | 0,7 | | |
| 30 FACTOR DE ENSUCIAMIENTO | hm ² C/kcal | 0,00025 | | | 0,00025 | | |
| 31 CALOR INTERCAMBIADO | Mkcal/h | | | 0,563 | | | |
| 32 SUPERFICIE ESTIMADA | m ² | | | 89,88 | | | |
| 33 CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO | | | | | | | |
| 34 CALOR INTERCAMBIADO DISEÑO | Mkcal/h | | | 0,6193 | | | |
| 35 TEMPERATURA DISEÑO | °C | 105,58 | | | 70 | | |
| 36 PRESIÓN DISEÑO | kg/cm ² g | 10,5 | | | 9,8 | | |
| 37 DIÁMETRO NOMINAL TUBERÍA | pulgadas | 2" | 2" | 3" | 3" | | |
| 38 TIPO DE BRIDAS | | (2) | | | (2) | | |
| 39 SOBRESPEESOR CORROSIÓN | mm | 3 | | | 3 | | |
| 40 MATERIAL TUBOS SS D.E. * ESPESOR * BWG 16 LONGITUD(1) 20 PASO * mm Δ | | | | | | | |
| 41 MATERIAL CARCASA | | | | SS | | | |
| 42 MATERIAL DISTRIBUIDOR | | | | SS | | | |
| 43 MATERIAL PLACAS TUBULARES | | | | SS | | | |
| 44 NOTAS: Sobrediseño del 10% a caudales y duty intercambiado | | | | | | | |
| | (1) Longitud en pies | | | | | | |
| | (2) En ingeniería de detalle | | | | | | |

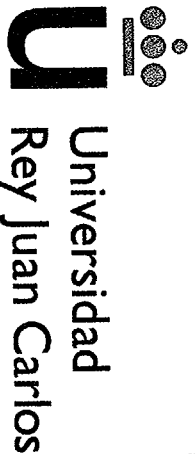
| | | | | |
|--|----------|--|---|--|
| G.1 | C.4 |  <p style="font-size: 1.2em; font-weight: bold; margin: 0;">Universidad Rey Juan Carlos</p> | <p>PROYECTO:</p> <p style="font-size: 1.1em; font-weight: bold; margin: 0;">COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE</p> | <p>EQUIPO N°</p> <p style="font-weight: bold; margin: 0;">P-001</p> <hr/> <p>PÁG. 1 DE 2</p> |
| HOJA DE CÁLCULO DE BOMBAS | | | | |
| BOMBA N° P-001 | | | | |
| SERVICIO IMPULSIÓN DE REFLUJO | | | | |
| ESQUEMA DE FLUJO | | | | |
|  | | | | |
| NATURALEZA DEL FLUIDO <u>HC</u> TEMP. OPERACIÓN <u>97,27</u> °C, Sp.Gr.A 15 °C <u>0,524</u> VISCOSIDAD <u>0,3968</u> cSt a TEMP. OPERACIÓN DENSIDAD <u>491,01</u> Kg/m ³ a TEMP. OPERACIÓN | | | | |
| CAPACIDAD | | PRESIÓN DE IMPULSIÓN | | NOR DIS |
| NORMAL Kg/h | 19530 | PRES. DESTINO kg/cm ² (r) | 14,65 | |
| NORMAL m ³ /h | 32,4 | H(Kg/cm ²)=0,1* 21,16_m_0,491_g/cc | 1,03 | |
| FACTOR DE DISEÑO | 120% | ΔP (Kg/cm ²) | 0 | |
| CAPACIDAD DE DISEÑO m ³ /h | 38,88 | OTROS ΔP Kg/cm ² | | |
| PRESIÓN DE ASPIRACIÓN | | PRESIÓN DIFERENCIAL | | NOR DIS |
| PRESIÓN RECIP. kg/cm ² (r) | 14,5 | PLACA FC | 0,2 | |
| H(Kg/cm ²) = 0,1 * 4_m_0,491,01_g/cc | 0,2 | E-003 | 0,7 | |
| ΔP LINEA Kg/cm ² | 0 | ΔP LINEA Kg/cm ² | | |
| OTROS ΔP Kg/cm ² | 0 | ΔP VALV. CONT. Kg/cm ² | 0,5 | |
| PRESIÓN ASP. kg/cm ² (r) | 13,7 | PRESIÓN IMP. kg/cm ² (r) | 18,1 | |
| NPSH DISPONIBLE | | PRESIÓN MÁXIMA IMPULSIÓN (2) | | NOR DIS |
| PRESIÓN ASP. NOR. kg/cm ² (a) | 14,7 | PRESIÓN IMP. kg/cm ² (r) | 18,1 | |
| PRES. VAPOR A 125,1 °C kg/cm ² (a) | 14,5 | PRESIÓN ASP. NOR. kg/cm ² (r) | 14,7 | |
| DIFERENCIA kg/cm ² | 0,2 | PRESIÓN DIF. kg/cm ² (r) | 3,38 | |
| NPSH = 0,20_kg/cm ² *10/ 0,491,01_g/cc | 4,0 | H (m)= 10 *3,38 Kg/cm ² /0,491_g/cc | 16,6 | |
| (m) | | | | |
| POTENCIA Y CONSUMO ENERGÉTICO | | | | |
| HHP (CV) = 32,4 m ³ /h * 3,38 ΔP kg/cm ² | 3,99 | a) P.ASP.NOR.+NIVEL MAX. LIQ | 16,05 | |
| 27,4 | | b) P.ASP. MAXIMA | 17,1 | |
| BHP (CV) = 3,99 HHP / 0,75 EFIC. | 5,33 | c) PRESIÓN DIF. NORMAL | 3,38 | |
| Kw / h = 5,33 BHP * 0,736 / 0,75 EFIC. | 5,23 | d) 1,2*PRESIÓN DIF. NORMAL | 4,05 | |
| VAPOR (Kg/h) = 5,33 BHP*FACTOR/0,75EFIC. | | PRESIÓN MÁXIMA IMP. (3) | 20,48 | |
| NOTAS: (1) La presión máxima en el recipiente será la presión de disparo de la válvula de seguridad. (2) En este apartado las unidades son de kg/cm ² (r) en todos los casos (3) Especificar el valor máximo de (a+d) ó (b+c). Si puede ser originado por una única emergencia, especifíquese (b+d) | | | | |
| Por | Aprobado | | | |
| Rev. | Fecha | | | |

| | | | | | |
|------|----------|--|---|---------|--------------------|
| G.1 | C.4 |  Universidad Rey Juan Carlos | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | EQUIPO Nº P-001 |
| | | | BOMBAS | | |
| | | 2 EQUIPO Nº OPERACIÓN / RESERVA | P-001 A/B | | |
| | | 3 NUMERO DE BOMBAS REQUERIDO | 2 A/B | | |
| | | 4 TIPO DE BOMBA | CENTRÍFUGA | | |
| | | 5 SERVICIO | IMPULSIÓN DE REFLUJO | | |
| | | 6 | | | |
| | | 7 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | |
| | | 8 NATURALEZA DEL FLUIDO | HC | | |
| | | 9 COMPONENTES CORROSIVOS y/o TÓXICOS | NO | | |
| | | 10 SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN | NO | | |
| | | 11 | | | |
| | | 12 CAUDAL NORMAL | m ³ /h | 32,4 | |
| | | 13 TEMPERATURA | °C | 97,27 | |
| | | 14 PROPIEDADES | | | |
| | | 15 DENSIDAD a 15,4 °C | Sp,Gr. | 0,524 | |
| | | 16 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | 491,01 | |
| | | 17 VISCOSIDAD a P,T | cSt | 0,3968 | |
| | | 18 TENSIÓN DE VAPOR a P,T | ATA | 0,1 | |
| | | 19 CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO DE LA BOMBA | | | |
| | | 20 CAUDAL DE DISEÑO | m ³ /h | 38,88 | |
| | | 21 CAUDAL MÍNIMO | m ³ /h | 23,33 | |
| | | 22 PRESIÓN DE IMPULSIÓN | kg/cm ² g | 18,1 | |
| | | 23 PRESIÓN DE ASPIRACIÓN | kg/cm ² g | 13,7 | |
| | | 24 PRESIÓN DIFERENCIAL | kg/cm ² | 3,38 | |
| | | 25 ALTURA DIFERENCIAL | m | 16,6 | |
| | | 26 NPSH DISPONIBLE | m | 4 | |
| | | 27 MÁX. ΔP IMPULSIÓN CERRADA (1) | kg/cm ² | | |
| | | 28 PRESIÓN MÁXIMA DE ASPIRACIÓN | kg/cm ² g | 18,5 | |
| | | 29 PRESIÓN MÁXIMA IMPULSIÓN (2) | kg/cm ² g | 20,5 | |
| | | 30 DIÁMETRO TUBERIA ASPIRACIÓN / IMPULSIÓN | Pulgadas | 4" / 4" | |
| | | 31 TIPO BRIDA ASPIRACIÓN/IMPULSIÓN | | | |
| | | 32 CARACTERÍSTICAS DEL ELEMENTO MOTRIZ | | | |
| | | 33 TIPO OPERACIÓN / RESERVA | MOTOR / MOTOR | | |
| | | 34 CONSUMO ESTIMADO OPERACIÓN NORMAL | kWh/h | 5,23 | |
| | | 35 NOTAS: (1) Este valor no podrá ser excedido por la bomba que se instale | | | |
| | | (2) Para bombas alternativas se especificará la presión de apertura de la válvula de seguridad | | | |
| | | (3) En ingeniería de detalle | | | |
| Rev. | Fecha | | | | |
| Por | Aprobado | | | | |

3.2 HOJAS DE INSTRUMENTOS

Las hojas de instrumentos incluyen todos los instrumentos necesarios para el control del proceso:

- Control de temperatura
 - o TC1 Pág. 26
- Control de presión
 - o PC1 Pág. 27
- Control de caudal
 - o FC1 Pág. 28
 - o FC2 Pág. 28
 - o FC3 Pág. 28
 - o FC4 Pág. 28
 - o FC5 Pág. 28
- Válvulas de control
 - o VC-001 Pág. 29
 - o VC-002 Pág. 29
 - o VC-003 Pág. 29
 - o VC-004 Pág. 30
 - o VC-005 Pág. 30
- Control de nivel en recipientes
 - o LC1 Pág. 31
 - o LC2 Pág. 31



PROYECTO:

COLUMNA DE
RECUPERACIÓN DE ETBE

INSTRUMENTOS
TEMPERATURA

PÁG. 1 DE 1

| | | | | | | | | | | | | | | | |
|----------|----------|--|--|--|--|--|--|--|--|--|--|--|--|--|--|
| Revisado | Por | | | | | | | | | | | | | | |
| Fecha | Aprobado | | | | | | | | | | | | | | |

INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA

| INSTR. Nº | ALARMA ASOCIADA (1) | SERVICIO | DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO | | | | |
|-----------|---------------------|----------------|------------------------------|---------------|----------|-----------------------------|------------|-------|-------|-----------------------------|-----------------------|------------|----------------|----------------------|
| | | | NATUR. FLUIDO | COMP. CORROS. | FASE (2) | PRES kg/cm ² (r) | TEMP. (°C) | | | SITUAC. (3) | PUNTOS CONSIG ALARMAS | | ENCLAV ASOCIA. | LOCALIZ. LÍNEA/RECIP |
| | | | | | | | NOR | MIN | MAX | | TAH / TAHH | TAL / TALL | | |
| TC | TAL / TAH | CONTROL RECUP. | HC | NO | L / V | 14,66 | 131,5 | 122,5 | 140,5 | P | 250/275 | 0/-10 | SE-1 | C-001 |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |

28 NOTAS (1) Indicar si existen alarmas asociadas: **TAH, TAL, TAHH Y TALL**
 (2) Especificar si es gas (**G**), líquido (**L**) o vapor de agua (**V**)
 (3) Indicar si el instrumento es local (**L**), panel (**P**) o panel local (**PL**)



Universidad
Rey Juan Carlos

PROYECTO:

COLUMNA DE
RECUPERACIÓN DE ETBE

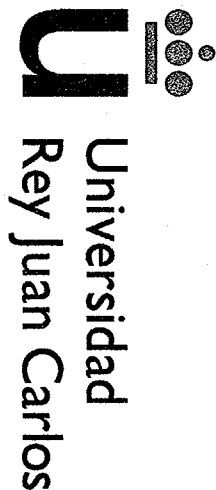
INSTRUMENTOS
PRESIÓN

PÁG. 1 DE 1

| Revisado | | Por | | | | | | | | | | | | | | | |
|-------------------------|---------------------|--------------|------------------------------|---------------|----------|--------|-------------------------------|-----|-------|-----------------------------|-----------------------|------------|----------------|----------------------|--|--|--|
| Fecha | | Aprobado | | | | | | | | | | | | | | | |
| INSTRUMENTOS DE PRESIÓN | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| INSTR. N° | ALARMA ASOCIADA (1) | SERVICIO | DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO | | | | | | | |
| | | | NATUR. FLUIDO | COMP. CORROS. | FASE (2) | TEM °C | PRES. (kg/cm ² _r) | | | SITUAC. (3) | PUNTOS CONSIG ALARMAS | | ENCLAV ASOCIA. | LOCALIZ. LÍNEA/RECIP | | | |
| | | | | | | | NOR | MIN | MAX | | PAH / PAHH | PAL / PALL | | | | | |
| PC1 | PAH/PAHH | P EN COLUMNA | HC | NO | v | 106,4 | 14,65 | 0 | 16,45 | P | 105/110 | 90/85 | SE-2 | 4 | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | | | | |

28 NOTAS (1) Indicar si existen alarmas asociadas: PAH, PAL, PAHH Y PALL
 (2) Especificar si es gas (G), líquido (L) o vapor de agua (V)
 (3) Indicar si el instrumento es local (L), panel (P) o panel local (PL)

6.1 C4



PROYECTO:


COLUMNA DE
RECUPERACIÓN DE ETBE


INSTRUMENTOS
CAUDAL


PÁG. 1 DE 1

| Revisado | Por | | | | | | |
|---|-----------------------|------------|-----------|-----------|-----------|-----------|--|
| Fecha | Aprobado | | | | | | |
| INSTRUMENTOS DE CAUDAL | | | | | | | |
| 1 INSTRUMENTO N° | | FC1 | FC2 | FC3 | FC4 | FC5 | |
| 2 ALARMA ASOCIADA (1) | | FAL / FAH | FAL / FAH | FAL / FAH | FAL / FAH | FAL / FAH | |
| 3 SERVICIO | | ALIMENTO A | RESIDUO | REFLUJO | DESTILADO | VAPOR DE | |
| 4 | | COLUMNA | | | | CALDERA | |
| 5 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | |
| 6 NATURALEZA DEL FLUIDO | | HC | HC | HC | HC | AGUA | |
| 7 COMPUESTOS CORROSIVOS | | NO | NO | NO | NO | NO | |
| 8 FASE (2) | | L | L | L | L | V | |
| 9 CAUDAL NORMAL LÍQUIDO a 15,4 °C | m³/h | 85,231 | 58,588 | 33,896 | 31,643 | 5,341 | |
| 10 GAS | Nm3/h | | | | | | |
| 11 VAPOR | Kg/h | | | | | 5341,67 | |
| 12 CAUDAL MÍNIMO/MÁXIMO | % | 60 / 110 | 60 / 110 | 60 / 110 | 60 / 110 | 60 / 110 | |
| 13 TEMPERATURA | °C | 60 | 194,16 | 97,227 | 97,227 | 248,1 | |
| 14 PRESIÓN | kg/cm ₂ _r | 16 | 15 | 14,5 | 14,5 | 8 | |
| 15 PROPIEDADES DEL FLUIDO | | | | | | | |
| 16 PESO MOLECULAR | | 78,747 | 97,008 | 56,092 | 56,092 | 18 | |
| 17 DENSIDAD (aire=1), o 15,4 °C | Sp. Gr | | | | | | |
| 18 DENSIDAD a P,T | kg/m³ | 440,36 | 527,64 | 491,02 | 491,02 | 1012,4 | |
| 19 VISCOSIDAD a P,T | cP / cSt | | | | | | |
| 20 CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO | | | | | | | |
| 21 TIPO ELEMENTO PRIMARIO | | PLACA | PLACA | PLACA | PLACA | PLACA | |
| 22 SITUACIÓN (3) | | P | P | P | P | P | |
| 23 PUNTO CONSIGNA | | | | | | | |
| 24 ALARMA ALTA / MUJY ALTA | | 110/120 | 110/120 | 110/120 | 110/120 | 110/120 | |
| 25 ALARMA BAJA / MUJY BAJA | | 90/80 | 90/80 | 90/80 | 90/80 | 90/80 | |
| 26 ENCLAVAMIENTO ASOCIADO | | | | SE-2 | | | |
| 27 LOCALIZADO EN LÍNEA | | 1 | 5 | 7 | 13 | | |
| 28 NOTAS: (1) Indicar si existen alarmas asociadas: FAH, FAL, FAHH Y FALL (2) Especificar si es gas (G), líquido (L) o vapor de agua (V) (3) Indicar si el instrumento es local (L), panel (P) o panel local (PL) | | | | | | | |



| | | | | | | |
|---|----------|---|---|--------------------------|------------------------|------------------|
| G.1 | C.4 |  Universidad Rey Juan Carlos | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | | VÁLVULAS CONTROL |
| | | | | | | PÁG. 1 DE 2 |
| VÁLVULAS DE CONTROL | | | | | | |
| | | 2 VÁVULA Nº | VC-001 | VC-002 | VC-003 | |
| | | 3 Nº REQUERIDO | 1 | 1 | 1 | |
| | | 4 SERVICIO | CONTROL CAUDAL ALIMENTO | CONTROL CAUDAL DESTILADO | CONTROL CAUDAL REFLUJO | |
| | | 5 | | | | |
| 6 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | |
| | | 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | HC | HC | HC | |
| | | 8 COMPONENTES CORROSIVOS | NO | NO | NO | |
| | | 9 CAUDAL NORMAL | kg/h | 50000 | 15889 | 23436 |
| | | 10 CAUDAL MÍNIMO / MÁXIMO | % | 60 / 110 | 60 / 110 | 60 / 110 |
| | | 11 | | | | |
| 12 PROPIEDADES A LA ENTRADA | | | | | | |
| | | 13 FASE (1) | L | L | L | |
| | | 14 TEMPERATURA | °C | 60 | 97,25 | 97,29 |
| | | 15 PESO MOLECULAR GAS | | 78,747 | 56,093 | 56,092 |
| | | 16 DENSIDAD (aire=1),o 15,4 °C | Sp,Gr. | 0,737 | 0,547 | 0,547 |
| | | 17 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | 661,9 | 491,03 | 491,02 |
| | | 18 VISCOSIDAD a P,T | cP | 0,199 | 0,083 | 0,083 |
| | | 19 PRESIÓN DE VAPOR | kg/cm ² a | 0,213 | 16,085 | 15,883 |
| | | 20 PRESIÓN CRÍTICA | kg/cm ² a | | | |
| | | 21 | | | | |
| 22 PROPIEDADES A LA SALIDA | | | | | | |
| | | 23 FASE (2) | L | L | L | |
| | | 24 CAUDAL NORMAL (2) | kg/h | 50000 | 19192/29835 | 23436 |
| | | 25 TEMPERATURA | °C | 60 | 75,586 | 92,431 |
| | | 26 PESO MOLECULAR GAS (2) | | 78,889 | 56,001/56,492 | 56,093 |
| | | 27 DENSIDAD (aire=1),o 15,4 °C (2) | Sp,Gr. | 0,172 | 0,589/0,214 | 0,3 |
| | | 28 DENSIDAD a P,T (2) | kg/m ³ | 640,16 | 528,87/18,597 | 268,25 |
| | | 29 | | | | |
| 30 CARACTERÍSTICAS DE LA VÁLVULA | | | | | | |
| | | 31 PRESIÓN ENTRADA A CAUDAL NORMAL | kg/cm ² a | 16,00 | 14,5 | 14,5 |
| | | 32 PRESIÓN SALIDA A CAUDAL NORMAL | kg/cm ² a | 14,50 | 8,7 | 13,0 |
| | | 33 ΔP VÁLVULA A CAUDAL NORMAL | kg/cm ² a | 1,50 | 5,8 | 1,5 |
| | | 34 | | | | |
| | | 35 ACCIÓN A FALLO DE AIRE (3) | | CIERRA | CIERRA | ABRE |
| | | 36 | | | | |
| | | 37 LOCALIZADA EN LÍNEA | | 1 | 16 | 12 |
| | | 38 NOTAS: (1) Especificar si es gas (G) o líquido (L). | | | | |
| | | (2) Si se produce vaporización a través de la válvula, especificar el caudal y propiedades de las dos fases (VAP / LIQ) | | | | |
| | | (3) Especificar si Abre o Cierra | | | | |
| Rev. | Fecha | | | | | |
| Por | Aprobado | | | | | |

| | | | | | |
|---|-------|---|---|----------------------|------------------|
| G.1 | C.4 |  <p>Universidad Rey Juan Carlos</p> | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | VÁLVULAS CONTROL |
| | | | | | PÁG. 2 DE 2 |
| VÁVULAS DE CONTROL | | | | | |
| | | 2 VÁVULA Nº | VC-004 | VC-005 | |
| | | 3 Nº REQUERIDO | 1 | 1 | |
| | | 4 SERVICIO | CONTROL CAUDAL RESIDUO | CONTROL CAUDAL VAPOR | |
| | | 5 | | | |
| 6 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | |
| | | 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | HC | HC | |
| | | 8 COMPONENTES CORROSIVOS | NO | NO | |
| | | 9 CAUDAL NORMAL | kg/h | 40926 | 50000 |
| | | 10 CAUDAL MÍNIMO / MÁXIMO | % | 60 / 110 | 60 / 110 |
| | | 11 | | | |
| 12 PROPIEDADES A LA ENTRADA | | | | | |
| | | 13 FASE (1) | L | V | |
| | | 14 TEMPERATURA | °C | 194,16 | 350 |
| | | 15 PESO MOLECULAR GAS | | 97,008 | 18,02 |
| | | 16 DENSIDAD (aire=1),o 15,4 °C | Sp,Gr. | 0,639 | 0,995 |
| | | 17 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | 527,64 | 14,63 |
| | | 18 VISCOSIDAD a P,T | cP | 0,081 | 0,023 |
| | | 19 PRESIÓN DE VAPOR | kg/cm ² _a | 14,084 | 170,2 |
| | | 20 PRESIÓN CRÍTICA | kg/cm ² _a | | |
| | | 21 | | | |
| 22 PROPIEDADES A LA SALIDA | | | | | |
| | | 23 FASE (2) | L / V | V | |
| | | 24 CAUDAL NORMAL (2) | kg/h | 19902/21094 | 5341,26 |
| | | 25 TEMPERATURA | °C | 145,82 | 350 |
| | | 26 PESO MOLECULAR GAS (2) | | 97,566/96,485 | 18,02 |
| | | 27 DENSIDAD (aire=1),o 15,4 °C (2) | Sp,Gr. | 0,680 / 0019 | 1,015 |
| | | 28 DENSIDAD a P,T (2) | kg/m ³ | 610,27/17,474 | 14,63 |
| | | 29 | | | |
| 30 CARACTERÍSTICAS DE LA VÁLVULA | | | | | |
| | | 31 PRESIÓN ENTRADA A CAUDAL NORMAL | kg/cm ² _a | 15,00 | 38,5 |
| | | 32 PRESIÓN SALIDA A CAUDAL NORMAL | kg/cm ² _a | 5,40 | 38,0 |
| | | 33 ΔP VÁLVULA A CAUDAL NORMAL | kg/cm ² _a | 9,60 | 0,5 |
| | | 34 | | | |
| | | 35 ACCIÓN A FALLO DE AIRE (3) | | ABRE | CIERRA |
| | | 36 | | | |
| | | 37 LOCALIZADA EN LÍNEA | | 5 | |
| | | 38 NOTAS: (1) Especificar si es gas (G) o líquido (L). (2) Si se produce vaporización a través de la válvula, especificar el caudal y propiedades de las dos fases (VAP / LIQ) (3) Especificar si Abre o Cierra | | | |
| Rev. | Fecha | Por | Aprobado | | |

| | | | | | | | | | | | | |
|--|----------|--|-------------|---------|--|--|--|--|--|--|---|--|
| Revisado | Por | | | | | | | | | | G.1 C4 | |
| Fecha | Aprobado | | | | | | | | | | | |
| INSTRUMENTOS DE NIVEL | | | | | | | | | | |  Universidad Rey Juan Carlos | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE |
| 1 INSTRUMENTO Nº | | LC1 | LC2 | | | | | | | | | |
| 2 ALARMA ASOCIADA (1) | | FAL/FAH | FAL/FAH | | | | | | | | | |
| 3 SERVICIO | | NIVEL C-001 | NIVEL C-002 | | | | | | | | | |
| 5 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | | | | | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | |
| 6 NATURALEZA DEL FLUIDO SUPERIOR / INFERIOR | | HC | HC | | | | | | | | | |
| 7 COMPUESTOS CORROSIVOS | | NO | NO | | | | | | | | | |
| 8 TIPO DE INTERFASE (2) | | | | | | | | | | | | |
| 9 TEMPERATURA | | °C | 194,2 | 97,28 | | | | | | | | |
| 10 PRESIÓN | | kg/cm2_r | 15 | 14,5 | | | | | | | | |
| 11 | | | | | | | | | | | | |
| 12 PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS | | | | | | | | | | | | |
| 13 DENSIDAD FASE SUP. (aire=1), o 15,4 °C | | Sp. Gr. | 0,638 | 0,594 | | | | | | | | |
| 14 DENSIDAD FASE SUP. a P,T | | kg/m ³ | 527,64 | 491,02 | | | | | | | | |
| 15 DENSIDAD FASE INF. (aire=1), o 15,4 °C | | Sp. Gr. | | | | | | | | | | |
| 16 DENSIDAD FASE INF. a P,T | | kg/m ³ | | | | | | | | | | |
| 17 | | | | | | | | | | | | |
| 18 CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO | | | | | | | | | | | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | |
| 19 SITUACIÓN (3) | | P | P | | | | | | | | | |
| 20 PUNTOS CONSIGNA | | | | | | | | | | | | |
| 21 ALARMA ALTA / MUY ALTA | | % | 110/120 | 110/120 | | | | | | | | |
| 22 ALARMA BAJA / MUY BAJA | | % | 90/80 | 90/80 | | | | | | | | |
| 23 ENCLAVAMIENTO ASOCIADO | | | | | | | | | | | | |
| 24 | | | | | | | | | | | | |
| 25 LOCALIZADO EN RECIPIENTE | | C-001 | C-002 | | | | | | | | | |
| 26 NOTAS: | | (1) Indicar si existen alarmas asociadas: FAH, FAL, FAHH Y FALL (2) Especificar si es líquido-líquido (L-L) o líquido-vapor (L-V) (3) Indicar si el instrumento es local (L), panel (P) o panel local (PL) | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | PÁG. 1 DE 1 | INSTRUMENTOS NIVEL |

