

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: Diseño de un proceso de separación para la obtención de L.P.G. como combustible de automoción, a partir de una mezcla de hidrocarburos C_2 , C_3 y C_4

Autora: PEÑA PEÑA, Sheila Ahinnoa

Fecha: Noviembre 2011





Resumen Del Proyecto

El Proyecto Fin de Carrera “*Diseño de un proceso de separación para la obtención de L.P.G. como combustible de automoción, a partir de una mezcla de hidrocarburos C_2 , C_3 y C_4* ” tiene como unidad principal una unidad de destilación por rectificación, denominada “S-1”.

El producto de interés buscado se produce en España, por parte de Repsol, en las refinerías de Puertollano y Cartagena principalmente. El proceso en cuestión está ubicado en la ampliación de la refinería de Cartagena.

La torre de rectificación, columna vertebral del proceso, separará una mezcla de hidrocarburos ligeros, menores de cinco carbonos. Se obtendrá, por un lado, una mezcla que contiene C_2 , C_3 y n- C_4 por otro lado, una mezcla más pesada que contiene trazas de C_2 , C_3 y n- C_4 .

Para la separación se utilizarán platos perforados para generar el proceso de destilación por rectificación. Se tiene como principal restricción que la cantidad de C_2 que puede salir por colas, no debe ser superior al 2,5 por ciento en volumen. Dicha restricción viene establecida por la legislación española de combustibles destinados a automoción.

La corriente de alimentación de la unidad S-1 parte de una mezcla líquida de hidrocarburos, a razón de un caudal de 28.000 kg/h con temperatura de 49,17 °C y una composición en peso determinada. Esta corriente proviene de varias partes de la refinería, conducida a través una red de tuberías que conectan con dicha torre de rectificación. Dicha corriente ha sido previamente acondicionada mediante un intercambiador de calor de carcasa y tubo, IC-3.

La alimentación descargará como líquido a su temperatura de ebullición en el plato 3 de la torre (enumeración desde arriba), en cuyo interior se realiza el contacto entre los caudales líquidos provenientes del reflujo de condensado, introducidos en la zona de cabeza, con los caudales de vapor generados en el calderín de cola. El contacto tendrá lugar en cada uno de los 9 platos reales de la columna, donde se producirán las transferencias de materia y de calor necesarias para alcanzar los distintos equilibrios líquido-vapor, hasta lograr la separación buscada. El vapor saliente por cabezas, rico en C_2 , se conduce a un condensador total IC-1 con una temperatura de $6,33^{\circ}\text{C}$. Dicha corriente alimentará al acumulador de reflujo A-2, de donde se obtendrán dos corrientes. La primera de ellas, servirá de reflujo en la zona de cabezas de la columna; la segunda, se conducirá directamente de vuelta a la refinería.

En la zona de agotamiento, la mezcla se irá enriqueciendo en $n\text{-}C_4$. La corriente líquida descendiente del plato 9 (inferior) de la columna, es introducida en el calderín IC-2, equipo conectado a colas de la columna, y en el que tendrá lugar un último equilibrio. El vapor generado en el calderín, es conducido nuevamente al plato inferior de la torre; mientras que el líquido generado -prácticamente sin C_2 - es impulsado hacia el tanque de almacenamiento A-2. No obstante, antes de llegar al mentado tanque, la corriente de líquido pasará por un último intercambiador de calor IC-4, que estabiliza la corriente a la temperatura y presión óptimas para su almacenamiento.

Para el diseño hidráulico de la columna ha tenido en cuenta los siguientes factores: inundación, lloriqueo o goteo, arrastre, descarga, altura del líquido, espesor de los platos, y la eficacia de la columna. Asimismo, el diseño mecánico de la unidad comprende el material, el espesor de la envolvente, los fondos, entre otros factores influyentes.

El intercambiador de calor IC-1 es el condensador de la columna S-1. Su misión es realizar una condensación total de la corriente de vapor que sale por la parte superior de la torre S-1 antes de su recirculación a refinería, o bien como corriente destinada a la petroquímica, utilizando para ello el agua criogénica proveniente del circuito interno existente en la planta de refinería en cuestión. La corriente de entrada al mismo proviene de los vapores que abandonan la cabeza S-1 desde el plato 1 (superior). El fluido de proceso en estado vapor, recorre el haz tubular mientras cede parte de su calor latente de condensación al fluido refrigerante, hasta realizar un cambio de estado sin cambio de temperatura.

El dispositivo IC-2 es el calderín de la columna de rectificación, S-1. Su misión es efectuar una vaporización parcial de los productos salientes del fondo de S-1, cuyo fin es el de producir dos fases: una fase vapor de retorno a la columna y una fase líquida que sigue el diagrama de flujo hasta alcanzar el tanque de almacenamiento, A-2. Este intercambiador es tipo Kettler. Está formado por una carcasa horizontal que contiene un haz tubular, con dos pasos por el lado de los tubos y un paso por el lado de la carcasa, un cabezal flotante y una placa tubular.

El intercambiador de calor IC-4 tiene como objetivo realizar un enfriamiento del producto de colas de la columna de rectificación S-1, utilizando para ello el agua. La corriente de entrada al mismo proviene del fluido líquido que sale del calderín E-2. El fluido de proceso en estado líquido, recorre el haz tubular del IC-4 mientras cede parte de su calor hasta descender su temperatura y alcanzar la temperatura de salida especificada, antes de almacenarlo en el tanque A-3.

El acumulador de reflujo A-1 se utiliza para almacenar temporalmente el líquido que sale del condensador IC-1. Este depósito es necesario para poder controlar la relación de reflujo de la columna de

rectificación y para asegurar que todo el destilado recirculado a la columna se encuentre en fase líquida.

El tanque de almacenamiento del producto de interés, A-2, es una esfera de almacenamiento a presión.

Por último se describe la red de distribución y los equipos de impulsión de corrientes. Los equipos de impulsión serán instalados por duplicado mediante un by-pass, para posibles fallos en el funcionamiento del equipo principal.

Una vez finalizado el diseño completo de la instalación y explicado cómo funciona, se ha estimado el presupuesto de la misma, obteniéndose un coste que asciende a aproximadamente 3.040.459,36 euros, consiguiendo una amortización de la misma en tan sólo 4 años.

ÍNDICE

DOCUMENTO N° 1: MEMORIA **1**

MEMORIA DESCRIPTIVA	2
CAPÍTULO 1.- INTRODUCCIÓN	3
1.1.- Antecedentes.....	3
1.2.- LPG de automoción	5
1.3.- Justificación del Proyecto	8
1.4.- Objeto del Proyecto	8
1.5.- Localización.....	9
CAPÍTULO 2.- LPG PARA AUTOMOCIÓN	10
2.1.- LPG combustible	10
2.2.- Composición y características	10
2.3.- Situación actual del LPG	15
2.4.- Comparativa económica	19
2.5.- Aplicación en el sector de automoción.....	21
2.6.- Ventajas del LPG combustible	22
CAPÍTULO 3.- DIAGRAMA DE FLUJO	25
3.1.- Diagrama de flujo	25
3.2.- Descripción del diagrama de flujo.....	26
CAPÍTULO 4.- COLUMNA DE RECTIFICACIÓN	28
4.1.- Introducción.....	28
4.2.- Método de resolución	32
4.3.- Condiciones de operación.....	33
4.4.- Características de las corrientes.....	34
4.5.- Balances de materia	35
4.6.- Diseño de la columna	37
4.7.- Especificaciones de la columna.....	54

CAPÍTULO 5.- EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR.....	55
5.1.- Introducción.....	55
5.2.- Descripción del intercambiador de calor IC-1	58
5.3.- Descripción del intercambiador de calor IC-2	59
5.4.- Descripción del intercambiador de calor IC-3	61
5.5.- Descripción del intercambiador de calor IC-4	62
CAPÍTULO 6.- EQUIPOS DE ALMACENAMIENTO.....	64
6.1.- Introducción.....	64
6.2.- Acumulador de reflujo.....	64
6.3.- Esfera de almacenamiento	65
CAPÍTULO 7.- RED DE DISTRIBUCIÓN DE CORRIENTES... 68	
7.1.- Consideraciones previas	68
7.2.- Características de las tuberías.....	71
7.3.- Descripción de las líneas	73
7.4.- Tuberías principales de la unidad.....	74
7.5.- Selección de las bridas de la red de distribución.....	75
7.6.- Válvulas auxiliares	76
7.7.- Accesorios utilizados.....	77
CAPÍTULO 8.- IMPULSIÓN DE CORRIENTES.....	78
8.1.- Generalidades	78
8.2.- Criterios de selección.....	79
8.3.- Bombas seleccionadas	80
8.4.- Bombas centrífugas	81
8.5.- Sistema de impulsión.....	83
CAPÍTULO 9.- INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL	85
9.1.- Objetivo	85
9.2.- Etapas del sistema de control.....	86
9.3.- Tipos de sistemas de control.....	86
9.4.- Elementos de un sistema de control	87
9.5.- Control de procesos	88
9.6.- Válvulas de seguridad.....	90

CAPÍTULO 10.- SEGURIDAD Y SALUD	92
10.1.- Antecedentes.....	92
10.2.- Diseño con mayor seguridad inherente	93
10.3.- Análisis de la seguridad del proceso	96
10.4.- Seguridad en la operación.....	96
10.5.- Normas básicas de seguridad.....	97
10.6.- Protecciones personales.....	98
10.7.- Protecciones colectivas.....	98
10.8.- Protección pasiva	99
10.9.- Medidas preventivas	99
10.10.- Señalizaciones	100
10.11.- Seguridad en la ejecución de trabajos	101
10.12.- Equipos eléctricos.....	103
10.13.- Protección y lucha contra incendios	104
10.14.- Manipulación de sustancias peligrosas.....	105
10.15.- Servicio médico	107
10.16.- Aspectos medioambientales	108
CAPÍTULO 11.- MANTENIMIENTO	109
11.1.- Mantenimiento.....	109
ANEXOS	111
Anexo I. Nomenclatura y simbología.....	112
Anexo II. Aspectos termodinámicos.....	120
Anexo III. Diseño de la columna de rectificación.....	146
Anexo IV. Diseño de los equipos de transmisión de calor.....	196
Anexo V. Diseño de los equipos de almacenamiento.....	221
Anexo VI. Diseño de la red de distribución	231
Anexo VII. Diseño de equipos de impulsión de corrientes	246
Addenda de figuras en los Anexos.....	264
BIBLIOGRAFÍA.....	280

DOCUMENTO N° 2: PLANOS **284**

Plano N° 1 Situación	285
Plano N° 2 Diagrama de flujo	286
Plano N° 3 Distribución en planta.....	287
Plano N° 4 Columna de rectificación.....	288
Plano N° 5 Equipos de transmisión de calor	289
Plano N° 6 Acumulador de reflujos	290
Plano N° 7 Esfera de almacenamiento	291

DOCUMENTO N° 3: PLIEGO DE CONDICIONES **292**

Generalidades.....	293
Condiciones generales de índole facultativa.....	296
Condiciones generales de índole económica	308
Condiciones generales de índole legal.....	314
Condiciones generales técnicas de los materiales y equipos.....	319
Condiciones generales técnicas de los equipos a presión.....	329
Ejecución de obra.....	345

DOCUMENTO N° 4: PRESUPUESTO **349**

1.- Alcance del presupuesto	350
2.- Método de cálculo del presupuesto	350
3.- Justificación del coste de suministro de los equipos	351
4.- Coste de los equipos	353
5.- Coste asociado a los equipos	358
6.- Precios finales	360
7.- Presupuesto final.....	361
8.- Estudio económico-financiero	363
Referencias gráficas del presupuesto	367
Fichas técnicas de seguridad	374

DOCUMENTO Nº 1

M
E
M
O
R
I
A

MEMORIA DESCRIPTIVA

CAPÍTULO 1.

INTRODUCCIÓN

1.1- ANTECEDENTES

El petróleo es un líquido viscoso, oscuro e inflamable, encontrándose en estratos porosos retenidos por rocas impermeables, que cuando se perforan lo dejan salir a causa de la presión de los gases del depósito.

Se cree que el petróleo se ha formado a partir de grandes depósitos animales y vegetales, que han sido reducidos a hidrocarburos por bacterias anaerobias (reductoras). Sin embargo, el proceso debió ser mucho más complejo y en él tendrían importancia reacciones debidas a grandes presiones y temperaturas en el interior de la Tierra.

El petróleo crudo es una mezcla muy compleja de hidrocarburos. No obstante, su composición varía mucho con los yacimientos. En general, la mayoría son alcanos y cicloalcanos (éstos se llaman naftenos en el argot petroquímico), y en una proporción menor aromáticos, aunque estos últimos en algunos yacimientos son mayores del 30%. También hay trazas de otros compuestos, no deseados, que contienen nitrógeno y azufre.

Desde el descubrimiento del petróleo, la utilización racional de las diferentes fracciones que lo componen ha influido fuertemente en el desarrollo de los diversos procesos, así como su inclusión en el esquema del refino.

Desde finales de los años sesenta, el refino del petróleo ha sufrido importantes transformaciones ligadas al continuo incremento de las necesidades de productos ligeros (gasolinas – gasóleos), en detrimento de los productos pesado (fuel oil). La evolución de la demanda va igual-

mente acompañada de un aumento en la calidad de los productos.

