



**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

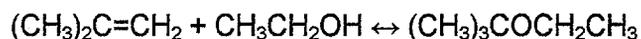


1.INTRODUCCIÓN

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.

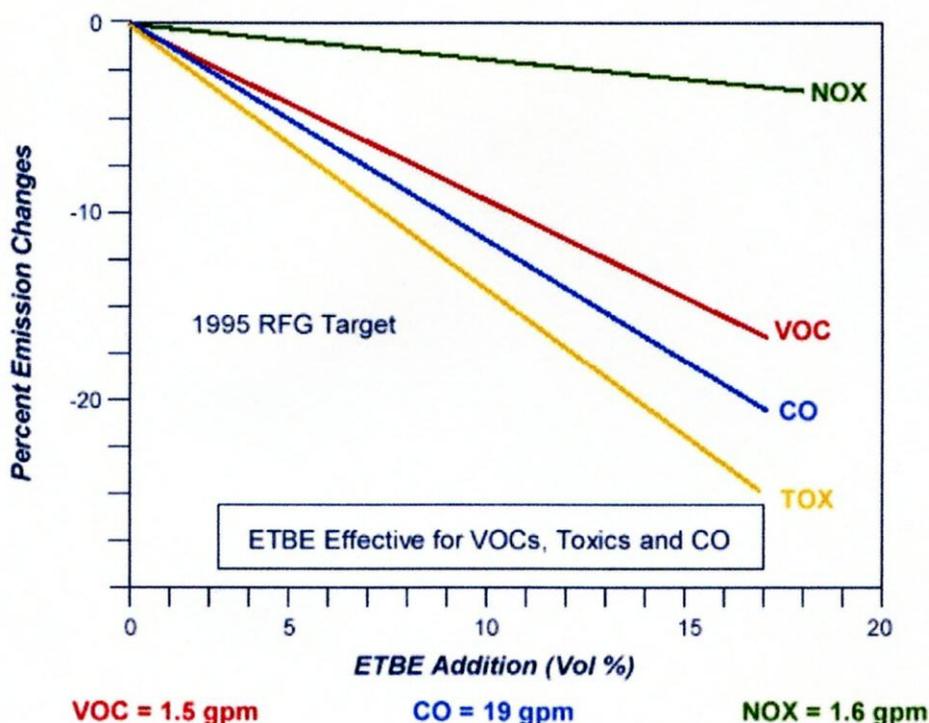
La reacción que se produce para la síntesis de ETBE es la siguiente:



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.



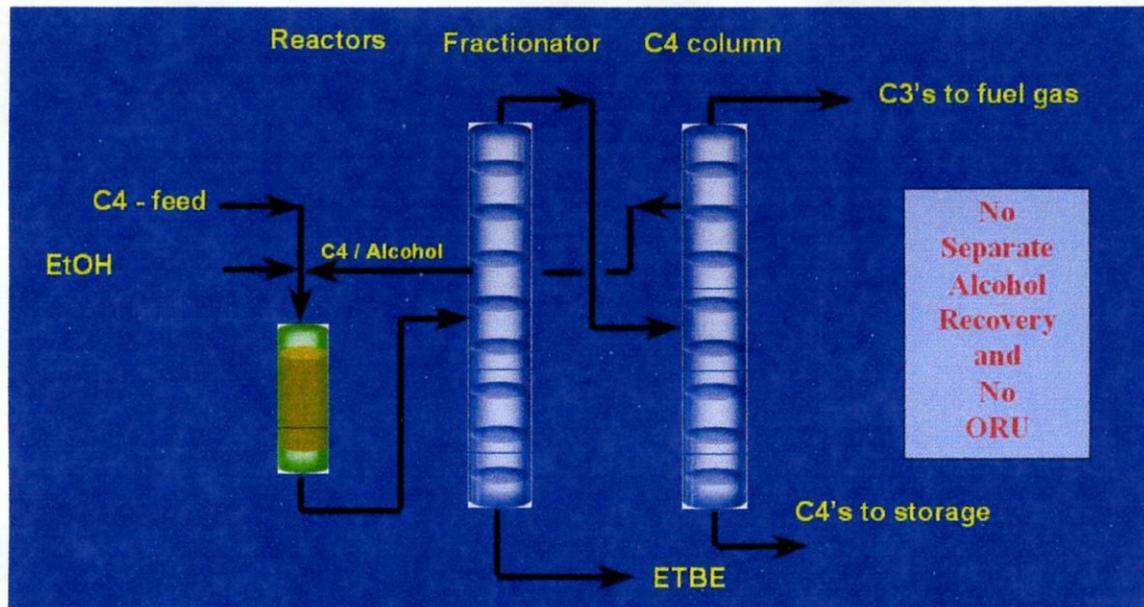
El proceso de producción de ETBE, parte de un pretratamiento del alimento, el etanol que es sometido a un proceso de secado para eliminar agua de la corriente y una corriente de refinería rica en isobutileno, para su envío a por lo menos dos reactores adiabáticos catalíticos, seguido de su envío a dos 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.

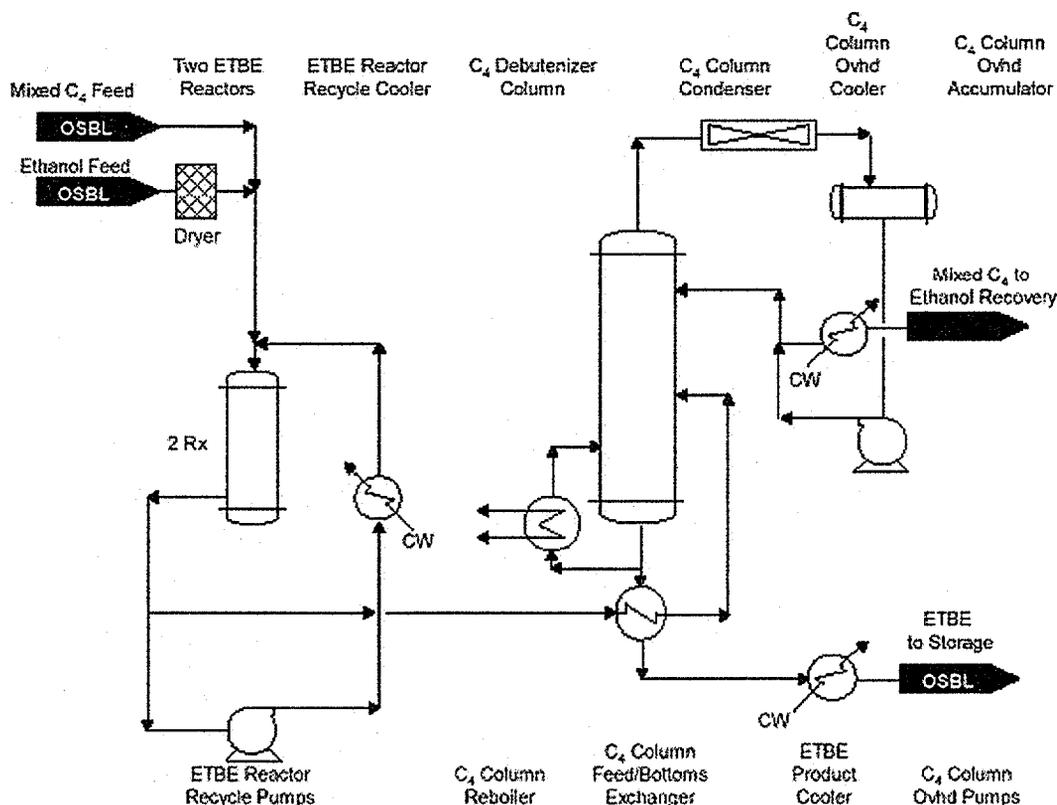
El siguiente esquema representa un modelo típico de unidad de producción de ETBE.



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)

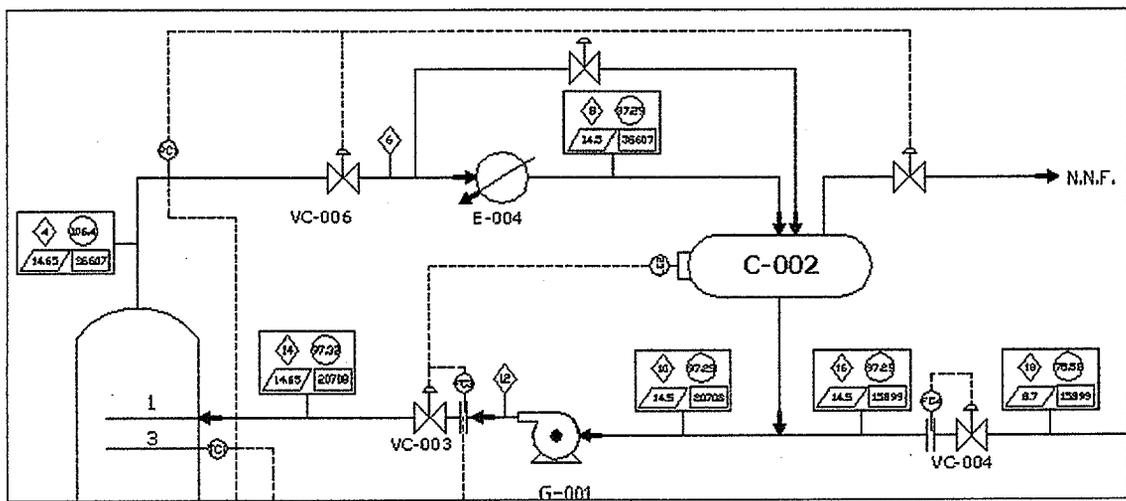
El PFD's se recogerá en la siguiente pagina en formato A3.