3.3 HOJAS DE LINEAS

Las hojas de líneas incluyen todas las corrientes de proceso:

| | |
|------|---------|
| - 1 | Pág. 33 |
| - 2 | Pág. 33 |
| - 3 | Pág. 33 |
| - 4 | Pág. 33 |
| - 5 | Pág. 33 |
| - 6 | Pág. 34 |
| - 7 | Pág. 34 |
| - 8 | Pág. 34 |
| - 9 | Pág. 34 |
| - 10 | Pág. 34 |
| - 11 | Pág. 35 |
| - 12 | Pág. 35 |
| - 13 | Pág. 35 |
| - 14 | Pág. 35 |
| - 15 | Pág. 35 |
| - 16 | Pág. 36 |
| - 18 | Pág. 36 |
| - 19 | Pág. 36 |

| | | | | | | | | | | |
|--|-------------------------|--------|--------|---------|---------|--------|--|--|--|---------|
| Revisado | Por | | | | | | | | | G.1 C.4 |
| Fecha | Aprobado | | | | | | | | | |
| LÍNEAS DE PROCESO | | | | | | | | | | |
| 1 LÍNEA Nº | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | | | | |
| 2 DE | | L,B | VC-001 | E-001 | C-001 | C-001 | | | | |
| 3 | | | | | | | | | | |
| 4 A | | VC-001 | E-001 | C-001 | VC-006 | VC-002 | | | | |
| 5 | | | | | | | | | | |
| 6 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | | | | |
| 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | | HC | HC | HC | HC | HC | | | | |
| 8 COMPUESTOS CORROSIVOS | | NO | NO | NO | NO | NO | | | | |
| 9 FASE (1) / % VAPORIZADO | | L / 0 | L / 0 | M / 4,5 | V / 100 | L / 0 | | | | |
| 10 CAUDAL VAPOR | Kg/h | 0 | 0 | 1826,9 | 35581 | 0 | | | | |
| 11 CAUDAL LÍQUIDO | m ³ /h | 71,03 | 71,03 | 68,149 | | 44,657 | | | | |
| 12 PROPIEDADES | | | | | | | | | | |
| 13 PESO MOLECULAR | | 78,75 | 78,75 | 78,747 | 56,093 | 97,006 | | | | |
| 14 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | 661,82 | 661,82 | 336,93 | 27,338 | 527,64 | | | | |
| 15 VISCOSIDAD a P,T | cP / cSt | 0,1994 | 0,1994 | **** | 0,0102 | 0,0816 | | | | |
| 16 CONDICIONES DE OPERACIÓN | | | | | | | | | | |
| 17 TEMPERATURA | °C | 60,0 | 60,0 | 135 | 106,4 | 194,2 | | | | |
| 18 PRESIÓN | kg/cm ² r | 16,00 | 15,70 | 15 | 14,65 | 15 | | | | |
| 19 DATOS TUBERÍA | | | | | | | | | | |
| 20 DIÁMETRO NOMINAL | Pulgadas | 6" | 6" | 6" | 10" | 4" | | | | |
| 21 ΔP CALCULADA | kg/cm ² / km | 0,3 | 0,3 | 0,3 | 0,2 | 0,3 | | | | |
| 22 VELOCIDAD CALCULADA | m/s | 1,126 | 1,126 | 1,126 | 6,438 | 2,186 | | | | |
| 23 AISLAMIENTO (2) | | | | | | | | | | |
| 24 NOTAS: (1) Especificar si es vapor (V), líquido (L), o fase mixta (M). | | | | | | | | | | |
| (2) Si es requerido, especificar P: Protección personal; H: Conservación de Calor; ST: Traceado con Vapor; | | | | | | | | | | |
| Cl: Aislamiento Baja Temperatura | | | | | | | | | | |


Universidad
Rey Juan Carlos

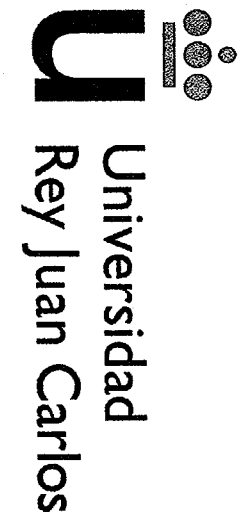
PROYECTO:

COLUMNA DE
RECUPERACIÓN DE ETBE

PÁG. 1 DE
4

LÍNEAS
PROCESO

| | | | | | | | | | | | | |
|---|-------------------------|--------|----------|--------|---------|-----------|--------|--|--|--|--|--|
| Revisado | Por | | | | | | | | | | 61 CA | |
| Fecha | Aprobado | | | | | | | | | | | |
| LÍNEAS DE PROCESO | | | | | | | | | | |  <p style="text-align: center;">Universidad Rey Juan Carlos</p> | |
| 1 LÍNEA Nº | | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | | | | | | |
| 2 DE | | VC-006 | VC-002 | E-004 | E-001 | DESVIADOR | | | | | | |
| 3 | | | | | | | | | | | | |
| 4 A | | E-004 | E-001 | C-002 | E-003 | G-001 | | | | | | |
| 5 | | | | | | | | | | | | |
| 6 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | | | | | | |
| 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | | | HC | HC | HC | HC | HC | | | | | |
| 8 COMPUESTOS CORROSIVOS | | | NO | NO | NO | NO | NO | | | | | |
| 9 FASE (1) / % VAPORIZADO | | | V / 1000 | M / 51 | L / 0 | L / 0 | L / 0 | | | | | |
| 10 CAUDAL VAPOR | Kg/h | | 35581 | 17519 | 0 | 0 | 0 | | | | | |
| 11 CAUDAL LÍQUIDO | m ³ /h | | 0,00 | 21,73 | 59,03 | 44,66 | 32,658 | | | | | |
| 12 PROPIEDADES | | | | | | | | | | | | |
| 13 PESO MOLECULAR | | | 56,01 | 97,01 | 56,09 | 97,01 | 56,09 | | | | | |
| 14 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | | 26,97 | 33,12 | 491,01 | 691,02 | 491,01 | | | | | |
| 15 VISCOSIDAD a P,T | cP /cSt | | 0,0102 | **** | 0,0831 | 0,2163 | 0,0931 | | | | | |
| 16 CONDICIONES DE OPERACIÓN | | | | | | | | | | | | |
| 17 TEMPERATURA | °C | | 103,4 | 145,8 | 97,3 | 83,718 | 97,3 | | | | | |
| 18 PRESIÓN | kg/cm ² r | | 14,15 | 5,40 | 14,15 | 4,7 | 14,15 | | | | | |
| 19 DATOS TUBERÍA | | | | | | | | | | | | |
| 20 DIÁMETRO NOMINAL | Pulgadas | | 10" | 8" | 4" | 4" | 4" | | | | | |
| 21 ΔP CALCULADA | kg/cm ² / km | | 0,2 | 0,3 | 0,3 | 0,1008 | 0,3 | | | | | |
| 22 VELOCIDAD CALCULADA | m/s | | 6,438 | 8,63 | 0,00126 | 1,669 | 0,0045 | | | | | |
| 23 AISLAMIENTO (2) | | | | | | | | | | | | |
| 24 NOTAS: (1) Especificar si es vapor (V), líquido (L), o fase mixta (M). (2) Si es requerido, especificar P:Protección personal; H: Conservación de Calor; ST: Traceado con Vapor; CI: Aislamiento Baja Temperatura | | | | | | | | | | | | |
| COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | | | | | | | | | | | PROYECTO: | |
| | | | | | | | | | | | LÍNEAS PROCESO | |
| | | | | | | | | | | | PÁG. 2 DE 4 | |




PROYECTO:

COLUMNA DE
RECUPERACIÓN DE ETBE

LÍNEAS
PROCESO

PÁG. 3
DE 4

| | | | | | | | | | | | |
|--|-------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--|--|--|-----|----|
| Revisado | Por | | | | | | | | | g.1 | CA |
| Fecha | Aprobado | | | | | | | | | | |
| LÍNEAS DE PROCESO | | | | | | | | | | | |
| 1 LÍNEA Nº | | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | | | | | |
| 2 DE | | E-003 | G-001 | C-001 | VC-003 | E-002 | | | | | |
| 3 | | | | | | | | | | | |
| 4 A | | L.B. | VC-003 | E-002 | C-001 | C-001 | | | | | |
| 5 | | | | | | | | | | | |
| 6 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | | | | | |
| 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | | HC | HC | HC | HC | HC | | | | | |
| 8 COMPUESTOS CORROSIVOS | | NO | NO | NO | NO | NO | | | | | |
| 9 FASE (1) / % VAPORIZADO | | L / 0 | L / 0 | L / 0 | L / 0 | M / 30 | | | | | |
| 10 CAUDAL VAPOR | Kg/h | 0 | 0 | 0 | 0 | 62640 | | | | | |
| 11 CAUDAL LÍQUIDO | m ³ /h | 44,66 | 34,28 | 280,39 | 34,28 | 198,54 | | | | | |
| 12 PROPIEDADES | | | | | | | | | | | |
| 13 PESO MOLECULAR | | 97,01 | 56,10 | 95,04 | 56,10 | 95,04 | | | | | |
| 14 DENSIDAD a P,T | kg/m ³ | 735,42 | 491,27 | 531,26 | 491,03 | 109,11 | | | | | |
| 15 VISCOSIDAD a P,T | cP /cSt | 0,3220 | 0,0838 | 0,0839 | 0,1706 | ***** | | | | | |
| 16 CONDICIONES DE OPERACIÓN | | | | | | | | | | | |
| 17 TEMPERATURA | °C | 43,0 | 97,3 | 192,1 | 97,34 | 192,98 | | | | | |
| 18 PRESIÓN | kg/cm ² r | 4,00 | 14,95 | 14,9 | 14,65 | 14,9 | | | | | |
| 19 DATOS TUBERÍA | | | | | | | | | | | |
| 20 DIÁMETRO NOMINAL | Pulgadas | 4" | 4" | 6" | 3" | 10" | | | | | |
| 21 ΔP CALCULADA | kg/cm ² / km | 0,3 | 0,111 | 0,3 | 0,3 | 0,3 | | | | | |
| 22 VELOCIDAD CALCULADA | m/s | 1,568 | 1,425 | 2,723 | 1,425 | 9,036 | | | | | |
| 23 AISLAMIENTO (2) | | | | | | | | | | | |
| 24 NOTAS: (1) Especificar si es vapor (V), líquido (L), o fase mixta (M). (2) Si es requerido, especificar P: Protección personal; H: Conservación de Calor; ST: Traceado con Vapor; CI: Aislamiento Baja Temperatura | | | | | | | | | | | |

| | | | | | | | | | | | |
|---------------------------------------|--|--|-----------|----------|--------|--|--|--|--|---|------|
| Revisado | | Por | | | | | | | | | 61/4 |
| Fecha | | Aprobado | | | | | | | | | |
| LÍNEAS DE PROCESO | | | | | | | | | | | |
| 1 LÍNEA Nº | | | 16 | 18 | 20 | | | | | | |
| 2 DE | | | DESVIADOR | VC-004 | E-005 | | | | | | |
| 3 | | | | | | | | | | | |
| 4 A | | | VC-004 | E-005 | L.B. | | | | | | |
| 5 | | | | | | | | | | | |
| 6 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN | | | | | | | | | | | |
| 7 NATURALEZA DEL FLUIDO | | | HC | HC | HC | | | | | | |
| 8 COMPUESTOS CORROSIVOS | | | NO | NO | NO | | | | | | |
| 9 FASE (1) / % VAPORIZADO | | | L / 0 | M / 18,6 | L / 0 | | | | | | |
| 10 CAUDAL VAPOR | | Kg/h | 0 | 2983,6 | 0 | | | | | | |
| 11 CAUDAL LÍQUIDO | | m ³ /h | 26,37 | 21,36 | 26,37 | | | | | | |
| 12 PROPIEDADES | | | | | | | | | | | |
| 13 PESO MOLECULAR | | | 56,09 | 56,09 | 56,093 | | | | | | |
| 14 DENSIDAD a P,T | | kg/m ³ | 491,02 | 85,99 | 573,56 | | | | | | |
| 15 VISCOSIDAD a P,T | | cP /cSt | 0,0838 | **** | 0,136 | | | | | | |
| 16 CONDICIONES DE OPERACIÓN | | | | | | | | | | | |
| 17 TEMPERATURA | | °C | 97,3 | 75,6 | 43 | | | | | | |
| 18 PRESIÓN | | kg/cm ² r | 14,50 | 8,70 | 8 | | | | | | |
| 19 DATOS TUBERÍA | | | | | | | | | | | |
| 20 DIÁMETRO NOMINAL | | Pulgadas | 3" | 6" | 3" | | | | | | |
| 21 ΔP CALCULADA | | kg/cm ² / km | 0,3 | 0,3 | 0,0942 | | | | | | |
| 22 VELOCIDAD CALCULADA | | m/s | 0,00168 | 2,391 | 1,614 | | | | | | |
| 23 AISLAMIENTO (2) | | | | | | | | | | | |
| 24 NOTAS: | | (1) Especificar si es vapor (V), líquido (L), o fase mixta (M). (2) Si es requerido, especificar P:Protección personal; H: Conservación de Calor; ST: Traceado con Vapor; Cl: Aislamiento Baja Temperatura | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | |  Universidad Rey Juan Carlos | |
| | | | | | | | | | | PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE | |
| | | | | | | | | | | LÍNEAS PROCESO PÁG. 4 DE 4 | |

3.4 ELEMENTOS DE SEGURIDAD

Los elementos de seguridad más relevantes de la planta son los siguientes:

- Alarmas:

Serán señales sonora y/o luminosa que se recibirán en la sala de control ante un funcionamiento irregular de alguna variable de proceso. Será el operario de turno el encargado de corregir tal desviación.

Se han especificado en las correspondientes hojas de instrumentos cuales llevan alarma asociada.

- Enclavamientos:

Como medida de seguridad adicional, se ha situado un enclavamiento **SE-1** en la columna de destilación, que reacciona ante un a perdida total del reflujo cortando el suministro de vapor a la caldera, para evitar un aumento excesivo de la temperatura.

Como medida de seguridad se ha instalado otro enclavamiento **SE-2** , en la columna de destilación que reacciona ante un aumento de presión en la columna cortando el suministro de vapor a la caldera, para evitar así un aumento excesivo de la presión.

Ambos enclavamientos actúan sobre la misma válvula de control, aunque están localizados en lugares distintos.

- Válvula de seguridad:

Se ha instalado unas válvulas de seguridad en el acumulador de reflujo, con el fin de evitar la rotura de la columna y el acumulador en caso de que se alcance la presión de diseño, normalmente por un aporte de calor incontrolado.

Está tarada a la presión de diseño.

4.OTRAS ESPECIFICACIONES

4.1 EFLUENTES

No hay corrientes residuales de proceso continuas, únicamente los efluentes discontinuos habituales en cualquier planta de proceso, que serán tratados en los sistemas generales de refinería:

- Aguas pluviales y aceitosas a plantas de tratamiento de aguas residuales
- Descargas puntuales a colector de antorcha

4.2 CONSUMOS DE SERVICIOS AUXILIARES

- Consumo de vapor de alta presión en la caldera:

| | | |
|------------------|-------------|---------------------|
| Consumo vapor | | 5341,26 Kg/h |
| Precio del vapor | | 9 €/Tm |
| | Coste anual | 423.916,65 € |

- Consumo de agua de refrigeración circulante:

| | | |
|-------------------------------|-------------|---------------------|
| Consumo de agua | | 490816,30 kg/h |
| Precio del agua refrigeración | | 0,027 €/Tm |
| | Coste anual | 116.862,98 € |

- Consumo de electricidad:

| | | |
|---------------------------|-------------|-------------------|
| Consumo de electricidad | | 5,23 KW |
| Precio de la electricidad | | 0,042 €/KW h |
| | Coste anual | 1.757,28 € |

5. ANEXOS

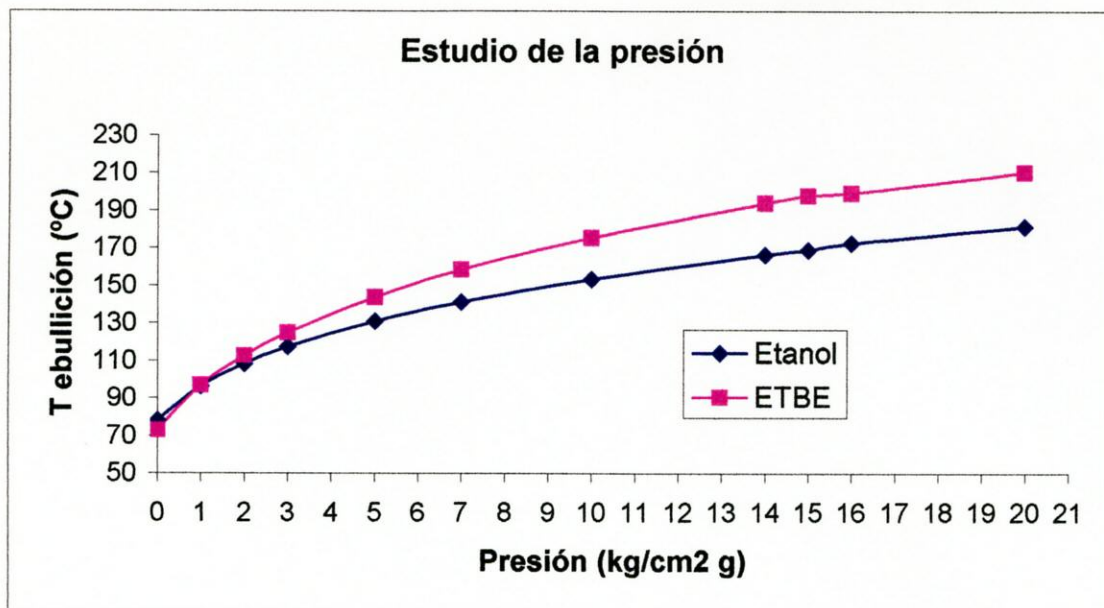
ANEXO I. PRESIÓN DE OPERACIÓN DE LA COLUMNA

En esta primera parte de la simulación se elige el modelo termodinámico que mejor se adapta a los componentes presentes en la corriente de entrada, el modelo elegido para la simulación ha sido el NRTL, se ha elegido este modelo porque es el único que permite que se cumplan las especificaciones de proceso, en este caso la especificación de recuperar por cabeza de columna el etanol, cumpliendo así que por fondo solo se obtenga una corriente con un contenido de etanol como máximo del 3 % en peso. El resto de modelos, al realizar la destilación enviaban todo el etanol por fondo de columna con lo que no se podía efectuar la destilación con las especificaciones adecuadas.

Del mismo modo se puede comprobar que los puntos de ebullición del etanol y del ETBE son muy parecidos a presión atmosférica, aumentando la diferencia entre ellos conforme aumenta la presión, luego a mayor presión se producirá una mayor separación en una etapa de destilación, aunque no se puede aumentar la presión de forma ilimitada, ya que un aumento de presión provoca un aumento de los costes de inmovilizado debido al aumento de espesor que se requiere en los equipos.

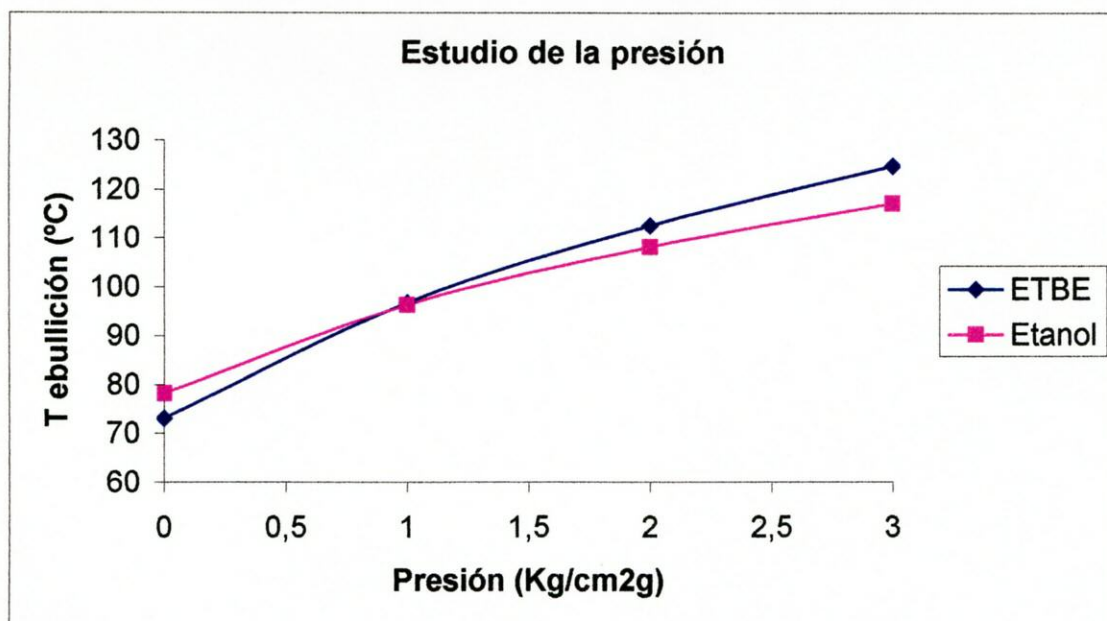
La siguiente tabla y gráfico adjunto muestra el comportamiento de la temperatura de ebullición de ETBE y etanol para diferentes presiones:

| | ETBE | Etanol |
|--------------------------------|-------------------|-------------------|
| Presión (kg/cm ² g) | T ebullición (°C) | T ebullición (°C) |
| 0 | 73,119 | 78,171 |
| 1 | 96,78 | 96,34 |
| 2 | 112,59 | 108,18 |
| 3 | 124,81 | 117,18 |
| 5 | 143,6 | 130,81 |
| 7 | 158,52 | 141,2 |
| 10 | 175,52 | 153,47 |
| 14 | 193,82 | 166,27 |
| 15 | 197,8 | 169,04 |
| 16 | 199,3 | 172,6 |
| 20 | 210,5 | 181,4 |



Se puede observar que hasta 15 la diferencia entre las temperaturas de ebullición de ambos compuestos crece, pero a partir de este punto ese crecimiento va permaneciendo constante, por lo tanto la presión seleccionada para la operación de la columna de destilación será de 15 Kg/cm² g.