Proceso en refinería

Dentro de los procesos del refino de petróleo, se pueden listar, atendiendo a si son procesos primarios o secundarios.

Los procesos primarios del refino de petróleo son aquellos en los que únicamente se produce la separación o purificación de los componentes de las fracciones del Petróleo

- Destilación atmosférica.
- Destilación a vacío
- Concentración de gases.
- Estabilización de naftas.
- Unidades de desulfuración:
- Reducción de azufre (Aminas y “Merox”)
- Producción de azufre (“Claus”).

Los procesos secundarios son aquellos en los que se produce la ruptura (craqueo) de las grandes moléculas para formar otras más pequeñas, la transformación (reformado) de una en otras o la unión de moléculas pequeñas para formar otras mayores, de cara a su mayor utilidad como combustibles o en Petroquímica.

- Craqueo térmico: “Visbreaking”, Coquización, Gasificación.
- Craqueo catalítico: Lecho fluido (FCC), Hidrocraqueo (con hidrógeno).
- Reformado: Hidrotratamiento, Reformado catalítico, Isomerización, Reformado con vapor, Polimerización, Alquilación.

Tras pasar por las diferentes fases del proceso de refino la gama de productos que se obtienen incluye, entre otros: Gases, Propano, Butano, Naftas, Gasolinas, Querosenos, Gasóleos, Fuelóleos, Lubricantes, entre

otros. Así como productos base para la industria petroquímica.

Con la implantación de nuevas normas anticontaminantes, así como las limitaciones previstas en los componentes químicos que constituyen productos determinados, el actual esquema de refino deberá adaptarse a las nuevas especificaciones con la puesta en funcionamiento de nuevos procesos.

Para adaptarse a esta evolución, el refino recurre a una gran variedad de procesos, distinguiendo entre ellos:

- Procesos de separación que dividen la carga en fracciones más simples o más estrechas.
- Procesos de transformación que generan nuevos compuestos, dependiendo de las características principales del producto.
- Procesos de acabado que eliminan los compuestos indeseables.
- Procesos de protección del medio ambiente que tratan los gases de refinería, los humos y aguas residuales.

Para concluir, decir que el presente Proyecto Fin de Carrera¹, está centrado en la obtención de la mezcla: Propano y Butano. Dicha mezcla se le denomina como Gases Licuados del Petróleo (de aquí en adelante se denotará con el acrónimo “GLP” o, indistintamente, “LPG”².) Esta mezcla está destinada a ser utilizada como carburante automovilístico.

1.2.- LPG DE AUTOMOCIÓN

El autogás, término empleado comúnmente para referirse a los ga-

¹ Puede encontrarse en esta literatura con el acrónimo PFC (Proyecto Fin de Carrera).

² LPG acrónimo proveniente del inglés “Liquid Petroleum Gas”.

ses licuados de petróleo, LPG empleados como carburantes en automoción, está destinado a desempeñar un papel más importante en el enjambre de carburantes para el transporte por carretera.

El autogas, que ya es el carburante alternativo más utilizado en Europa, ofrece una serie de ventajas específicas. Sus características particulares como carburante y como industria hacen que esté perfectamente adaptado al actual paradigma medioambiental y energético, en el que Europa se enfrenta al reto de equilibrar los diversos imperativos de seguridad, sostenibilidad y competitividad.

El LPG como carburante ecológico y económico, puede ayudar a los ciudadanos a mantenerse en movimiento mientras reducen los efectos del transporte para la salud humana y el medio ambiente. Esta contribución de sus atributos lo convierte en una alternativa obvia como parte de un mix energético diverso y sostenible.

El LPG ya impulsa a más de 7 millones de vehículos en toda Europa, que representan en torno al 3 % de la flota europea de vehículos de pasajeros y desempeña un papel crucial en numerosos países³. No obstante, debido a su desarrollo y surgimiento heterogéneos, el mercado Europeo sigue fragmentado y caracterizado por un alto grado de potencial sin explotar. El desarrollo con éxito en una serie de mercados nacionales, tanto en Europa como en todo el mundo, demuestra que con el compromiso necesario de parte del sector y los responsables político, el autogás puede surgir como un elemento clave en temas energéticos y ofrecer grandes ventajas medioambientales y socioeconómicas.

El LPG, almacenado como líquido a una presión de 15 bar, se va-

³ En el capítulo 2 del presente documento está más detallado el mercado y características del LPG.

poriza e introduce de forma gaseosa en el sistema motor de explosión. Los motores no necesitan modificaciones, salvo en lo relativo al sistema de alimentación. Por otro lado, en la mayoría de los casos, se adopta la doble carburación, es decir, que el vehículo puede utilizar indiferentemente LPG y carburante líquido.

En lo que afecta a las características del producto, existe una especificación europea aprobada en 1992. Fundamentalmente fija un número de octano Motor que debe ser superior a 89, lo que limita el contenido de olefinas, y la presión de vapor, ligada a la relación C_3/C_4 que debe ser inferior a 1,555 mbar a 40°C (norma ISO 4256). Por otra parte, para asegurar un arranque suficientemente ágil del vehículo, se fija un valor mínimo de presión de vapor en invierno, diferente según las condiciones climáticas de cada país.

Las ventajas potenciales del GLP de automoción, están ligadas esencialmente a la protección del medio ambiente. Se trata, como ya hemos explicado anteriormente, de una mezcla de hidrocarburos simples de 3 y 4 átomos de carbono, sin impurezas (muy bajo contenido en azufre), ni aditivos nocivos (sin plomo) y las emisiones del escape son poco tóxicas (ausencia de aromáticos). Este tipo de carburantes se beneficia muy a menudo de un tipo de impuestos más reducidos.

Decir también, que como alternativa limpia⁴ con un amplio margen de evolución tecnológica y una fuente de empleos de alta cualificación en toda la Unión Europea, el LPG puede tener un papel importante en la inmediata revigorización de la industria automovilística.

⁴ Ver capítulo 2 para obtener una mayor explicación.

1.3.- JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

Los problemas económicos y sociales que generan las continuas fluctuaciones en el mercado de los combustibles, y los problemas de contaminación medioambiental provocados por los procesos de combustión de gasóleos y gasolinas, son muy importantes para la sociedad.

Por ello las diferentes industrias buscan un combustible que no depende de factores externos para su rentabilidad, y que además produzca una menor contaminación. Hoy en día, existe un combustible que reúne las características positivas de los ya conocidos, y reduce las características negativas de éstos. Tiene un bajo coste de instalación en los automóviles (basta con adaptar el motor interno y el depósito de un vehículo) y se puede combinar con el uso de los combustibles anteriores. Este combustible es el GLP.

Como dato más importante, decir que está demostrada la aceptación, viabilidad y conveniencia económica, mecánica y ambiental de este combustible; ya que está implantado en otros países desde hace años (Italia, Francia, Bélgica, Inglaterra, etc.) obteniéndose unos resultados muy favorables.

Por todo lo expuesto anteriormente, queda justificada la realización del presente Proyecto Fin de Carrera.

1.4.- OBJETO DEL PROYECTO

El objeto de este Proyecto es el diseño de una unidad de separación de una mezcla de hidrocarburos que contiene etano, propano, y butano (C_2 , C_3 y C_4 , respectivamente), basada en una columna de rectifica-

ción multicomponente de platos de perforados.

Para conseguir dicho objetivo, se partirá de una alimentación de 28.000 kg/h de hidrocarburos (C_2 - C_4), de forma que sea posible la obtención de un LPG con una composición en propano y butano del 30% y 70% en peso, respectivamente, para atender así a las exigencias de mercado.

Dichos objetivos se reflejan en la hoja de propuestas de Proyecto Fin de Carrera aprobada por la Comisión de Proyectos de la Facultad de Ciencias de la Universidad de Cádiz.

1.5.- LOCALIZACIÓN

Este proceso se encuentra ubicado en la nueva ampliación de la refinería de Cartagena, perteneciente a la empresa REPSOL YPF. Esta refinería está ubicada en el Complejo Industrial del Valle de Escombreras.

La finalización de dicha ampliación está prevista para 2013, siendo la unidad de recuperación de ligeros o de concentración de gases, una de las secciones que se ampliarán. La unidad proyectada en el presente PFC se enmarca en dicha sección, que será parte de final de refinería.

CAPÍTULO 2.

LPG PARA AUTOMOCIÓN

2.1.- LPG COMBUSTIBLE

El LPG es una denominación genérica que incluye el propano y el butano, dos gases de origen natural que se convierten fácilmente en líquido mediante la aplicación de una presión moderada.

En su estado natural son gaseosos, pero al almacenarlos en recipientes cerrados y a temperatura ambiente gran parte de ellos pasan a fase líquida, ocupando un volumen 250 veces inferior al que ocuparían en estado vapor. Lo cual facilita su transporte, almacenamiento y distribución.

Se deriva principalmente durante la extracción del gas natural y el petróleo, y también se producen en las refinerías. Es una fuente de energía extremadamente versátil, con cientos de aplicaciones en el hogar, la industria, la agricultura y, por supuesto, como carburante de automoción. Aunque en el pasado fue infraexplotado con frecuencia debido a prácticas no sostenibles como el quemado en antorcha y la ventilación, va ganando un reconocimiento cada vez mayor como recurso energético único y valioso.

2.2.- COMPOSICIÓN Y CARACTERÍSTICAS

Como se ha dicho anteriormente el GLP no es una sustancia pura, sino una mezcla formada por propano y butano, donde aparecen también otros compuestos en cantidad de traza.

La composición y características del LPG como combustible para automoción se encuentran reguladas a nivel europeo por la Norma UNE-EN 589 de 1994. Mientras que a nivel nacional, es el Real Decreto de 61/2006 que fija las especificaciones del LPG para automoción, donde se detallan los límites máximos y mínimos de determinadas magnitudes, como por ejemplo los porcentajes de butano y propano.

Su composición no está definida estrictamente, es decir, no existe un valor fijo para cada uno de los componentes en la mezcla. Sino que en las especificaciones de elaboración, se definen valores máximos o mínimos en lo que respecta a la composición para cada uno de sus componentes, así como se fijan valores de las características físicas de algunos de ellos. Estos valores pueden ser distintos en función de su futura aplicación.

En la siguiente tabla se pueden ver los valores límite (máximos o mínimos) en cuanto a composición de los distintos componentes en volumen.

Tabla 1.- Valores límites de composición del LPG para automoción.

Composición	Mínimo	Máximo
Hidrocarburos C_2 (% volumen)		2,5
Hidrocarburos C_3 (% volumen)	20	-
Hidrocarburos C_4 (% volumen)	-	80
Hidrocarburos C_5 (% volumen)		1,5
Olefinas totales (% volumen)		6
Diolefinas y acetilenos (ppm)		<1000

Por otro lado, las empresas distribuidoras desarrollan unas especificaciones internas más exigentes que las normas citadas, donde se define con mayor exactitud las características del combustible que suministra (proporción de propano y butano, el contenido de olefinas, azufre, resi-

duo de evaporación, índice de octano y presión de vapor). De esta manera se garantiza la no variabilidad de la calidad del gas suministrado.

Para definir las distintas propiedades del LPG hay que tener en cuenta las propiedades físicas⁵ del propano y del butano y del resto de sus posibles componentes. Si no se dispone de la composición exacta de todos los componentes (ya que ésta varía en función del fabricante, crudo utilizado y de la aplicación), se aproxima tomando las propiedades del propano y el butano, ya que son los componentes que se encuentran en mayor proporción.

Estado físico

Se presenta en estado gaseoso, es fácilmente licuable a partir de bajas presiones, lo que facilita su transporte y almacenamiento.

Tensión de vapor

Cuando una mezcla de butano y propano se introduce contenida en un recipiente cerrado y vacío se evapora hasta que se alcanza el equilibrio entre la fase líquida y la gaseosa, el vapor alcanza una cierta presión que depende de la temperatura. Esta presión ejercida por el vapor en equilibrio con el líquido se denomina tensión de vapor del líquido a esa temperatura.

Esto sucede para los distintos pares de presión y temperatura, a una composición dada. Por ejemplo, la tensión de vapor a 50°C oscila entre 7 kg/cm^2 para el butano y 20 kg/cm^2 para el propano.

Temperatura de ebullición

La temperatura de ebullición es la temperatura a la cual un líquido pasa a estado gaseoso a una determinada presión, para el GLP a presión

⁵ Ver fichas técnicas al final del Proyecto Fin de Carrera.

atmosférica esta temperatura es de -44°C . Por ello a presión atmosférica y temperatura ambiente, el LPG se encuentra en estado gaseoso.

Para obtener líquido a presión atmosférica, la temperatura del butano debe ser inferior a $-0,5^{\circ}\text{C}$ y la del propano a $-42,2^{\circ}\text{C}$. Mientras que para obtener líquido a temperatura ambiente, se debe someter al LPG una presión mínima de aproximadamente 2 atmósferas.

Densidad

La densidad relativa media en fase líquida (tomando como líquido de referencia el agua) es aproximadamente 0,5 kg/L.

La densidad relativa media en fase gaseosa para el propano comercial (tomando como gas de referencia al aire en condiciones normales) es de 1,57, mientras que para el butano es de 2,03. Esto significa que tanto el propano como el butano son más densos que el aire, por lo que tenderán a caer al suelo y embolsarse. Será muy importante en posibles escapes de gas.