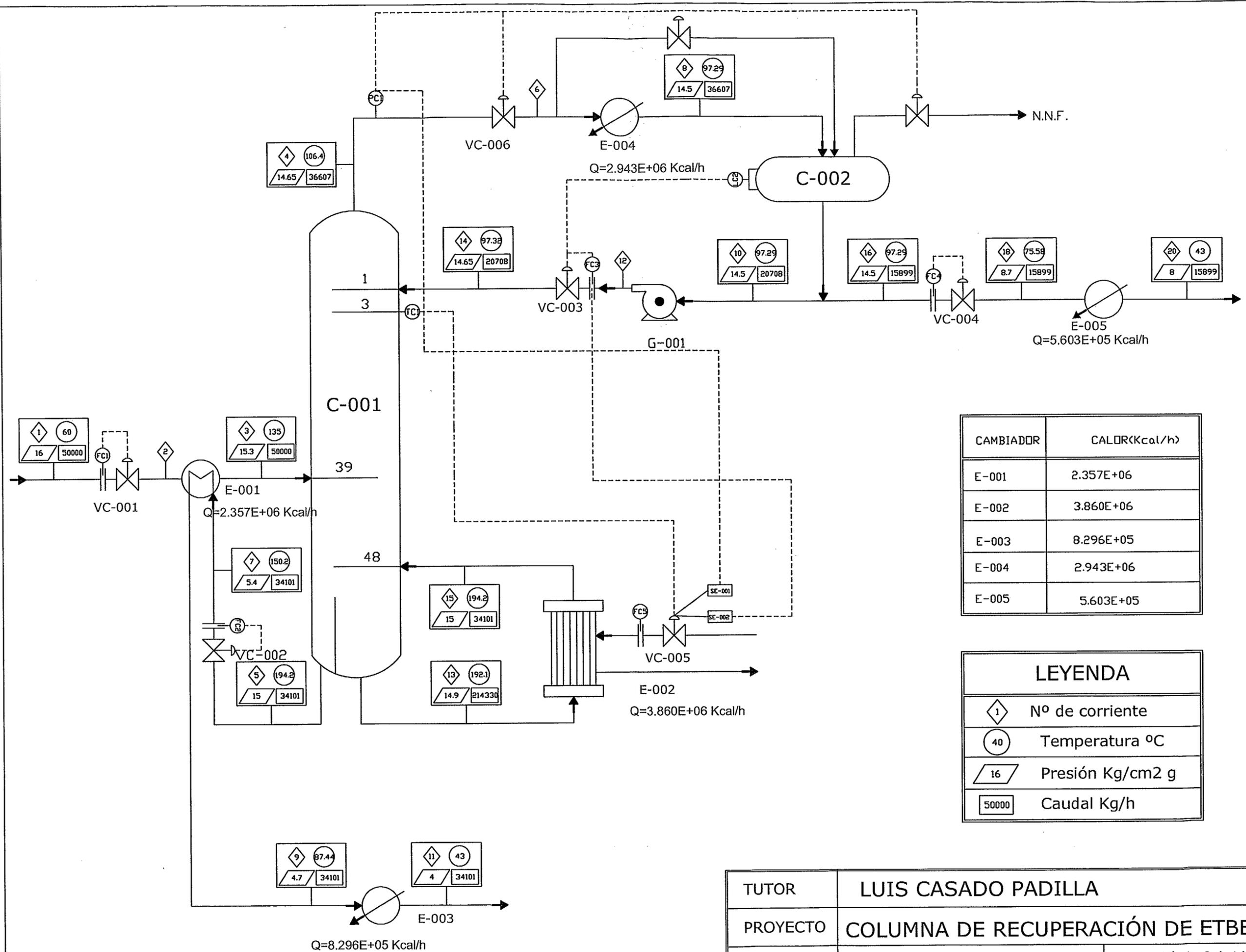
Descripción del sistema de control de presión de la unidad

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



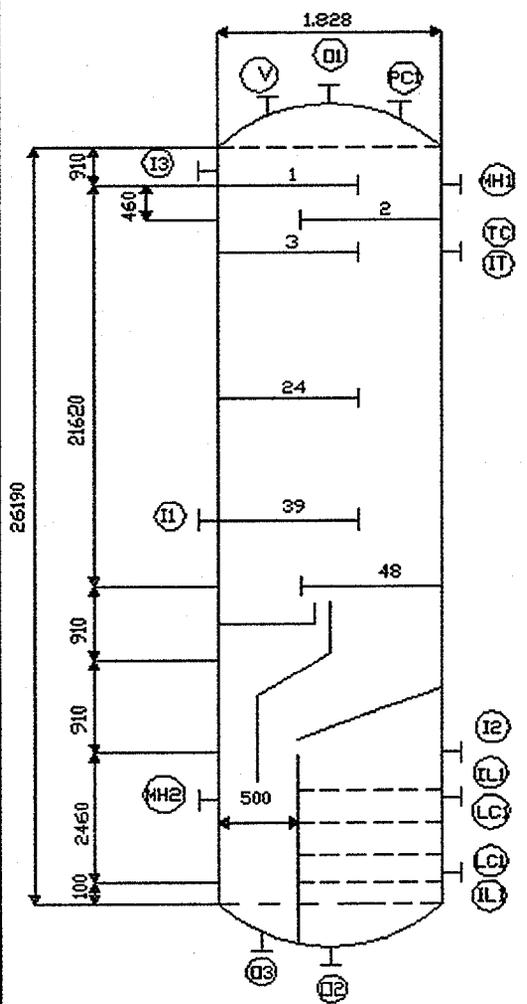
3.ESPECIFICACIONES DE INGENIERÍA BÁSICA

3.1 DISEÑO DE EQUIPOS (HOJAS ESTANDAR)

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

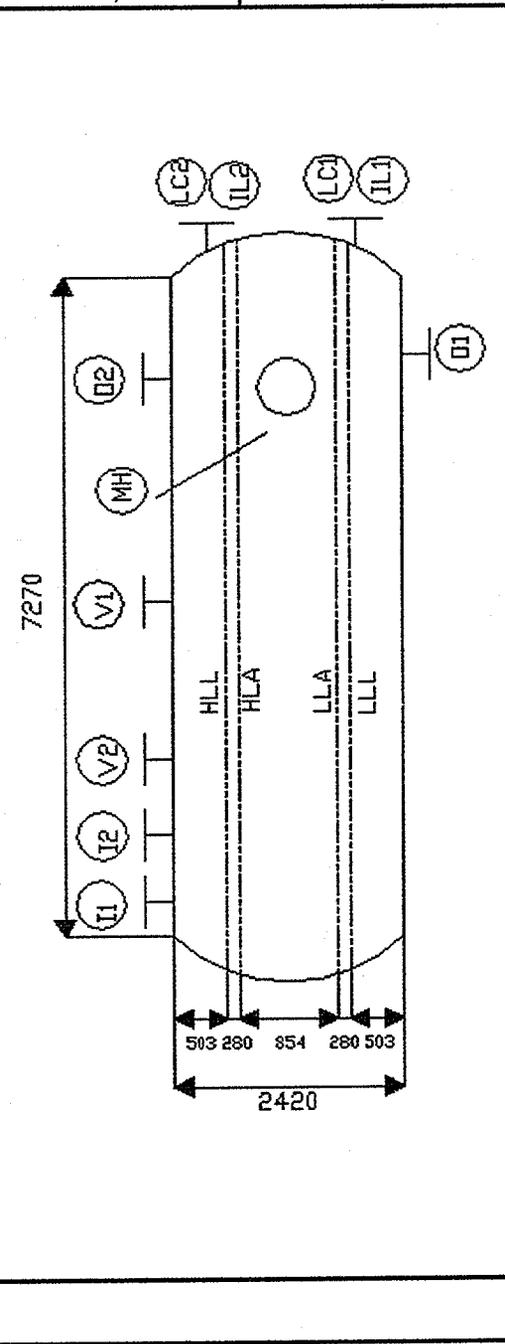
- Columna (C-001) Pág. 15-16
- Deposito acumulador de reflujo (C-002) Pág. 17
- Cambiadores de calor:
 - E-001 Pág. 18
 - E-002 Pág. 19
 - E-003 Pág. 20
 - E-004 Pág. 21
 - E-005 Pág. 22
- Bomba de reflujo (G-001) Pág. 23-24

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 C-001 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>Universidad Rey Juan Carlos</p>	PROYECTO: <p style="text-align:center;">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	
		97,29		127,29	
6 PRESIÓN (Fondo) kg/cm ² _g		OPERACIÓN		DISEÑO	
		14,5		16,3	
7 NIVEL NORMAL LÍQUIDO 676 mm SOBRE					
8 LA LÍNEA DE FONDO					
9 PARA UNA DENSIDAD (P,T) 27,337 kg/m ³					
	ESPECIFIC. DE MATERIALES	SOBREESPESOR 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"/> SI	<input type="checkbox"/> NO
18 PROTECCIÓN PERSONAL				<input type="checkbox"/> SI	<input checked="" type="checkbox"/> NO
19 PERDIDAS DE CALOR				<input type="checkbox"/> SI	<input checked="" type="checkbox"/> NO
20 TRACEADO				<input type="checkbox"/> 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 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: 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								

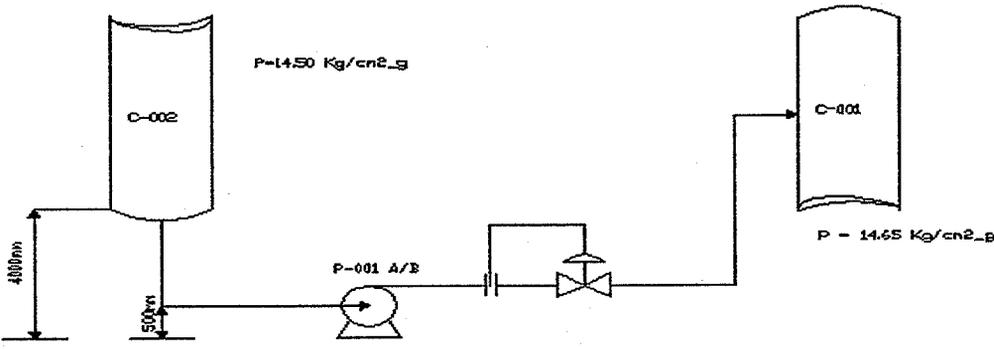
G.1	C.4	 <p>Universidad Rey Juan Carlos</p>	PROYECTO: COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETBE				EQUIPO N° E-002	
			PÁG. 1 DE 1					
INTERCAMBIADORES DE CALOR								
2 EQUIPO N° E-002								
3 SERVICIO: CALDERA DE COLUMNA								
4 TIPO AES (TERMOSIFON VERTICAL)								
5 DATOS GENERALES DE OPERACIÓN								
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 SOBRESPESOR 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 Nº E-003	
			PÁG. 1 DE 1					
INTERCAMBIADORES DE CALOR								
2 EQUIPO Nº 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 °C</u> , Sp.Gr.A 15 °C <u>0,524</u> VISCOSIDAD <u>0,3968 cSt</u> a TEMP. OPERACIÓN DENSIDAD <u>491,01 Kg/m³</u> a TEMP. OPERACIÓN				
CAPACIDAD		PRESIÓN DE IMPULSIÓN		NOR DIS
NORMAL Kg/h	19530	PRES. DESTINO kg/cm² (r)	_____	14,65
NORMAL m³/h	32,4	H(Kg/cm²)=0,1* 21,16_m_0,491_g/cc_	_____	1,03
FACTOR DE DISEÑO	120%	ΔP (Kg/cm²)	_____	0
CAPACIDAD DE DISEÑO m³/h	38,88	OTROS ΔP Kg/cm²	_____	_____
PRESIÓN DE ASPIRACIÓN		PRESIÓN DIFERENCIAL		NOR DIS
PRESIÓN RECIP. kg/cm² (r)	14,5	PLACA FC	_____	0,2
H(Kg/cm²) = 0,1 * 4_m_0,491,01_g/cc	0,2	E-003	_____	0,7
ΔP LINEA Kg/cm²	0	ΔP LINEA Kg/cm²	_____	_____
OTROS ΔP Kg/cm²	0	ΔP VALV. CONT. Kg/cm²	_____	0,5
PRESIÓN ASP. kg/cm² (r)	13,7	PRESIÓN IMP. kg/cm² (r)	_____	18,1
NPSH DISPONIBLE		PRESIÓN DIFERENCIAL		NOR DIS
PRESIÓN ASP. NOR. kg/cm² (a)	14,7	PRESIÓN IMP. kg/cm² (r)	_____	18,1
PRES. VAPOR A 125,1 °C kg/cm² (a)	14,5	PRESIÓN ASP. NOR. kg/cm² (r)	_____	14,7
DIFERENCIA kg/cm²	0,2	PRESIÓN DIF. kg/cm² (r)	_____	3,38
NPSH = 0,20_kg/cm²*10/ 0,491,01_g/cc	4,0	H (m) = 10 * 3,38 Kg/cm²/0,491_g/cc	_____	16,6
(m)		PRESIÓN MÁXIMA IMPULSIÓN (2)		
POTENCIA Y CONSUMO ENERGÉTICO		a) P.ASP.NOR.+NIVEL MAX. LIQ	_____	16,05
HHP (CV) = 32,4 m³/h * 3,38 ΔP kg/cm²	3,99	b) P.ASP. MAXIMA	_____	17,1
27,4		c) PRESIÓN DIF. NORMAL	_____	3,38
BHP (CV) = 3,99 HHP / 0,75 EFIC.	5,33	d) 1,2*PRESIÓN DIF. NORMAL	_____	4,05
Kw / h = 5,33 BHP * 0,736 / 0,75 EFIC.	5,23	PRESIÓN MÁXIMA IMP. (3)	_____	20,48
VAPOR (Kg/h) = 5,33 BHP*FACTOR/0,75EFIC.	_____			
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/cm² (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