En la siguiente gráfica puede observarse un detalle de la presión frente a la temperatura de ebullición en el intervalo de 0-3 Kg/cm² g.



ANEXO II OPTIMIZACIÓN DEL NUMERO DE PLATOS EN LA COLUMNA

El número óptimo de platos de la columna es aquel que permite cumplir con las especificaciones de recuperación de productos al menor coste posible.

Una columna de destilación genera dos tipos de costes:

- Costes de inversión: son costes fijos, derivados de la compra, instalación y acondicionamiento del equipo, y dependen fundamentalmente del número de platos que haya en la columna, de la altura, diámetro, presión y temperatura de operación de la misma, del coste del condensador y la caldera. Por lo general, a mayor número de platos, mayor será el coste de inversión, ya que, si bien el coste de caldera y condensador disminuyen a causa de una menor razón de reflujo, esta disminución no compensa el aumento del coste de columna y platos al aumentar las dimensiones de dichos equipos.
- Costes de operación: son costes derivados del propio funcionamiento de la columna, ya que se consumen servicios auxiliares como vapor de agua en la caldera y agua de refrigeración en el condensador. Cuanto mayor es el número de platos de la columna menor es el consumo de servicios auxiliares, ya que disminuye la razón de reflujo y por tanto la necesidad de retirar y aportar calor en el condensador y la caldera respectivamente, lo que se traduce en menores costes de operación.

Por tanto, tendremos que hacer un estudio en el que buscaremos que la suma de ambos costes sea la mínima. Pero para poder sumar ambos costes, deben tener las mismas unidades, por lo que calcularemos los costes de operación para un periodo de cuatro años, que se considera el máximo periodo considerado habitualmente para la recuperación de la inversión.

La otra variable que interviene en la optimización de la columna es el cumplimiento de la especificación de recuperación del 99,9 % del ETBE por fondo de columna. Por otra parte se fijan como especificaciones de ETBE producto por fondo de la columna que el contenido máximo de hidrocarburos C4 en ETBE producto sea como máximo 0.1% en peso y que el contenido de etanol en esta corriente sea como máximo un 3.3% en peso.

Esta es una especificación de diseño que se ha impuesto en el simulador HYSYS PLANT 2.1, de modo que todos los datos que se manejan en este estudio son tales que llevan implícito el cumplimiento de dicho requerimiento.

Existe otra variable que interviene en la economía del proceso, el piso de alimentación, pero que será objeto de análisis en un apartado posterior. Para que esta variable no interfiera en el presente estudio de optimización basta con seguir un mismo criterio de alimentación para todas las simulaciones. Se ha optado por alimentar siempre en el piso medio de la columna. Este criterio tiene un inconveniente, ya que para número de pisos impares no existe el piso medio de alimentación. Para resolver este inconveniente, para un número de pisos impar se ha alimentado al piso inmediatamente superior e inferior al piso medio matemático y se ha anotado la media aritmética de los datos obtenidos.



Los datos obtenidos de la simulación son los siguientes:

| Cálculo del número de pisos óptimo | | | | | | | | | |
|------------------------------------|---------|-------|-------|---------------|---------------|----------|----------|----------|----------|
| Pisos | Reflujo | D(m) | L(m) | Qcald(kcal/h) | Qcond(kcal/h) | Te,r(°C) | Ts,r(°C) | Te,c(°C) | Ts,c(°C) |
| 40 | 2,095 | 1,829 | 17,94 | 2,66E+06 | 4,06E+06 | 192,3 | 194,1 | 105,7 | 97,23 |
| 41 | 1,996 | 1,829 | 18,4 | 2,54E+06 | 3,94E+06 | 192,3 | 194,1 | 105,8 | 97,23 |
| 42 | 1,926 | 1,829 | 18,86 | 2,44E+06 | 3,85E+06 | 192,3 | 194,1 | 105,8 | 97,24 |
| 43 | 1,874 | 1,524 | 19,32 | 2,37E+06 | 3,78E+06 | 192,3 | 194,1 | 105,9 | 97,25 |
| 44 | 1,873 | 1,524 | 19,78 | 2,37E+06 | 3,78E+06 | 192,3 | 194,1 | 105,9 | 97,24 |
| 45 | 1,870 | 1,524 | 20,24 | 2,37E+06 | 3,773E+06 | 192,4 | 194,1 | 105,9 | 97,24 |
| 46 | 1,826 | 1,524 | 20,7 | 2,32E+06 | 3,718E+06 | 192,4 | 194,1 | 105,9 | 97,25 |
| 47 | 1,789 | 1,524 | 21,16 | 2,27E+06 | 3,670E+06 | 192,4 | 194,1 | 105,9 | 97,25 |
| 48 | 1,763 | 1,524 | 21,62 | 2,24E+06 | 3,639E+06 | 192,4 | 194,1 | 106 | 97,26 |
| 49 | 1,761 | 1,524 | 22,08 | 2,23E+06 | 3,636E+06 | 192,4 | 194,1 | 106 | 97,26 |
| 50 | 1,742 | 1,524 | 22,54 | 2,21E+06 | 3,612E+06 | 192,4 | 194,1 | 106 | 97,27 |
| 51 | 1,742 | 1,524 | 23 | 2,21E+06 | 3,612E+06 | 192,4 | 194,1 | 106 | 97,27 |
| 52 | 1,742 | 1,524 | 23,46 | 2,21E+06 | 3,612E+06 | 192,4 | 194,1 | 106 | 97,27 |
| 53 | 1,742 | 1,524 | 23,92 | 2,21E+06 | 3,612E+06 | 192,4 | 194,1 | 106 | 97,27 |
| 54 | 1,742 | 1,524 | 24,38 | 2,21E+06 | 3,612E+06 | 192,4 | 194,1 | 106 | 97,27 |
| 55 | 1,742 | 1,524 | 24,84 | 2,21E+06 | 3,613E+06 | 192,4 | 194,1 | 106 | 97,27 |

Siendo:

- D el diámetro de la columna
- L la longitud de la columna
- Qcald el calor aportado en la caldera
- Qcond el calor retirado en el condensador
- Te,r la temperatura a la entrada de la caldera
- Ts,r la temperatura a la salida de la caldera
- Te,c la temperatura de entrada en el condensador
- Ts,c la temperatura de salida en el condensador

Con todos estos datos para calcular el número de pisos óptimos de la columna se puede recurrir a la obtención del coste mínimo de la columna que incluya tanto los costes de inmovilizado como los costes variables. Para ello se requerirá el empleo de las siguientes ecuaciones y correlaciones:

- Determinación de los costes de inversión. Hay que calcular los costes de la columna, el condensador, la caldera y los platos, que serán actualizados al año 2003 (los datos de inflación se encuentran en el Anexo XII, Tabla 1) y expresados en Euros. Al total de los costes de inversión habrá que multiplicar por los siguientes factores:
 - F1 = 1,1 (Precio del equipo entregado)
 - F2 = 3 (Factor de instalación)
 - F3 = 1,2 (Factor de instrumentación)
- Las ecuaciones empleadas para el cálculo de los costes de cada equipo son:
- *Coste de la columna:*

$$C(MMPtas) = 0,482 \cdot W^{0,92} \cdot \left(\frac{L}{D}\right)^{-0,15} \cdot \left(\frac{e}{8}\right)^{-0,21} \quad (\text{En el año 1980})$$

$$W = 0,0246 \cdot D \cdot (L + 0,8 \cdot D) \cdot (e + x)$$

$$e = \frac{P_D \left(\frac{D}{2}\right) \cdot 1000}{\delta_t \cdot E - 0,6 \cdot P_D} + \text{Sobreespesor}$$

D (diámetro de la columna) y L (Altura de la columna) expresados en metros, e (espesor) expresado en milímetros.

La presión de diseño (P_D) será la que resulte mayor de los tres criterios que sigue a continuación:

$$P_D = 3,5 \text{ Kg/cm}^2\text{g}$$

$$P_D = P_{op} + 1,8 \text{ Kg/cm}^2\text{g}$$

$$P_D = P_{op} + 0,1 \cdot P_{op} \text{ Kg/cm}^2\text{g}$$

Como la presión de operación es 15 Kg/cm² g, la presión de diseño de la columna será de 16.8 Kg/cm² g, ya que esa es la mayor que se obtiene al aplicar los tres parámetros anteriores.

x es un factor que depende de la complejidad del recipiente y que puede tomar valores entre 2 y 4. Como se trata de una columna de platos, que se considera un recipiente complejo, x tomará el valor 3,5.

El sobreespesor será de 3 milímetros.

$\delta_t = 1055$ y $E = 0,85$ (Valores típicos)

$L(\text{altura de la columna}) = 0,460 \cdot (N-1)$ donde N es el número de platos de la columna y 0,460 el espaciado que hay entre cada plato.

- *Coste de condensador y caldera:*

$C(\text{MMPtas}) = 1 + 0,08 \cdot A^{0,75}$ si área < 250 m²

$C(\text{MMPtas}) = 0,023 \cdot A$ si área > 250 m²

Ambas fórmulas son válidas para el año 1990.

En primer lugar hay que hacer una estimación aproximada del área del cambiador.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F_t \Rightarrow A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml} \cdot F_t}$$

$F_t = 1$ para condensador y caldera, ya que no sabemos que tipo de cambiador vamos a usar

Q es un dato que obtenemos por simulación

U → Tomamos un valor medio de los coeficientes individuales de transmisión de calor típicos (ver anexo XII, Tabla 2) y calculamos el coeficiente global de transmisión de calor mediante la expresión:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_f} + e$$

- Para el condensador:

$$h_c = 175 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_f = 2685 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$Fe = 2 \times 0,00025 = 0,0005 \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C/kcal}$$

$$\underline{U = 151.82 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}}$$

- Para la caldera:

$$h_c = 9770 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$h_f = 150 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$Fe = 2 \times 0,00025 = 0,0005 \text{ h.m}^2.\text{°C/kcal}$$

$$\underline{U = 137.57 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}}$$

$$\Delta T_{mi} = \frac{(T_E^C - T_S^F) - (T_S^C - T_E^F)}{Ln \frac{T_E^C - T_S^F}{T_S^C - T_E^F}}$$

- *Coste de los platos:*

$$\text{Costes(Euros)} = 3000.N$$

N es el número de platos

- Determinación de los costes de operación. Son los costes asociados al consumo de vapor en la caldera y agua de refrigeración en el condensador, calculados para un periodo de cuatro años.
 - El precio del vapor de alta presión es de 9 Euros/Tm
 - El precio del agua de refrigeración es de 0,027 Euros/m³

En la caldera, conociendo el aporte de calor necesario (dato obtenido por simulación) deducimos el gasto de vapor de la siguiente expresión:

$$Q_{\text{cald}}(\text{kcal/h}) = \lambda(\text{kcal/kg}) \cdot m_v(\text{Kg/h})$$

$$\text{donde } \lambda = 418.44 \text{ kcal/kg}$$

En el condensador deducimos el gasto de agua de refrigeración de la siguiente expresión:

$$Q_{\text{cond}}(\text{kcal/h}) = m_a(\text{Kg/h}) \cdot c_p(\text{kcal/kg.°C}) \cdot \Delta T(\text{°C})$$

$$\text{donde } c_p = 1,0310 \text{ kcal/kg.°C}$$

Los resultados obtenidos se detallan a continuación, junto con la gráfica costes totales vs. Número de platos cuyo mínimo se corresponde con el número de platos óptimo.

Otra forma de obtener los caudales de vapor y agua de refrigeración necesarios puede obtenerse por simulación, sabiendo la cantidad de calor necesaria, podemos calcular el consumo de efluentes mediante la suposición de un cambiador de calor con un intercambio de calor como el calculado y con las condiciones de presión y temperatura de cada uno de los efluentes.

Costes del inmovilizado: estos costes incluyen:

- Coste de la columna

| Calculo del coste de la columna | | | | | | | |
|---------------------------------|-------|-------|----------|----------|-----------|-------------|-------------------|
| Pisos | D (m) | L(m) | e (mm) | W | C(Mmptas) | C(Euros) | C.Actuli. (Euros) |
| 40 | 1,829 | 17,94 | 20,16699 | 20,66166 | 4,57017 | 27467,25331 | 112146,09476 |
| 41 | 1,829 | 18,4 | 20,16699 | 21,15150 | 4,65205 | 27959,39128 | 114155,44570 |
| 42 | 1,829 | 18,86 | 20,16699 | 21,64133 | 4,73351 | 28448,97199 | 116154,35559 |
| 43 | 1,829 | 19,32 | 20,16699 | 22,13117 | 4,81456 | 28936,06440 | 118143,10603 |
| 44 | 1,524 | 19,78 | 17,30426 | 16,37854 | 3,65452 | 21964,12707 | 89677,37138 |
| 45 | 1,524 | 20,24 | 17,30426 | 16,73732 | 3,71528 | 22329,25482 | 91168,15206 |
| 46 | 1,524 | 20,7 | 17,30426 | 17,09610 | 3,77573 | 22692,61434 | 92651,71328 |
| 47 | 1,524 | 21,16 | 17,30426 | 17,45488 | 3,83590 | 23054,25032 | 94128,23740 |
| 48 | 1,524 | 21,62 | 17,30426 | 17,81367 | 3,89580 | 23414,20541 | 95597,89865 |
| 49 | 1,524 | 22,08 | 17,30426 | 18,17245 | 3,95541 | 23772,52042 | 97060,86362 |
| 50 | 1,524 | 22,54 | 17,30426 | 18,53123 | 4,01477 | 24129,23440 | 98517,29174 |
| 51 | 1,524 | 23 | 17,30426 | 18,89001 | 4,07386 | 24484,38476 | 99967,33572 |
| 52 | 1,524 | 23,46 | 17,30426 | 19,24879 | 4,13270 | 24838,00733 | 101411,14193 |
| 53 | 1,524 | 23,92 | 17,30426 | 19,60757 | 4,19129 | 25190,13653 | 102848,85083 |
| 54 | 1,524 | 24,38 | 17,30426 | 19,96636 | 4,24963 | 25540,80537 | 104280,59721 |
| 55 | 1,524 | 24,84 | 17,30426 | 20,32514 | 4,30774 | 25890,04557 | 105706,51061 |

- Coste de la caldera

| Calculos para obtener el coste del reboiler | | | | | | | | | | |
|---|---------------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|------------------------|-----------|----------|-------------------|
| Pisos | Q _{reb} (kcal/h) | T _{E,C} (°C) | T _{E,F} (°C) | T _{S,C} (°C) | T _{S,F} (°C) | ΔT _{ML} (°C) | Area (m ²) | C(Mmptas) | C(Euros) | C.Actual. (Euros) |
| 40 | 2,66E+06 | 248.1 | 192,3 | 248.1 | 194,1 | 106,80 | 181,25 | 4,95 | 29761,46 | 47705,63 |
| 41 | 2,54E+06 | 248.1 | 192,3 | 248.1 | 194,1 | 106,80 | 172,61 | 4,81 | 28906,75 | 46335,60 |
| 42 | 2,44E+06 | 248.1 | 192,3 | 248.1 | 194,1 | 106,80 | 166,35 | 4,71 | 28280,91 | 45332,41 |
| 43 | 2,37E+06 | 248.1 | 192,3 | 248.1 | 194,1 | 106,80 | 161,58 | 4,63 | 27800,77 | 44562,78 |
| 44 | 2,37E+06 | 248.1 | 192,3 | 248.1 | 194,1 | 106,80 | 161,52 | 4,62 | 27793,89 | 44551,75 |
| 45 | 2,37E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 161,45 | 4,56 | 27400,80 | 43921,66 |
| 46 | 2,32E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 157,64 | 4,50 | 27074,26 | 43398,23 |
| 47 | 2,27E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 154,44 | 4,47 | 26843,97 | 43029,09 |
| 48 | 2,24E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 152,19 | 4,46 | 26829,99 | 43006,68 |
| 49 | 2,23E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 152,06 | 4,44 | 26661,93 | 42737,30 |
| 50 | 2,21E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 150,42 | 4,44 | 26654,92 | 42726,06 |
| 51 | 2,21E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 150,35 | 4,44 | 26654,92 | 42726,06 |
| 52 | 2,21E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 150,35 | 4,44 | 26654,92 | 42726,06 |
| 53 | 2,21E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 150,35 | 4,44 | 26654,92 | 42726,06 |
| 54 | 2,21E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 150,35 | 4,44 | 26661,93 | 42737,30 |
| 55 | 2,21E+06 | 248.1 | 192,4 | 248.1 | 194,1 | 106,75 | 150,42 | 4,44 | 26661,93 | 42737,30 |

- Coste del condensador

| Cálculos para obtener el coste del condensador | | | | | | | | | | |
|--|----------------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------|------------------------|-----------|----------|------------------|
| Pisos | Q _{cond} (kcal/h) | T _{E,C} (°C) | T _{E,F} (°C) | T _{S,C} (°C) | T _{S,F} (°C) | ΔT _{ML} (°C) | Area (m ²) | C(Mmptas) | C(Euros) | C.Actual (Euros) |
| 40 | 4064000 | 106 | 30 | 97,27 | 40 | 66,633 | 401,731 | 9,24 | 55532,41 | 89014,74 |
| 41 | 3,94E+06 | 105,8 | 30 | 97,23 | 40 | 66,512 | 389,783 | 8,97 | 53880,83 | 86367,38 |
| 42 | 3,85E+06 | 105,8 | 30 | 97,24 | 40 | 66,517 | 380,842 | 8,76 | 52644,87 | 84386,21 |
| 43 | 3,78E+06 | 105,9 | 30 | 97,25 | 40 | 66,573 | 373,798 | 8,60 | 51671,10 | 82825,33 |
| 44 | 3,78E+06 | 105,9 | 30 | 97,24 | 40 | 66,568 | 373,529 | 8,59 | 51633,92 | 82765,73 |
| 45 | 3773000 | 105,9 | 30 | 97,24 | 40 | 66,568 | 373,331 | 8,59 | 51606,57 | 82721,88 |
| 46 | 3718000 | 105,9 | 30 | 97,25 | 40 | 66,573 | 367,861 | 8,46 | 50850,49 | 81509,94 |
| 47 | 3670000 | 105,9 | 30 | 97,25 | 40 | 66,573 | 363,112 | 8,35 | 50194,00 | 80457,64 |
| 48 | 3639000 | 106 | 30 | 97,26 | 40 | 66,628 | 359,746 | 8,27 | 49728,72 | 79711,81 |
| 49 | 3636000 | 106 | 30 | 97,26 | 40 | 66,628 | 359,450 | 8,27 | 49687,72 | 79646,10 |
| 50 | 3612000 | 106 | 30 | 97,27 | 40 | 66,633 | 357,050 | 8,21 | 49356,07 | 79114,48 |
| 51 | 3612000 | 106 | 30 | 97,27 | 40 | 66,633 | 357,050 | 8,21 | 49356,07 | 79114,48 |
| 52 | 3612000 | 106 | 30 | 97,27 | 40 | 66,633 | 357,050 | 8,21 | 49356,07 | 79114,48 |
| 53 | 3612000 | 106 | 30 | 97,27 | 40 | 66,633 | 357,050 | 8,21 | 49356,07 | 79114,48 |
| 54 | 3612000 | 106 | 30 | 97,27 | 40 | 66,633 | 357,050 | 8,21 | 49356,07 | 79114,48 |
| 55 | 3613000 | 106 | 30 | 97,27 | 40 | 66,633 | 357,149 | 8,21 | 49369,73 | 79136,39 |



- Coste de los platos

| Coste de los platos | |
|----------------------------|-----------------|
| Pisos | C(Euros) |
| 40 | 120000 |
| 41 | 123000 |
| 42 | 126000 |
| 43 | 129000 |
| 44 | 132000 |
| 45 | 135000 |
| 46 | 138000 |
| 47 | 141000 |
| 48 | 144000 |
| 49 | 147000 |
| 50 | 150000 |
| 51 | 153000 |
| 52 | 156000 |
| 53 | 159000 |
| 54 | 162000 |
| 55 | 165000 |

Con todos estos datos se puede calcular el coste total del inmovilizado, calculado como la suma de todos los costes anteriores:

| Coste total de inversión | |
|---------------------------------|-----------------|
| Pisos | C(Euros) |
| 40 | 1460711,216 |
| 41 | 1464639,337 |
| 42 | 1472616,996 |
| 43 | 1483143,618 |
| 44 | 1382019,613 |
| 45 | 1397134,307 |
| 46 | 1408017,147 |
| 47 | 1420115,272 |
| 48 | 1434772,902 |
| 49 | 1451119,275 |
| 50 | 1466617,019 |
| 51 | 1484239,193 |
| 52 | 1501836,666 |
| 53 | 1519409,993 |
| 54 | 1537004,219 |
| 55 | 1554617,573 |

Costes variables: estos costes incluyen:

- Coste del agua de refrigeración:

| Cálculos para obtener el coste de refrigeración | | | | |
|--|---------------|------------|------------|------------|
| Pisos | Qcond(kcal/h) | m(Kg/h) | m(Tm) | C(Euros) |
| 40 | 4,06E+06 | 394180,407 | 12613773 | 340571,872 |
| 41 | 3,94E+06 | 381765,276 | 12216488,8 | 329845,199 |
| 42 | 3,85E+06 | 373035,887 | 11937148,4 | 322303,007 |
| 43 | 3,78E+06 | 366440,349 | 11726091,2 | 316604,462 |
| 44 | 3,78E+06 | 366149,37 | 11716779,8 | 316353,055 |
| 45 | 3,773E+06 | 365955,383 | 11710572,3 | 316185,451 |
| 46 | 3,718E+06 | 360620,757 | 11539864,2 | 311576,334 |
| 47 | 3,670E+06 | 355965,082 | 11390882,6 | 307553,831 |
| 48 | 3,639E+06 | 352958,293 | 11294665,4 | 304955,965 |
| 49 | 3,636E+06 | 352667,313 | 11285354 | 304704,559 |
| 50 | 3,612E+06 | 350339,476 | 11210863,2 | 302693,307 |
| 51 | 3,612E+06 | 350339,476 | 11210863,2 | 302693,307 |
| 52 | 3,612E+06 | 350339,476 | 11210863,2 | 302693,307 |
| 53 | 3,612E+06 | 350339,476 | 11210863,2 | 302693,307 |
| 54 | 3,612E+06 | 350339,476 | 11210863,2 | 302693,307 |
| 55 | 3,613E+06 | 350436,469 | 11213967 | 302777,11 |