Límites de inflamabilidad

Para que un gas arda es necesaria la aplicación de una temperatura igual o superior a la temperatura de inflamación; se necesita también que esté mezclado homogéneamente con el oxígeno del aire en una determinada proporción. Esta proporción tiene unos límites inferior y superior, dentro de los cuales se produce la inflamación.

Los gases butano y propano son inflamables y si se mezclan en la proporción adecuada con el aire y se les aplica un punto de ignición, arden. Las concentraciones necesarias de gas en aire, para que una mezcla sea inflamable, oscilan como se puede ver en la anterior tabla entre:

Butano: 1,86 - 8,41% **Propano:** 2,37 - 9,50%

Por esta misma razón, el gas contenido en un recipiente, por carecer de aire, no puede inflamarse.

Toxicidad

El LPG no es tóxico. Únicamente en el caso de combustión incorrecta debido a un defecto de oxígeno puede producir monóxido de carbono, que es sumamente tóxico, por eso es importante tener cuidado con aparatos que funcionan en locales cerrados o al realizar las chimeneas.

Corrosión

El LPG disuelve las grasas y el caucho natural, por eso hay que utilizar materiales sintéticos que no puedan atacar (como el teflón en las juntas).

A continuación se muestran las propiedades y características de este combustible de automoción, con respecto a otros combustibles.

Tabla 2.- Propiedades y características de los principales combustibles de automoción.

Propiedades	Propano	LPG	Butano	Gasolina	Gasóleo
Poder calorífico MJ/L (líq)	23,7	25,4	26,6	32,0	35,6
Poder calorífico MJ/kg	46,4	46,0	45,8	42,7	42,6
P. calorífico mezcla kJ/L,25 °C	3,35	3,37	3,38	3,46	-
Estado Cond. Ambiental	Gas	Gas	Gas	Líquido	Líquido
Presión en tanque (kg/cm ²), 20°C	7,4	5-6	0,2	0,2-0,3	< atm
Presión en tanque (kg/cm ²),37°C	13	7-8	2,6	0,5-08	< atm
Densidad líquido (kg/L), 15°C	0,5	0,54	0,58	0,73	0,83
Densidad gas (kg/m ³)	2,02	-	2,7	-	-
Variación volumen (Gas/Líquido) 15 °C	274	-	233	-	-
Relación estequiométrica (En masa)	-	1/15,5	-	1/14,9	1/14,5

Odorizantes

Al LPG comercial, por medidas de seguridad, se le añaden unos productos llamados odorizantes que le confinan un olor característico,

pues en estado puro son inodoros; de este modo serán fácilmente detectables en caso de escapes. Como ejemplo de estos odorizantes son etanetiolo o el metil mercaptano.

Por último, hay que decir que dentro del sector de “GPL Automoción” existen subcategorías en función del tipo de vehículo que vaya a usar el combustible, donde lo que varía principalmente son las proporciones de propano y butano. Por ejemplo, Repsol Gas comercializa GPL Automoción con un 30% de propano y 70% de butano para vehículos ligeros y 65% de propano y 35% de butano para vehículos pesados.

2.3.- SITUACIÓN ACTUAL DEL LPG

LPG en el mundo

El LPG es el carburante alternativo más utilizado en el mundo porque es el único, a día de hoy, con posibilidad real de implantación efectiva e inmediata. Además se usa desde hace años en muchos países de América, Suramérica y de la Unión Europea.

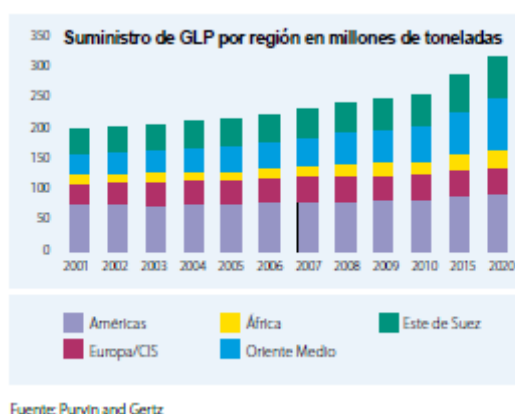


Figura 1.- Evaluación del suministro de LPG por región hasta 2010.

El mercado del LPG en el mundo se desarrolla en los años 70 por razones fundamentalmente económicas, ambientales y de diversificación

energética. Desde entonces el mercado ha crecido hasta alcanzar las cifras que confirman al LPG como el combustible alternativo de gasolinas y gasóleos más desarrollado tanto tecnológicamente como comercialmente y más implantado en el mundo. Vemos a continuación los datos referentes al Mercado Mundial y Europeo del LPG.

Tabla 3.- Mercado mundial y europeo de LPG de automoción (2007).

	Ventas (Toneladas)	Nº de vehículos	Puntos de Venta
Mundiales	20 millones	13,3 millones	Más de 51.000
Europeos	6,6 millones	7 millones	Más de 33.000

En la tabla siguiente se muestran los 10 países líderes en el sector. Estos datos han sido recopilados por los diferentes informes públicos de “World LP Gas Association”, en el año 2007.

Tabla 4.- Estadística de los 10 países líderes en LPG de Automoción (2007).

País	Nº de Vehículos	Nº de puntos de suministros
Corea del Sur	2.187.066	1.533
Polonia	2.050.000	6.700
Turquía	2.000.000	6.853
Italia	1.002.118	2.350
Australia	620.000	3.200
Rusia	600.000	2.000
México	550.000	2.500
India	500.000	550
Japón	292.300	1.900
Holanda	270.000	1.900

Las previsiones para la futura utilización del GLP en automoción muestran un importante crecimiento, basado fundamentalmente en sus ventajas económicas y medioambientales.

GLP en Europa

En Europa existen unos 7 millones de vehículos que funcionan con GPL, que consumen 6,6 millones de toneladas, que se suministran a

través de más de 53.000 puntos de venta, distribuidos en los distintos países Europeos.

Este combustible se usa principalmente en: Turquía, Polonia, República Checa, Italia, Alemania, Holanda, Bulgaria, Lituania, Rumania, Gran Bretaña y Francia. También está presente, aunque menos desarrollado en otros países como: Grecia, España, Portugal e Irlanda. Se pueden ver en la siguiente tabla los datos relativos al número de vehículos alimentados con LPG en los distintos países.

Como se muestra en la *Tabla 5* el país que encabeza la utilización de este combustible es Turquía seguido de Polonia. Estos datos han sido recogidos por la AEGPL (Asociación Europea de LPG).

Tabla 5.- N° de Vehículos circulando con LPG en Europa (2008).

País	N° de vehículos
Turquía	2.240.000
Polonia	2.080.000
Italia	1.102.118
Alemania	306.402
Holanda	240.000
Bulgaria	220.000
Lituania	212.000
República Checa	2.000.000
Rumanía	185.000
Gran Bretaña	150.000
Francia	140.000

Además de su uso en turismos, el LPG es el carburante de más de 1.500 autobuses urbanos utilizados en más de 25 ciudades europeas.

En la tabla de la página siguiente, *Tabla 6*, se encuentran varias de las ciudades europeas que cuentan con autobuses urbanos que utilizan el LPG como carburante.

Tabla 6.- Ciudades europeas con flota de autobuses urbanos con LPG.

País	Ciudades
Austria	Viena.
Bélgica	Charlerci.
Dinamarca	Copenhague.
España	Cádiz, Madrid, Sevilla, Valencia.
Francia	París, Montpellier.
Italia	Latina, Ravena.
Holanda	Amsterdam, Eindhoven.
Portugal	Oporto
Noruega	Oslo
República Checa	Litvinov

LPG en España

El origen del mercado español del LPG automoción se remonta a los años sesenta, cuando comienza la utilización de este carburante, suministrado a través de botellas de 12 kg, para su utilización exclusivamente en vehículos auto taxis. Este mercado se desarrolló de manera importante durante la década de los setenta e inicios de los ochenta, principalmente por las importantes ventajas técnicas y económicas que ofrecía frente a las versiones diesel de los motores de aquellos tiempos, hasta superar en los mejores años las 100.000 toneladas/año. Más tarde se prohibió su uso debido al peligro que suponía llevar una bombona de LPG en el vehículo. Ahora el sistema de instalación es distinto (un depósito anclado en el maletero del automóvil) y mucho más seguro, permitiéndose nuevamente su uso.

Por otro lado, el desarrollo del mercado de LPG como carburante para vehículos pesados se inició en la década de los ochenta, en la que se llevan a cabo con éxito distintas experiencias para transformar motores diesel de autobuses urbanos para su utilización con LPG.

Aunque en España el LPG aún es poco conocido, según Repsol, que comercializa este combustible en este país desde hace 25 años, cir-

culan en la actualidad 7.000 vehículos a gas. Además, existen más 50 flotas de autobuses, carretillas y karts a gas se abastecen en instalaciones de uso exclusivo.

Es ahora cuando empiezan a verse los verdaderos indicios del futuro desarrollo e implantación de este combustible en España. Además se espera un fuerte apoyo de las Administraciones Públicas, debido a las ventajas medioambientales que conlleva el uso del LPG.

2.4.- COMPARATIVA ECONÓMICA

En este apartado se muestra una breve comparativa económica entre los diferentes carburantes existentes para el sector automovilístico.

En primer lugar, la *Figura 2*, refleja la reciente evolución de los precios de varios carburantes para transporte por carretera en el noroeste de Europa. Una conclusión importante que se puede obtener referente al LPG, es la inexistente fluctuación en relación al Brent, a lo largo del tiempo.



Fuente: Totalgaz

Figura 2.- Evolución de precios en el noroeste de Europa.

Bajo precio del LPG

El bajo precio del LPG de automoción se debe a dos factores distintos:

- **Excedente de disponibilidad y sólidas expectativas de suministro a largo plazo.** Como ya hemos mencionado, debido a la ausencia de tensiones de suministro, el LPG es un combustible muy asequible, más barato que la gasolina y el gasóleo, con independencia de la fiscalidad o de los costes relacionados con su transporte hasta el mercado. El mercado del LPG es lo bastante amplio para soportar un aumento rápido y continuo de la demanda hasta 2020.
- **La aplicación de tasas fiscales favorables debido a sus ventajas medioambientales.** El marco para la aplicación de tasas fiscales a los productos energéticos en la UE se establece en la directiva CE/2003/96. La integración de las reducciones de costes externos –en especial en términos de atención sanitaria pública– relacionada con el uso del LPG se refleja en las tasas fiscales relativamente bajas que se le aplican. Los niveles fiscales mínimos que se aplican a los carburantes en la UE son los siguientes:

Tabla 7.- Mínimos niveles fiscales para carburantes previstos por CE/2003/96

	Tasa fisc. Mínima actual	A partir de 1/01/201	A partir de 1/01/2012	A partir de 1/01/2014
Gas sin plomo €/tonelada	359	359	359	380
Diésel €/tonelada	302	330	359	380
LPG €/tonelada	125	125	125	125

Por último se muestra un mapa que se refleja los distintos precios medios en surtidor (con impuestos incluidos) de los diferentes carburantes, en una selección de países europeos en 2008. Estos precios son referidos a un litro de carburante.

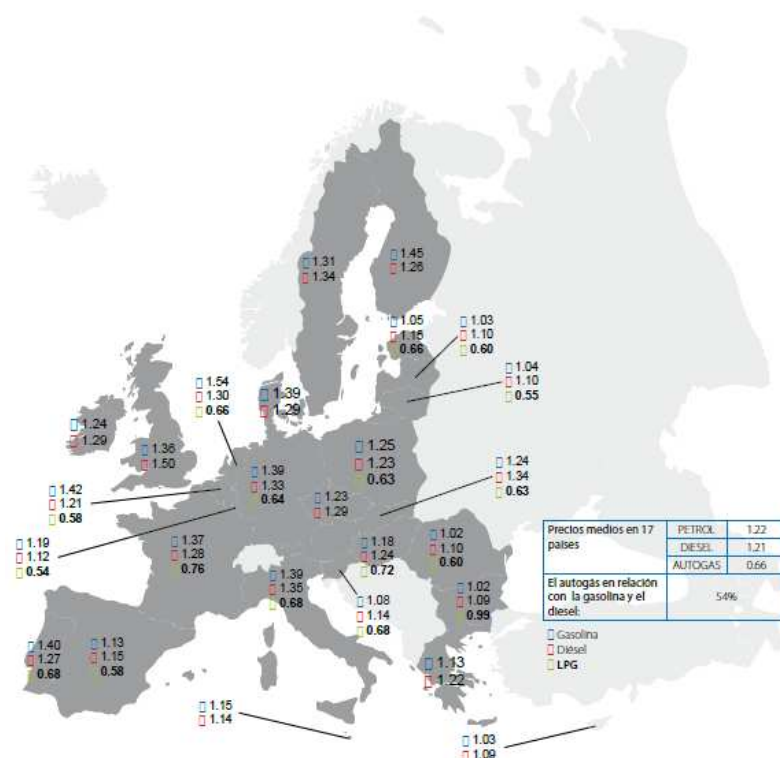


Figura 3.- Precios medios en surtidor en Europa de diferentes carburantes.

2.5.- APLICACIONES EN EL SECTOR DE AUTOMOCIÓN

Se usa como combustible en los siguientes vehículos:

- Turismos.
- Autobuses urbanos.
- Camiones.
- Camiones de basura.
- Carretillas elevadoras.
- Vehículos de competición en “Rally” (“Rallysprint”).