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		

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

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

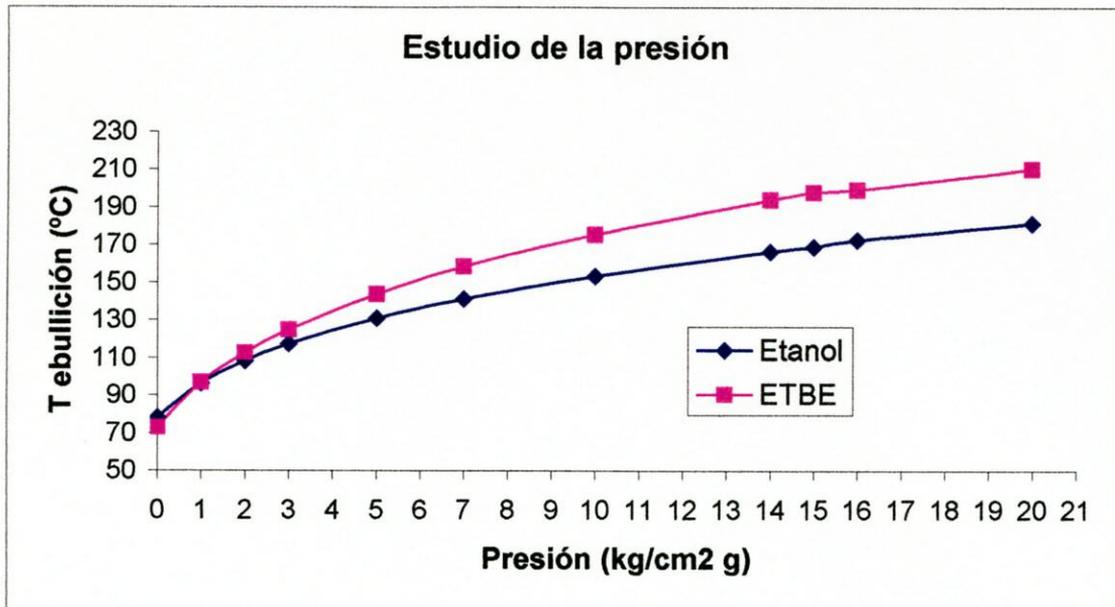
ANEXO I. PRESIÓN DE OPERACIÓN DE LA COLUMNA

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.

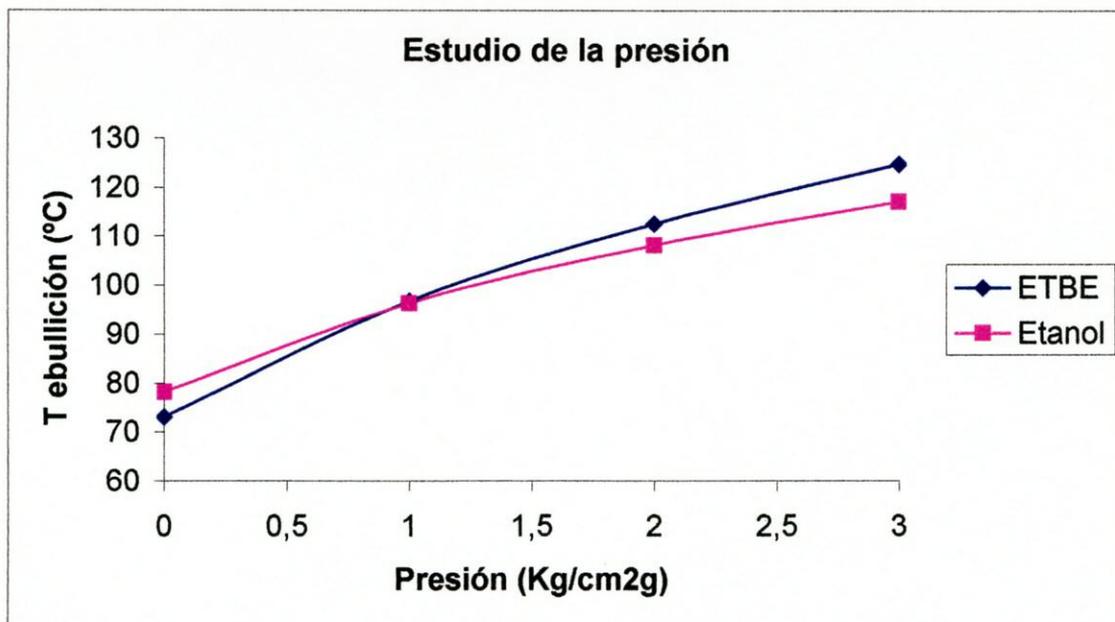
La siguiente tabla y gráfico adjunto muestra el comportamiento de la temperatura de ebullición de ETBE y etanol para diferentes presiones:

	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,r(°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:

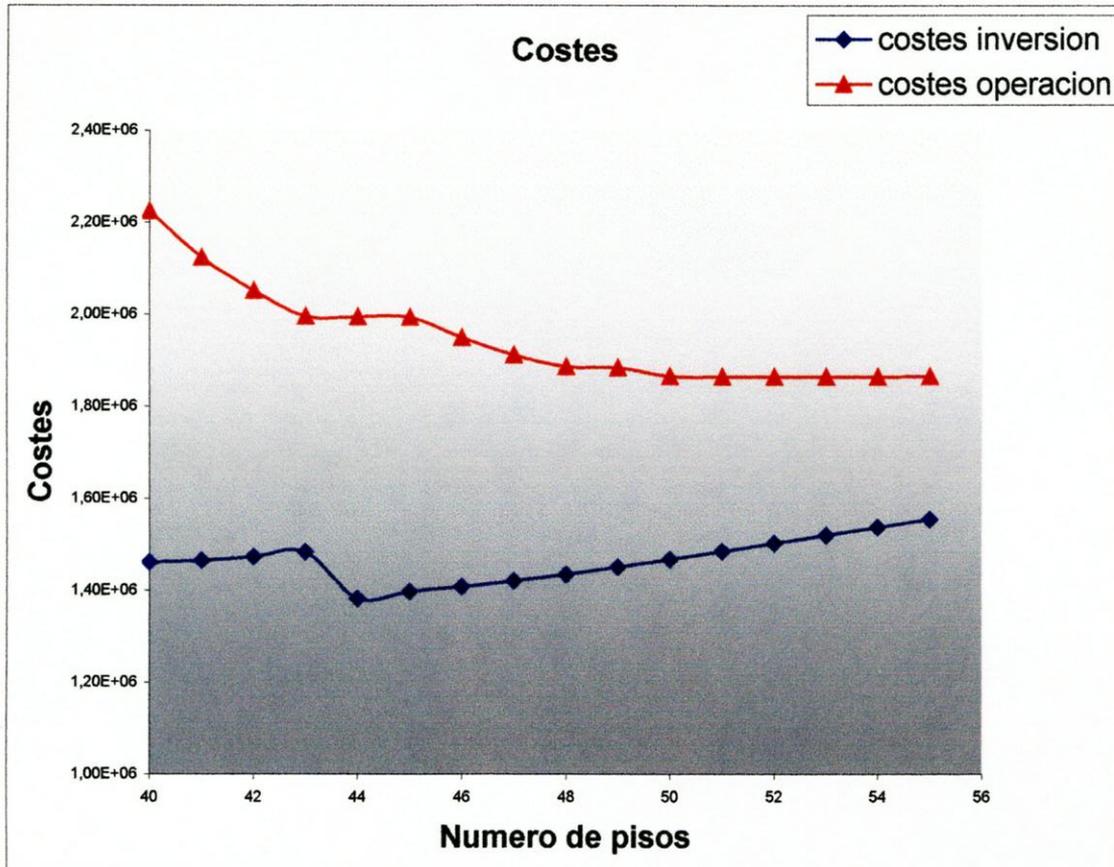
Coste total de operación	
nº pisos	C(Euros)
40	2224349,71
41	2123784,59
42	2051162,58
43	1995946,78
44	1994987,99
45	1993405,6
46	1949182,68
47	1911912,88
48	1885971,16
49	1884304,98
50	1865316,38
51	1864608,99
52	1864608,99
53	1864608,99
54	1864608,99
55	1865400,19

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

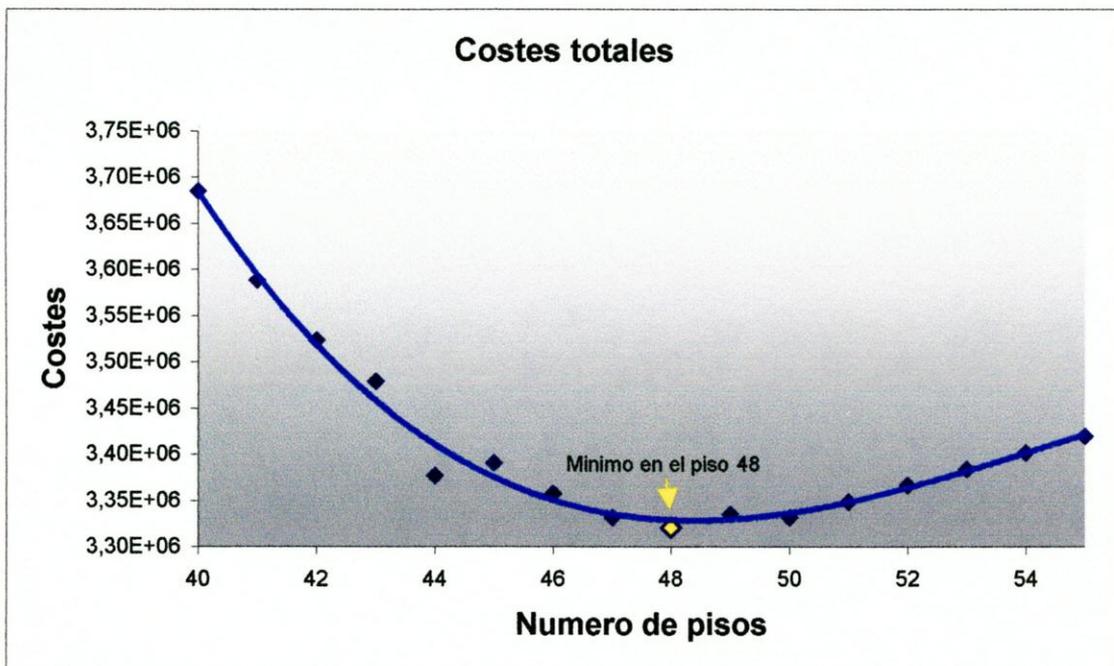
Coste total	
Pisos	C(Euros)
40	3685060,929
41	3588423,93
42	3523779,577
43	3479090,398
44	3377007,598
45	3390539,909
46	3357199,828
47	3332028,151
48	3320744,067
49	3335424,254
50	3331933,403
51	3348848,188
52	3366445,66
53	3384018,988
54	3401613,213
55	3420017,759