- Coste del vapor de calefacción:

| Cálculos para obtener el coste de calefacción | | | | |
|--|---------------------------|------------|------------|------------|
| Pisos | Q _{reb} (kcal/h) | m(Kg/h) | m(Tm) | C(Euros) |
| 40 | 2,66E+06 | 6364,11433 | 203651,659 | 1602738,55 |
| 41 | 2,54E+06 | 6060,60606 | 193939,394 | 1526303,03 |
| 42 | 2,44E+06 | 5840,7418 | 186903,738 | 1470932,42 |
| 43 | 2,37E+06 | 5673,45378 | 181550,521 | 1428802,6 |
| 44 | 2,37E+06 | 5671,06395 | 181474,046 | 1428200,75 |
| 45 | 2,371E+06 | 5666,28429 | 181321,097 | 1426997,04 |
| 46 | 2,315E+06 | 5532,45388 | 177038,524 | 1393293,18 |
| 47 | 2,268E+06 | 5420,13192 | 173444,221 | 1365006,02 |
| 48 | 2,235E+06 | 5341,26757 | 170920,562 | 1345144,82 |
| 49 | 2,233E+06 | 5336,48791 | 170767,613 | 1343941,11 |
| 50 | 2,209E+06 | 5279,13201 | 168932,224 | 1329496,61 |
| 51 | 2,208E+06 | 5276,74219 | 168855,75 | 1328894,75 |
| 52 | 2,208E+06 | 5276,74219 | 168855,75 | 1328894,75 |
| 53 | 2,208E+06 | 5276,74219 | 168855,75 | 1328894,75 |
| 54 | 2,208E+06 | 5276,74219 | 168855,75 | 1328894,75 |
| 55 | 2,209E+06 | 5279,13201 | 168932,224 | 1329496,61 |

Con todos estos costes se calculan los costes variables totales:

| Coste total de operación | |
|---------------------------------|------------|
| Pisos | C(Euros) |
| 40 | 1943310,42 |
| 41 | 1856148,23 |
| 42 | 1793235,42 |
| 43 | 1745407,06 |
| 44 | 1744553,8 |
| 45 | 1743182,49 |
| 46 | 1704869,52 |
| 47 | 1672559,85 |
| 48 | 1650100,79 |
| 49 | 1648645,67 |
| 50 | 1632189,91 |
| 51 | 1631588,06 |
| 52 | 1631588,06 |
| 53 | 1631588,06 |
| 54 | 1631588,06 |
| 55 | 1632273,72 |

Sumando los costes de inversión y los de operación o variables se obtienen los costes totales:

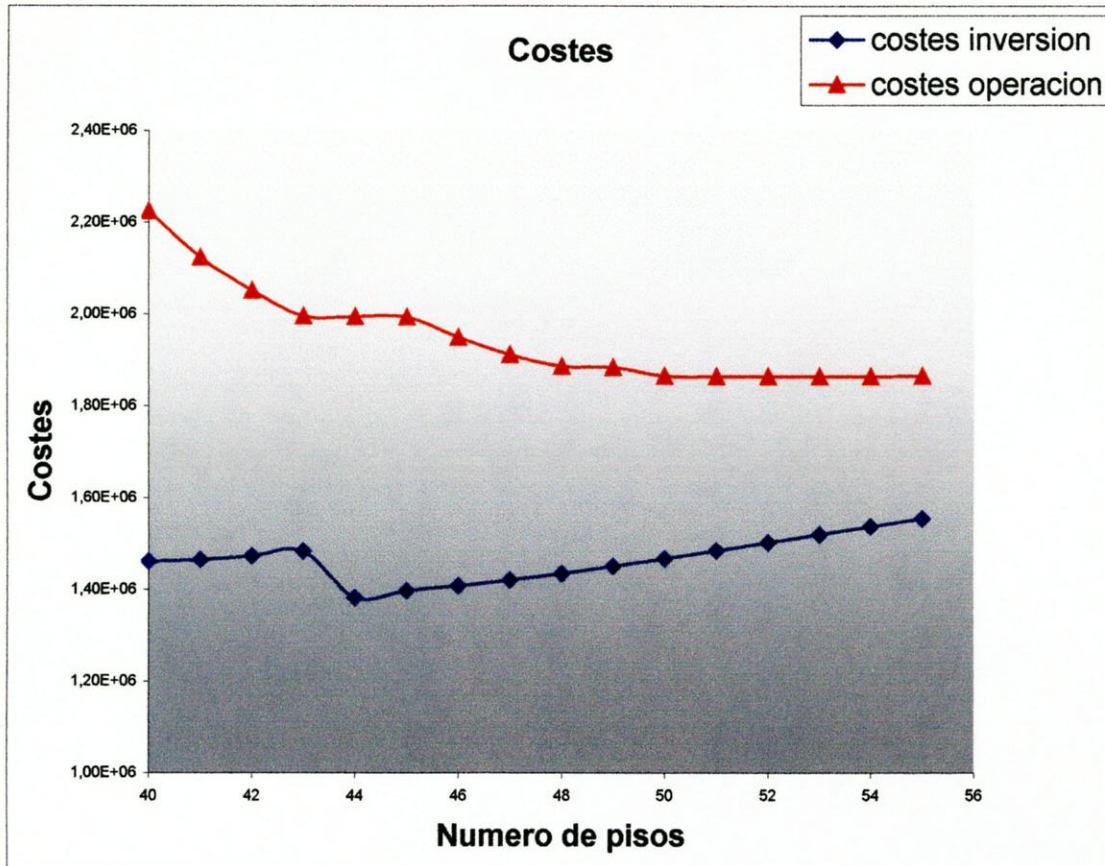
| Coste total de operación | |
|---------------------------------|------------|
| nº pisos | C(Euros) |
| 40 | 2224349,71 |
| 41 | 2123784,59 |
| 42 | 2051162,58 |
| 43 | 1995946,78 |
| 44 | 1994987,99 |
| 45 | 1993405,6 |
| 46 | 1949182,68 |
| 47 | 1911912,88 |
| 48 | 1885971,16 |
| 49 | 1884304,98 |
| 50 | 1865316,38 |
| 51 | 1864608,99 |
| 52 | 1864608,99 |
| 53 | 1864608,99 |
| 54 | 1864608,99 |
| 55 | 1865400,19 |

| Coste total de inversión | |
|---------------------------------|------------|
| nº pisos | C(Euros) |
| 40 | 1460711,22 |
| 41 | 1464639,34 |
| 42 | 1472617 |
| 43 | 1483143,62 |
| 44 | 1382019,61 |
| 45 | 1397134,31 |
| 46 | 1408017,15 |
| 47 | 1420115,27 |
| 48 | 1434772,9 |
| 49 | 1451119,28 |
| 50 | 1466617,02 |
| 51 | 1484239,19 |
| 52 | 1501836,67 |
| 53 | 1519409,99 |
| 54 | 1537004,22 |
| 55 | 1554617,57 |

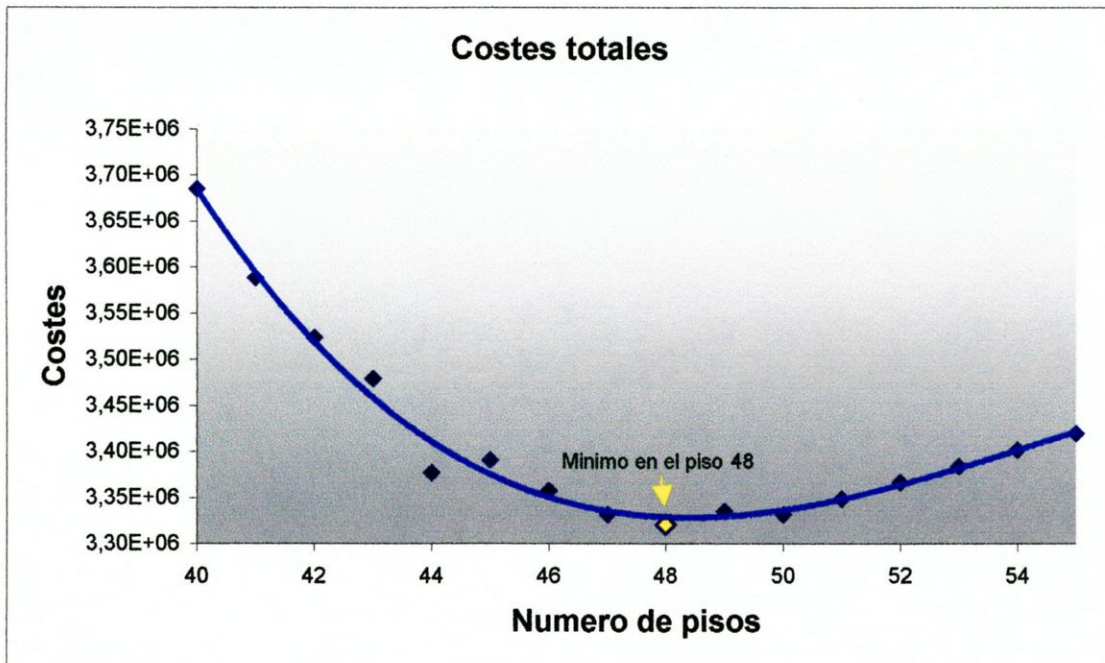
| Coste total | |
|--------------------|-----------------|
| Pisos | C(Euros) |
| 40 | 3685060,929 |
| 41 | 3588423,93 |
| 42 | 3523779,577 |
| 43 | 3479090,398 |
| 44 | 3377007,598 |
| 45 | 3390539,909 |
| 46 | 3357199,828 |
| 47 | 3332028,151 |
| 48 | 3320744,067 |
| 49 | 3335424,254 |
| 50 | 3331933,403 |
| 51 | 3348848,188 |
| 52 | 3366445,66 |
| 53 | 3384018,988 |
| 54 | 3401613,213 |
| 55 | 3420017,759 |

A continuación se representaran los costes frente al numero de pisos, en una primera grafica se representaran los costes de inmovilizado y los de operación, y en otra grafica se representaran los costes totales, correspondiendo el numero de pisos optimo a aquel que presente menores costes:

Grafica de costes de inmovilizado y costes de operación:



Grafica de costes totales:



Todos los cálculos anteriores han sido teniendo en cuenta una eficacia de plato de 0.800, por lo tanto el numero de platos será de 48 platos reales.

ANEXO III. OPTIMIZACIÓN DEL PISO DE ALIMENTACIÓN

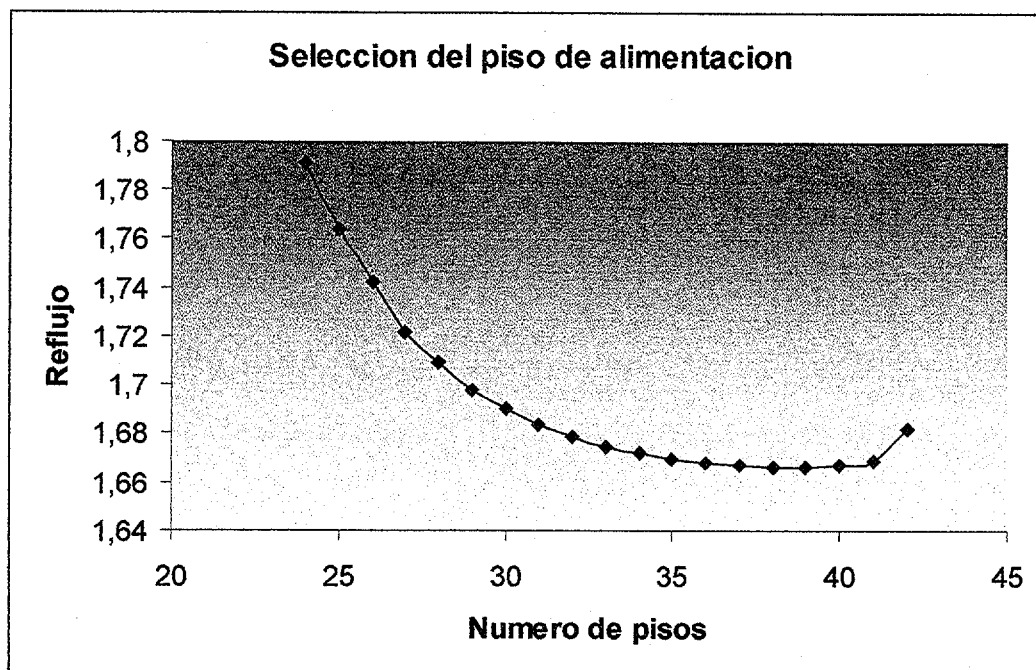
En este estudio se va a analizar cual es piso de alimentación de la columna que genera menos costes de operación. Este piso será tal que la razón de reflujo con la que va a operar la columna sea la mínima.

- Si alimentamos por encima del piso optimo estaremos introduciendo una corriente en un plato cuyo caudal ascendente de vapor no va a ser capaz de vaporizar suficiente caudal de líquido, por lo que será necesario aumentar el aporte de calor para alcanzar la etapa de equilibrio, de modo que ascenderá una mayor cantidad de vapor al condensador, haciendo que sea necesario aumentar el calor retirado en el mismo.
- Si alimentamos por debajo del piso optimo, el vapor ascendente vaporizará una mayor cantidad de líquido de la corriente alimento y por tanto habrá más cantidad de vapor en el condensador.

Por tanto, el estudio consistirá en ir variando el plato de alimentación a la columna y ver en que piso se da la razón de reflujo mínima. Para ello se utilizará el programa de simulación HYSYS PLANT 2.1, en el que se ha especificado la recuperación de componentes en cabeza y fondo, de manera que la razón de reflujo queda libre de especificación. Los resultados que arroja el programa son los siguientes:

| P alimento | Reflujo |
|------------|---------|
| 24 | 1,791 |
| 25 | 1,764 |
| 26 | 1,742 |
| 27 | 1,722 |
| 28 | 1,709 |
| 29 | 1,698 |
| 30 | 1,690 |
| 31 | 1,684 |
| 32 | 1,679 |
| 33 | 1,675 |
| 34 | 1,672 |
| 35 | 1,670 |
| 36 | 1,668 |
| 37 | 1,667 |
| 38 | 1,666 |
| 39 | 1,666 |
| 40 | 1,667 |

Por lo tanto representando el piso de alimentación frente a la razón de reflujo, en aquel lugar en que se encuentre el mínimo, significara que estamos ante el piso optimo de alimentación:



ANEXO IV. DETERMINACIÓN DEL PLATO SENSIBLE

Para poder llevar a cabo el control del aporte de calor en la caldera es necesario conocer cual es el plato cuya temperatura se ve especialmente alterada cuando hay un cambio en la composición del residuo, el cual se denomina plato sensible.

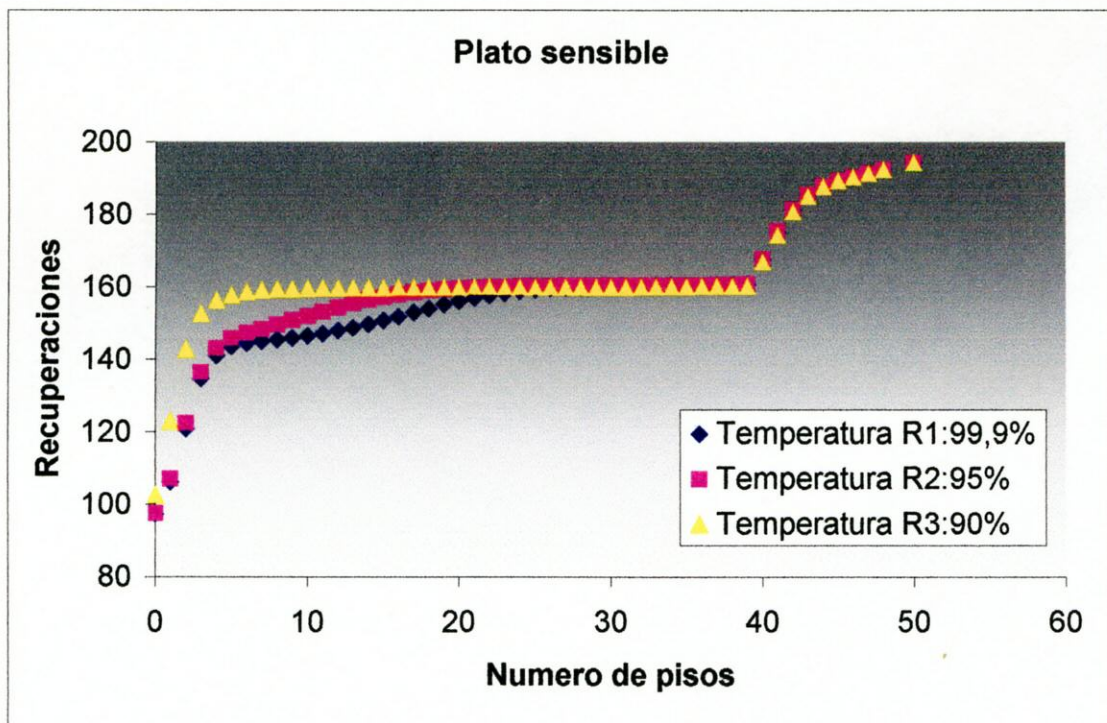
En este ejercicio deduciremos cuál es este plato observando las variaciones de temperatura de los distintos platos de la columna, para distintas recuperaciones de ETBE en el residuo, mediante simulación con HYSYS PLANT 2.1.

Se fijaron tres recuperaciones distintas (99.9 %, 95 % y 90%), y los resultados obtenidos fueron los siguientes:

| Temperatura | | | | Temperatura | | | |
|-------------|----------|--------|--------|-------------|----------|--------|--------|
| Plato | R1:99,9% | R2:95% | R3:90% | Plato | R1:99,9% | R2:95% | R3:90% |
| 0 | 97,31 | 97,52 | 102,3 | 24 | 158,8 | 160,1 | 159,8 |
| 1 | 106,2 | 107 | 122,8 | 25 | 159,2 | 160,2 | 159,8 |
| 2 | 120,9 | 122,3 | 142,6 | 26 | 159,5 | 160,2 | 159,8 |
| 3 | 134,7 | 136,3 | 152,5 | 27 | 159,7 | 160,3 | 159,9 |
| 4 | 141,1 | 142,9 | 156,2 | 28 | 159,9 | 160,3 | 159,9 |
| 5 | 143,5 | 145,7 | 157,7 | 29 | 160,1 | 160,3 | 159,9 |
| 6 | 144,4 | 147,2 | 158,5 | 30 | 160,2 | 160,4 | 159,9 |
| 7 | 145,0 | 148,3 | 158,9 | 31 | 160,3 | 160,4 | 159,9 |
| 8 | 145,5 | 149,5 | 159,2 | 32 | 160,3 | 160,4 | 160 |
| 9 | 145,9 | 150,7 | 159,3 | 33 | 160,4 | 160,4 | 160 |
| 10 | 146,5 | 151,9 | 159,4 | 34 | 160,5 | 160,5 | 160 |

| | | | | | | | |
|-----|-------|-------|-------|----|-------|-------|-------|
| 11 | 147,1 | 153,1 | 159,5 | 35 | 160,5 | 160,5 | 160 |
| 12 | 147,9 | 154,3 | 159,5 | 36 | 160,5 | 160,5 | 160,1 |
| 13 | 148,7 | 155,4 | 159,6 | 37 | 160,6 | 160,6 | 160,1 |
| 14 | 149,7 | 156,4 | 159,6 | 38 | 160,6 | 160,6 | 160,1 |
| 15 | 150,7 | 157,2 | 159,6 | 39 | 160,7 | 160,7 | 160,2 |
| 16 | 151,8 | 157,9 | 159,7 | 40 | 167,7 | 167,6 | 166,9 |
| 17 | 152,9 | 158,5 | 159,7 | 41 | 175,2 | 175,5 | 174,3 |
| 18 | 154,0 | 158,9 | 159,7 | 42 | 181,3 | 181,3 | 180,7 |
| 19 | 155,1 | 159,3 | 159,7 | 43 | 185,4 | 185,4 | 185 |
| 20 | 156,0 | 159,5 | 159,7 | 44 | 187,8 | 187,8 | 187,6 |
| 21 | 156,9 | 159,7 | 159,8 | 45 | 189,3 | 189,3 | 189,2 |
| 22 | 157,7 | 159,9 | 159,8 | 46 | 190,3 | 190,3 | 190,3 |
| 23 | 158,3 | 160 | 159,8 | 47 | 191,3 | 191,3 | 191,3 |
| *** | *** | *** | *** | 48 | 192,4 | 192,4 | 192,4 |

A continuación se representaran los datos de la tabla anterior:

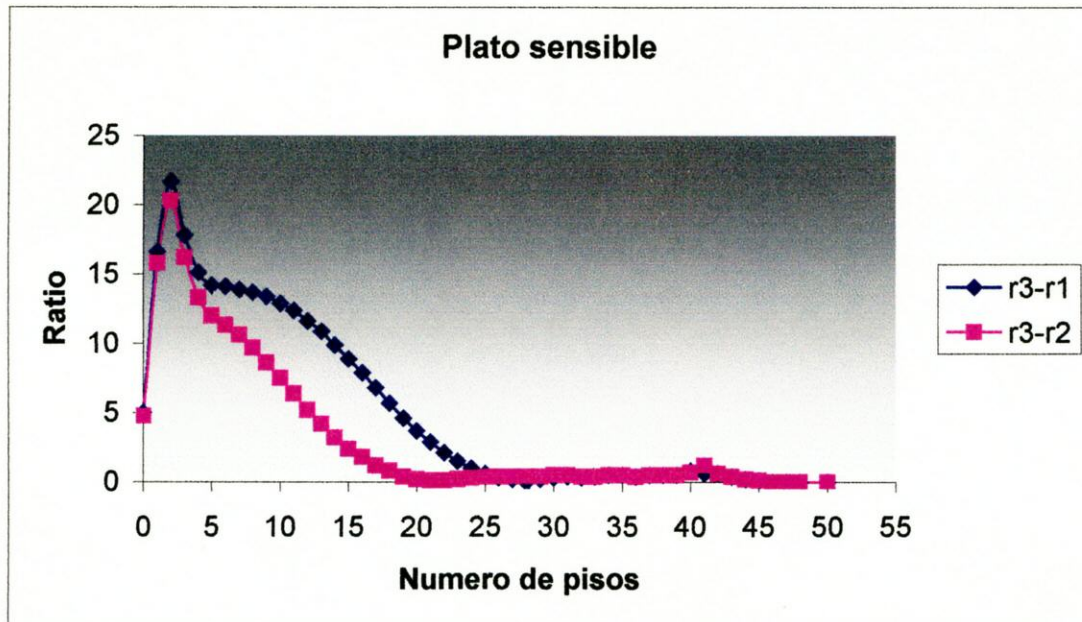


Como no se puede apreciar correctamente cual es el plato sensible, se recogerá a continuación una tabla con los datos de la desviación entre la recuperación r_3 y r_2, r_1 .



| Plato | r_3-r_1 | r_3-r_2 | Plato | r_3-r_1 | r_3-r_2 |
|-------|-----------|-----------|-------|-----------|-----------|
| 0 | 4,99 | 4,78 | 26 | 0,3 | 0,4 |
| 1 | 16,6 | 15,8 | 27 | 0,2 | 0,4 |
| 2 | 21,7 | 20,3 | 28 | 0 | 0,4 |
| 3 | 17,8 | 16,2 | 29 | 0,2 | 0,4 |
| 4 | 15,1 | 13,3 | 30 | 0,3 | 0,5 |
| 5 | 14,2 | 12 | 31 | 0,4 | 0,5 |
| 6 | 14,1 | 11,3 | 32 | 0,3 | 0,4 |
| 7 | 13,9 | 10,6 | 33 | 0,4 | 0,4 |
| 8 | 13,7 | 9,7 | 34 | 0,5 | 0,5 |
| 9 | 13,4 | 8,6 | 35 | 0,5 | 0,5 |
| 10 | 12,9 | 7,5 | 36 | 0,4 | 0,4 |
| 11 | 12,4 | 6,4 | 37 | 0,5 | 0,5 |
| 12 | 11,6 | 5,2 | 38 | 0,5 | 0,5 |
| 13 | 10,9 | 4,2 | 39 | 0,5 | 0,5 |
| 14 | 9,9 | 3,2 | 40 | 0,8 | 0,7 |
| 15 | 8,9 | 2,4 | 41 | 0,6 | 1,2 |
| 16 | 7,9 | 1,8 | 42 | 0,6 | 0,6 |
| 17 | 6,8 | 1,2 | 43 | 0,4 | 0,4 |
| 18 | 5,7 | 0,8 | 44 | 0,2 | 0,2 |
| 19 | 4,6 | 0,4 | 45 | 0,1 | 0,1 |
| 20 | 3,7 | 0,2 | 46 | 0 | 0 |
| 21 | 2,9 | 0,1 | 47 | 0 | 0 |
| 22 | 2,1 | 0,1 | 48 | 0 | 0 |
| 23 | 1,5 | 0,2 | 49 | 0 | 0 |
| 24 | 1 | 0,3 | 50 | 0 | 0 |
| 25 | 0,6 | 0,4 | 0 | 0 | 0 |

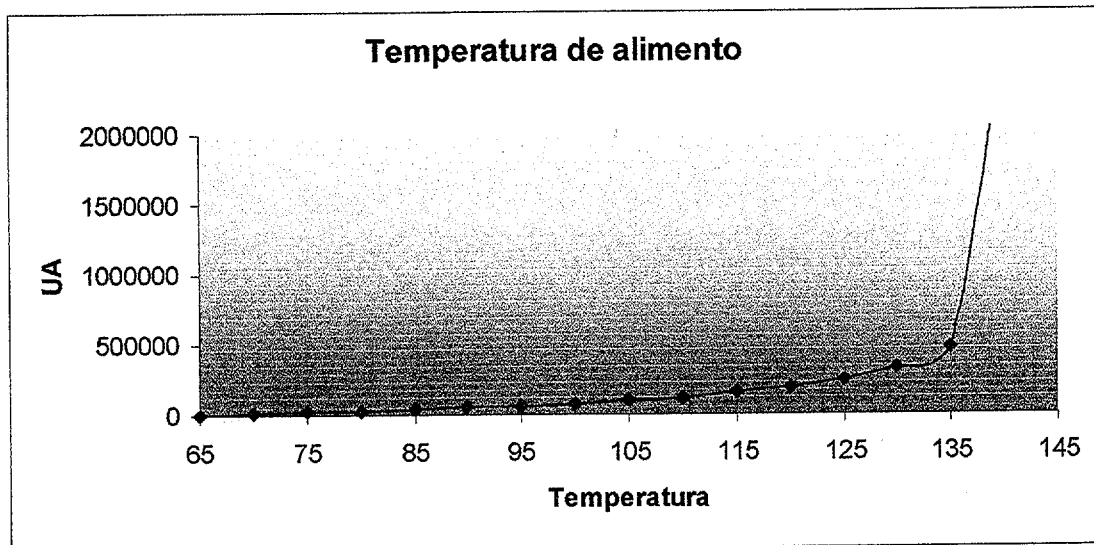
Representando estos datos se obtiene un valor mas claro del plato sensible de la columna:



Por lo tanto el plato sensible será el numero 3, es aquel que ante un cambio en la composición del residuo se ve mas afectada su temperatura. Por tanto el máximo de la curva esta en ese punto.