Estos vehículos están tecnológicamente y comercialmente desarrollados, con prestaciones y fiabilidad equivalente a los de los vehículos de gasolina o diesel, se encuentran en constante evolución.

2.6.- VENTAJAS DEL LPG COMBUSTIBLE

Se recogen a continuación las principales ventajas del GPL como combustible:

- Optimo rendimiento en la combustión.
- Bajo coste energético de producción en comparación con los otros combustibles tradicionales.
- Posee un rango de inflamabilidad menor que el de los combustibles alternativos (menor riesgo).
- Buenas características ambientales: baja emisión de gases y exentos de partículas y otros compuestos como plomo, benceno y azufre.
- Facilidad de transporte y distribución. Se almacena y transporta en estado líquido en recipientes a presiones no muy elevadas (5-6 bar).
- Seguridad en el almacenamiento.
- Facilidad de uso, instrumentación simple y relativamente poco costosa.
- Facilidad y versatilidad en aplicaciones en el campo civil e industrial.
- Bajo coste en comparación con otros combustibles (gasolinas y gasóleos).
- Menor variabilidad de su precio.

LPG como la opción ecológica

De las numerosas ventajas del LPG de automoción, la más importante puede ser su contribución a mejorar la calidad del aire, en especial

en zonas urbanas, donde la contaminación atmosférica entraña un grave riesgo para la salud humana y reduce la calidad de vida de todos los ciudadanos. El LPG es la opción más eficaz para convertir la actual flota de vehículos de gasolina en vehículos más ecológicos.

En un contexto de cada vez mayor concienciación de la importancia de una utilización de la energía responsable con el medio ambiente, existe una tendencia a que todos los sectores energéticos se definan como “limpios”. Sin duda, este término se invoca tanto que con frecuencia su significado es opaco. El estatus de LPG como carburante ecológico no se basa solo en la teoría, sino en una base firme de ventajas tangibles y probadas científicamente.

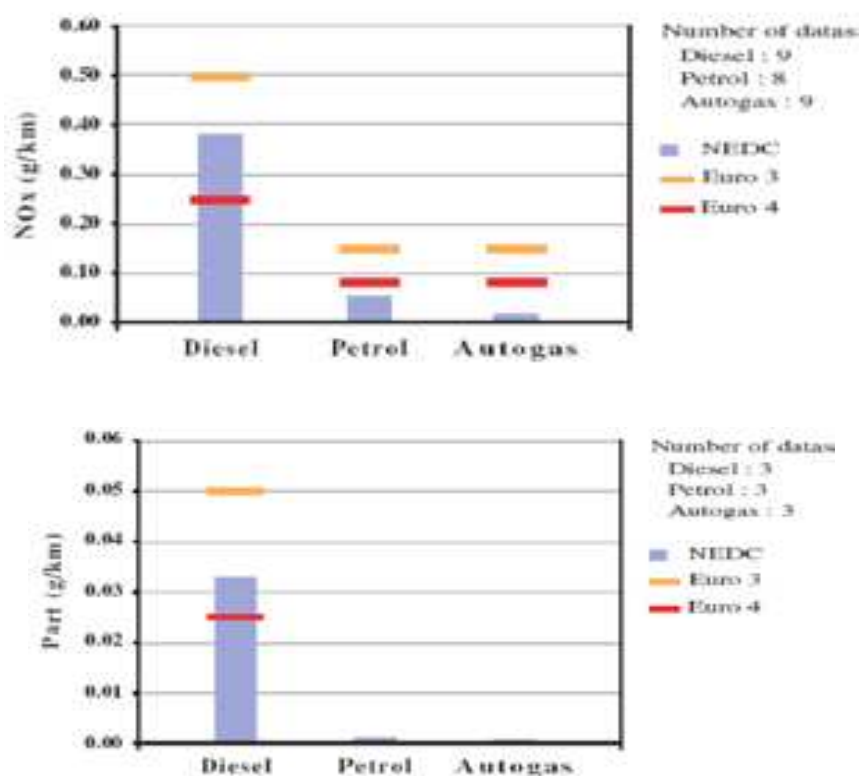


Figura 4.- Resultados del Programa europeo de pruebas de emisiones (EETP).

Como conclusiones principales del estudio se pueden sacar dos. La primera es que los vehículos impulsados por LPG generan un 96% me-

nos de NO_x que los de gasóleo y un que los de gasolina. La segunda conclusión se basa en que las emisiones de NO_x y partículas de vehículos de LPG en un ciclo urbano se encuentran por debajo del umbral de medición favorable.

Mencionadas las características principales del producto de interés, así como sus ventajas en la utilización, se procederá, en los capítulos siguientes, a describir en primer lugar (capítulo 3) el diagrama de flujo que tendrá el proceso diseñado, posteriormente (de capítulo 4 al capítulo 8) los equipos necesarios para la obtención del LPG para automoción, objeto de diseño del presente Proyecto Fin de Carrera. Por último, se dedica un capítulo a la instrumentación y control (capítulo 9), y dos capítulos relacionados con la seguridad y salud (capítulo 10) y al mantenimiento del proceso (capítulo 11).

CAPÍTULO 3.

DIAGRAMA DE FLUJO

3.1.- DIAGRAMA DE FLUJO

La *Figura 5* muestra un simple, pero ilustrativo, diagrama de flujo del proceso que en el presente Proyecto Fin de Carrera se diseña.

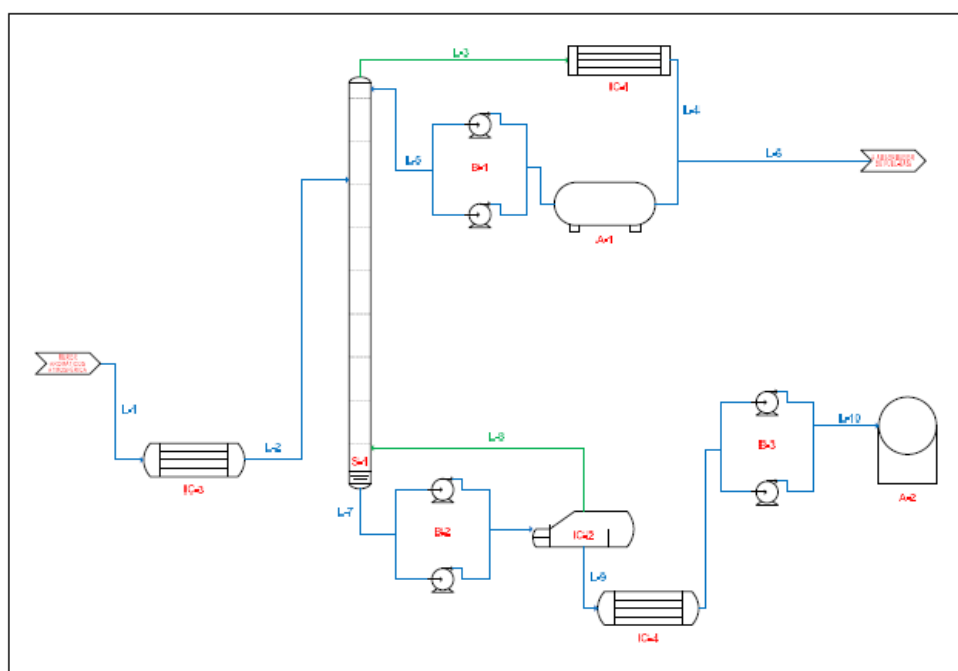


Figura 5.- Diagrama de flujo del proceso.

En el diagrama están señaladas:

- Rojo: Nomenclatura básica de la que constarán los equipos a lo largo de toda la literatura.
- Azul: Nomenclatura de la red de distribución de los fluidos en fase líquida.
- Verde: Nomenclatura de las líneas correspondientes a la distribución de los fluidos en fase vapor.

3.2.- DESCRIPCIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO

Este apartado tratará de explicar de manera breve y concisa, el diagrama de flujo expuesto anteriormente.

La corriente de alimentación que entra en la columna de rectificación, S-1, procede de diversas localizaciones, como por ejemplo la unidad de destilación atmosférica, la unidad “Mercox” y la unidad de reformado catalítico de refinería, más conocido como “Platforming”. En muchas ocasiones se almacena en tanques para su posterior utilización.

La alimentación es una corriente líquida a su temperatura de ebullición. Para ello, previamente pasa por un intercambiador de calor, IC-3, en la que se acondicionará la corriente hasta llegar a la temperatura de $49,17^{\circ}\text{C}$.

De la columna de rectificación salen dos corrientes, una por cabeza y por cola.

La corriente de cabeza, es una corriente vapor que abandona la torre en el plato 1 (superior), y lo hace a $6,33^{\circ}\text{C}$. Esta corriente llega a un condensador total (IC-1), realiza un cambio de fase de dicha corriente, transformándola en una corriente líquida. Esta corriente líquida será bifurcada en dos líneas. Una de ellas vuelve a la columna de rectificación mediante un acumulador de reflujo, A-1. La otra línea es destinada a llevar parte de la corriente de vuelta a refinería, a un absorbedor de fuel-gas o a otra zona de la refinería. El destino de esta última corriente no es objeto de estudio del presente PFC.

La corriente de cola de columna, es una corriente líquida que abandona la columna en el plato 9 por colas, para ser conducido hacia el

calderín, IC-2, lo hace a $70,74^{\circ}\text{C}$. Dentro del calderín se produce la ebullición de la corriente líquida, cuyo vapor es recirculado a la torre de rectificación. La corriente líquida es el producto de interés del proceso y del PFC.

Por último la corriente de interés se almacena en un tranque esférico, A-2, a temperatura ambiente y presión moderada. Antes de llegar a dicho tanque debe pasar por un intercambiador de calor, IC-4, en el que se acondiciona a una temperatura óptima.

Es necesaria la colocación de unos equipos de impulsión en ciertas partes del proceso para su transporte a lo largo de las diferentes líneas de distribución que unen cada uno de los equipos del proceso.

CAPÍTULO 4.

COLUMNA DE RECTIFICACIÓN

4.1.- INTRODUCCIÓN

Actualmente el proceso de separación más ampliamente utilizado en la industria química es la destilación. En la destilación, la separación entre componentes se basa en las diferencias entre las volatilidades relativas de éstos, de forma que cuando una fase líquida se pone en contacto con una fase vapor, se produce una transferencia de materia entre ambas fases, con el efecto neto de que en el vapor se concentran los componentes más volátiles, mientras que en el líquido lo hacen los menos volátiles.

Frente a otras operaciones de transferencia de materia, la destilación presenta la gran ventaja de que no necesita la adición de otros componentes para efectuar la separación, como ocurre en el caso de la extracción con disolventes. Con lo que no son, por tanto, necesarias posteriores etapas de separación.

En la actualidad, las aplicaciones de la destilación son muy diversas y van desde la obtención de oxígeno a partir de aire líquido hasta el fraccionamiento del crudo de petróleo en sus numerosas fracciones. Debido a este amplio espectro de utilización, y sobre todo por la enorme significación económica de los procesos en los que participa, se explica la importancia que tiene la destilación en la industria y el intensivo estudio del que es objeto.

Existen distintos tipos de destilación dependiendo de cómo se lleve a cabo la operación, tales como la destilación simple, la destilación súbita o de equilibrio y la rectificación entre otras. De todas ellas *la rec-*

tificación destaca por su importancia económica y por ser la más frecuentemente utilizada.

La rectificación se caracteriza porque una fracción del vapor que sale por la parte superior de la columna de destilación es condensada y reintroducida en ésta como reflujo. Puede tratarse de un proceso discontinuo o continuo, siendo esto último lo más usual. La operación se lleva a cabo en columnas de rectificación, en cuyo interior se ponen en contacto una fase líquida y una fase vapor, que fluyen en contracorriente. En el interior de la columna se producen una serie de vaporizaciones y condensaciones sucesivas a través de las cuales se obtiene la separación deseada.

Una columna de rectificación sencilla consta de tres corrientes externas al sistema: el destilado, que sale por la parte superior o cabeza de la columna, el residuo, que abandona la columna por la zona inferior o cola, y el alimento, que se introduce entre ambas. La columna se complica a medida que se introducen otros alimentos o se extraen diferentes productos a lo largo de la misma. También suele constar de un condensador, que puede ser total o parcial, situado en la cabeza de la columna, y de una caldera en la base, que suministra la energía necesaria para llevar a cabo la separación, generando el vapor que asciende por la columna e intercambia materia con el reflujo.

En la sección de la columna que queda por encima del plato de alimentación, conocida como sección de enriquecimiento, se produce un aumento de la concentración en el vapor de los componentes más volátiles, mientras que la sección que queda por debajo del alimento, o sección de agotamiento, el líquido se empobrece en estos componentes.

Para que una columna de rectificación funcione es necesario que exista una corriente de líquido que alimente a la última etapa de la columna, desde la cual se produce el vapor que sale por la cabeza de ésta como producto. La corriente de reflujo ayuda a la separación de la mezcla conforme va descendiendo piso a piso por la columna. En efecto, esta corriente absorbe los componentes más pesados de forma que en el vapor se concentran los más volátiles.

El reflujo se produce por condensación de todo o parte del vapor que sale por la cabeza de la columna y la posterior introducción de una parte del líquido condensado de nuevo a la columna. Se conoce como relación de reflujo al cociente entre el caudal de reflujo, L/D , y el caudal del producto final obtenido o destilado, D .