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

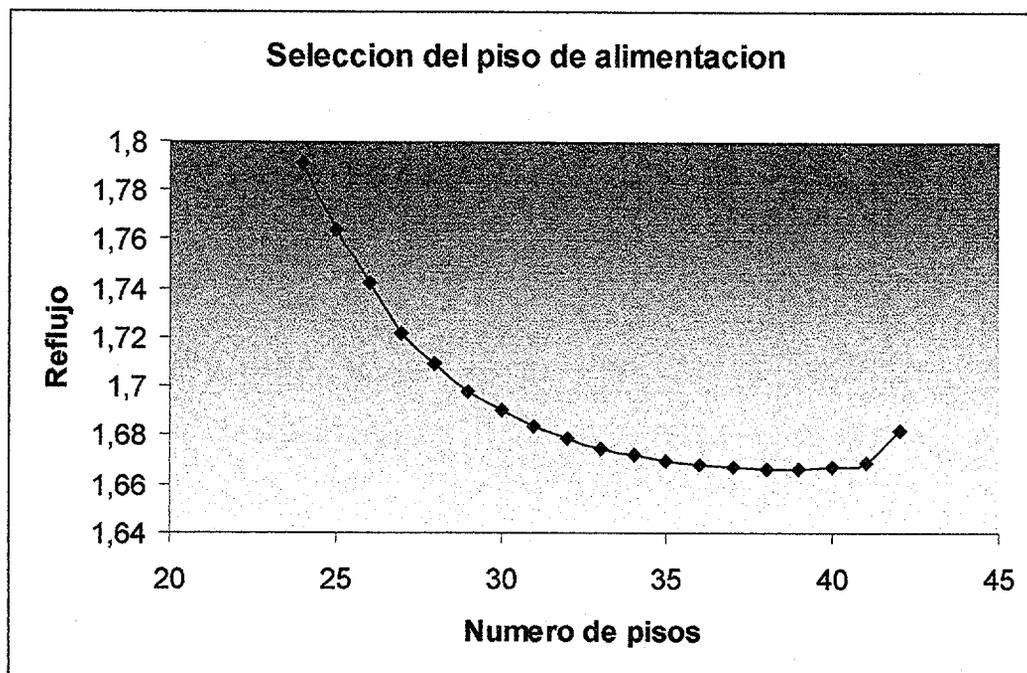
En este estudio se va a analizar cual es piso de alimentación de la columna que genera menos costes de operación. Este piso será tal que la razón de reflujo con la que va a operar la columna sea la mínima.

- 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.

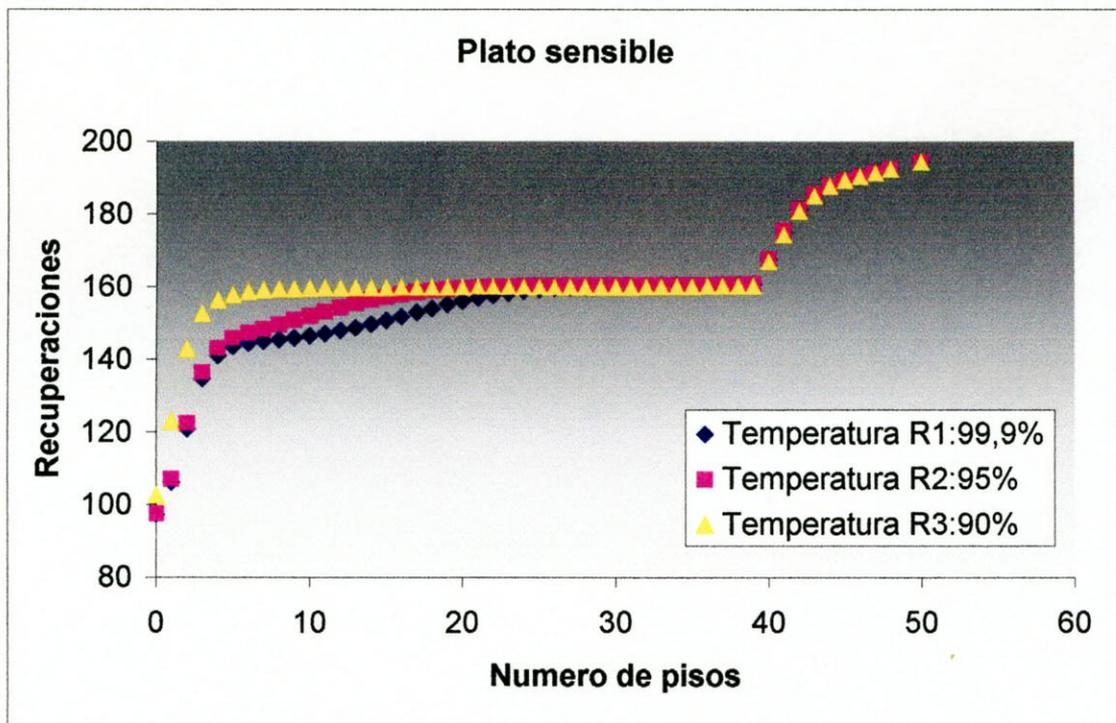
En este ejercicio deduciremos cuál es este plato observando las variaciones de temperatura de los distintos platos de la columna, para distintas recuperaciones de ETBE en el residuo, mediante simulación con HYSYS PLANT 2.1.

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:

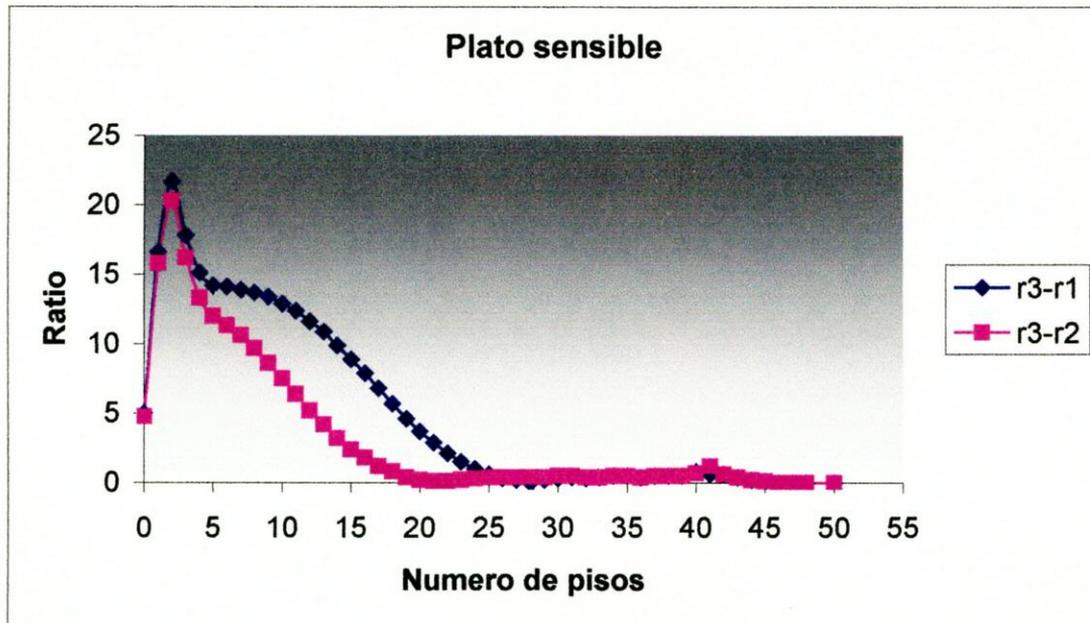


Como no se puede apreciar correctamente cual es el plato sensible, se recogerá a continuación una tabla con los datos de la desviación entre la recuperación r_3 y r_2, r_1 .



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

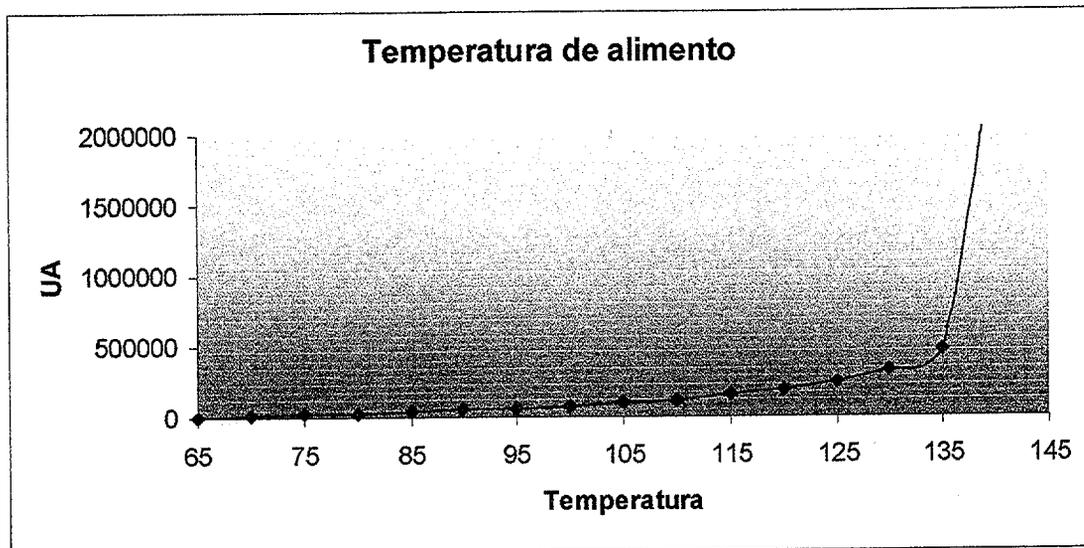
Representando estos datos se obtiene un valor mas claro del plato sensible de la columna:



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

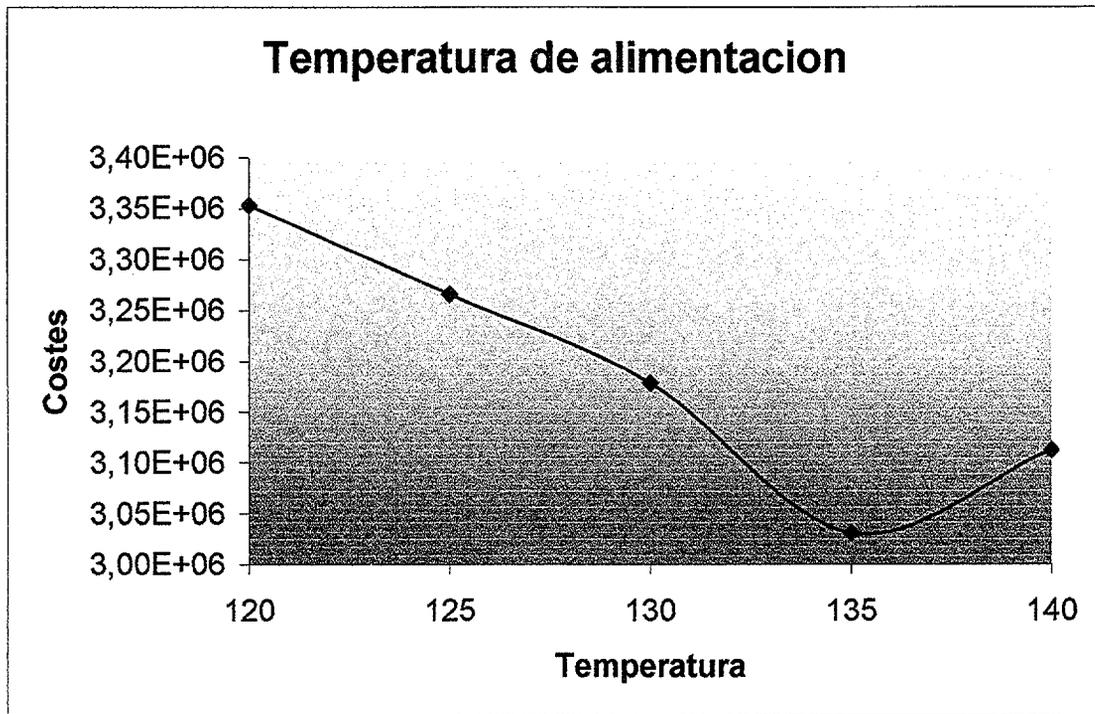
Calor(kcal/h)	m(kg/h)	T(año)	Coste (€)
4,29E+06	1,03E+04	3,28E+05	2,95E+06
4,16E+06	9,94E+03	3,18E+05	2,86E+06
4,03E+06	9,63E+03	3,08E+05	2,77E+06
3,80E+06	9,08E+03	2,91E+05	2,62E+06
3,41E+06	8,15E+03	2,61E+05	2,35E+06

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 deflectoras 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.

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

$$Re = 27800$$

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

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.

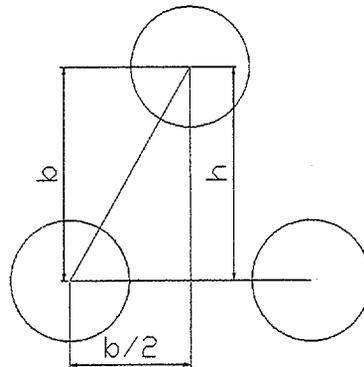
- Una ecuación aproximada, pero generalmente útil, para predecir coeficientes de lado de carcasa es la ecuación de *Donuhue*, que está basada en una velocidad media ponderada G_e del fluido que circula paralelamente a los tubos y la que fluye a través de los tubos. La ecuación de *Donohue* es:

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

- 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:

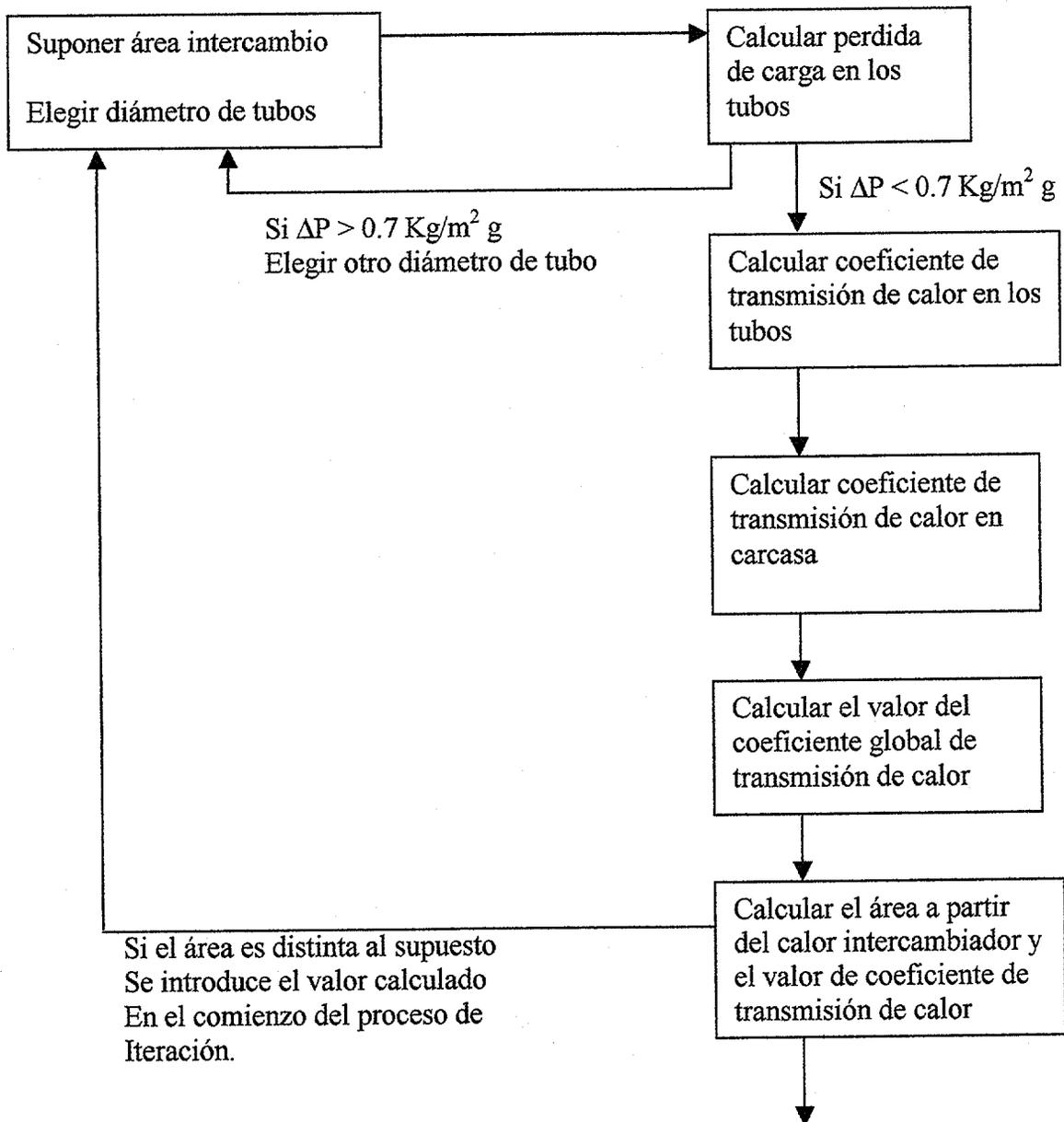
$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c(D_I / D_E)} + 1/2 \cdot \frac{D_E}{K} \cdot \ln \left(\frac{D_E}{D_I} \right) + \frac{1}{h_f} + 0,0005 = 0.0030 \text{ h m}^2 \text{°C /kcal}$$

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

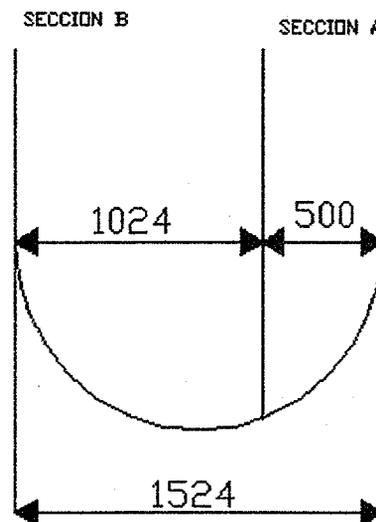
Por lo tanto el área del cambiador resulta ser de **102 metros cuadrados**.

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 liquido 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:

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

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

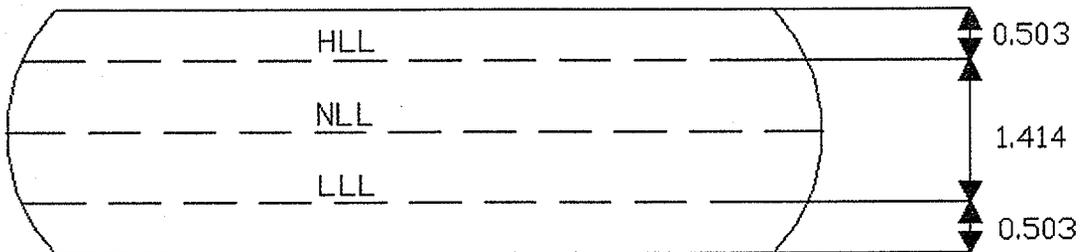
Luego con este valor se puede calcular el valor del nivel normal de liquido según la siguiente expresión:

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

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

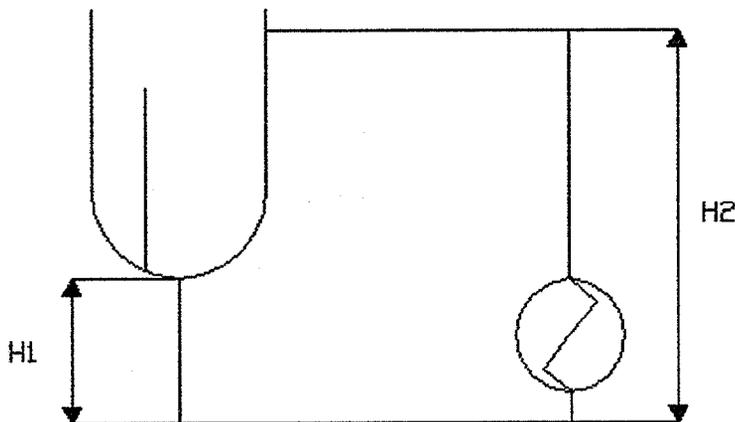
Se ha seleccionado hervidor tipo termosifón vertical debido a presenta ventajas importantes frente a una caldera, como por ejemplo:

- 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 "KETTLE"</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