ANEXO V. OPTIMIZACIÓN DE LA TEMPERATURA DE ALIMENTACIÓN.

La optimización de la temperatura de alimentación tiene por objeto reducir los calores intercambiados en la columna; estos valores de calor intercambiados están relacionados con la temperatura a la que se introduce el alimento, por lo tanto un valor significativo para su optimización puede estar definido por la grafica relativa entre temperatura de entrada y valor de UA del cambiador. Por lo tanto la temperatura de alimentación a la unidad será aquella en la que la grafica siguiente no experimente un crecimiento exponencial, ya que esto indicara que el valor del área tiende a infinito porque el ΔT_m tiende a cero; por lo tanto el valor en que comienza a comportarse la grafica de forma exponencial será el valor optimo de la temperatura de alimentación a la unidad.



Se observa en la grafica que la temperatura comienza a crecer exponencialmente a partir de una temperatura de 135° C, por lo tanto la temperatura optima de alimentación seleccionada para el caso será la citada anteriormente.

Para comprobar que la temperatura seleccionada es la optima se puede recurrir a realizar un estudio sobre los costes de la caldera, condensador y los consumos de vapor y agua de refrigeración.

Este estudio se realizara en un ámbito cercano al valor de temperatura calculado con la primera aproximación:

El ámbito de estudio se centrara en el intervalo 120-140°C

| Temperatura | Q caldera | Q condensador | Te caldera | T s caldera | Te conden | Ts condensador |
|-------------|-----------|---------------|------------|-------------|-----------|----------------|
| 120 | 4,29E+06 | 2,86E+06 | 192 | 194,2 | 106,4 | 97,27 |
| 125 | 4,16E+06 | 2,88E+06 | 192 | 194,2 | 106,4 | 97,27 |
| 130 | 4,03E+06 | 2,91E+06 | 192,1 | 194,2 | 106,4 | 97,27 |
| 135 | 3,80E+06 | 2,96E+06 | 192,1 | 194,2 | 106,4 | 97,28 |
| 140 | 3,41E+06 | 3,05E+06 | 192,2 | 194,2 | 106,4 | 97,29 |

Con los datos de la tabla anterior se realiza el calculo de:

- Coste de la caldera

| ΔT_{ml} | Área (m ²) | C(Mmptas) | C(Euros) | C.Actual (Euros) |
|-----------------|------------------------|-----------|----------|------------------|
| 106,90 | 289,67 | 6,66 | 40041,89 | 64184,48 |
| 106,90 | 289,67 | 6,66 | 40041,89 | 64184,48 |
| 106,85 | 274,18 | 6,31 | 37900,66 | 60752,24 |
| 106,85 | 258,53 | 5,95 | 35737,32 | 57284,54 |
| 106,80 | 232,11 | 5,34 | 32085,21 | 51430,45 |

- Coste del condensador

| ΔT_{ml} | Área (m ²) | C(Mmptas) | C(Euros) | C.Actual (Euros) |
|-----------------|------------------------|-----------|----------|------------------|
| 66,83 | 281,77 | 6,48 | 38949,19 | 62432,95 |
| 66,83 | 284,03 | 6,53 | 39262,52 | 62935,21 |
| 66,83 | 286,50 | 6,59 | 39603,11 | 63481,14 |
| 66,84 | 291,40 | 6,70 | 40281,28 | 64568,20 |
| 66,84 | 300,74 | 6,92 | 41572,30 | 66637,63 |

- Coste del cambiador de calor E-001

| ΔT_{ml} | Área (m ²) | C(Mmptas) | C(Euros) | C.Actual (Euros) |
|-----------------|------------------------|-----------|----------|------------------|
| 83,80 | 146,45 | 3,37 | 20244,19 | 32450,09 |
| 83,62 | 157,84 | 3,63 | 21818,41 | 34973,46 |
| 83,11 | 171,03 | 3,93 | 23642,21 | 37896,88 |
| 79,28 | 202,28 | 4,65 | 27961,12 | 44819,81 |
| 68,41 | 281,20 | 6,47 | 38870,69 | 62307,12 |

- Coste del agua de refrigeración

| Calor (kcal/h) | m(kg/h) | T(año) | Coste (€) |
|----------------|----------|----------|-----------|
| 2,86E+06 | 2,77E+05 | 8,87E+06 | 2,40E+05 |
| 2,88E+06 | 2,80E+05 | 8,95E+06 | 2,42E+05 |
| 2,91E+06 | 2,82E+05 | 9,02E+06 | 2,44E+05 |
| 2,96E+06 | 2,87E+05 | 9,18E+06 | 2,48E+05 |
| 3,05E+06 | 2,96E+05 | 9,47E+06 | 2,56E+05 |

- Coste del vapor

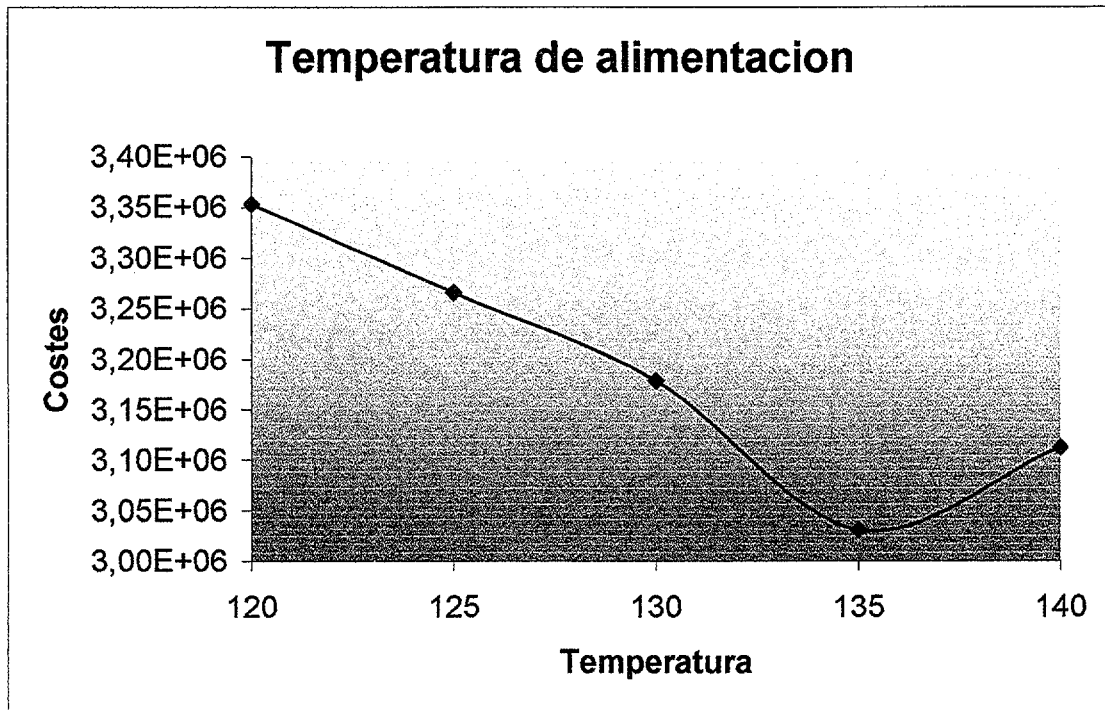
| Calor(kcal/h) | m(kg/h) | T(año) | Coste (€) |
|---------------|----------|----------|-----------|
| 4,29E+06 | 1,03E+04 | 3,28E+05 | 2,95E+06 |
| 4,16E+06 | 9,94E+03 | 3,18E+05 | 2,86E+06 |
| 4,03E+06 | 9,63E+03 | 3,08E+05 | 2,77E+06 |
| 3,80E+06 | 9,08E+03 | 2,91E+05 | 2,62E+06 |
| 3,41E+06 | 8,15E+03 | 2,61E+05 | 2,35E+06 |

Con todos los cálculos de costes anteriores se calcula el coste total tanto de inmovilizado como de variable:

- Costes totales

| Costes totales |
|----------------|
| 3353404,01 |
| 3266128,81 |
| 3178785,79 |
| 3030592,46 |
| 3112529,85 |

Con los datos anteriores y representando gráficamente temperatura frente a costes se obtiene la grafica siguiente:



En ella se aprecia que hay un mínimo en los costes para la temperatura de 135°C, con lo que la temperatura ideal de alimentación será la que obteníamos en la primera aproximación realizada.

ANEXO VI DISEÑO RIGUROSO DE UN CAMBIADOR DE CALOR

El diseño del cambiador de calor que se describe a continuación emplea datos de la simulación y emplea también datos obtenidos de tablas que se incluirán en los anexos sucesivos. Este diseño busca obtener los valores más exactos posibles de los coeficientes de transmisión de calor y a la vez conservar los parámetros de pérdida de carga requeridos en la simulación. Este cálculo puede realizarse con la ayuda de un programa de cálculo de cambiadores denominado TASC que no está disponible en red, por lo que debe realizarse de modo manual.

Los pasos para el diseño riguroso de un cambiador de calor son los siguientes:

- Obtención de la simulación de los datos de las corrientes que confluyen en el cambiador.
- Obtención de la simulación de las propiedades físico-químicas de los fluidos de proceso.
- Selección de los valores típicos de los coeficientes de transmisión de calor utilizando aproximaciones recogidas en tablas. Cálculo del área de intercambio a partir de estos datos.
- Se elige un modelo de cambiador siguiendo la norma con todos sus elementos.

1. Datos de las corrientes de proceso:

| | Hidrocarburo | Agua de refrigeración |
|--|--------------|-----------------------|
| Temperatura de entrada(°C) | 87,45 | 30 |
| Temperatura de salida(°C) | 43 | 40 |
| Presión de entrada(Kg/cm ² g) | 5,3 | 8 |
| Caudal masico(Kg/h) | 34106 | 82286 |

2. Propiedades de las corrientes:

| | Hidrocarburos | Agua de refrigeración |
|--|---------------|-----------------------|
| Densidad media (Kg/m ³) | 686,88 | 1003,8 |
| Viscosidad media (Pa.s) | 2,09E-04 | 7,97E-04 |
| Conductividad calorífica media (Kcal/s.m.°C) | 2,64E-05 | 0,000149 |
| Calor específico media (Kcal/Kg.°C) | 0,57212 | 1,0091 |

3. Valores típicos de los coeficientes de transmisión de calor

$$h_c = 315 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$h_f = 5630 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

$$\text{Coeficiente de ensuciamiento} = 0.00025 \text{ h.m}^2.\text{°C/kcal}$$

De modo que el coeficiente global de transmisión de calor aproximado sería:

$$U = 277.61 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

Sabemos, por simulación, que $U.A = 31200 \text{ kcal/h.°C}$, entonces el área estimada es

$$A = 112.315 \text{ m}^2$$

4. Selección del modelo de cambiador

Se ha realizado el diseño de un cambiador de carcasa y tubos 1-2 (un paso por carcasa y dos pasos por tubos). La corriente de hidrocarburos circula por carcasa, y el agua de refrigeración por el tubos, ambos en contracorriente.

Los tubos son de 1 1/2 pulgada de diámetro exterior, 20 pies de longitud y con un número BWG = 16 (Ver Anexo XII, Tabla 3).

La disposición de los tubos es triangular, con una separación entre centros de 1,5 veces el diámetro exterior.

Los tubos están fabricados en acero al carbono, cuya rugosidad es 0,0018 pulgadas.

Las placas deflectoras son del 25 %, por tanto la fracción del área de la placa deflectora tomará el valor 0,1955. Estarán separadas entre sí una distancia de 2/5 del diámetro de la carcasa.

Los datos de los tubos son, diámetro exterior 1 1/2 pulgada.

Para calcular rigurosamente el cambiador hay que seguir un proceso iterativo tal y como el que se describe a continuación:

- Suponemos un valor de área de intercambio próximo al valor deseado.
- Se comprueba que con ese área de intercambio se cumplen los requisitos de pérdida de presión establecidos.
- Se calcula el valor de coeficiente de transmisión de calor en el lado de los tubos.
- Se calcula el valor del coeficiente de transmisión de calor en el lado carcasa.
- Se calcula el coeficiente global de transmisión de calor.
- Con los coeficientes anteriores se calcula un nuevo área de intercambio de calor empleando el valor de UA de simulación, si este área coincide con el inicial, se para la iteración, si este no es igual se vuelve a tomar un valor de área igual al ultimo calculado.

Se describe a continuación el primer paso completo de ese proceso iterativo:

- En primer lugar se supone un área de intercambio próximo al valor de simulación; en este caso se supone un área de 110 m².
- A continuación se calcula el numero de tubos necesarios para ese valor de área de intercambio, este valor se calcula según la siguiente formula:

$$N^{\circ} \text{ tubos} = \frac{\text{Area}(m^2)}{2\pi \cdot D_e(m) \cdot L(m)} = \frac{110}{2\pi \cdot (1.25 \cdot 0.0254) \cdot (20 \cdot 0.3048)} = 75.4 \text{ tubos}$$

- Una vez que se obtiene el numero de tubos se calcula la velocidad de circulación en ellos:

$$v(m/s) = \frac{2 \cdot Q(Kg/s) / N^{\circ} \text{ tubos}}{\pi \cdot \rho(Kg/m^3) \cdot \frac{D_{interior}^2(m^2)}{4}} = \frac{2 \cdot 9.47 / 75.4}{\pi \cdot 686.88 \cdot \frac{(1.5 \cdot 0.0254)^2}{4}} = 0.635 m/s$$

Se multiplica por dos el numerador, porque el cambiador seleccionado es aquel que posee dos pasos por los tubos y uno por carcasa, por tanto el caudal masico se distribuye en los dos pasos por la carcasa.

- Una vez que se calcula la velocidad de circulación por los tubos, es necesario comprobar que se cumple la especificación de pérdida de carga máxima admisible, por lo tanto este valor debe estar por debajo de 0.7 Kg/cm²g.

Para calcular la pérdida de carga, es necesario calcular el número de Reynolds.

$$Re = \frac{D_{interior}(m) \cdot v(m/s) \cdot \rho(kg/m^3)}{\mu(Pa \cdot s)} = 27800$$

El valor de $\epsilon = 0.0018$ pulgadas, luego la relación ϵ/D pasada a metros resulta ser $\epsilon/D = 0.003$.

Con el valor del número de Reynolds y de ϵ/D , y empleando la ecuación de Chen, se calcula el valor de f .

A continuación se escribe la ecuación de Chen:

$$f = \frac{1}{\left(\left(-4 \cdot \log\left(\frac{1}{3.7065} \cdot \frac{\epsilon}{D} - \left(\frac{5.0452}{Re} \right) \cdot \log\left(\frac{1}{2.8257} \right) \cdot \left(\frac{\epsilon}{D} \right)^{1.1098} \right) + \left(\frac{5.8506}{Re^{0.8991}} \right) \right)^2 \right)^2} = 0.0075$$

- Con estos datos se calcula la pérdida de carga siguiendo la siguiente expresión:

$$\Delta P(N/m^2) = 2 \cdot f \cdot N^{\circ}_{TUBOS} \cdot L_{TUBOS}(m) \cdot \rho(Kg/m^3) \cdot \frac{v^2(m^2/s^2)}{D_{INTERIOR}} = 55500(N/m^2)$$

Estos datos nos dan un valor de pérdida de presión:

$$\Delta P = 0.56 \text{ Kg/cm}^2\text{g.}$$

Como esta pérdida de presión cumple las especificaciones de diseño, el cambiador seleccionado, y la disposición elegida resulta aplicable a este proceso.

- Para calcular el valor del coeficiente de transmisión de calor en el lado de tubos se recurre a la ecuación.

$$Nu = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.4} = 109.$$

Se selecciona como exponente del numero de Proutd 0.4 porque esta dentro de la zona de calefacción.

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k} = \frac{0.57212 \cdot 2.09 \times 10^{-04}}{2.64 \times 10^{-05}} = 4.54$$

$$Re = 27800$$

$$Nu = \frac{h_c D}{k} \rightarrow h_c = \frac{Nu \cdot k}{D} \rightarrow h_c = 380 \text{ kcal/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{°C}$$

Con este ultimo datos esta calculado el valor del coeficiente de transmisión de calor para el lado de los tubos.

Para el lado de carcasa, se realiza un proceso similar, aunque hay que emplear otras expresiones para su calculo, ya que el fluido no circula de forma perfectamente longitudinal en la carcasa, por lo tanto las suposiciones descritas en el apartado del calculo del coeficiente de transmisión de calor en el lado de los tubos.

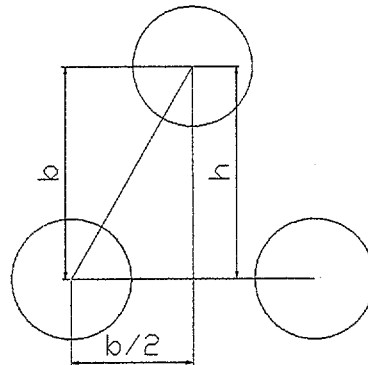
- Una ecuación aproximada, pero generalmente útil, para predecir coeficientes de lado de carcasa es la ecuación de *Donuhue*, que está basada en una velocidad media ponderada G_e del fluido que circula paralelamente a los tubos y la que fluye a través de los tubos. La ecuación de *Donohue* es:

$$\frac{h_0 \cdot D_0}{k} = 0.2 \cdot \left(\frac{D_0 \cdot G_e}{\mu} \right)^{0.6} \cdot \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{0.3} \quad \text{donde } G_e = \sqrt{G_b G_c}$$

- La velocidad másica G_b paralela a los tubos es el flujo de masa dividido por el área libre para el flujo en la ventana de la placa deflectora S_b . Este área es igual al área total de la ventana de la placa deflectora menos el área ocupada por los tubos, o sea:

$$S_b = f_b \cdot \frac{\pi \cdot D_s^2}{4} - N_b \cdot \frac{\pi \cdot D_0^2}{4} \quad \text{donde:}$$

- f_b es la fracción del área de la sección transversal de la carcasa ocupada por la ventana de la placa deflectora. Con ayuda de la tabla 5: *Círculos: áreas de segmentos*, del anexo XII, y sabiendo que las placas deflectoras son del 25 % ($h/D = 0,25$), se deduce que f_b toma el valor 0,1955.
- D_s es el diámetro de la carcasa, que se calculará mediante el siguiente método para espaciamientos triangulares de tubos, como es el caso:
 - El área del triángulo formado por tres tubos adyacentes es $\frac{1}{2} \cdot b \cdot h$, donde b es la separación entre los centros de los tubos ($1,5 \cdot D_{\text{EXTERIOR}}$), y h se obtiene aplicando el teorema de Pitágoras, de modo que:



$$A = \frac{1}{2} \cdot (1,5 \times 0,0254) \cdot (0,033) = 0,00059 \text{ m}^2$$

Este área contiene $\frac{1}{2}$ tubo, por tanto el área ocupada por todos los tubos será:

$$A = 2 \cdot N^{\circ}_{\text{TUBOS}} \cdot 3,54e - 4 = 2 \cdot 308 \cdot 0,00063 = 0,106 \text{ m}^2$$

El diámetro de casco necesario para contener ese área es:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,106}{\pi}} = 0,407 \text{ m}$$

A este diámetro se le suman dos diámetros de tubo y se obtiene el diámetro de la carcasa $D_s = 0,9 \text{ m}$.



- N_b es el número de tubos en la ventana de la placa deflector, que se ha obtenido gráficamente, sabiendo que las placas deflectoras son del 25 %:
- D_0 es el diámetro exterior de los tubos.