Una columna de rectificación tiene dos límites de operación basados en la relación de reflujo: el reflujo mínimo y el reflujo total. Bajo condiciones de reflujo mínimo, no vuelve suficiente líquido a la columna como para enriquecer el vapor que sube por la misma respecto a los componentes más ligeros: en estas condiciones no varía la composición de todos los componentes de un plato a otro, ya que las corrientes que se cruzan entre etapas se encuentran en equilibrio y por lo tanto no se produce transferencia de materia entre ellas; para obtener la separación deseada sería necesario un número infinito de platos teóricos, en cada uno de los cuales se produjera un cambio infinitesimal en las composiciones. La operación de la columna a reflujo mínimo o por debajo de éste es imposible.

El otro límite de operación basado en el reflujo se conoce como reflujo total, en este caso el número de pisos requeridos para alcanzar una separación dada es el mínimo (las dos fases que se cruzan entre etapas tienen la misma composición), pero no se obtiene producto, ya que

todo el destilado se devuelve a la columna como reflujo.

Es evidente que cualquier columna debe funcionar con una relación de reflujo intermedia entre el mínimo y el reflujo total, siendo el factor económico el determinante de la relación de reflujo elegida.

El objetivo fundamental de la destilación es la separación de dos o más componentes de una mezcla dada, en unos productos que han de cumplir unas ciertas especificaciones. En una columna sólo se pueden separar cuantitativamente dos componentes. Así, para separar completamente una mezcla de c componentes hacen falta $c-1$ columnas. Si se trata de una mezcla binaria, el grado de separación especificado se podrá conseguir con una sola columna. Si se trata de una mezcla de tres o más componentes, sólo se podrá especificar el grado de separación entre dos de ellos, o bien haría falta más de una columna de rectificación. Sin embargo, en ocasiones lo que se pretende es dividir una alimentación en dos fracciones con diferente composición, y entonces dichas fracciones pueden considerarse como pseudocomponentes y sólo será necesaria una columna. Este último caso es el referente al presente PFC.

En la práctica industrial casi nunca se suelen encontrar sistemas binarios verdaderos (dos componentes únicamente), mientras que sistemas ternarios se encuentran raramente. De esta forma, son las técnicas de cálculo para resolución de problemas de separación de sistemas multicomponentes las que tienen mayor aplicación, aunque como se ha dicho, en algunos casos se pueden hacer algunas simplificaciones tendentes a obtener sistemas pseudobinarios.

El equipo estrella de este proyecto es la columna de rectificación multicomponente. Esta columna de rectificación, conocida en la jerga de refinería como “Splitter”, separará una mezcla hidrocarburos ligeros C_2 ,

C_3 y C_4 , obteniéndose por un lado una mezcla de ligeros que contiene C_2 , C_3 y C_4 , siendo este último componente el minoritario; y por otro lado, una mezcla de LPG con un contenido de propano y butano al 30 y 70% en peso, respectivamente. Esta corriente de cola, es la corriente de interés del presente Proyecto Fin de Carrera.

El máximo contenido en etano que permite la legislación, para la corriente de cola, es del 2,5% en volumen, de ahí que no se considere como componente de la corriente de interés.

4.2.- MÉTODO DE RESOLUCIÓN

El método de resolución para los sistemas pseudobinarios, es el método FUG.

La secuencia de cálculo hasta obtener el número de etapas de equilibrio ha sido primero aplicar el método de Fenske para obtener el número mínimo de etapas, posteriormente se calcula la relación de reflujo mínima mediante el método de Underwood, tras el cuál se calcula la relación de reflujo óptima a la que operará la columna.

Una vez realizados estos pasos, existen varias alternativas: el método de Gilliland que ofrece la posibilidad de obtener N , número de etapas ideales, haciendo representaciones gráficas conocidos los valores de reflujo, reflujo mínimo y número de etapas mínimo, con la condición de tener aproximadamente el mismo número de etapas en rectificación y en agotamiento; otra opción la proporcionan expresiones empíricas, como la de Molokanov, o la de Kirkbride, esta última nos permite obtener la relación entre número de etapas en rectificación y en agotamiento. En este caso, se ha optado por el método de Gilliland,

usándose la ecuación de Kirkbride para conocer la situación del plato de alimentación.

4.3.- CONDICIONES DE OPERACIÓN

Temperatura

La alimentación se introduce en la columna como líquido a su temperatura de ebullición, $49,17^{\circ}\text{C}$. El vapor que abandona la torre por cabezas en el plato 1, lo hace a $6,33^{\circ}\text{C}$. El líquido que abandona la columna en el plato 9 por colas, para ser conducido hacia el calderín, lo hace a $70,74^{\circ}\text{C}$. Las diferentes temperaturas en cada uno de los platos serán acordes con el equilibrio que tiene lugar en ellos, y variarán aumentando desde de cabezas a colas.

Las temperaturas de cada una de las corrientes han sido determinadas mediante un cálculo termodinámico que está especificado en el “Anexo II. Cálculos Termodinámicos”, dentro del Documento N° 1: Memoria.

Presión

La columna operará con una presión superior a la presión atmosférica, es decir, superior a 101.325 Pa . Esta presión será de 15 bar , ($1,5 \cdot 10^6\text{ Pa}$).

Relación de reflujo

La relación de reflujo óptima se obtuvo como 1,3 veces la relación de reflujo mínima, valor que la bibliografía aporta como la mejor elección a la hora de resolver la situación de compromiso entre un mayor número de platos y una cantidad superior de calor a aportar al calderín, siempre en el caso de querer obtener el mismo grado de separación.

Se calcula la relación de reflujo mínima externa dando un valor de 0,33. Como la relación de reflujo óptima es 1,3 veces la mínima, obtenemos un valor de 0,43.

Condición de alimentación

La corriente de alimentación a la columna lo hace como líquido a su temperatura de ebullición, con lo cual la condición de alimentación presentará un valor de 1, es decir, los caudales molares de vapor son iguales en las zonas de agotamientos y rectificación, pero el caudal molar de líquido que desciende por la zona de agotamiento es suma del de la zona de rectificación y la alimentación.

Plato de alimentación

La alimentación se introduce en el plato 3. Este estudio se puede ver desarrollado en el capítulo correspondiente del Anexo de Cálculos.

4.4.- CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES

Alimentación

La corriente de alimentación a la columna se compone de los hidrocarburos más volátiles del refino del crudo. Esta corriente es una mezcla proveniente de diferentes partes de la refinería, como ya se ha explicado con anterioridad. Para el tipo de materia prima que se trata, el balance de materias nos arroja unos datos de caudal de alimentación de 28.000 kg/h con una composición en molar de 15% de C_2 , 35% de C_3 y 50% de C_4 .

Corriente de colas

La corriente de colas que abandona el calderín o “reboiler”, lo hace a razón de un caudal líquido de aproximadamente 22639,22 Kg/h,

con una composición en peso 0,30 de C_3 y 0,70 de C_4 , mezcla líquida que sale a $70,74^\circ\text{C}$. Esta corriente contiene C_2 , pero como su composición en peso es del 0,016 no se tendrá en cuenta dentro de la misma.

Corriente de destilado

La fracción de vapor de cabezas condensado que se obtiene como producto destilado, presenta un caudal de 5352,66 Kg/h, y una composición másica del 52% en C_2 , 39% en C_3 y 9% en n- C_4 , a una temperatura de $6,33^\circ\text{C}$

4.5.- BALANCES DE MATERIA

La especificación para la columna de rectificación S-1, dentro de este proyecto, es lograr un producto (GLP) que cumpla una composición volumétrica de C_2 no superior al 2,5% en el producto de colas. Esta restricción viene determinada por la legislación española referente a las especificaciones de los combustibles de automoción.

Repsol Gas comercializa GLP Automoción con un porcentaje en peso del 30% de propano y 70% de butano para vehículos ligeros. Bajo estas condiciones, y puesto que conocemos el caudal y la composición en la alimentación, se calculan directamente los caudales y composiciones en los productos de cabezas y de colas.

Con las simplificaciones de suponer calor molar constante de vaporización en toda la torre y que no se dan pérdidas de calor de mezcla ni de otro tipo, podemos decir que se tienen caudales molares constantes en las zonas de rectificación y agotamiento, con lo que se calcula la relación de reflujo a la que va a operar la columna, pudiendo obtenerse ya los caudales molares constantes.

La tabla 8⁶ que se muestra a continuación, plasma los resultados obtenidos del balance global de materia realizado:

Tabla 8.- Resultados del balance global de materia.

Corrientes	F	D	W
Componentes	x_F molar	x_D másica	x_W másica
Etano, C_2	0,15	0,52	0,03
Propano, C_3 (LK)	0,35	0,39	0,34
Butano, C_4 (HK)	0,50	0,09	0,63
Caudal Molar kmol/h	572,60	141,01	431,59
Caudal Másico kg/h	28000	5352,66	22639,22

Una vez que se conoce las corrientes globales de la columna de rectificación, es posible conocer todas las corrientes haciendo uso de la relación de reflujo y la condición de alimentación. Estos dos últimos términos serán explicados con más detalle a lo largo de este documento, tanto en la memoria descriptiva como en los anexos.

Así el balance de materia de todas las corrientes existentes en la columna se expresa en la siguiente tabla.

Tabla 9.- Resumen de los caudales de la columna S-1⁷

CAUDALES UNIDAD S-1					
F	572,60	kmol/h	28.000,00	kg/h	56,71 m³/h
D	141,01	kmol/h	5.352,66	kg/h	11,06 m³/h
W	431,59	kmol/h	22.639,22	kg/h	47,65 m³/h
L	46,90	kmol/h	1.780,34	kg/h	3,68 m³/h
V	187,91	kmol/h	1.546,85	kg/h	1.081,71 m³/h
L'	619,50	kmol/h	32.495,98	kg/h	68,40 m³/h
V'	187,91	kmol/h	78,89	kg/h	66,86 m³/h

⁶Corresponde a la Tabla 27 de los Anexos

⁷ Corresponde a la Tabla 30 de los Anexos de Cálculos.

4.6.- DISEÑO DE LA COLUMNA

Número de etapas de equilibrio

En el cálculo del número de etapas de equilibrio se han supuesto una serie de simplificaciones necesarias para la aplicación del método elegido, que son la suposición de tener un calor molar de vaporización constante a lo largo de la columna, que no se producen pérdidas caloríficas y que tampoco se dan pérdidas de calor en términos de mezcla. Estas simplificaciones llevan implícitas flujos molares de vapor y de líquido constantes en las zonas de rectificación y agotamiento. El estar trabajando con un sistema multicomponente de 3 compuestos, hace difícil la aplicación de métodos más precisos, por lo que se ha decidido usar un método aproximado, cuyo diseño resultante no difiere habitualmente de los obtenidos por otros métodos más rigurosos.

El número de etapas ideales de la torre S-1 es de 8, de las cuáles serían 2 de rectificación y 6 de agotamiento. Hay que tener en cuenta que dentro de los equilibrios de agotamiento se encuentra también el equilibrio perteneciente al calderín del sistema.

Tipos de platos

Fundamentalmente existían dos posibilidades en cuanto a la selección del plato se refiere, bien utilizar platos perforados o platos de campana de borboteo.

Las diferencias claves existentes entre ambos radican en que en los platos perforados, el vapor pasa verticalmente a través de los orificios al interior del líquido presente en el plato, provocando la espuma, que ofrece una superficie interfacial muy grande con respecto a la transferencia de masa. Mientras, en los de campana de borboteo, el vapor sale de las ranuras en una dirección aproximadamente horizontal, lo que provoca

una superficie interfacial menor, además su coste es sensiblemente mayor que el de los platos perforados. La experiencia en este tipo de unidades, ofrece altas garantías de buen funcionamiento para el primer tipo de platos (platos perforados).

El tipo de plato empleado (perforado) consiste en una hoja horizontal perforada, a través de la cual fluye el líquido; el vapor pasa ascendiendo a través de las perforaciones. El vapor, dispersado por las perforaciones, expande al líquido en una espuma turbulenta, que se caracteriza por una superficie interfacial muy grande con respecto a la transferencia de masa, como se ha citado anteriormente.

Un factor importante en este tipo de platos son las perforaciones, de las que se hacen algunas consideraciones:

- El límite inferior aceptable para el diámetro de las perforaciones es de $1/8''$ y el superior es de $1''$, pero se aconseja que no supere $1/2''$. Así, los valores industriales normalizados, son $3/32''$, $1/8''$, $3/16''$, aunque el diámetro normalizado óptimo, teniendo en cuenta el compromiso entre la pérdida de carga y el goteo es de $3/16''$.
- El espesor de la bandeja perforada, es función del diseño mecánico del plato y del tipo de material de construcción, siendo las más frecuentes las de acero al carbono, acero inoxidable y aleaciones de cobre. En el presente caso, se fabricarán de acero al carbono por las condiciones que ofrecen los fluidos.
- El espesor de plato en el presente caso es bastante pequeño para el diámetro de torre, pero se ha optado por este camino, para reducir costes. Para evitar el arqueado del plato, se instalarán sopor-

tes transversales para dichos platos. El espesor seleccionado es de 2,00 mm.

En el plato existen también zonas sin perforar, que ofrecen una doble utilidad, por un lado son zonas de calmado, usándose en sustitución de las pantallas antiespumantes, para minimizar la proyección del líquido en la salida del plato y las ondas de líquido formadas por el burbujeo del vapor sobre el rebosadero de salida, y por otra parte para evitar que se produzcan interferencias en el burbujeo del vapor.