3. Características de tubos

Tabla 11-2. Características de tubos *

Diámetro exterior del tubo, en pulg.	Calibre B.W.G.	Espesor de la pared, en pulg.	Área int. de corte transversal, en pulg ²	Pies ² de superficie externa por pie de longitud	Pies ² de superficie interna por pie de longitud	Peso por pie de longitud, de acero, en lb *	Diámetro interno del tubo, en pulg.	Momento de inercia, en pulg ⁴	Módulo de sección, en pulg ³	Radio de giro, en pulg.	Constante C ¹	Diámetro exterior/diámetro interior	Área metálica transversal, en pulg ²
1/4	22	0.028	0.0295	0.0655	0.0508	0.066	0.194	0.00012	0.00098	0.0792	46	1.289	0.0195
1/4	24	.022	.0333	.0655	.0539	.054	.206	.00011	.00083	.0810	52	1.214	.0159
1/4	26	.018	.0360	.0655	.0560	.045	.214	.00009	.00071	.0824	56	1.168	.0131
3/8	18	.049	.0603	.0982	.0725	.171	.277	.00068	.0036	.1164	94	1.354	.0502
3/8	20	.035	.073	.0982	.0798	.127	.305	.00055	.0029	.1213	114	1.233	.0374
3/8	22	.028	.0799	.0982	.0835	.104	.319	.00046	.0025	.1227	125	1.176	.0305
3/8	24	.022	.0860	.0982	.0867	.083	.331	.00038	.0020	.1248	134	1.133	.0244
1/2	16	.065	.1075	.1309	.0969	.302	.370	.0022	.0086	.1556	168	1.351	.0888
1/2	18	.049	.1269	.1309	.1052	.236	.402	.0018	.0072	.1606	198	1.244	.0694
1/2	20	.035	.1452	.1309	.1126	.174	.430	.0014	.0056	.1649	227	1.163	.0511
1/2	22	.028	.1548	.1309	.1162	.141	.444	.0012	.0046	.1671	241	1.126	.0415
5/8	12	.109	.1301	.1636	.1066	.602	.407	.0061	.0197	.1864	203	1.536	.177
5/8	13	.095	.1486	.1636	.1139	.537	.435	.0057	.0183	.1902	232	1.437	.158
5/8	14	.083	.1652	.1636	.1202	.479	.459	.0053	.0170	.1938	258	1.362	.141
5/8	15	.072	.1817	.1636	.1259	.425	.481	.0049	.0156	.1971	283	1.299	.125
5/8	16	.065	.1924	.1636	.1296	.388	.495	.0045	.0145	.1993	300	1.263	.114
5/8	17	.058	.2035	.1636	.1333	.350	.509	.0042	.0134	.2016	317	1.228	.103
5/8	18	.049	.2181	.1636	.1380	.303	.527	.0037	.0118	.2043	340	1.186	.089
5/8	19	.042	.2298	.1636	.1416	.262	.541	.0033	.0105	.2068	358	1.155	.077
5/8	20	.035	.2419	.1636	.1453	.221	.555	.0028	.0091	.2089	377	1.126	.065
3/4	10	.134	.1825	.1963	.1262	.884	.482	.0129	.0344	.2229	285	1.556	.260
3/4	11	.120	.2045	.1963	.1335	.809	.510	.0122	.0326	.2267	319	1.471	.238
3/4	12	.109	.2223	.1963	.1393	.748	.532	.0116	.0309	.2299	347	1.410	.220
3/4	13	.095	.2463	.1963	.1466	.666	.560	.0107	.0285	.2340	384	1.339	.196
3/4	14	.083	.2679	.1963	.1529	.592	.584	.0098	.0262	.2376	418	1.284	.174
3/4	15	.072	.2884	.1963	.1587	.520	.606	.0089	.0238	.2410	450	1.238	.153
3/4	16	.065	.3019	.1963	.1623	.476	.628	.0083	.0221	.2433	471	1.210	.140
3/4	17	.058	.3157	.1963	.1660	.428	.634	.0076	.0203	.2455	492	1.183	.126
3/4	18	.049	.3339	.1963	.1707	.367	.652	.0067	.0178	.2484	521	1.150	.108
3/4	20	.035	.3632	.1963	.1780	.269	.680	.0050	.0134	.2532	567	1.109	.079
7/8	10	.134	.2892	.2291	.1589	1.061	.607	.0221	.0505	.2662	451	1.441	.312
7/8	11	.120	.3156	.2291	.1662	.969	.635	.0208	.0475	.2703	494	1.378	.285
7/8	12	.109	.3390	.2291	.1720	.891	.657	.0196	.0449	.2736	529	1.332	.262
7/8	13	.095	.3685	.2291	.1793	.792	.685	.0180	.0411	.2778	575	1.277	.233
7/8	14	.083	.3948	.2291	.1856	.704	.709	.0164	.0374	.2815	616	1.234	.207
7/8	15	.072	.4359	.2291	.1950	.561	.745	.0137	.0312	.2873	680	1.174	.165
7/8	16	.065	.4742	.2291	.2034	.452	.777	.0109	.0249	.2925	740	1.126	.127
7/8	18	.049	.5090	.2291	.2107	.313	.805	.0082	.0187	.2972	794	1.087	.092
1	8	.165	.3526	.2618	.1754	1.462	.670	.0392	.0784	.3009	550	1.493	.430
1	10	.134	.4208	.2618	.1916	1.237	.732	.0350	.0700	.3098	656	1.366	.364
1	11	.120	.4536	.2618	.1990	1.129	.760	.0327	.0654	.3140	708	1.316	.332
1	12	.109	.4803	.2618	.2047	1.037	.782	.0307	.0615	.3174	749	1.279	.305
1	13	.095	.5153	.2618	.2121	.918	.810	.0283	.0559	.3217	804	1.235	.270
1	14	.083	.5463	.2618	.2183	.813	.834	.0263	.0507	.3255	852	1.199	.239
1	15	.072	.5755	.2618	.2241	.714	.854	.0247	.0455	.3291	898	1.167	.210
1	16	.065	.5945	.2618	.2278	.649	.870	.0227	.0419	.3314	927	1.149	.191
1	18	.049	.6390	.2618	.2361	.496	.902	.0166	.0332	.3366	997	1.109	.146
1	20	.035	.6793	.2618	.2435	.360	.930	.0124	.0247	.3414	1060	1.075	.106
1 1/4	7	.180	.6221	.3272	.2330	2.057	.890	.0890	.1425	.3836	670	1.404	.605
1 1/4	8	.165	.6648	.3272	.2409	1.921	.920	.0847	.1355	.3880	757	1.359	.565
1 1/4	10	.134	.7574	.3272	.2571	1.598	.982	.0741	.1186	.3974	1182	1.273	.470
1 1/4	11	.120	.8012	.3272	.2644	1.448	1.010	.0688	.1100	.4018	1250	1.238	.426
1 1/4	12	.109	.8365	.3272	.2702	1.329	1.032	.0642	.1027	.4052	1305	1.211	.391
1 1/4	13	.095	.8825	.3272	.2775	1.173	1.060	.0579	.0926	.4097	1377	1.179	.345
1 1/4	14	.083	.9229	.3272	.2838	1.033	1.084	.0521	.0833	.4136	1440	1.153	.304
1 1/4	15	.072	.9652	.3272	.2932	.823	1.120	.0426	.0682	.4196	1537	1.116	.242
1 1/4	16	.065	.9852	.3272	.2952	.629	1.152	.0334	.0534	.4250	1626	1.085	.185
1 1/4	18	.049	1.042	.3272	.3016	.429	1.180	.0247	.0395	.4297	1707	1.059	.134
1 1/4	20	.035	1.094	.3272	.3089	.269	1.210	.0180	.0295	.4344	1860	1.030	.092
1 1/2	10	.134	1.192	.3927	.3225	1.955	1.232	.1354	.1806	.4853	2014	1.170	.476
1 1/2	12	.109	1.291	.3927	.3356	1.618	1.282	.1159	.1546	.4933	2181	1.124	.370
1 1/2	14	.083	1.398	.3927	.3492	1.258	1.334	.0931	.1241	.5018	2299	1.095	.293
1 1/2	16	.065	1.474	.3927	.3587	.996	1.370	.0756	.1008	.5079	2499	1.065	.227
2	11	.120	2.433	.5236	.4668	2.410	1.760	.3144	.3144	.6660	3795	1.136	.709
2	13	.095	2.573	.5236	.4739	1.934	1.810	.2586	.2586	.6744	4014	1.105	.569
2 1/2	9	.148	3.815	.6540	.5770	3.719	2.204	.7592	.6074	.8332	5951	1.134	1.094

* Normas de la Tubular Exchanger Manufacturers Association, 5a ed., 1968.

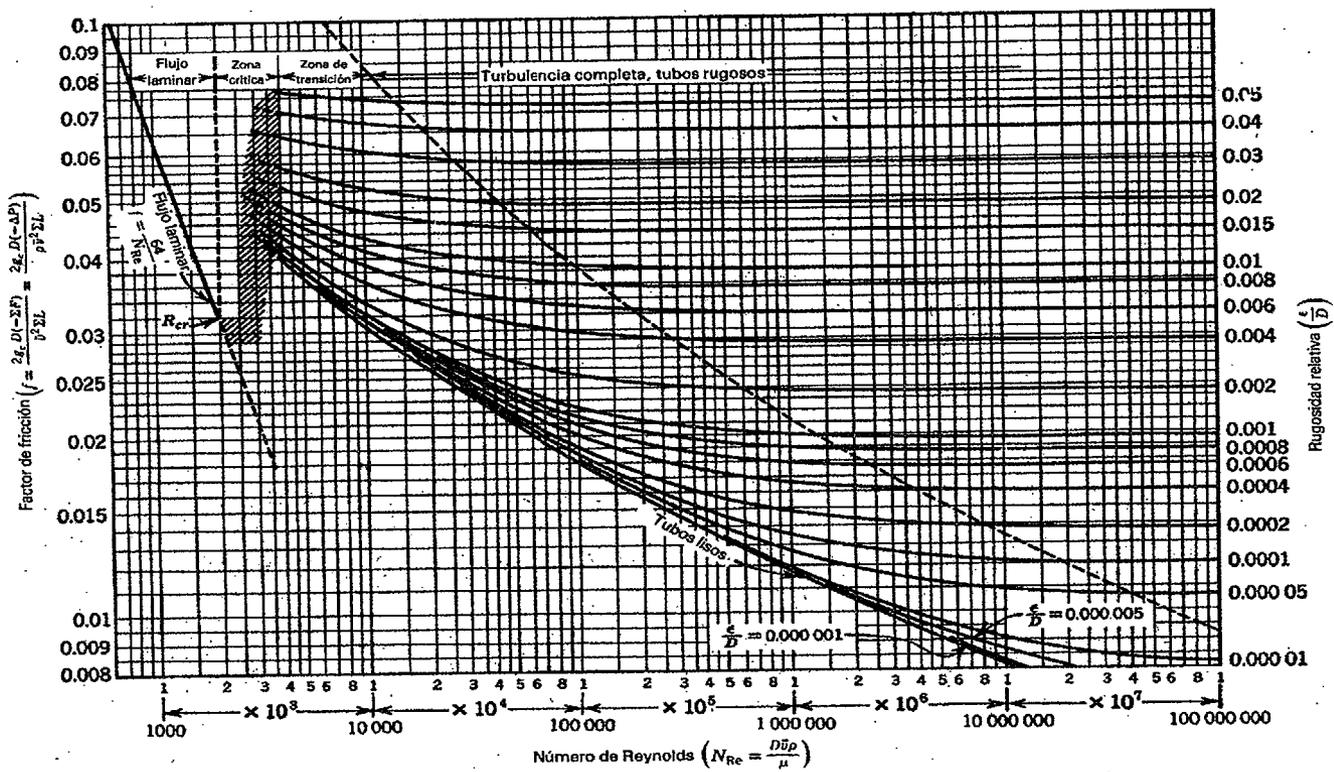
* Los pesos se basan en acero de bajo contenido de carbono con una densidad de 0.2833 lb/pulg³. Para otros metales, multiplíquese por los factores que si-

guient:	Aluminio	0.35	Niquel-cromo-hierro	1.07
	Aceros inoxidables, A.I.S.I., serie 400	0.99	Latón Admiralty	1.09
	Aceros inoxidables, A.I.S.I., serie 300	1.02	Niquel y cuproniquel	1.13
	Bronce de aluminio	1.04	Cobre y cuproniquel	1.14
	Latón de aluminio	1.06		

Velocidad de líquido = $\frac{\text{lb por tuho por hora}}{C \times \text{peso específico del líquido}}$ en pies²/s (peso específico de agua a 60 °F = 1.0)

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.]