La velocidad másica G_c para flujo cruzado está basada en el área S_c para flujo transversal entre los tubos de la hilera de la línea central del cambiador. Se puede estimar a partir de la ecuación:

$$S_c = P \cdot D_s \left(1 - \frac{D_0}{p} \right)$$

- p es la distancia entre los centros de los tubos ($1,5 \cdot D_{\text{EXTERIOR}}$)

$$p = 1,5 \cdot 0,031 = 0,029m$$

- P es la separación entre placas ($2/5 D_{\text{CARCASA}}$)

$$P = \frac{2}{5} \cdot 0,9 = 0,36m$$

Obtenemos entonces los siguientes valores de S_b y S_c :

$$S_b = 0,1955 \cdot \frac{\pi \cdot 0,9^2}{4} - 52 \cdot \frac{\pi \cdot 0,031^2}{4} = 0,022 \text{ m}^2$$

$$S_c = (2/5 \times 0,75) \cdot 0,75 \cdot \left(1 - \frac{D_0}{1,5 \times 0,031} \right) = 0,022 \text{ m}^2$$

Las velocidades másicas resultan entonces:

$$G_b = \frac{\dot{m}}{S_b} = \frac{22,86(\text{Kg/s})}{0,03(\text{m}^2)} = 429,91 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right)$$

$$G_c = \frac{\dot{m}}{S_c} = \frac{22,86(\text{Kg/s})}{0,031(\text{m}^2)} = 436,39 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right)$$

$$G_e = \sqrt{G_b \cdot G_c} = 433.14 \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right)$$

Sustituyendo en la ecuación de Donohue:

$$\frac{h_f \cdot D_0}{k} = 0,2 \cdot \left(\frac{D_0 \cdot G_e}{\mu} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{0,3}$$

Se obtiene el valor de $h_f = 2199.76$ (kcal/h m²°C)

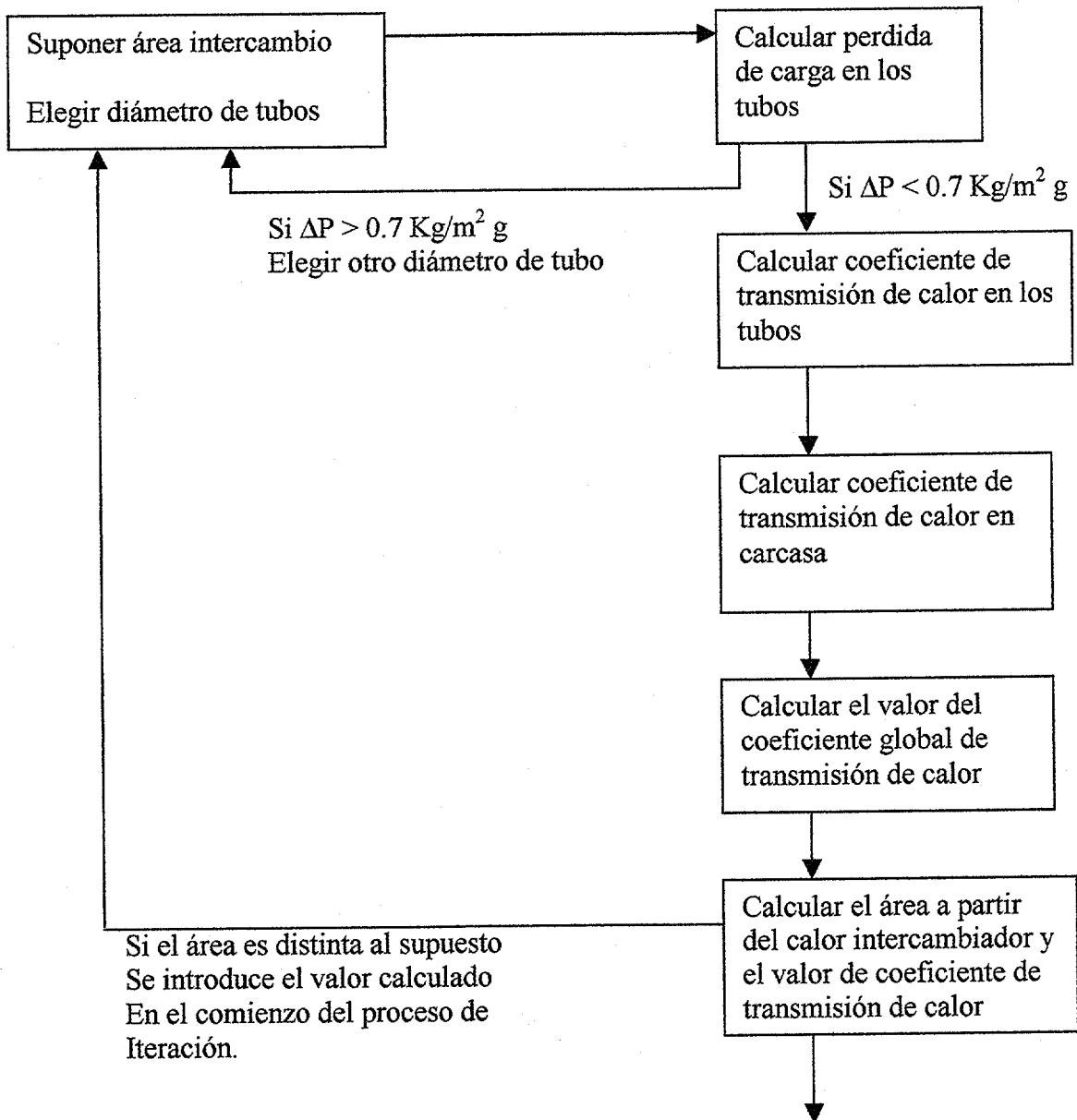
A partir de los valores obtenidos de coeficientes de transmisión de calor para el lado tubos y el lado carcasa, y sabiendo que la conductividad térmica para el acero al carbono es $K = 45$ J/s.m.°C \leftrightarrow 37,17 kcal/h.m.°C, podemos calcular el coeficiente global de transmisión de calor, referido al área exterior, según la ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c(D_I / D_E)} + 1/2 \cdot \frac{D_E}{K} \cdot \ln \left(\frac{D_E}{D_I} \right) + \frac{1}{h_f} + 0,0005 = 0.0030 \text{ h m}^2 \text{°C /kcal}$$

U = 291.45 (kcal/h m²°C)

Con los datos de simulación obtenidos en los que el valor de $UA = 31200$ kcal/h.°C, se obtiene un área de $A = 126.88$ m². Como el área inicial supuesto era de 110, se continuara iterando partiendo de este último área calculado.

A continuación se presenta el proceso de iteración global seguido en el proceso:



Si el área coincide con el inicial, el valor de área calculado es el correcto.

Lado tubos:

| Área (m ²) | N tubos | Velocidad(m/s) | Reynolds | E/D | f | ΔP(kg/cm ²) |
|------------------------|---------|----------------|----------|----------|----------|-------------------------|
| 110 | 75.4 | 0.63501 | 2,78E+04 | 3,00E-03 | 7,58E-03 | 5,60E-01 |
| 107 | 73.3 | 0.653 | 2,86E+04 | | 7,55E-03 | 5,74E-01 |
| 105 | 72.0 | 0.665 | 2,91E+04 | | 7,54E-03 | 5,83E-01 |
| 104 | 71.2 | 0.673 | 2,95E+04 | | 7,53E-03 | 5,89E-01 |
| 103 | 70.6 | 0.678 | 2,97E+04 | | 7,52E-03 | 5,93E-01 |
| 103 | 70.3 | 0.681 | 2,98E+04 | | 7,52E-03 | 5,96E-01 |
| 102 | 70.1 | 0.683 | 2,99E+04 | | 7,52E-03 | 5,98E-01 |
| 102 | 69.9 | 0.685 | 3,00E+04 | | 7,51E-03 | 5,99E-01 |

| Pr | Nussel | Hc(kcal/h.m ² .°C) |
|------|----------|-------------------------------|
| 4,54 | 1,52E+02 | 3,80E+02 |
| 4,54 | 1,56E+02 | 3,88E+02 |
| 4,54 | 1,58E+02 | 3,93E+02 |
| 4,54 | 1,59E+02 | 3,97E+02 |
| 4,54 | 1,60E+02 | 3,99E+02 |
| 4,54 | 1,61E+02 | 4,01E+02 |
| 4,54 | 1,61E+02 | 4,02E+02 |
| 4,54 | 1,61E+02 | 4,02E+02 |

Lado carcasa:

| Área (m ²) | Diámetro (m) | Ds | Nb | Do | P | p | Sb | Sc |
|------------------------|--------------|-------|--------|-------|-------|--------|-------|-------|
| 0,107 | 0,368 | 0,407 | 12,869 | 0,019 | 0,163 | 0,029 | 0,022 | 0,022 |
| 0,104 | 0,363 | 0,401 | 12,516 | 1,019 | 0,161 | 1,529 | 0,021 | 0,021 |
| 0,102 | 0,360 | 0,398 | 12,292 | 2,019 | 0,159 | 3,029 | 0,021 | 0,021 |
| 0,101 | 0,358 | 0,396 | 12,149 | 3,019 | 0,158 | 4,529 | 0,021 | 0,021 |
| 0,100 | 0,357 | 0,395 | 12,059 | 4,019 | 0,158 | 6,029 | 0,021 | 0,020 |
| 0,099 | 0,356 | 0,394 | 12,001 | 5,019 | 0,158 | 7,529 | 0,021 | 0,020 |
| 0,099 | 0,355 | 0,393 | 11,964 | 6,019 | 0,157 | 9,029 | 0,021 | 0,020 |
| 0,099 | 0,355 | 0,393 | 11,940 | 7,019 | 0,157 | 10,529 | 0,021 | 0,020 |

| Gb | Gc | Ge | hf | Hf(kcal/h.m ² .°C) |
|--------|--------|--------|------|-------------------------------|
| 429,91 | 436,39 | 433,14 | 0.25 | 897.91 |
| 440,88 | 447,33 | 444,10 | 0.22 | 911.48 |
| 448,15 | 454,57 | 451,35 | 0.20 | 920.38 |
| 452,90 | 459,30 | 456,09 | 0.26 | 926.17 |
| 455,98 | 462,37 | 459,16 | 0.26 | 929.19 |
| 457,97 | 464,35 | 461,15 | 0.26 | 932.32 |
| 459,25 | 465,63 | 462,43 | 0.26 | 933.87 |

| 1/U(h.m ² .°C/Kcal) | U(kcal/h.m ² .°C) | Área |
|--------------------------------|------------------------------|--------|
| 0,003 | 220.209 | 106,98 |
| 0,003 | 224.055 | 105,07 |
| 0,003 | 226.575 | 103,85 |
| 0,003 | 228.213 | 103,07 |
| 0,003 | 229.271 | 102,58 |
| 0,003 | 229.952 | 102,26 |
| 0,003 | 230.389 | 102,06 |

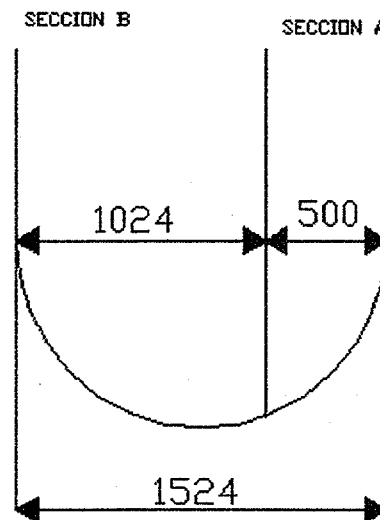
Por lo tanto el área del cambiador resulta ser de **102 metros cuadrados**.

En el siguiente cuadro se recoge el resumen del cambiador de calor así como todos sus parámetros importantes:

| | |
|---|--------------------------|
| Tipo | AES |
| Diámetro de la carcasa (m) | 0.90 |
| Diámetro exterior de los tubos (pulg. / m) | 1 1/2" / 0,0381 |
| Número BWG | 16 |
| Longitud de los tubos (m) | 6.096 |
| Área total (m ²) | 102 |
| Nº de pasos por carcasa / tubo | 1-2 |
| Tipo de tabiques deflectores | 25% |
| Distancia entre centros de tubos (m) | 1,5.D ₀ |
| Separación entre placas | 2/5 D _{CARCASA} |
| Disposición de los tubos | Triangular |
| Calor intercambiado (kcal/h) | 138060 |
| Coef. trans. calor en tubos (kcal/h.m ² .°C) | 402.56 |
| Coef. trans. calor en casco (kcal/h.m ² .°C) | 933.87 |
| Coef. Global (kcal/h.m ² .°C) | 230.389 |

ANEXO VIII. CALCULO DE NIVELES EN RECIPIENTES

Para poder observar perfectamente las dimensiones de la columna, estas se presentan en la siguiente figura:



El tiempo de residencia dentro de la columna será de 5 minutos, lo que se considera un valor medio entre 5-10 minutos que es el tiempo que se recoge en bibliografía para columnas para la zona de descarga de producto.

$$V_{NL} = t_{residencia} \cdot Q_{liquido} = 0.083(h) \cdot 44.66(m^3 / h) = 3.72m^3$$

El nivel normal de líquido viene dado por la expresión:

$$LNL = \frac{V_{NL}(m^3)}{A_{sector}(m^2)}$$

Por lo que es necesario realizar un calculo del área encerrado en el sector B:

$$A_{sectorB} = A_{total} - A_{sectorA}$$

Por lo tanto para calcular el sector B debemos calcular el área del sector A a partir de las tablas que permiten calcular el área de un segmento a partir de la relación h/D.

En este caso la relación h/D se calcula del siguiente modo:

$$h = 507 \text{ mm}$$

$$D = 1524 \text{ mm}$$

$$h/D = 0.33$$

Luego por lo tanto según la tabla el valor de A = 0.22603, de modo que el área es:

$$A_{SECTORA} = A \cdot D^2 (m^2) = 0,22603 \cdot 1,542^2 = 0,525 \text{ m}^2, \text{ por tanto:}$$

$$A_{SECTORB} = \text{Área}_{TOTAL} - \text{Área}_{SECTORA} = \frac{\pi}{4} \cdot 1,524^2 - 0,525 = 1,299 \text{ m}^2$$

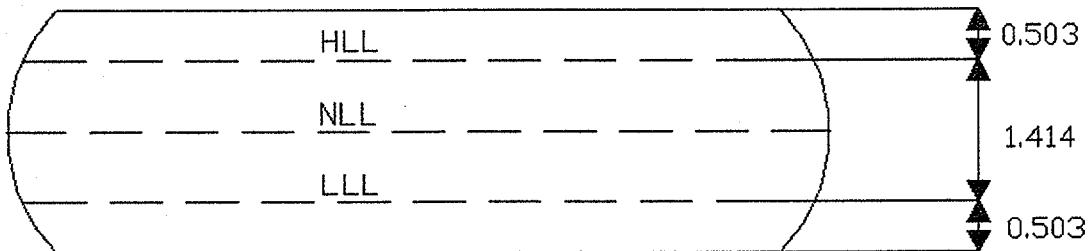
Luego con este valor se puede calcular el valor del nivel normal de liquido según la siguiente expresión:

$$LNL = \frac{V_{NL} (m^3)}{A_{sector} (m^2)} = \frac{3,72 m^3}{1,299 m^2} = 2,86 m$$

Luego la zona de envío hacia el termosifón tendrá un tiempo de residencia que se calculara de la siguiente forma:

$$t_{residencia} = \frac{\text{Volumen}}{\text{Caudal}} = \frac{2,86 m \cdot 0,525 m^2}{128,99} = 5,024 s$$

Calculo del volumen del deposito acumulador de reflujo, para ello se parte de un tiempo de residencia típico que en este caso esta entre 10-15 minutos. Como el caudal que sale de la columna es de $58.782 \text{ m}^3/\text{h}$.



Luego para calcular el volumen útil se puede emplear la siguiente fórmula:

$$V_{\text{util}} = Q \cdot t_{\text{residencia}} = \frac{12\text{m}}{60\text{m}} \cdot 58.782\text{m}^3 / \text{h} = 11.7564\text{m}^3$$

El volumen útil del recipiente será de 11.7564m^3 es decir entre LLL y NLL, por lo tanto el volumen existente entre HLL y LLL será dos veces el calculado por lo tanto este volumen es 23.5128m^3 ; este volumen útil es el 70% del volumen real del recipiente, luego el recipiente acumulador de reflujo tendrá un volumen entre HLL y LLL de:

$$V_{\text{real}} = 33.59 \text{ m}^3$$

La relación típica entre la longitud del recipiente y el diámetro, presenta unos valores típicos recogidos en bibliografía entre 2-5. Pero el mas utilizado es 3. Por lo tanto los valores de diámetro y longitud del recipiente son los siguientes:

$$D = 2.42 \text{ metros}$$

$$L = 7.27 \text{ metros}$$

Luego el volumen de los segmentos superior e inferior será de:

$V = 33.59 - 23.5128 = 10.0772 \text{ m}^3$, este volumen esta dividido en dos zonas una superior y otra inferior de 5.036 m^3 .

Como conocemos la longitud, podemos calcular el área del segmento con la siguiente formula:

$$A_{\text{sector}} = \frac{V_{\text{sector}}}{L} = \frac{5.036 \text{ m}^3}{7.27 \text{ m}} = 0.69 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{A_{\text{sector}}}{D^2} = \frac{0.69}{2.42^2} = 0.118$$

Para comprobar a que valor de h/D corresponde el valor de A hay que localizarlo en las tablas correspondientes.

$h/D = 0.208$, de modo que la altura del sector será de $h = 0.503 \text{ m}$ por encima y por debajo de la altura de HLL y LLL.

Para calcular la altura a la que se fijaran las alarmas tanto de alto como de bajo nivel, se establece que estas están dispuestas a un 20% de la altura normal de liquido, es decir entre NLL y LLL.

Como la altura normal de liquido es de 1.06 metros, calculado el 20% de esta cantidad se obtiene que las alarmas deben situarse 0.212 metros por encima de LLL y 0.212 metros por debajo de HLL.

ANEXO IX. SELECCIÓN DEL TIPO DE CALDERA

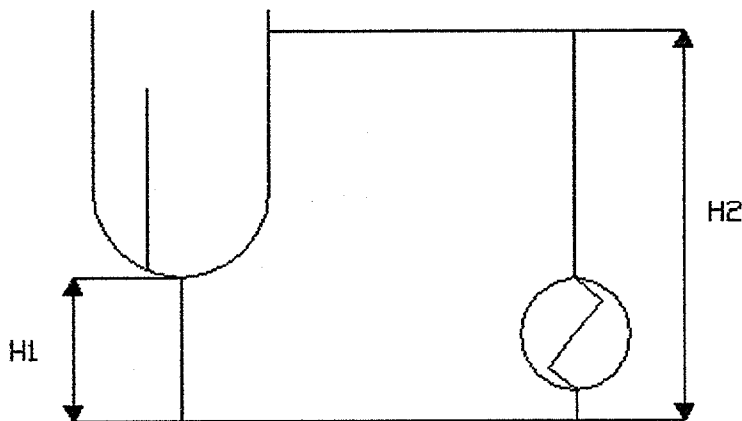
Se ha seleccionado hervidor tipo termosifón vertical debido a presenta ventajas importantes frente a una caldera, como por ejemplo:

- Son baratos, fáciles de soportar y presentan una mínima área de implantación.
- Fluido de proceso va por los tubos, lo que implica una mejor limpieza frente al termosifón horizontal en el que el fluido de proceso va por la carcasa.
- La línea de salida es pequeña y presenta poca perdida de carga.

Como inconvenientes principales pueden destacarse:

- Requerir una torre mas elevada, que la
- Vaporización máxima esta entre el 30-40%
- Poco adecuado para fluidos viscosos
- Máximo numero en una torre es de 3.

A continuación hay que comprobar si la circulación en la caldera hay que realizarla mediante la implantación de una bomba, o se produce de forma natural.



$$\rho_1 \cdot g \cdot H_1 > \rho_2 \cdot g \cdot H_2 + \Delta P \text{ donde,}$$

$$\rho_1 = 531.27 \text{ Kg/m}^3 \quad H_1 = 4 \text{ m}$$

$$\rho_2 = 38.049 \text{ Kg/m}^3 \quad H_2 = 8 \text{ m}$$

$$\Delta P = 0.07 \text{ Kg/cm}^2 \text{g} \Leftrightarrow 7850 \text{ Pa}$$

Sustituyendo estos datos en la ecuación anterior se comprueba la hipótesis de partida en la que:

$$20825.784 \text{ Pa} > 10833.0416 \text{ Pa}$$

Luego tal y como se suponía la circulación en el termosifón es natural y no es necesario instalar una bomba para elevar el recirculado a la columna.

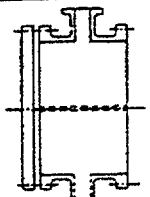
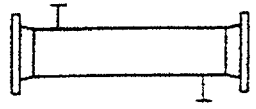
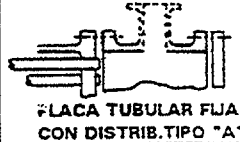
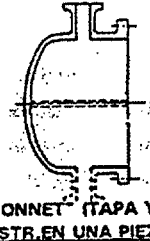
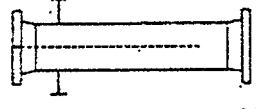
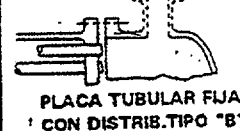
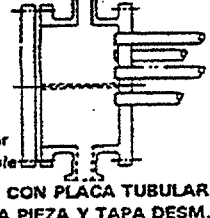
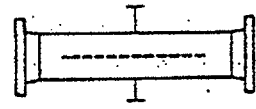
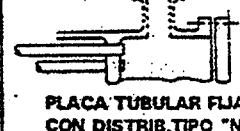
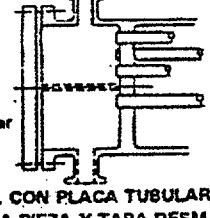
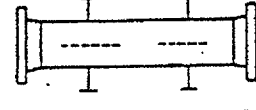
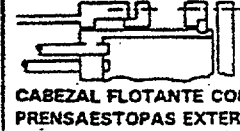
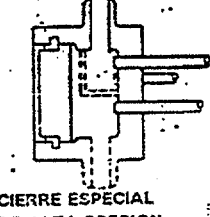
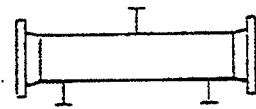
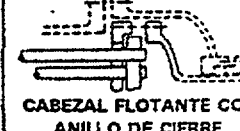
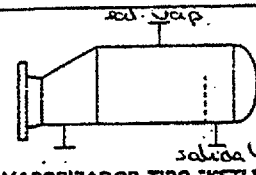
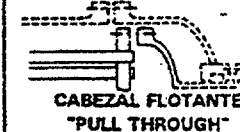
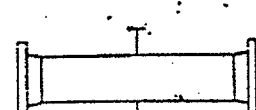

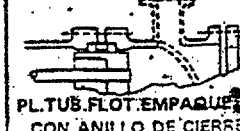
En cuanto al diseño del cambiador E-002, se ha elegido el tipo AES de acuerdo con la norma TEMA, por la que se define el tipo de distribuidos(A), carcasa(E) y cabezal de salida o retorno (S). El tipo A permite la limpieza del interior de los tubos sin más que desmontar la tapa. Se ha elegido una carcasa de tipo E porque su diseño es más sencillo y, si bien la pérdida de fuerza impulsora respecto a otras configuraciones es mayor, la resistencia que opone al paso del fluido es menor, y consecuentemente lo es la pérdida de carga. En cuanto al cabezal, se ha optado por el tipo S porque tiene un diámetro inferior al del interior de la carcasa, de forma que, desmontando el cabezal, el haz tubular puede extraerse por el otro extremo.

Se eligió una disposición triangular de los tubos, ya que se trabaja con fluidos limpios y mejora el coeficiente global de transmisión de calor.



PARTES DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR

Nomenclatura según Normas "TEMA"

| TIPOS DE DISTRIBUIDOR | TIPOS DE CARCASA | TIPOS DE CABEZAL DE RETORNO O DE SALIDA |
|---|---|---|
| <p>A</p>  <p>DISTRIBUIDOR CON TAPA DESMONTABLE</p> | <p>E</p>  <p>UN PASO DE CARCASA</p> | <p>L</p>  <p>PLACA TUBULAR FIJA CON DISTRIB. TIPO "A"</p> |
| <p>B</p>  <p>"BONNET" (TAPA Y DISTR. EN UNA PIEZA)</p> | <p>F</p>  <p>DOS PASOS DE CARCASA CON PLACA SEPAR. LONGITUDINAL</p> | <p>M</p>  <p>PLACA TUBULAR FIJA CON DISTRIB. TIPO "B"</p> |
| <p>C</p>  <p>Haz Tubular Extraíble</p> <p>DISTR. CON PLACA TUBULAR EN UNA PIEZA Y TAPA DESM.</p> | <p>G</p>  <p>FLUJO REPARTIDO</p> | <p>N</p>  <p>PLACA TUBULAR FIJA CON DISTRIB. TIPO "N"</p> |
| <p>N</p>  <p>Placa Tubular Fija</p> <p>DISTR. CON PLACA TUBULAR EN UNA PIEZA Y TAPA DESM.</p> | <p>H</p>  <p>FLUJO DOBL. REPARTIDO</p> | <p>P</p>  <p>CABEZAL FLOTANTE CON PRESNAESTOPAS EXTERIOR</p> |
| <p>D</p>  <p>CIERRE ESPECIAL DE ALTA PRESION</p> | <p>J</p>  <p>FLUJO DIVIDIDO</p> | <p>S</p>  <p>CABEZAL FLOTANTE CON ANILLO DE CIERRE</p> |
| | <p>K</p>  <p>VAPORIZADOR TIPO "KETLE"</p> | <p>T</p>  <p>CABEZAL FLOTANTE "PULL THROUGH"</p> |
| | <p>X</p>  <p>FLUJO CRUZADO</p> | <p>U</p>  <p>HAZ TUBULAR CON TUBOS EN "U"</p> |
| | | <p>W</p>  <p>PL. TUB. FLOT. EMPAQUETADA CON ANILLO DE CIERRE</p> |

ANEXO X. ESTIMACION DE LA INVERSIÓN.