Las zonas sin perforar son:

- Zona de desprendimiento de vapor, zona que deja a la salida del plato.
- Zona de distribución, zona que se deja a la entrada del plato, produce una buena distribución del líquido en el plato.
- Zona sin perforar periférica, para poder colocar los soportes del plato con la carcasa de la columna y que éstos no produzcan interferencias en el burbujeo del vapor.

Las zonas sin perforar, ofrecen un área desaprovechada para el intercambio de materia entre el vapor y el líquido debido a la disminución del burbujeo, por tanto, dicha área habrá que minimizarla al máximo con tal de no perder superficie activa en el plato.

Descripción de los platos

En el presente proyecto, los platos serán de acero al carbono, puesto que los fluidos que participan no son corrosivos y supone un ahorro sensible en el presupuesto.

Los platos deben unirse a la cubierta, con el fin de prevenir el movimiento debido a oleadas de vapor. Ciertos platos, que se comentarán más adelante, deberán tener entradas para personas de manera que un hombre pueda trepar de un plato a otro para reparaciones o limpieza y además deben instalarse de forma nivelada dentro de un rango de 6 mm para favorecer una buena distribución del líquido.

Diseño hidrodinámico de la columna

Cada uno de los parámetros que definen el diseño de la columna de platos deben evitar los fenómenos de inundación, lloriqueo, arrastre excesivo y descarga; cada uno de los cuáles generan condiciones inestables de operación, y en algunos casos, hasta situaciones de peligro, de ahí la importancia de un correcto diseño hidráulico.

Inundación

El diseño de las columnas debe ser tal que se evite a toda costa el fenómeno de la inundación. Este fenómeno produce un aumento en la caída de presión en uno o más platos debido a una acumulación de líquido en los mismos. Dicha acumulación se producirá o bien debido a un arrastre excesivo por parte del vapor, o bien porque el nivel de líquido aumenta hasta superar la altura de los vertederos, anegándose de esta forma la columna.

En los platos superior e inferior de la zona de rectificación y de agotamiento se ha lleva a cabo el siguiente ciclo iterativo de cálculo: suponemos un valor de diámetro de la torre, dicho diámetro nos proporciona un rango de distancias entre platos, del que escogemos una de estas distancias, con lo que junto con una expresión que recoge los caudales máxicos y las densidades de vapor y de líquido en el plato, nos permite calcular la velocidad a la que ocurriría la inundación. Trabajando el vapor al 80 por ciento de esta velocidad y eligiendo una longitud típica de

derramadero, se está en disposición de calcular las diferentes áreas que caracterizan el plato.

Una vez obtenidas estas áreas, se comprueba si el diámetro de torre resultante nos proporciona la misma distancia entre platos que teníamos con el diámetro inicial seleccionado. Si es así, el cálculo para este plato se cierra, de lo contrario, tomamos una nueva distancia entre platos recomendada y volvemos a repetir el cálculo hasta que se cierre. Con las áreas características calculadas, se elige el diámetro de orificio, Pitch, con lo que también se obtiene el número de orificios, así como cada uno de los diferentes parámetros necesarios para calcular las diferentes pérdidas de carga.

La columna diseñada es de platos de perforados. Teniendo en cuenta que el número de platos necesarios es pequeño, todos los platos que componen esta columna rectificadora serán iguales.

Con las dimensiones obtenidas se ha calculado la pérdida de carga total de la columna para asegurar que no ocurra la inundación en ninguno de ellos. En el Anexo III, se muestra una tabla en la que se comprueba que efectivamente, la torre mantendrá estable su operación, en cuanto al fenómeno de inundación se refiere.

El diámetro de platos obtenido para toda la columna rectificadora es de 1 m y una distancia entre platos de 0,6 m para ambas zonas (zona de enriquecimiento y zona de agotamiento) dimensiones que evitan que ocurra inundación.

Lloriqueo o Goteo

El lloriqueo es un flujo de líquido que se purga a través de las perforaciones del plato cuando el vapor no es capaz de vencer la caída de

presión para crear una superficie correcta de burbujeo y soportar la carga estática de la espuma sobre las perforaciones. El lloriqueo es perjudicial porque el líquido tiende a poner en cortocircuito las zonas de contacto entre fases, afectando negativamente al equilibrio. Se habla del fenómeno de lloriqueo principalmente en los platos perforados en el Anexo III.- “Cálculo de la columna de rectificación”, se puede comprobar que no es posible que se dé este efecto.

Arrastre excesivo

El fenómeno de arrastre excesivo tiene lugar cuando parte del líquido de un plato es transportado hacia el plato superior porque el vapor ascendente lo arrastra consigo. Es otro de los fenómenos no deseados ya que perjudica el proceso disminuyendo la eficiencia del plato desde el que se arrastra el líquido y variando el equilibrio en el plato superior al arrastrar parte de la mezcla líquida menos volátil a un plato de mayor volatilidad.

Se admiten fracciones de arrastre de hasta un 10%. Este arrastre fraccionario se puede obtener para platos perforados y para platos de burbujeo mediante la llamada correlación de arrastre, que representa gráficamente la fracción de arrastre, conocidos los caudales y las densidades de líquido y vapor a diferentes porcentajes de velocidad de inundación.

Descarga

La velocidad de líquido por vertedero obtenida, de 0,04 m/s, asegura que no ocurrirá la descarga de la columna ya que no es superior a 0,3 m/s como establece la bibliografía.

Altura de líquido

En el Anexo de Cálculo (Anexo III) se comprueba que se cumple

dicha condición en la columna. Se ha obtenido que la altura del líquido, H , es 58,72 mm.

Espesor de los platos

La bibliografía aporta valores de espesor de plato/diámetro de orificio frente a diámetro del orificio de 4,5 mm de diámetro. Para dicho diámetro de orificio obtenemos un espesor de bandeja de 2 mm.

Derramaderos

La profundidad del líquido sobre el plato, requerida para el contacto con el vapor, se mantiene mediante un derramadero, que puede ser o no una continuación del plato de descenso. Los derramaderos rectos son los más comunes; los derramaderos de ranuras múltiples en V mantienen una profundidad del líquido que es menos sensible a las variaciones en el flujo del líquido y en consecuencia, también al alejamiento del plato de la posición nivelada; las represas circulares, que son extensiones de las tuberías circulares utilizadas como vertederos, no se recomiendan.

Así el área del derramadero que contiene cada plato es de 0,03m.

Vertederos

El líquido se lleva de un plato al siguiente mediante los vertederos. Estos pueden ser tuberías circulares o, de preferencia, simples partes de la sección transversal de la torre eliminadas para que el líquido fluya por los platos verticales. Puesto que el líquido se agita hasta formar una espuma sobre el plato, debe permitirse que permanezca un tiempo adecuado en el vertedero para permitir que el vapor se separe del líquido, de tal forma que sólo entre líquido claro en el plato inferior.

El vertedero debe colocarse lo suficientemente cerca del plato inferior como para que se una al líquido en ese plato así se evita que el va-

por ascienda por el vertedero para acortar el camino hacia el plato superior. Pueden utilizarse recipientes cerrados o diques de retención (represas interiores) pero es mejor evitarlos especialmente si existe tendencia a acumular sedimentos.

Los vertederos diseñados para esta columna tienen una longitud de 0,75 m.

Eficacia de la columna

Se han desarrollado algunas ecuaciones empíricas que permiten calcular los valores de la eficacia. La proporción entre líquido y vapor, y las propiedades físicas de la mezcla presentes en los platos, variarán a lo largo de la columna, aunque es de esperar que la eficacia de cada plato dependa de las propiedades físicas de la mezcla, de la disposición geométrica de los platos, y de las velocidades de flujo de las dos fases. Drickamer y Bradford proporcionan una sencilla relación empírica de la eficacia global, E , de columnas que tratan hidrocarburos de petróleo, relacionando la eficacia de la columna con la viscosidad media de la alimentación.

En la práctica, siempre resulta necesario un mayor número de platos que de etapas ideales calculadas para conseguir la separación requerida. La relación N/N_p , entre el número de etapas ideales N y el número de platos reales N_p representa la eficacia global, E , de la columna. Esta eficacia global puede variar desde el 30 hasta el 80 por ciento. En nuestro caso, se ha obtenido una eficacia global del 79%.

Número de platos reales y altura de columna

El número de etapas ideales junto con el valor de eficacia global de la columna obtenido, nos lleva a un número de platos reales totales de 9 platos, 3 en la zona de rectificación y 6 en la de agotamiento. En este

caso no se está teniendo en cuenta el equilibrio que se produce en el calderín.

Con este número de platos y conociendo que la separación entre ellos es de 0,6 m y que entre los platos inferior y superior con los respectivos fondos de la torre es de un metro, se obtiene una altura de la columna de 7 metros (incluidos los fondos).

Plato de alimentación.

La alimentación se introduce en el plato 3. Se obtiene a partir del método utilizado para el cálculo del número de platos.

Diseño mecánico de la columna

El diseño mecánico de la columna se basa en las Especificaciones de Diseño de Recipientes a Presión en Refinerías de Petróleo y Plantas Petroquímicas. Estas especificaciones se basan en diferentes Reglamentos y Normas Españolas como son el Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP6, y la Norma Básica de la Edificación NBE-EA, Acciones en la Edificación, así como en la sección VIII, División 1 del código ASME, "Rules for Construction of Pressure Vessel".

Según la especificación técnica usada se toma como presión de diseño el 110% de la máxima de operación, y una temperatura de diseño de 15°C mayor que la máxima alcanzada en la columna. Esto nos lleva a una presión de diseño de 16,5 bar y una temperatura de diseño de 81,74°C.

Con el número, diseño de los platos y distancia entre ellos y seleccionado el material de la envolvente y calculado su espesor, se comprueba si efectivamente las dimensiones obtenidas para la torre permiten que

ésta sea estable. Para ello, se calculan las fatigas admisibles de la columna a tracción, compresión y pandeo para posteriormente comprobar que las tensiones a las que está sometida la columna son efectivamente menores que las admisibles.

La máxima tensión a tracción a la que puede estar sometida la torre no puede superar la máxima tensión admisible, a la temperatura de diseño para el material seleccionado. Para la tensión a compresión, la máxima a la que puede estar sometida la columna será la tensión admisible a tracción calculada (coeficiente de soldadura $E = 1$).

Para calcular la tensión admisible a pandeo se toma el menor valor entre un tercio de la tensión límite a tracción y el obtenido mediante la expresión aportada en el Código ASME.

Las cargas a las que va a estar sometida la columna y que se calculan como términos a sustituir en las expresiones de tensión a tracción, compresión y pandeo son las debidas al peso de la columna, a la presión interna y al viento. La tensión debida al peso será la suma del peso de la envolvente, de los fondos, de los platos y sus elementos de soportado, de los tubos y otros accesorios conectados (plataformas, escaleras, etc.) y de la columna llena de agua, dividida por la sección de la columna sin tener en cuenta el sobreespesor por corrosión.

Se obtienen las siguientes fatigas admisibles: de $1233,34 \text{ kg/cm}^2$ a tracción, de $2038,9 \text{ kg/cm}^2$ a compresión y de $679,63 \text{ kg/cm}^2$ a pandeo, comprobándose que las dimensiones obtenidas para la torre S-1 la hacen estable frente a estas tensiones.

Material

Las especificaciones del Código ASME en su sección II, expone

que el acero escogido para la construcción de recipientes de acero sometidos a presión, su contenido máximo en carbono del acero. El acero inoxidable seleccionado es acero AISI 316L, ya que contiene un porcentaje en carbono menor del 0,15% y porcentajes en Cr mayores del 9% (ver *Figura D*⁸, en el Addenda de figuras en los Anexos), otorgándole un gran comportamiento frente a la corrosión. El motivo del uso de este acero, es su magnífico comportamiento frente a la corrosión en ambientes salinos, ya que la planta se podría ubicar a nivel del mar, en Cartagena ciudad colindante al mar Mediterráneo.

En la *Figura E* se puede apreciar la variación de las propiedades mecánicas de un acero inoxidable con porcentajes aproximados a los de nuestro material en función de la temperatura.

Espesor de la envolvente

El espesor requerido para la envolvente se calcula a partir de dos expresiones diferentes, tomándose la que proporcione un mayor valor, de entre la expresión recogida en el código ASME y la que se nos proporciona por Especificación Técnica en el Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria.

Al espesor de la envolvente calculado previamente, deberá añadirse un sobreespesor normal por corrosión con el objetivo de proteger la envolvente frente a dicho fenómeno. Este sobreespesor normal por corrosión se añade a todas las superficies de los elementos en contacto con el fluido si es un elemento sometido a presión o soldado al interior del recipiente o es una superficie en contacto con el fluido contenido en el recipiente. Para el caso de aceros de alta aleación, es decir, aceros con más de un 9% de contenido en Cr (caso del acero escogido), el sobrees-

⁸ Todas las Figuras que se nombran a lo largo de la Memoria Descriptiva se encuentran en el Addenda de figuras en los Anexos.

pesor será de 2 mm.

El Código ASME, no tiene en cuenta este sobreespesor pero si el coeficiente referido a la eficiencia de la soldadura, escogiéndose el caso más desfavorable, además de depender de la presión de diseño. Como en ninguna de las entradas de producto a la columna es mayor de 10 m/s (en el anexo de cálculos), no es necesario colocar una chapa de desgaste de 10 mm de espesor mínimo y del mismo material de la envolvente.