5. Círculos: áreas de segmentos.

Tabla 1-5b. Círculos: áreas de segmentos*

Flecha = h ; Diámetro = D ; área = A

h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	
0.002	0.00012	0.050	0.01468	0.100	0.04087	0.150	0.07387	0.200	0.11182	0.250	0.15355	0.300	0.19817	0.350	0.24498	0.400	0.29337	0.450	0.34278			
.004	.00034	.052	.01556	.102	.04208	.152	.07531	.202	.11343	.252	.15528	.302	.20000	.352	.24689	.402	.29533	.452	.34477			
.006	.00062	.054	.01646	.104	.04330	.154	.07675	.204	.11504	.254	.15702	.304	.20184	.354	.24890	.404	.29729	.454	.34676			
.008	.00095	.056	.01737	.106	.04452	.156	.07819	.206	.11665	.256	.15876	.306	.20368	.356	.25071	.406	.29936	.456	.34876			
.010	.00133	.058	.01830	.108	.04576	.158	.07965	.208	.11827	.258	.16051	.308	.20553	.358	.25263	.408	.30122	.458	.35075			
.012	.00175	.060	.01924	.110	.04701	.160	.08111	.210	.11990	.260	.16226	.310	.20738	.360	.25455	.410	.30319	.460	.35274			
.014	.00220	.062	.02020	.112	.04826	.162	.08258	.212	.12153	.262	.16402	.312	.20923	.362	.25647	.412	.30516	.462	.35474			
.016	.00268	.064	.02117	.114	.04953	.164	.08406	.214	.12317	.264	.16578	.314	.21106	.364	.25839	.414	.30712	.464	.35673			
.018	.00320	.066	.02215	.116	.05080	.166	.08554	.216	.12481	.266	.16755	.316	.21294	.366	.26032	.416	.30910	.466	.35873			
.020	.00375	.068	.02315	.118	.05209	.168	.08704	.218	.12646	.268	.16932	.318	.21480	.368	.26225	.418	.31107	.468	.36072			
.022	.00432	.070	.02417	.120	.05338	.170	.08854	.220	.12811	.270	.17109	.320	.21667	.370	.26418	.420	.31304	.470	.36272			
.024	.00492	.072	.02520	.122	.05469	.172	.09004	.222	.12977	.272	.17287	.322	.21853	.372	.26611	.422	.31502	.472	.36471			
.026	.00555	.074	.02624	.124	.05600	.174	.09155	.224	.13144	.274	.17465	.324	.22040	.374	.26805	.424	.31699	.474	.36671			
.028	.00619	.076	.02729	.126	.05733	.176	.09307	.226	.13311	.276	.17644	.326	.22228	.376	.26998	.426	.31897	.476	.36871			
.030	.00687	.078	.02836	.128	.05866	.178	.09460	.228	.13478	.278	.17823	.328	.22415	.378	.27192	.428	.32095	.478	.37071			
.032	.00758	.080	.02943	.130	.06000	.180	.09613	.230	.13646	.280	.18002	.330	.22603	.380	.27386	.430	.32293	.480	.37270			
.034	.00827	.082	.03053	.132	.06135	.182	.09767	.232	.13815	.282	.18182	.332	.22792	.382	.27580	.432	.32491	.482	.37470			
.036	.00897	.084	.03163	.134	.06271	.184	.09922	.234	.13984	.284	.18362	.334	.22980	.384	.27775	.434	.32688	.484	.37670			
.038	.00976	.086	.03275	.136	.06407	.186	.10077	.236	.14154	.286	.18542	.336	.23169	.386	.27969	.436	.32887	.486	.37870			
.040	.01054	.088	.03387	.138	.06545	.188	.10233	.238	.14324	.288	.18723	.338	.23358	.388	.28164	.438	.33086	.488	.38070			
.042	.01133	.090	.03501	.140	.06683	.190	.10390	.240	.14494	.290	.18905	.340	.23547	.390	.28358	.440	.33284	.490	.38270			
.044	.01214	.092	.03616	.142	.06822	.192	.10547	.242	.14666	.292	.19086	.342	.23737	.392	.28554	.442	.33483	.492	.38470			
.046	.01297	.094	.03732	.144	.06963	.194	.10705	.244	.14837	.294	.19268	.344	.23927	.394	.28750	.444	.33682	.494	.38670			
.048	.01382	.096	.03850	.146	.07103	.196	.10864	.246	.15009	.296	.19451	.346	.24117	.396	.28945	.446	.33880	.496	.38870			
.050	.01468	.098	.03968	.148	.07245	.198	.11023	.248	.15182	.298	.19634	.348	.24307	.398	.29141	.448	.34079	.498	.39070			
.050	.01468	.100	.04087	.150	.07387	.200	.11182	.250	.15355	.300	.19817	.350	.24498	.400	.29337	.450	.34278	.500	.39270			

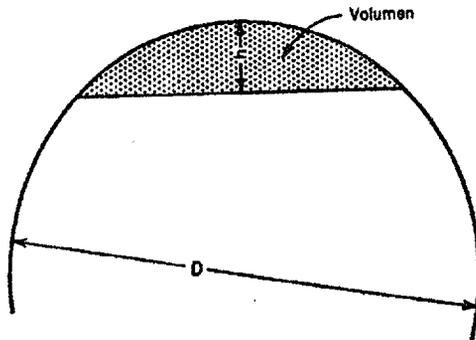
*Regla para la utilización de la tabla: 1) Divídase la flecha del segmento entre el diámetro; multiplíquese el área que corresponda en la tabla a dicho cociente, flecha/diámetro, por el diámetro elevado al cuadrado y se tendrá el área. Cuando el segmento exceda al semicírculo, su área es: área del círculo menos área de un segmento cuya flecha sea el diámetro del círculo menos la flecha del segmento dado. 2) Para hallar el diámetro cuando se dan la cuerda y la flecha del segmento: diámetro = $[(1/2 \text{ de la cuerda})^2 / \text{flecha}] + \text{flecha}$.

Tabla 1-6. Esferas: segmentos*

h = flecha o altura del segmento; D = diámetro de la esfera

h/D	Vol. del seg. D^3	Vol. del seg. Vol. de la esf.	h/D	Vol. del seg. D^3	Vol. del seg. Vol. de la esf.	h/D	Vol. del seg. D^3	Vol. del seg. Vol. de la esf.	h/D	Vol. del seg. D^3	Vol. del seg. Vol. de la esf.
0.01	0.000156	0.000298	0.16	0.035923	0.068608	0.31	0.119756	0.228718	0.41	0.191877	0.366458
.02	.000619	.001184	.17	.040251	.076974	.32	.126534	.241664	.42	.199503	.381024
.03	.001385	.002646	.18	.044787	.085336	.33	.133426	.254826	.43	.207180	.395686
.04	.002446	.004672	.19	.049522	.094582	.34	.140425	.268192	.44	.214901	.410432
.05	.003796	.007250	.20	.054454	.104000	.35	.147524	.281750	.45	.222660	.425250
.06	.005429	.010368	.21	.059573	.113778	.36	.154717	.295488	.46	.230450	.440128
.07	.007338	.014014	.22	.064875	.123904	.37	.161998	.309394	.47	.238265	.455054
.08	.009517	.018176	.23	.070353	.134366	.38	.169361	.323456	.48	.246099	.470016
.09	.011960	.022842	.24	.076001	.145152	.39	.176799	.337662	.49	.253946	.485002
.10	.014661	.028000	.25	.081812	.156250	.40	.184306	.352000	.50	.261799	.500000
.11	.017613	.033638	.26	.087780	.167648						
.12	.020809	.039744	.27	.093900	.179334						
.13	.024246	.046306	.28	.100160	.191296						
.14	.027914	.053312	.29	.106560	.203522						
.15	.031809	.060750	.30	.113097	.216000						

*Dados la flecha del segmento h , y el diámetro de la esfera, D , fórmese primero la relación h/D , y encuéntrase en la tabla el valor de (volumen del segmento/ D^3); multiplíquese luego este último valor por D^3 , lo que da: (volumen del segmento/ D^3) $\times D^3$ = volumen del segmento.



ANEXO XIII. DATOS DE SIMULACIÓN

Column Name: **Columna** Sub-Flowsheet Tag: **COL1** Condenser: Total Partial Full Reflux

Condenser Energy Stream: **2q** Delta P: **0.1500 kg/cm** Dyhd Liquid Outlet: **4**

Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
J	2
< Stream >	39_Ma

Optional Side Draws:

Stream	Type	Draw Stage
< Stream >		

Reboiler Energy Stream: **3q** Bottoms Liquid Outlet: **3**

Stage Numbering: Top Down Bottom Up

Buttons: Design, Parameters, Side Ops, Rating, Worksheet, Performance, Flowsheet, Reactions, Dynamics, Delete, Column Environment..., Run, Reset, Converged, Update Outlets, Ignored

Optional Checks:

Profile: Temp Press Flows

Temperature vs. Tray Number

Spec	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
Reflux Ratio	2.000	1.23	-0.3854	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Reflux Rate	<empty>	1.95e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Botms Prod Rate	<empty>	3.41e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Distillate Rate	<empty>	1.59e+004	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Comp Fraction	0.9522	0.954	0.0790	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Comp Fraction - 2	3.300e-002	1.59e+004 kg/h	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Comp Recovery	0.9990	3.50e+004 lb/hr	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

Buttons: Design, Parameters, Side Ops, Rating, Worksheet, Performance, Flowsheet, Reactions, Dynamics, Delete, Column Environment..., Run, Reset, Converged, Update Outlets, Ignored

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	2.965e+00
16_Main TS	17	14.73	143.4	1.418e+00	3.008e+00
17_Main TS	18	14.74	144.1	1.461e+00	3.051e+00