Para calcular la estimación de la inversión de un proyecto se suele utilizar el denominado método de los porcentajes:

Este método consiste en referir todas las partidas relativas a un porcentaje en general relativo al coste del equipo principal.

- Equipo principal: E
- Materiales: M (60-70% de E). Esta partida se desglosa en:
 - Obra civil: 28%
 - Obra metalúrgica: 45%
 - Instrumentación: 10%
 - Electricidad: 10%
 - Aislamiento: 5%
 - Pintura: 2%
- Ingeniería de detalle:
 - Entre 15-20% de E+M para un proyecto grande
 - Entre 40-50% de E+M para un proyecto pequeño.
- Construcción: 50-70% E+M
- Supervisión de la construcción: 10% de E+M

La suma de todos los términos anteriores son los costes en limite de batería o (ISBL).

- Servicios auxiliares: 4% de (ISBL)
- Interconexiones y Off-sites: 8 de (ISBL)
- Gastos de puesta en marcha: 3-4% de (ISBL)
- Imprevistos: 5-15% de (ISBL + Servicios auxiliares + Interconexiones)

El equipo principal esta compuesto por la columna de 48 platos, cinco cambiadores de calor, una bomba de operación y una de reserva, y los dos motores de estas bombas.

A continuación se presentan los costes asociados a cada uno de los elementos:

- Coste de la columna

| Nº Platos | Altura (m) | Diámetro(m) | Espesor(mm) | Costes(Mmptas) | C.Actual(Euros) |
|-----------|------------|-------------|-------------|----------------|-----------------|
| 48 | 24.98 | 1,52 | 17,3 | 9,20 | 225850,59 |

- Coste de los platos

| Nº Platos | C(Euros) |
|-----------|----------|
| 48 | 144000 |

- Costes de los cambiadores

| Cambiador | área(m ²) | C(Mmptas) | C.Actual(Euros) |
|-----------|-----------------------|-----------|-----------------|
| E-001 | 211,95 | 5,44 | 52445,21 |
| E-002 | 152,19 | 4,46 | 26829,99 |
| E-003 | 111,37 | 3,74 | 36055,17 |
| E-004 | 359,75 | 8,27 | 49728,72 |
| E-005 | 89,88 | 3,34 | 32132,11 |

- Costes de las bombas.

| | Caudal (m ³ /h) | AP(kg/cm ²) | Factor P | Coste rodete | Coste (Mmptas) | C. Actual. (Euros) |
|---------|----------------------------|-------------------------|----------|--------------|----------------|--------------------|
| P-001 A | 32,4 | 3,38 | 0,11 | 1,42 | 3,38 | 5,42 |
| P-001 B | 32,4 | 3,38 | 0,11 | 1,42 | 3,38 | 5,42 |

- Coste de los motores de las bombas

| | Potencia (Kw.) | Coste (Mmptas) | C. (Euros) | C.Actual(Euros) |
|---------|----------------|----------------|------------|-----------------|
| P-001 A | 5,23 | 0,098 | 588,60 | 2403,20 |
| P-001 B | 5,23 | 0,098 | 588,60 | 2403,20 |

El coste total del equipo asciende a : 571859.02 Euros.

A partir del valor del equipo principal se calculará el coste de todos los demás equipamientos siguiendo el método de los porcentajes:

| | Coste (Euros) |
|---------------------------|-------------------|
| Equipo principal (E) | 571859.02 |
| Materiales auxiliares (M) | 371708.36 |
| Obra civil | 104078.34 |
| Tuberías | 167268.76 |
| Instrumentación | 37170.84 |
| Electricidad | 37170.84 |
| Aislamiento | 18585.42 |
| Pintura | 7437.17 |
| Ing. De detalle | 188713.48 |
| Construcción | 566140.43 |
| Supervisión | 94356.94 |
| ISBL | 1792778.03 |
| Off-sites | 143422.24 |
| Servicios | 71711.12 |
| Puesta en marcha | 53783.34 |
| Ingeniería Básica | 300000 |
| Total | 2567864.21 |

ANEXO XI. TABLA, GRAFICO

1. Datos de inflación media:

| Año | Inflación (%) |
|------|---------------|
| 1980 | 15,54 |
| 1981 | 14,55 |
| 1982 | 14,45 |
| 1983 | 12,17 |
| 1984 | 11,26 |
| 1985 | 8,79 |
| 1986 | 8,75 |
| 1987 | 5,29 |
| 1988 | 4,80 |
| 1989 | 6,88 |
| 1990 | 6,67 |
| 1991 | 5,52 |

| Año | Inflación (%) |
|------|---------------|
| 1992 | 5,91 |
| 1993 | 4,9 |
| 1994 | 4,3 |
| 1995 | 4,3 |
| 1996 | 3,2 |
| 1997 | 2 |
| 1998 | 1,4 |
| 1999 | 2,9 |
| 2000 | 4 |
| 2001 | 2 |
| 2002 | 1,9 |
| 2003 | 2,8 |

2. Coeficientes de transmisión de calor típicos

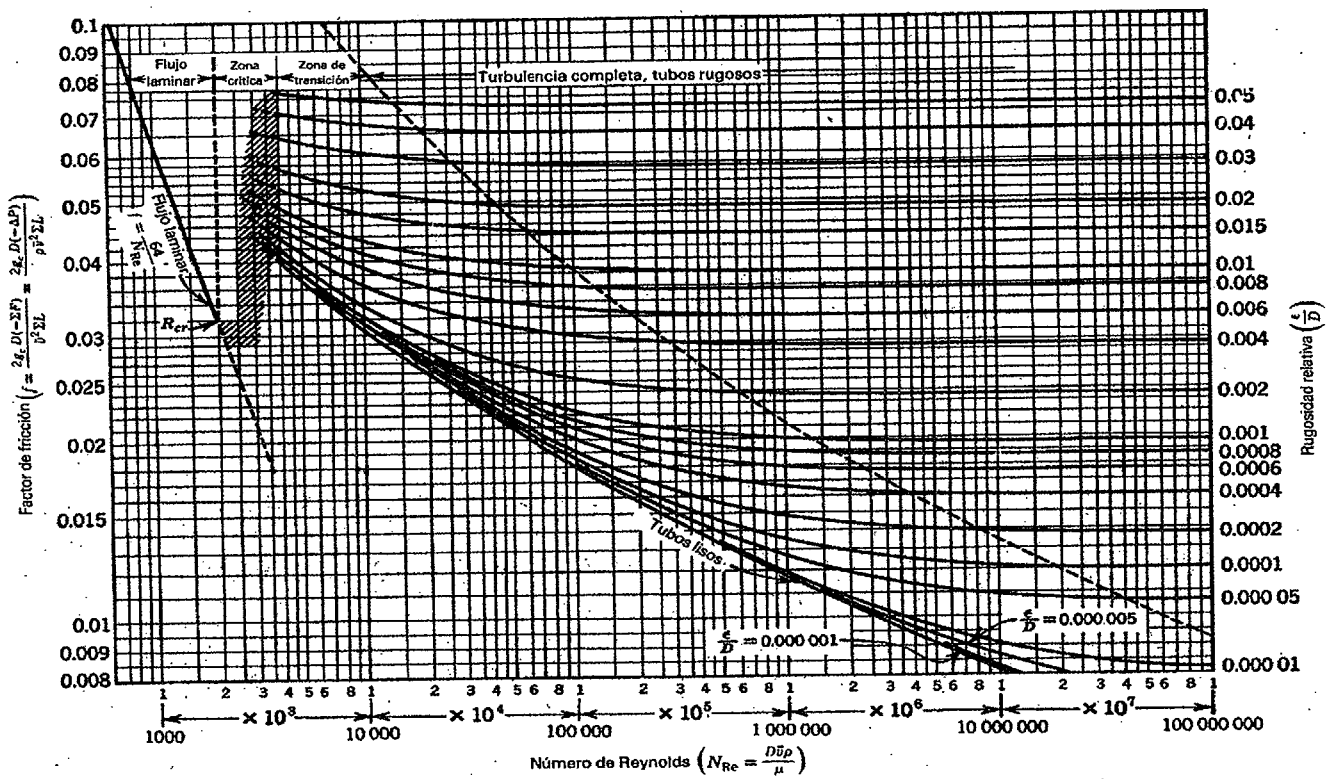
| | | <u>h (kcal/h.m².°C)</u> |
|---------------------------|-----------------------|------------------------------------|
| Sin cambio de fase | Agua | 1460-9800 |
| | Gases | 10-240 |
| | Disolventes orgánicos | 290-2440 |
| | Hidrocarburos | 50-580 |
| Condensando | Vapor de agua | 4890-14650 |
| | Disolventes orgánicos | 730-2440 |
| | Hidrocarburos ligeros | 970-1950 |
| | Hidrocarburos pesados | 100-200 |
| Evaporando | Vapor de agua | 1470-3900 |
| | Disolventes orgánicos | 490-1470 |
| | Hidrocarburos ligeros | 730-1470 |
| | Hidrocarburos pesados | 50-250 |

Coeficientes de ensuciamiento (h.m².°C/kcal)

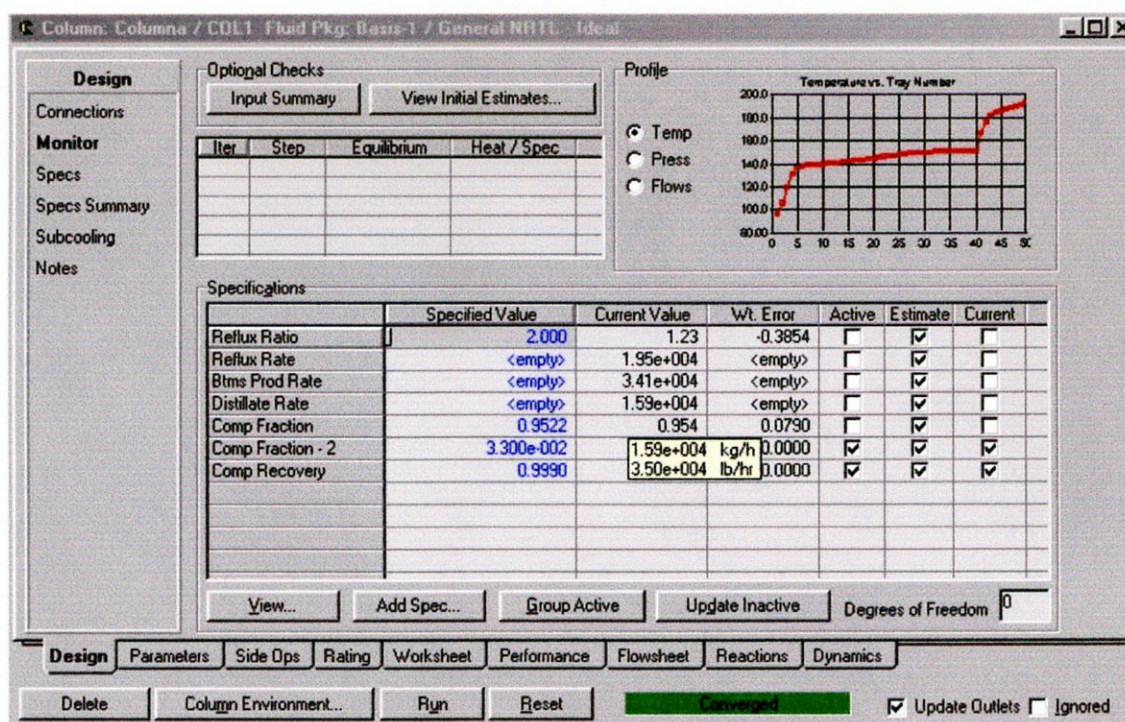
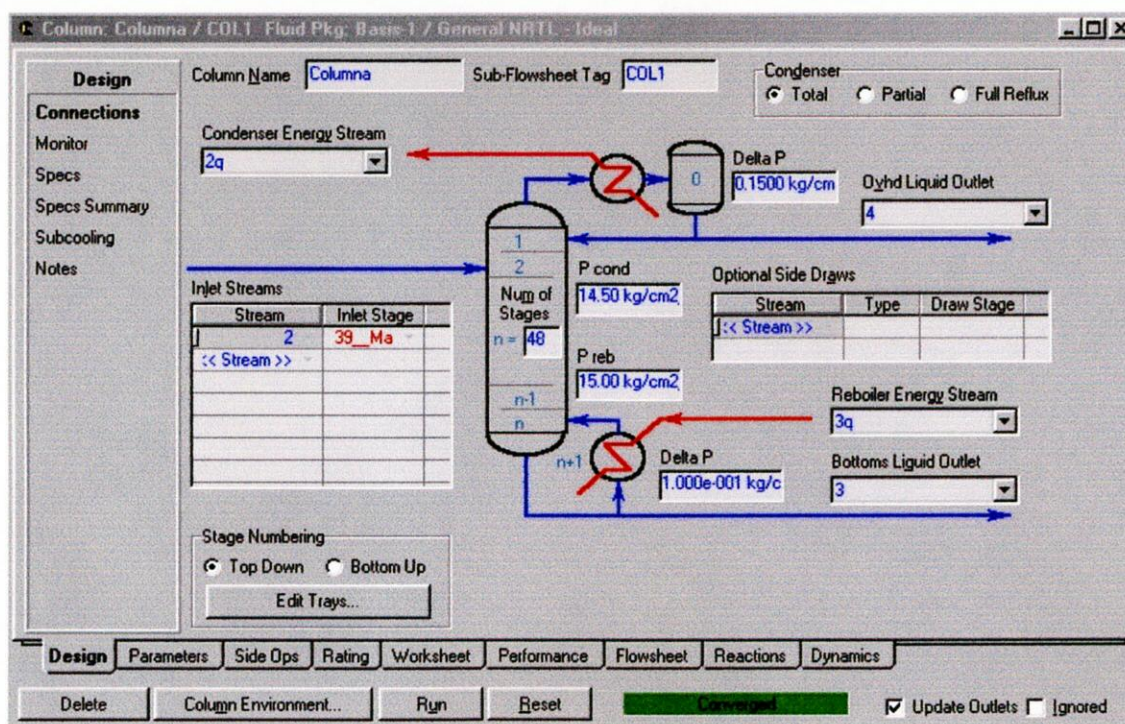
| | |
|---------------|---------------|
| Fluido limpio | 0,0004-0,0001 |
| Fluido sucio | 0,0020-0,0004 |

4. Factor de fricción de Fanning

Apéndice C-3 Factor de fricción en función del número de Reynolds con la rugosidad relativa como parámetro [Moody, L. F., *Trans. ASME*, 66, Págs. 671-84(1944); Por cortesía de ASME.]



ANEXO XIII. DATOS DE SIMULACIÓN



Main Worksheet

Column: Columna / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / General NRTL - Ideal

| Worksheet | Name | 10 @COL1 | 2 @COL1 | 3 @COL1 |
|--------------|-------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| Conditions | Vapour | 0.0184 | 0.0000 | 0.0000 |
| Properties | Temperature [C] | 135.0 | 97.28 | 194.2 |
| Compositions | Pressure [kg/cm2_g] | 15.30 | 14.50 | 15.00 |
| PF Specs | Molar Flow [kgmole/h] | 634.9 | 283.4 | 351.6 |
| | Mass Flow [kg/h] | 5.000e+004 | 1.590e+004 | 3.410e+004 |
| | Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] | 71.03 | 26.37 | 44.66 |
| | Molar Enthalpy [kcal/kgmole] | -4.632e+004 | -1.352e+004 | -7.014e+004 |
| | Molar Entropy [kJ/kgmole-C] | 240.6 | 173.5 | 313.7 |
| | Heat Flow [kcal/h] | -2.941e+007 | -3.832e+006 | -2.466e+007 |

Design Parameters Side Ops Rating **Worksheet** Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored

Detalles de la columna(trafico interno, perfiles de temperatura, presión y composición, etc.)

Column: Columna / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / General NRTL - Ideal

Parameters

Steady State Profiles

Optional Estimates

| | Stage | Pressure [kg/cm2_g] | Temp [C] | Net Liquid [kg/h] | Net Vapour [kg/h] |
|------------|-------|---------------------|----------|-------------------|-------------------------------------|
| Condenser | 1 | 14.50 | 97.28 | 1.954e+00 | 3.843e-01 |
| 1_Main TS | 2 | 14.65 | 106.4 | 1.612e+00 | 3.543e+00 |
| 2_Main TS | 3 | 14.66 | 119.9 | 1.264e+00 | 3.202e+00 |
| 3_Main TS | 4 | 14.66 | 131.5 | 1.145e+00 | 2.853e+00 |
| 4_Main TS | 5 | 14.67 | 136.6 | 1.117e+00 | 2.734e+00 |
| 5_Main TS | 6 | 14.67 | 138.5 | 1.117e+00 | 2.706e+00 |
| 6_Main TS | 7 | 14.68 | 139.3 | 1.128e+00 | 2.707e+00 |
| 7_Main TS | 8 | 14.68 | 139.6 | 1.144e+00 | 2.718e+00 |
| 8_Main TS | 9 | 14.69 | 139.9 | 1.162e+00 | 2.733e+00 |
| 9_Main TS | 10 | 14.69 | 140.2 | 1.184e+00 | 2.752e+00 |
| 10_Main TS | 11 | 14.70 | 140.6 | 1.208e+00 | 2.773e+00 |
| 11_Main TS | 12 | 14.70 | 140.9 | 1.236e+00 | 2.798e+00 |
| 12_Main TS | 13 | 14.71 | 141.4 | 1.267e+00 | 2.826e+00 |
| 13_Main TS | 14 | 14.71 | 141.8 | 1.301e+00 | 2.798e+004 kg/h 6.168e+004 lb/hr |
| 14_Main TS | 15 | 14.72 | 142.3 | 1.338e+00 | 2.927e+00 |
| 15_Main TS | 16 | 14.72 | 142.9 | 1.377e+00 | 2.927e+00 |
| 16_Main TS | 17 | 14.73 | 143.4 | 1.418e+00 | 2.966e+00 |
| 17_Main TS | 18 | 14.74 | 144.1 | 1.461e+00 | 3.008e+00 |

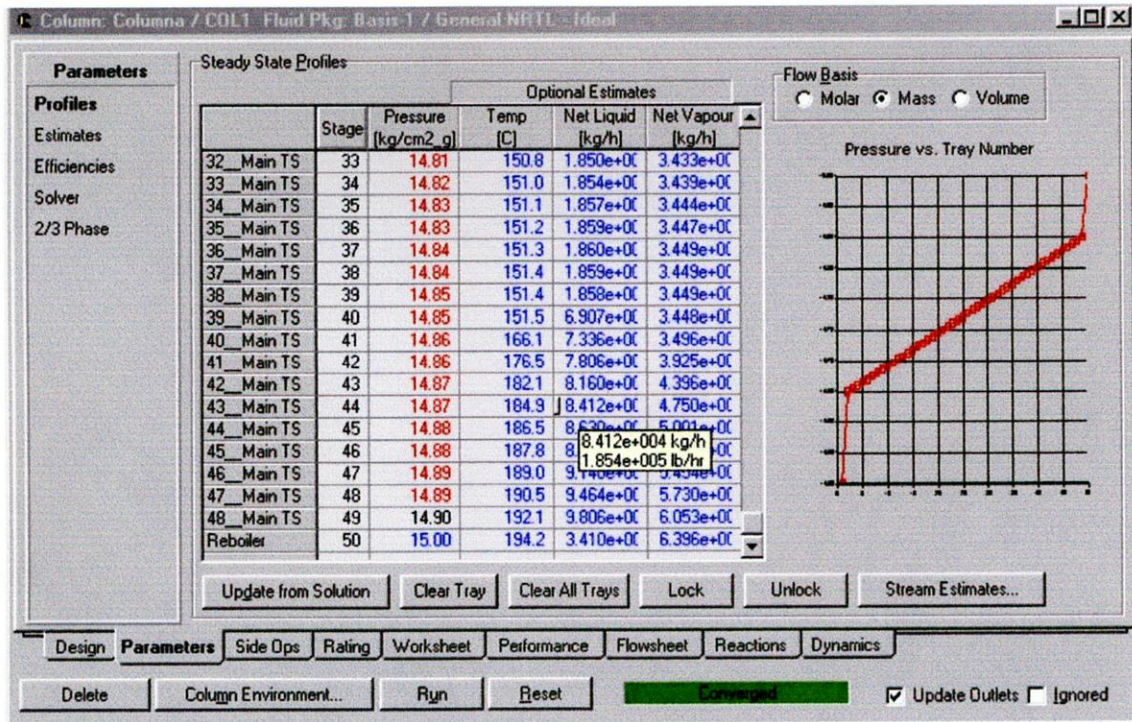
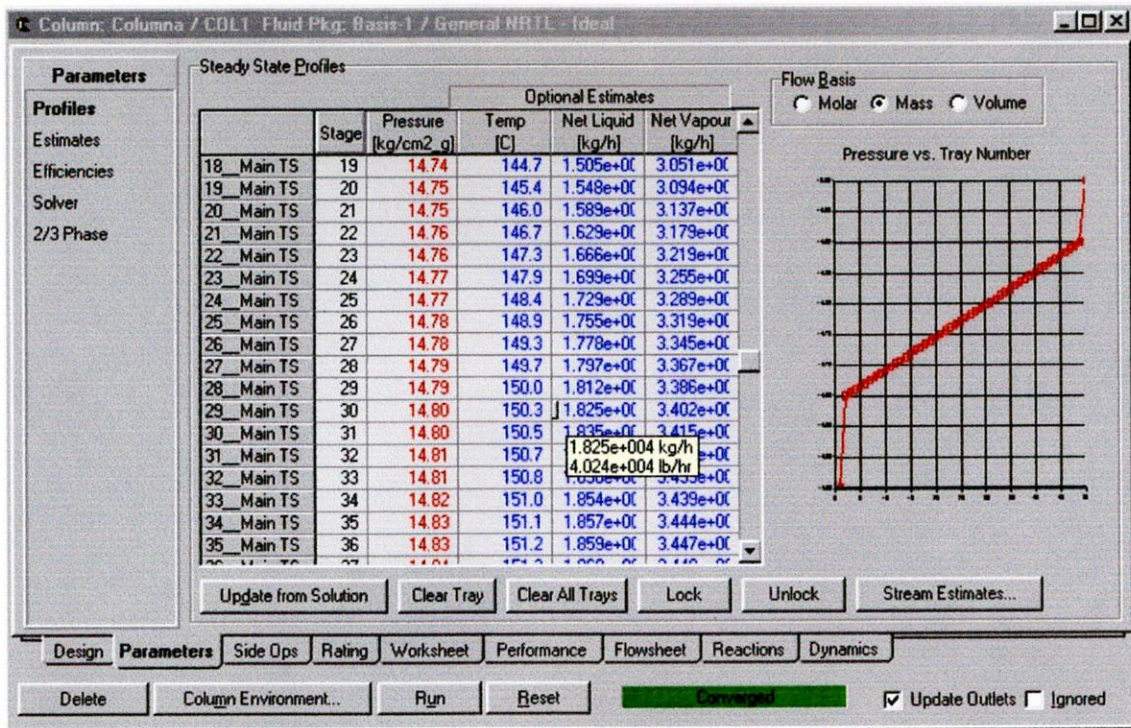
Flow Basis: Molar Mass Volume

Pressure vs. Tray Number

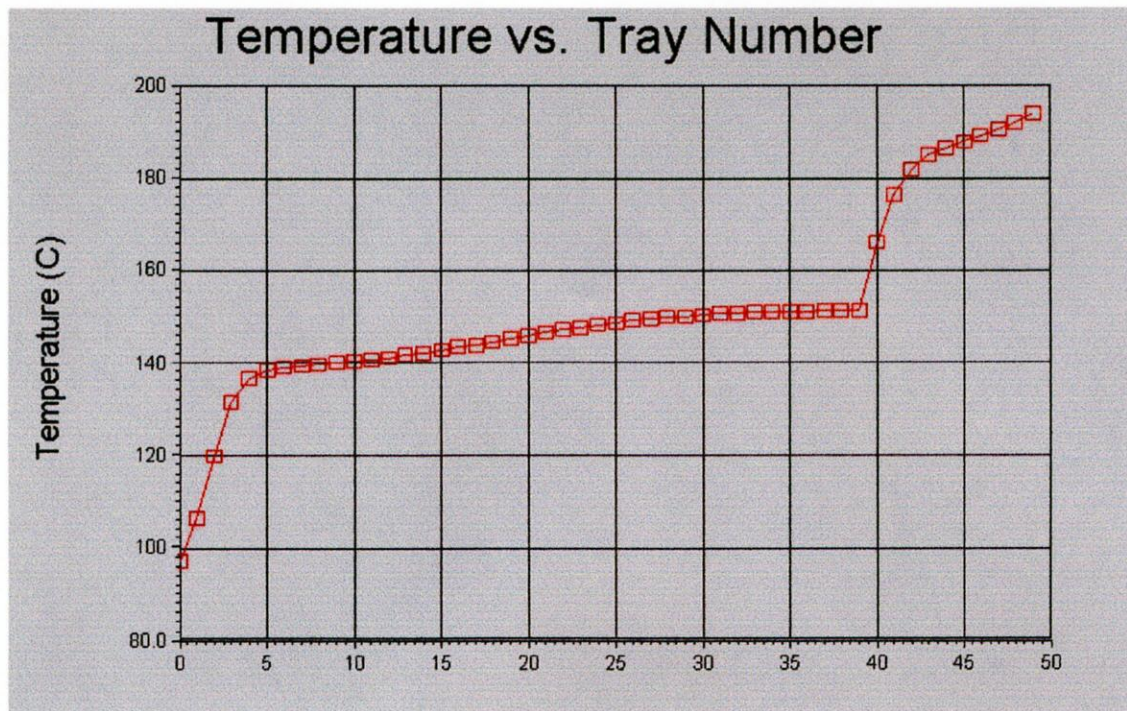
Update from Solution Clear Tray Clear All Trays Lock Unlock Stream Estimates...