El mayor de los espesores de chapa para la envolvente es de 6 mm, se redondea al estándar inmediatamente superior, quedándonos un espesor para la envolvente de 10 mm. Una vez calculado el espesor por ambas expresiones, el valor mayor se obtiene por especificación, y se redonda al valor estándar inmediatamente superior, quedándose un espesor para la envolvente de 10 mm.

Fondos

El diseño de una columna de destilación se regirá por las especificaciones referentes al diseño de recipientes a presión. Las conexiones serán bridadas y los fondos serán toriesféricos del tipo KLOPPER (el diámetro de curvatura del fondo es igual al diámetro de la torre); excepto que se den alguna de las condiciones indicadas a continuación, en cuyo caso se utilizarán fondos toriesféricos del tipo KORBBOGEN (el radio de curvatura es 0,8 veces el diámetro de la torre):

- Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm^2 .
- Temperatura de diseño superior a 350°C .
- Fondos inferiores de recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10.

La presión de diseño es mayor a 7 kg/cm^2 , con lo cual los fondos

serán de tipo KORBBOGEN con espesor igual al de la envolvente.

Estos fondos serán de una sola pieza y un diámetro inferior a 1 m, y se unirán a la envolvente según marca el Código ASME en su Sección VIII, división I, es decir, mediante soldadura en ángulo. Al poseer una relación espesor/diámetro mayor que 0,002, no será necesario el cálculo de esfuerzos para asegurar la estabilidad al pandeo.

Soportes

Con respecto a los soportes, la columna será diseñada como unidades autosportadas; utilizándose fundamentalmente faldones, aunque también se pueden utilizar patas, silletas y consolas.

El empleo de faldones está especialmente aconsejado cuando se cumpla alguna de las siguientes condiciones:

- El diámetro de la envolvente sea superior a 1.500 mm.
- La relación altura/diámetro del recipiente sea mayor que 5.
- Puedan esperarse vibraciones.
- El peso del recipiente lleno de agua sea superior a los 15.000 kg.

En el capítulo del Anexo de Cálculos referente al diseño mecánico de la columna se obtiene una relación altura de columna diámetro de 6,8, mayor a 5, por lo que al cumplirse una de estas condiciones se hará uso de faldones.

Estos faldones irán soldados al fondo inferior, de forma que los diámetros medios del faldón y de la envolvente coincidan. En ningún caso el faldón será soldado al exterior de la envolvente y dispondrán de, al menos, una abertura de acceso. Para diámetros de faldón igual o menor a 2,5 m, se utilizará una sola abertura. Para diámetros superiores se utilizarán dos. El faldón dispondrá de un acceso mediante una abertura

de tamaño, forma y refuerzos según se indican en el Standard de diseño STD-RP-033 e irá provisto de rejilla desmontable de acuerdo al STD-RP-033. No serán permitidas uniones bridadas o roscadas en el interior del los faldones. Las tuberías del fondo del recipiente llevarán un codo de 90° y una tubería horizontal de prolongación hasta el exterior del faldón terminada en brida.

Con respecto a la tubería que va del fondo de la torre S-1, al “re-boiler”, así como cualquier otra tubería que atraviese el faldón, se utilizará un collarín para no debilitar la función de soporte. Estos collarines tendrán el tamaño suficiente para admitir el calorifugado y la expansión térmica.

Pescante

Al tratarse de un recipiente vertical se instalará un pescante de capacidad suficiente para desmontar las válvulas y elementos internos y, en ningún caso, esta capacidad será inferior a 500 Kg.

Bocas de hombre y de inspección

Se instalarán tres bocas de hombre de 20 pulgadas de diámetro interior, una encima del plato superior (plato 1), otra encima del plato de alimentación (plato 3) y la tercera y última, debajo del plato inferior (plato 9). Todas las bocas de hombre se equiparán con pescantes o bisagras que se ajustarán a los estándares.

Como ya se ha especificado con anterioridad, en el faldón se ubicará una cuarta boca de hombre de las mismas dimensiones que las utilizadas en la columna de rectificación.

Las bocas de hombre estarán colocadas de forma que se eviten los riesgos personales que pudieran producirse al entrar o salir el personal.

Conexiones

Las conexiones se realizan mediante embridadas, ya que permiten su montaje y desmontaje sin tener que realizar ningún corte ni soldadura. Las diversas partes que conforman la conexión embridada se muestran a continuación

- **Tubuladura:** Es el tronco cilíndrico que se suelda al recipiente y a la brida, y estará constituida de tubería, en cada caso el diámetro es el especificado en los cálculos siempre dentro de los valores normalizados, en este caso se empleará la normativa americana ANSI B-36.10.
- **Placas de refuerza:** Para realizar una conexión debe practicarse un agujero en el recipiente, lo que significa que se elimina parte de la pared resistente, y precisa compensar esta eliminación con un aporte de material resistente en igual área a la eliminada. Esta misión es la que cumple la placa de refuerzo.
- **Bridas:** En el presente proyecto, las bridas se encuentran normalizadas por la norma ANSI B-16.5, para definir las será necesario indicar a parte del material, el diámetro nominal, la serie a la que pertenece, el tipo de brida y la forma de la cara del asiento. En este equipo se usarán bridas de 150 Lb, de cuello soldable (welding neck) y cara con resalte (raised face).
- **Pernos y tuercas:** Los pernos o tirantes aprietan las bridas entre sí para que deformen a las juntas y así se garantice su estanqueidad. El tamaño y número de pernos viene definido por la brida y, por lo tanto, debe fijarse solamente el material para completar su definición.

Las conexiones se realizarán mediante bridas que deberán estar de acuerdo, a las condiciones de presión y temperatura de diseño, con la Norma B 16.47 en función de su diámetro nominal. Las de diámetro nominal igual o superior a 3 pulgadas, deberán ir provistas de una chapa de refuerzo. Todas las bridas de las bocas de hombre e inspección, serán del tipo “Welding Neck”, para tamaños de 2 pulgadas y mayores, y los cuellos de las bridas soldadas tendrán el mismo diámetro interior que los de las tuberías conectadas. El acabado superficial de las caras de las bridas será suave o mate fino, con una rugosidad entre 125 y 250 Ra.

La torre de rectificación cuenta con una serie de entradas y salidas de fluido que se enumeran a continuación:

- Entrada de alimentación: 4" de D.N⁹ (40ST)
- Entrada de Reflujo de líquido: 2" de D.N (40ST)
- Entrada de Reflujo de vapor: 1 1/4" de D.N (ST)
- Salida vapor de cabeza: 5" de D.N (ST)
- Salida líquido de colas: 5" de D.N (40ST)

Los diámetros nominales de las conexiones son los mismos que los de las líneas a las que están conectadas. La boca de alimentación será de codo de radio largo con la boca orientada hacia el fondo inferior.

Aislamiento

El material aislante empleado en esta columna es lana de vidrio por tratarse del material que de forma más económica cubre los requerimiento del proceso del recipiente, En el Anexo de cálculo referente a la columna de rectificación, en el apartado de Diseño Mecánico se muestra una tabla de espesores Estándar par la lana de vidrio a diferentes rangos de temperatura. Para la columna se obtiene un espesor recomendado de

⁹ D.N equivalencia con Diámetro Nominal

lana de vidrio de 1,5 pulgadas (38 mm).

Pruebas hidráulicas y análisis

La torre deberá pasar las siguientes pruebas hidráulicas:

- Prueba en el taller: se realizará con el recipiente en su posición de fabricación si no fuese posible realizarla en su posición de operación.
- Prueba inicial en el lugar de instalación, con el recipiente en su posición de operación.
- Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria.

Además, se realizarán análisis vibratorios.

Drenaje

La columna de rectificación dispondrá de un drenaje de 2 pulgadas de diámetro y se encontrará situado en la parte inferior de la columna.

Venteo

Se dispondrá de un venteo de 1 ½ pulgadas según queda reflejado en el Reglamento de aparatos a presión. Se encontrará situado en la parte superior del equipo.

Tomas de nivel

La columna de rectificación dispondrá además de unas tubuladuras donde irán situados los instrumentos de control que miden el nivel de líquido en el recipiente. Dichas tubuladuras se conocen con el nombre de “tomas de nivel”. En este caso se encontrarán tres tomas de nivel: superior, inferior y media.

4.7.- ESPECIFICACIONES DE LA COLUMNA

Se tiene una columna de 1 metros de diámetro y con un espaciamiento entre platos de 0,60 metros, con una altura de columna de 7 metros incluyendo los fondos que serán de tipo Korbogen, cuya distancia a los platos superior e inferior será de 1 metro.

Se obtendrán 9 platos perforados de 2 milímetros de espesor, y un pitch o espaciamiento entre orificios de 0,0135 metros. Se usará para su construcción acero inoxidable AISI 316L.

El soporte de la columna se hará mediante faldón de 1 m de diámetro soldado a la envolvente y con un espesor adecuado para soportar el peso de la estructura de la columna del líquido contenido en su interior. El faldón presenta 2 ventilaciones de 4 pulgadas, un acceso para paso de hombre, y una salida para tubería de 10 pulgadas. Las características de la columna se recogen en la siguiente tabla (tabla 39 de los Anexos de Cálculo):

Tabla 10.- Resumen del dimensionamiento del Splitter S-1.

DIMENSIONES DE LA TORRE			
Diámetro de plato	1 m	P`	13,5mm
Espaciamiento plato	0,6 m	A. Activa	0,27 m ²
Nº de platos	9	A. Orificio	0,027 m ²
Altura de la torre	7 m	A. Neta	0,61 m ²
Espesor de plato	0,002 m	A. Total	0,79 m ²
Diámetro de orificio	0,0045 m	A. Derramadero	0,09 m ²
Distancia con fondos	1 m	Longitud Verted¹⁰.	0,75 m
Veloc. del vapor	1,12 m/s	Espesor aislante	38 mm
Peso de columna	12.418,88 kg	Sección columna	742,08 cm ²

¹⁰ Longitud de Vertedero

CAPÍTULO 5.

EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR

5.1.- INTRODUCCIÓN

El objetivo de los equipos de transmisión de calor es el de llevar una corriente de fluido a una temperatura determinada, calentándola o refrigerándola mediante otra corriente de fluido calentador o refrigerante. Estos equipos se emplean muchísimo en la industria química y petroquímica para situar las distintas corrientes de fluido a su nivel térmico adecuado y además para conseguir el máximo ahorro de energía posible.

Los equipos de transmisión de calor utilizados en la unidad proyectada son intercambiadores de calor de carcasa y tubos.

Los intercambiadores de calor de carcasa y tubos están compuestos por una carcasa cilíndrica en cuyo interior se dispone un haz de tubos de pequeño diámetro, paralelamente al eje del cilindro. Un fluido se hace circular por el interior de los tubos, mientras que el segundo fluido circula por el interior de la carcasa bañando los tubos del haz por su pared exterior. En los extremos del haz de tubos se disponen los cabezales del intercambiador que, mediante unas placas apropiadamente dispuestas, obligan al fluido que circula por el interior de los tubos a recorrer un camino sinuoso por el haz de tubos. Así mismo, diversos tabiques deflectores colocados en la carcasa hacen que el fluido externo circule en dirección lo más perpendicular posible al haz de tubos, mejorándose la transmisión de calor. Un intercambiador de este tipo se denomina intercambiador $m-n$, siendo m el número de pasos o cambios de dirección que experimenta el fluido en el interior de la carcasa, y n , el número de pasos que experimenta el fluido del interior de los tubos.

Habitualmente por el lado de los tubos se deja al fluido más corrosivo, más sucio que está a una presión más alta ya que la limpieza del interior de los tubos se hace con mayor facilidad que de las superficies exteriores.

En ciertos diseños, la trayectoria de los fluidos viene impuesta por la función del cambiador. Así, por ejemplo, en los rehervidores de caldera o calderines¹¹, el vapor calefactor irá por el lado de los tubos y el líquido a vaporizar circulará por el lado de la carcasa con el objeto de favorecer la separación entre el vapor y el líquido.

Características de los tubos

Los tubos estándares de los intercambiadores de calor tienen un diámetro exterior de 1/4, 3/8, 1/2, 3/4, 1, 1 1/4 y 1 1/2 de pulgada, siendo los más usados en refinerías los de 3/4 y 1 pulgada. Las longitudes estándares de los tubos son de 8, 10, 12, 16 y 20 ft. El espesor de pared de los tubos, medido en calibre de alambre de Birmingham (BWG), dependerá de las condiciones de operación a la que estén expuestos los tubos.

La distribución de los tubos puede ser triangular o cuadrangular. La primera permite albergar un mayor número de tubos por unidad de volumen, mientras que la segunda facilita la limpieza de la superficie externa de los tubos. La distribución vendrá definida por la distancia entre tubos, Pitch, de 1,25 veces el diámetro de tubo.

Los cambiadores de la unidad proyectada presentan diámetros de tubos variables entre cada uno de los equipos, por ello recomendamos que se vea cada tabla de resultados individuales para mayor especificación.

¹¹ A lo largo de la literatura se puede encontrar como “reboiler”.

Características de las carcasas

Las carcasas de los intercambiadores de calor se hacen, en general, con tuberías de acero de pared estándar, de tamaños que van hasta 20 pulgadas de diámetro.