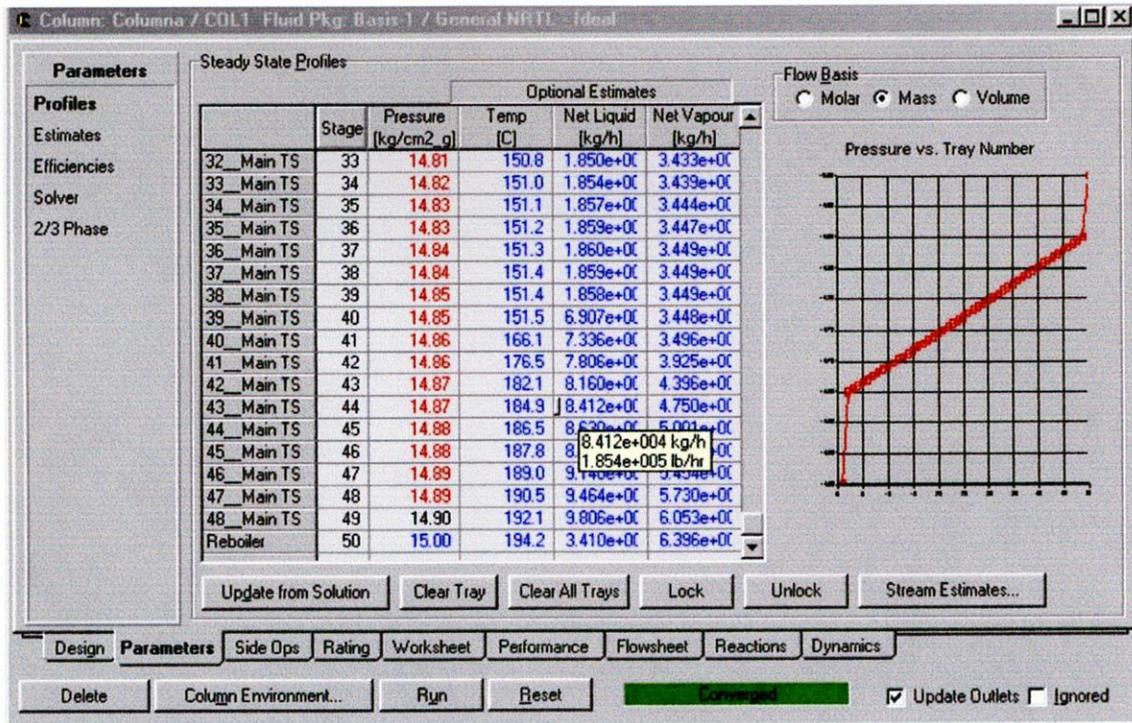
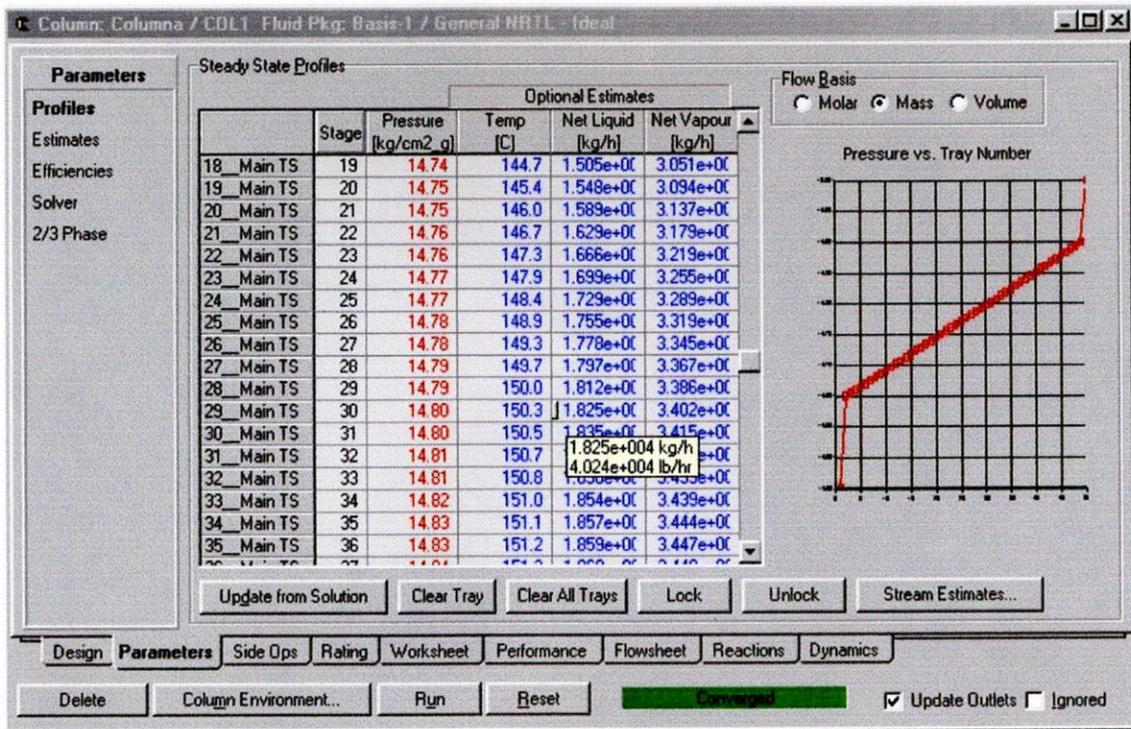
Flow Basis: Molar Mass Volume

Pressure vs. Tray Number

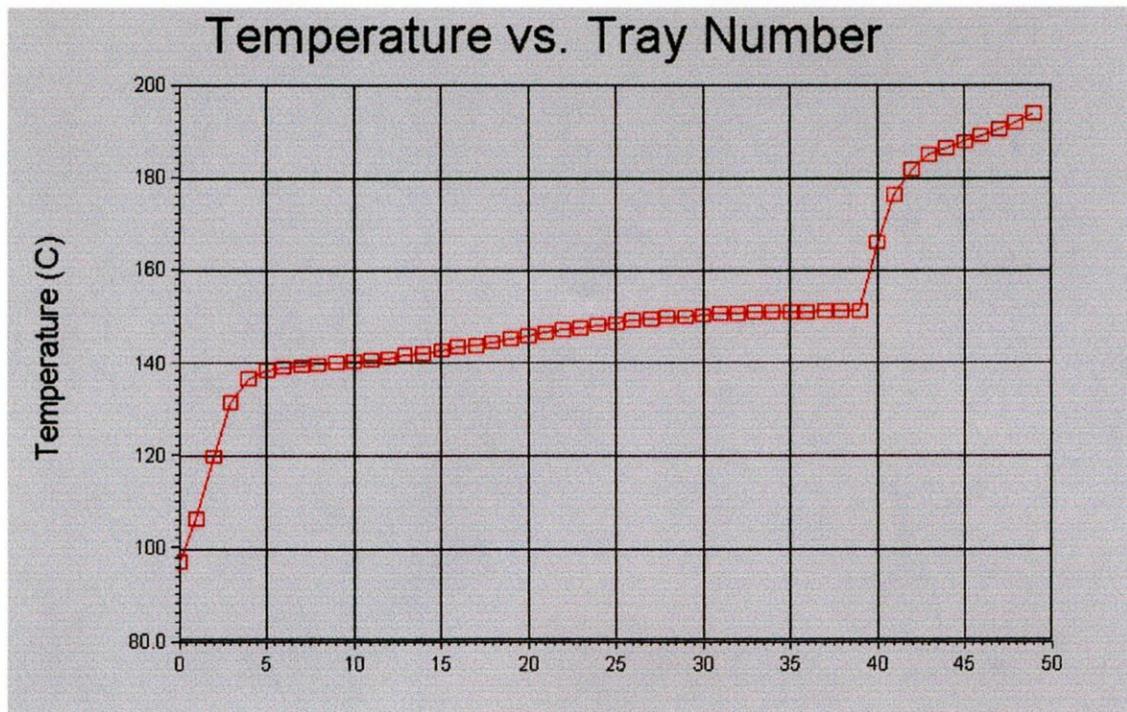
Update from Solution Clear Tray Clear All Trays Lock Unlock Stream Estimates...

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

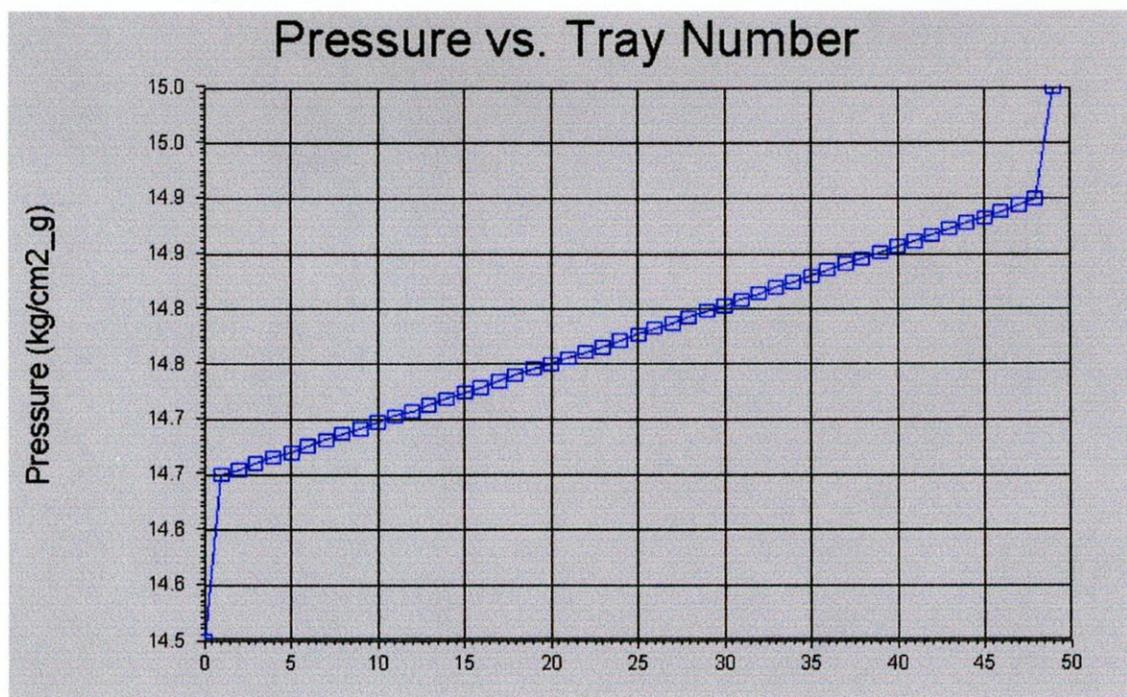
Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored



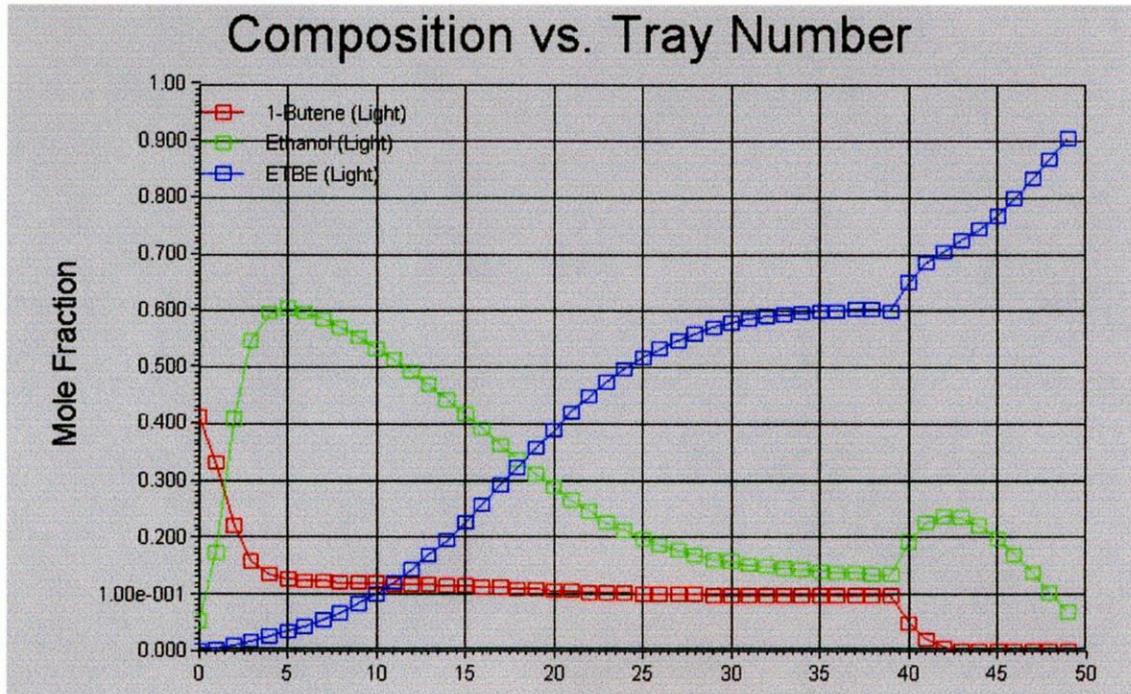
Perfiles de temperatura



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