Design Parameters Side Ops Rating **Worksheet** Performance Flowsheet Reactions Dynamics

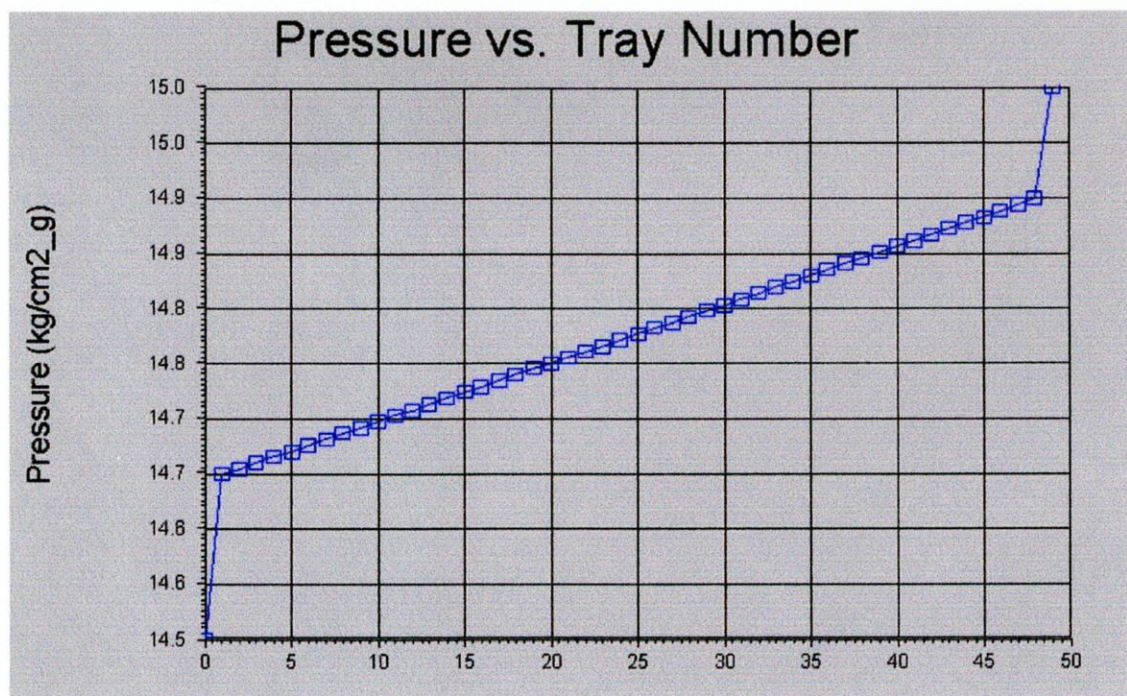
Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored



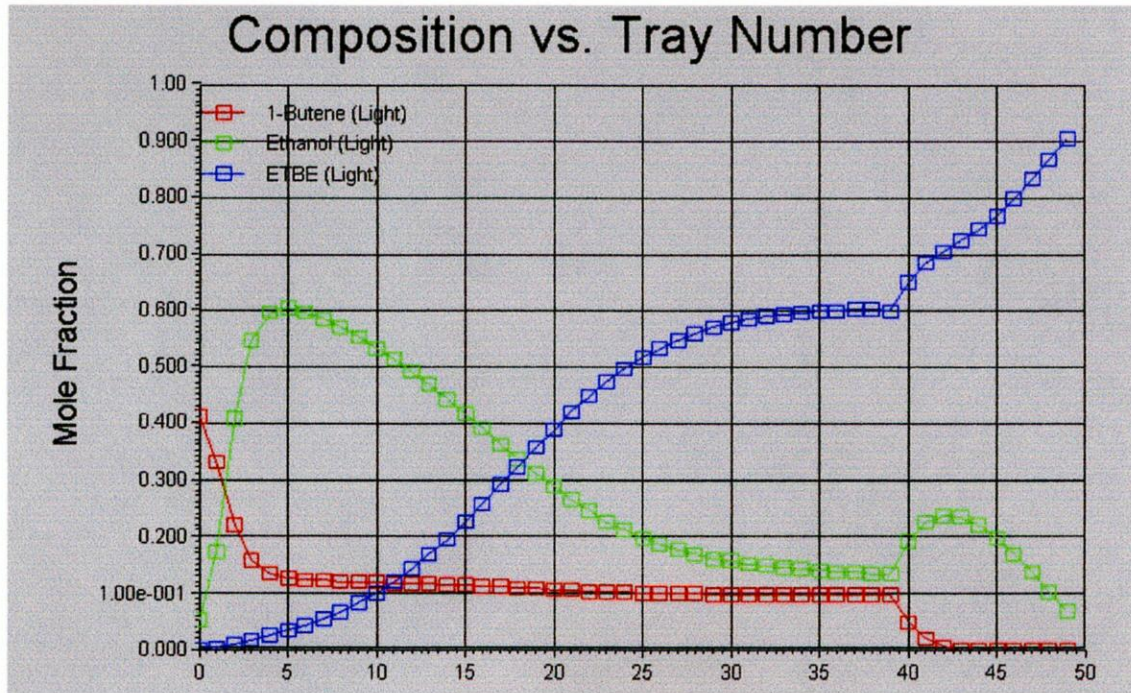
Perfiles de temperatura



Perfiles de presión



Perfiles de composición





ESCET
Universidad Rey Juan Carlos
Campus de Móstoles

Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\JAVIER\MIS DOCUMENTOS\DISC
Unit Set: NewUser
Date/Time: Thu Jul 01 12:09:59 2004

Material Stream: Alimento

Fluid Package: Basis-1
Property Package: General NRTL - Ideal


CONDITIONS

| | Overall | Liquid Phase |
|-------------------------------|--------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.0000 | 1.0000 |
| Temperature: (C) | 60.00 * | 60.00 |
| Pressure: (kg/cm2_g) | 16.00 * | 16.00 |
| Molar Flow (kgmole/h) | 634.9 | 634.9 |
| Mass Flow (kg/h) | 5.000e+004 * | 5.000e+004 |
| Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h) | 71.03 | 71.03 |
| Molar Enthalpy (kcal/kgmole) | -5.003e+004 | -5.003e+004 |
| Molar Entropy (kJ/kgmole-C) | 186.5 | 186.5 |
| Heat Flow (kcal/h) | -3.177e+007 | -3.177e+007 |
| Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h) | 70.54 * | 70.54 |

COMPOSITION

| Overall Phase | | | | | | Vapour Fraction | 0.0000 |
|---------------|-----------------------|---------------|------------------|---------------|---------------------------|------------------------|--------|
| COMPONENTS | MOLAR FLOW (kgmole/h) | MOLE FRACTION | MASS FLOW (kg/h) | MASS FRACTION | LIQUID VOLUME FLOW (m3/h) | LIQUID VOLUME FRACTION | |
| Propane | 0.2540 * | 0.0004 * | 11.2019 * | 0.0002 * | 0.0221 * | 0.0003 * | |
| 13-Butadiene | 0.7621 * | 0.0012 * | 41.2225 * | 0.0008 * | 0.0665 * | 0.0009 * | |
| i-Butene | 13.0824 * | 0.0206 * | 734.0255 * | 0.0147 * | 1.2382 * | 0.0174 * | |
| 1-Butene | 116.9164 * | 0.1841 * | 6559.9075 * | 0.1312 * | 11.0475 * | 0.1555 * | |
| cis2-Butene | 26.6729 * | 0.0420 * | 1496.5569 * | 0.0299 * | 2.3908 * | 0.0337 * | |
| tr2-Butene | 46.8682 * | 0.0738 * | 2629.6642 * | 0.0526 * | 4.3202 * | 0.0608 * | |
| i-Butane | 13.2095 * | 0.0208 * | 767.7862 * | 0.0154 * | 1.3663 * | 0.0192 * | |
| n-Butane | 49.6625 * | 0.0782 * | 2886.5808 * | 0.0577 * | 4.9494 * | 0.0697 * | |
| Ethanol | 39.5013 * | 0.0622 * | 1819.8229 * | 0.0364 * | 2.2863 * | 0.0322 * | |
| tert-Butanol | 2.5403 * | 0.0040 * | 188.2931 * | 0.0038 * | 0.2410 * | 0.0034 * | |
| diE-Ether | 0.0635 * | 0.0001 * | 4.7073 * | 0.0001 * | 0.0066 * | 0.0001 * | |
| ETBE | 318.7415 * | 0.5020 * | 32569.0099 * | 0.6514 * | 42.7105 * | 0.6013 * | |
| 224-Mpentane | 1.7782 * | 0.0028 * | 203.1268 * | 0.0041 * | 0.2923 * | 0.0041 * | |
| H2O | 4.8900 * | 0.0077 * | 88.0945 * | 0.0018 * | 0.0883 * | 0.0012 * | |
| Total | 634.9428 | 1.0000 | 50000.0000 | 1.0000 | 71.0261 | 1.0000 | |

| Liquid Phase | | | | | | Phase Fraction | 1.000 |
|--------------|-----------------------|---------------|------------------|---------------|---------------------------|------------------------|-------|
| COMPONENTS | MOLAR FLOW (kgmole/h) | MOLE FRACTION | MASS FLOW (kg/h) | MASS FRACTION | LIQUID VOLUME FLOW (m3/h) | LIQUID VOLUME FRACTION | |
| Propane | 0.2540 | 0.0004 | 11.2019 | 0.0002 | 0.0221 | 0.0003 | |
| 13-Butadiene | 0.7621 | 0.0012 | 41.2225 | 0.0008 | 0.0665 | 0.0009 | |
| i-Butene | 13.0824 | 0.0206 | 734.0255 | 0.0147 | 1.2382 | 0.0174 | |
| 1-Butene | 116.9164 | 0.1841 | 6559.9075 | 0.1312 | 11.0475 | 0.1555 | |
| cis2-Butene | 26.6729 | 0.0420 | 1496.5569 | 0.0299 | 2.3908 | 0.0337 | |
| tr2-Butene | 46.8682 | 0.0738 | 2629.6642 | 0.0526 | 4.3202 | 0.0608 | |
| i-Butane | 13.2095 | 0.0208 | 767.7862 | 0.0154 | 1.3663 | 0.0192 | |
| n-Butane | 49.6625 | 0.0782 | 2886.5808 | 0.0577 | 4.9494 | 0.0697 | |
| Ethanol | 39.5013 | 0.0622 | 1819.8229 | 0.0364 | 2.2863 | 0.0322 | |
| tert-Butanol | 2.5403 | 0.0040 | 188.2931 | 0.0038 | 0.2410 | 0.0034 | |
| diE-Ether | 0.0635 | 0.0001 | 4.7073 | 0.0001 | 0.0066 | 0.0001 | |
| ETBE | 318.7415 | 0.5020 | 32569.0099 | 0.6514 | 42.7105 | 0.6013 | |
| 224-Mpentane | 1.7782 | 0.0028 | 203.1268 | 0.0041 | 0.2923 | 0.0041 | |
| H2O | 4.8900 | 0.0077 | 88.0945 | 0.0018 | 0.0883 | 0.0012 | |
| Total | 634.9428 | 1.0000 | 50000.0000 | 1.0000 | 71.0261 | 1.0000 | |

| | |
|---|--|
|  ESCET Universidad Rey Juan Carlos Campus de Móstoles | Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\JAVIER\MIS DOCUMENTOS\DISCO |
| | Unit Set: NewUser |
| | Date/Time: Thu Jul 01 12:09:59 2004 |

Material Stream: Producto cabeza

Fluid Package: Basis-1

Property Package: General NRTL - Ideal

CONDITIONS

| | Overall | Liquid Phase |
|-------------------------------|-------------|--------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.0000 | 1.0000 |
| Temperature: (C) | 43.00 * | 43.00 |
| Pressure: (kg/cm2_g) | 8.000 * | 8.000 |
| Molar Flow (kgmole/h) | 283.4 | 283.4 |
| Mass Flow (kg/h) | 1.590e+004 | 1.590e+004 |
| Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h) | 26.37 | 26.37 |
| Molar Enthalpy (kcal/kgmole) | -1.550e+004 | -1.550e+004 |
| Molar Entropy (kJ/kgmole-C) | 135.5 | 135.5 |
| Heat Flow (kcal/h) | -4.394e+006 | -4.394e+006 |
| Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h) | 26.22 * | 26.22 |

COMPOSITION

| Overall Phase | | | | | | Vapour Fraction 0.0000 | |
|---------------|-----------------------|---------------|------------------|---------------|---------------------------|------------------------|--|
| COMPONENTS | MOLAR FLOW (kgmole/h) | MOLE FRACTION | MASS FLOW (kg/h) | MASS FRACTION | LIQUID VOLUME FLOW (m3/h) | LIQUID VOLUME FRACTION | |
| Propane | 0.2540 | 0.0009 | 11.2019 | 0.0007 | 0.0221 | 0.0008 | |
| 13-Butadiene | 0.7621 | 0.0027 | 41.2222 | 0.0026 | 0.0665 | 0.0025 | |
| i-Butene | 13.0823 | 0.0462 | 734.0201 | 0.0462 | 1.2382 | 0.0470 | |
| 1-Butene | 116.9154 | 0.4125 | 6559.8534 | 0.4127 | 11.0474 | 0.4189 | |
| cis2-Butene | 26.6711 | 0.0941 | 1496.4565 | 0.0941 | 2.3907 | 0.0907 | |
| tr2-Butene | 46.8669 | 0.1654 | 2629.5946 | 0.1654 | 4.3201 | 0.1638 | |
| i-Butane | 13.2094 | 0.0466 | 767.7827 | 0.0483 | 1.3662 | 0.0518 | |
| n-Butane | 49.6608 | 0.1752 | 2886.4831 | 0.1816 | 4.9492 | 0.1877 | |
| Ethanol | 15.0966 | 0.0533 | 695.4968 | 0.0438 | 0.8738 | 0.0331 | |
| tert-Butanol | 0.5030 | 0.0018 | 37.2813 | 0.0023 | 0.0477 | 0.0018 | |
| diE-Ether | 0.0628 | 0.0002 | 4.6552 | 0.0003 | 0.0065 | 0.0002 | |
| ETBE | 0.3185 | 0.0011 | 32.5435 | 0.0020 | 0.0427 | 0.0016 | |
| 224-Mpentane | 0.0000 | 0.0000 | 0.0006 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| H2O | 0.0004 | 0.0000 | 0.0067 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| Total | 283.4033 | 1.0000 | 15896.5985 | 1.0000 | 26.3713 | 1.0000 | |

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

| COMPONENTS | MOLAR FLOW (kgmole/h) | MOLE FRACTION | MASS FLOW (kg/h) | MASS FRACTION | LIQUID VOLUME FLOW (m3/h) | LIQUID VOLUME FRACTION |
|--------------|-----------------------|---------------|------------------|---------------|---------------------------|------------------------|
| Propane | 0.2540 | 0.0009 | 11.2019 | 0.0007 | 0.0221 | 0.0008 |
| 13-Butadiene | 0.7621 | 0.0027 | 41.2222 | 0.0026 | 0.0665 | 0.0025 |
| i-Butene | 13.0823 | 0.0462 | 734.0201 | 0.0462 | 1.2382 | 0.0470 |
| 1-Butene | 116.9154 | 0.4125 | 6559.8534 | 0.4127 | 11.0474 | 0.4189 |
| cis2-Butene | 26.6711 | 0.0941 | 1496.4565 | 0.0941 | 2.3907 | 0.0907 |
| tr2-Butene | 46.8669 | 0.1654 | 2629.5946 | 0.1654 | 4.3201 | 0.1638 |
| i-Butane | 13.2094 | 0.0466 | 767.7827 | 0.0483 | 1.3662 | 0.0518 |
| n-Butane | 49.6608 | 0.1752 | 2886.4831 | 0.1816 | 4.9492 | 0.1877 |
| Ethanol | 15.0966 | 0.0533 | 695.4968 | 0.0438 | 0.8738 | 0.0331 |
| tert-Butanol | 0.5030 | 0.0018 | 37.2813 | 0.0023 | 0.0477 | 0.0018 |
| diE-Ether | 0.0628 | 0.0002 | 4.6552 | 0.0003 | 0.0065 | 0.0002 |
| ETBE | 0.3185 | 0.0011 | 32.5435 | 0.0020 | 0.0427 | 0.0016 |
| 224-Mpentane | 0.0000 | 0.0000 | 0.0006 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| H2O | 0.0004 | 0.0000 | 0.0067 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| Total | 283.4033 | 1.0000 | 15896.5985 | 1.0000 | 26.3713 | 1.0000 |



| | | |
|--|--|--|
| | ESCET Universidad Rey Juan Carlos Campus de Móstoles | Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\JAVIER\MIS DOCUMENTOS\DISCO |
| | | Unit Set: NewUser |
| | | Date/Time: Thu Jul 01 12:09:59 2004 |

Material Stream: Producto fondo

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: General NRTL - Ideal

CONDITIONS

| | Overall | Aqueous Phase |
|-------------------------------|-------------|---------------|
| Vapour / Phase Fraction | 0.0000 | 1.0000 |
| Temperature: (C) | 43.00 * | 43.00 |
| Pressure: (kg/cm2_g) | 4.000 | 4.000 |
| Molar Flow (kgmole/h) | 351.5 | 351.5 |
| Mass Flow (kg/h) | 3.410e+004 | 3.410e+004 |
| Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h) | 44.65 | 44.65 |
| Molar Enthalpy (kcal/kgmole) | -7.921e+004 | -7.921e+004 |
| Molar Entropy (kJ/kgmole-C) | 178.6 | 178.6 |
| Heat Flow (kcal/h) | -2.785e+007 | -2.785e+007 |
| Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h) | 44.68 * | 44.68 |

COMPOSITION

| Overall Phase | | | | | | Vapour Fraction 0.0000 | |
|---------------|-----------------------|---------------|------------------|---------------|---------------------------|------------------------|--|
| COMPONENTS | MOLAR FLOW (kgmole/h) | MOLE FRACTION | MASS FLOW (kg/h) | MASS FRACTION | LIQUID VOLUME FLOW (m3/h) | LIQUID VOLUME FRACTION | |
| Propane | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| 13-Butadiene | 0.0000 | 0.0000 | 0.0003 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| i-Butene | 0.0001 | 0.0000 | 0.0054 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| 1-Butene | 0.0010 | 0.0000 | 0.0541 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 | |
| cis2-Butene | 0.0018 | 0.0000 | 0.1004 | 0.0000 | 0.0002 | 0.0000 | |
| tr2-Butene | 0.0012 | 0.0000 | 0.0696 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 | |
| i-Butane | 0.0001 | 0.0000 | 0.0035 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | |
| n-Butane | 0.0017 | 0.0000 | 0.0976 | 0.0000 | 0.0002 | 0.0000 | |
| Ethanol | 24.4048 | 0.0694 | 1124.3261 | 0.0330 | 1.4125 | 0.0316 | |
| tert-Butanol | 2.0373 | 0.0058 | 151.0119 | 0.0044 | 0.1933 | 0.0043 | |
| diE-Ether | 0.0007 | 0.0000 | 0.0522 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 | |
| ETBE | 318.4230 | 0.9058 | 32536.4665 | 0.9541 | 42.6679 | 0.9555 | |
| 224-Mpentane | 1.7782 | 0.0051 | 203.1262 | 0.0060 | 0.2923 | 0.0065 | |
| H2O | 4.8897 | 0.0139 | 88.0878 | 0.0026 | 0.0883 | 0.0020 | |
| Total | 351.5395 | 1.0000 | 34103.4015 | 1.0000 | 44.6548 | 1.0000 | |

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.0000

| COMPONENTS | MOLAR FLOW (kgmole/h) | MOLE FRACTION | MASS FLOW (kg/h) | MASS FRACTION | LIQUID VOLUME FLOW (m3/h) | LIQUID VOLUME FRACTION |
|--------------|-----------------------|---------------|------------------|---------------|---------------------------|------------------------|
| Propane | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 13-Butadiene | 0.0000 | 0.0000 | 0.0003 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| i-Butene | 0.0001 | 0.0000 | 0.0054 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 1-Butene | 0.0010 | 0.0000 | 0.0541 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 |
| cis2-Butene | 0.0018 | 0.0000 | 0.1004 | 0.0000 | 0.0002 | 0.0000 |
| tr2-Butene | 0.0012 | 0.0000 | 0.0696 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 |
| i-Butane | 0.0001 | 0.0000 | 0.0035 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| n-Butane | 0.0017 | 0.0000 | 0.0976 | 0.0000 | 0.0002 | 0.0000 |
| Ethanol | 24.4048 | 0.0694 | 1124.3261 | 0.0330 | 1.4125 | 0.0316 |
| tert-Butanol | 2.0373 | 0.0058 | 151.0119 | 0.0044 | 0.1933 | 0.0043 |
| diE-Ether | 0.0007 | 0.0000 | 0.0522 | 0.0000 | 0.0001 | 0.0000 |
| ETBE | 318.4230 | 0.9058 | 32536.4665 | 0.9541 | 42.6679 | 0.9555 |
| 224-Mpentane | 1.7782 | 0.0051 | 203.1262 | 0.0060 | 0.2923 | 0.0065 |
| H2O | 4.8897 | 0.0139 | 88.0878 | 0.0026 | 0.0883 | 0.0020 |
| Total | 351.5395 | 1.0000 | 34103.4015 | 1.0000 | 44.6548 | 1.0000 |

BIBLIOGRAFÍA

- Operaciones unitarias en ingeniería química
Warren L. McCabe
Mc Graw Hill

- Refino de petróleo, gas natural y petroquímica
M. A. Ramos Carpio
Universidad politécnica de Madrid

- Manual del ingeniero químico
Robert H. Perry
Mc Graw Hill

- Ingeniería Química: Flujo de fluidos
E. Costa Novella
Alambra Universidad