El diámetro los determina TEMA en función del número de tubos que presente el haz de tubos que albergue en su interior la carcasa.

Por cada extremo de la carcasa se sueldan las bridas que llevarán las tapas y las cajas de distribución del fluido. Las toberas de entrada y salida se sueldan o no con una placa de refuerzo según la presión de servicio.

Soportes

Los soportes de los cambiadores de calor se realizarán mediante dos asientos. Dichos asientos deberán ser diseñados para resistir el peso del acumulador en servicio, tal y como se indica en el código ASME Sección VIII División I.

Pruebas

Al completarse la fabricación en el taller y también durante las operaciones de mantenimiento, es conveniente probar hidrostáticamente el lado del casco de los intercambiadores tubulares, con el fin de poder efectuar un examen visual de los extremos de los tubos.

Los tubos con fugas se pueden localizar y reparar con facilidad. Cuando se encuentran fugas sin tener acceso a los extremos del tubo, será necesario volver a laminar o soldar todas las juntas de las láminas de tubo a tubo, con daños posibles para las juntas apropiadas.

5.2.- DESCRIPCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-1

El intercambiador de calor, IC-1, es el condensador de la columna de rectificación S-1. Su misión es realizar una condensación total de la corriente de vapor que sale por la parte superior de la unidad S-1, antes de su almacenamiento temporal en el acumulador de reflujo A-1.

Las dos corrientes que intervienen en el equipo son: fluido que abandona, por cabeza, la unidad S-1 y agua. El fluido del proceso circula por el interior de los tubos, mientras que el agua circula a través del haz tubular. El agua fría utilizada como fluido refrigerante proviene de una unidad criogénica de planta y se aprovecha para condensar la mezcla de cabeza de la columna.

El material es acero al carbono puesto que es más económico y no supone ningún problema para la temperatura, presión y poder de corrosión de los fluidos.

El material aislante seleccionado es lana de vidrio que irá recubierto por una lámina de aluminio. Es el material más utilizado en este tipo de plantas y da muy buen resultado, siendo su espesor resultado de un cálculo iterativo que minimiza las pérdidas de calor.

El cálculo detallado del condensador se desarrolla en el Anexo IV, a continuación están reflejados los resultados más relevantes de este diseño.

La *Tabla 11*, se encuentra en los Anexos de Cálculo como *Tabla 46*.

Tabla 11.- Características y Dimensionamiento del condensador.

CARACTERÍSTICAS DEL IC-1	
T^a entrada del fluido caliente	6,33 °C
T^a salida del fluido caliente	6,33 °C
T^a entrada del fluido frío	2 °C
T^a salida del fluido frío	5 °C
Cp del fluido frío	0,999 kcal/ kg °C
Calor latente del fluido caliente	95,02 kcal/kg
Caudal del fluido caliente (V)	1546,85 kg/ h
DIMENSIONAMIENTO DEL IC-1	
Calor absorbido por el fluido caliente	146.981,69 kcal/h
Caudal de fluido calefactor	49.042,94 kg/h
Incremento de T^a media logarítmica	2,54 °C
Coefficiente global de transferencia de calor	700 W/m ² °C
Área del intercambiador	95,98 m ²
Diámetro nominal de tubo	2" 40XS.
Longitud de tubo	4,88 m
Longitud total	601,53 m
Número de tubos	124 tubos
Diámetro del haz de tubos	0,98 m
Diámetro interno de carcasa	1,01 m
Diámetro externo de carcasa	1,02 m

5.3.- DESCRIPCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-2

El intercambiador de calor IC-2 es el calderín de la columna de rectificación S-1. Su misión es realizar una vaporización parcial de la corriente líquida que sale por la parte inferior de la unidad S-1, antes de su almacenamiento temporal en el tanque A-2.

El calderín que se emplea es un intercambiador de calor de carcasa y tubos que se detallará a continuación.

La elección del fluido calefactor se ha hecho en base a economizar

los recursos disponibles. Se dispone de vapor de agua sobrecalentado procedente de una caldera de planta y se aprovecha ese calor para este intercambiador de calor.

El material es acero al carbono puesto que es más económico y no supone ningún problema para la temperatura, presión y poder de corrosión de los fluidos.

El material aislante seleccionado es lana de vidrio que irá recubierto por una lámina de aluminio. Es el material más utilizado en este tipo de plantas y da muy buen resultado, siendo su espesor resultado de un cálculo iterativo que minimiza las pérdidas de calor.

El cálculo detallado del intercambiador se desarrolla en el Anexo IV y a continuación se muestra una tabla con las características del intercambiador. (Tabla 48 del Anexo de Cálculo).

Tabla 12.- Características y dimensionamiento del “reboiler”.

CARACTERÍSTICAS DEL IC-2	
T^a entrada del fluido caliente	150 °C
T^a salida del fluido caliente	130 °C
T^a entrada del fluido frío	70,74 °C
T^a salida del fluido frío	70,74 °C
Cp del fluido caliente	0,475 kcal/kg °C
Calor latente del fluido frío	72,66 kcal/kg
Calor latente del fluido caliente	540 kcal/kg
Caudal de alimentación (V)	78,89 kg/h
DIMENSIONAMIENTO DEL IC-2	
Calor absorbido por el fluido caliente	5.732,15 kcal/h
Caudal de fluido calefactor	603,38 kg/h
Incremento de T^a media logarítmica	68,77 °C
Coefficiente global de transferencia de calor	580 W/m ² °C
Área del intercambiador	1,87 m ²

DIMENSIONAMIENTO DEL IC-2	
Diámetro nominal de tubo	1/8" 40ST.
Longitud de tubo	1,83 m
Longitud total	93,74 m
Número de tubos	52 tubos
Diámetro del haz de tubos	0,10 m
Diámetro interno de carcasa	0,12 m
Diámetro externo de carcasa	0,14 m

5.4.- DESCRIPCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-3

El intercambiador de calor, IC-3, es un equipo que acondicionará la corriente de alimentación proveniente de refinería para su posterior tratamiento dentro de la columna de rectificación.

Las dos corrientes que intervienen en el equipo son: fluido proveniente de refinería y vapor agua. El fluido del proceso circula por el interior de los tubos, mientras que el agua circula a través del haz tubular.

La elección del fluido calefactor se ha hecho en base a economizar los recursos disponibles. Se dispone de vapor de agua sobrecalentado procedente de una caldera de planta y se aprovecha ese calor para este intercambiador de calor.

El material es acero al carbono puesto no supone ningún problema para la temperatura, presión y poder de corrosión de los fluidos y es más económico.

A continuación se presentan las características y el dimensionamiento más importante en el diseño del intercambiador de calor para acondicionar la alimentación. (Tabla 49-50 del Anexo de Cálculo).

Tabla 13.- Características y dimensionamiento del IC-3.

CARACTERÍSTICAS DEL IC-3	
T^a entrada del fluido caliente	150 °C
T^a salida del fluido caliente	90 °C
T^a entrada del fluido frío	20 °C
T^a salida del fluido frío	49,17 °C
Cp del fluido caliente	0,475 kcal/kg °C
Calor latente del fluido frío	84,93 kcal/°C kg
Calor latente del fluido caliente	540 kcal/°C kg
Caudal de alimentación (F)	28000 kg/h
DIMENSIONAMIENTO DEL IC-3	
Calor absorbido por el fluido caliente	2.3780,40 kcal/h
Caudal de fluido calefactor	41,83 kg/h
Incremento de T^a media logarítmica	84,48 °C
Coefficiente global de transferencia de calor	900 W/m ² °C
Área del intercambiador	84,48m ²
Diámetro nominal de tubo	3/8" 40ST.
Longitud de tubo	2,44 m
Longitud total	910,32 m
Número de tubos	187 tubos
Diámetro del haz de tubos	0,30 m
Diámetro interno de carcasa	0,33 m
Diámetro externo de carcasa	0,34 m

5.5.- DESCRIPCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-4

El intercambiador de calor, IC-4, es un equipo que acondicionará el producto de cola de columna (una vez salido del calderín) para su posterior almacenamiento en el tanque esférico A-2.

Las dos corrientes que intervienen en el equipo son: fluido que abandona, en fase líquida, el calderín y agua. El fluido del proceso circula por el interior de los tubos, mientras que el agua circula a través del haz tubular. El material es acero al carbono puesto que los fluidos no presentan problemas de corrosión.

Siguiendo el método de cálculo que se ha llevado a cabo para los anteriores intercambiadores de calor, los resultados obtenidos para este intercambiador de calor en cuestión se reflejan en la tabla siguiente. (Tabla 51-52 del Anexo de Cálculo).

Tabla 14.- Características y Dimensionamiento del IC-4.

CARACTERÍSTICAS DEL IC-4	
T^a entrada del fluido caliente	70,74 °C
T^a salida del fluido caliente	25
T^a entrada del fluido frío	20 °C
T^a salida del fluido frío	50°C
Cp del fluido caliente	79,8 kcal/kg°C
Cp del fluido frío	0,999 kcal/kg°C
Coeficiente global de calor	350 W/m ² °C
Presión de W	16,32 kg/cm ²
Presión de agua	1,03325 kg/cm ²
Caudal de producto (W)	22.639,22 kg/h
DIMENSIONAMIENTO DEL IC-4	
Calor cedido	776.638,44 kcal/h
Caudal de fluido refrigerante	25.913,86 kg/h
Incremento de T^a media logarítmica	11,51 °C
Coeficiente global de transferencia de calor	350 W/m ² °C
Área del intercambiador	232,95 m ²
Diámetro nominal de tubo	5/2 (in) 40ST.
Longitud de tubo	7,31 m
Longitud total	1.167,72 m
Número de tubos	160 tubos
Diámetro del haz de tubos	1,23 m
Diámetro interno de carcasa	1,25 m
Diámetro externo de carcasa	1,27 m

CAPÍTULO 6.

EQUIPOS DE ALMACENAMIENTO

6.1.- INTRODUCCIÓN

Los equipos utilizados para el almacenamiento de líquidos en la unidad proyectada son de dos tipos:

- Acumulador de reflujo.
- Tanque de almacenamiento.

Para el acumulador de reflujo, que se encuentra en la salida de cabeza de la columna de rectificación, se darán sus dimensiones básicas.

Respecto al tanque de almacenamiento del producto de colas de la columna de rectificación, se detallará el tipo de tanque de almacenamiento utilizado en función de la clase de hidrocarburo que contiene, sus dimensiones básicas.

6.2.- ACUMULADOR DE REFLUJO

El acumulador de reflujo A-1 se utiliza para almacenar temporalmente el líquido que sale del condensador. Este depósito es necesario para poder controlar la relación de reflujo de la columna de rectificación S-1 y para asegurar que todo el destilado recirculado a la columna se encuentre en fase líquida y sea continua.

La capacidad del acumulador de reflujo se hace en base a una estimación del tiempo de operación que debería ser capaz de cubrir. En unidades similares que ya existen y se encuentran en funcionamiento en

las diferentes plantas se estimaron tiempos máximos de operación en el rango de los 15 minutos, y ésta será la base utilizada, que posteriormente se sobredimensionará en un 10%.

El recipiente se ha diseñado según el código ASME, sección VIII, División I y de dicho diseño se obtienen los siguientes resultados (tabla 54 de los Anexos de Cálculos):

Tabla 15.- Resumen características de E-1.

ACUMULADOR DE REFLUJO	
VOLUMEN (m³)	1,12
VOLUMEN ÚTIL (m³)	0,90
DIÁMETRO (m)	0,77
LONGITUD (m)	1,85
ESPESOR (mm)	12
AISLAMIENTO (mm)	38
CUBETO DE RETENCIÓN	
LONGITUD (m)	2
ANCHURA (m)	1
ALTURA (m)	0,60

Además, el acumulador de reflujo contará con una boca de hombre de 16". El fondo superior e inferior será de tipo Korbogen debido a la presión de diseño y operación.

6.3.- ESFERA DE ALMACENAMIENTO

Es necesario un tanque de almacenamiento para almacenar el LPG.

Como tanque de almacenamiento se ha seleccionado esfera a presión, es un tanque que operan a temperatura ambiente y a 15 kg/cm² de presión.

La línea de llenado ingresa al recipiente por la parte superior, y la de aspiración toma producto por la parte inferior. Por norma de seguridad, deben contar con válvulas de bloqueo de accionamiento remoto para el caso de siniestros que pudieran ocurrir.

El sistema de llenado y vaciado se basa en el equilibrio líquido-vapor que hay en el interior. Al bajar la presión (vaciado), pasa producto a la fase vapor y al aumentar la presión (llenado) más producto pasará a la fase líquida.

Las esferas se construyen en gajos utilizando chapas de acero y se sostienen mediante columnas que soporten el peso de la esfera completa durante la prueba hidráulica.

La esfera contará con una escalera para acceder a la parte superior y poder mantener así las válvulas de seguridad, aparatos de telemedición, etc.

El cálculo de la esfera sigue las directrices del código ASME, sección VIII, División I.

Capacidad del tanque

La capacidad de los tanques se determina en función del caudal másico a aportar y de la cantidad de días que puede estar el producto almacenado.

Puesto que la unidad proyectada trabaja en continuo, se ha fijado una base de cálculo de tres días de operación. El volumen resultante se incrementará en un 10%, por recomendaciones económicas, y se seleccionará el valor inmediatamente superior estandarizado por API STANDARD 650. En el cálculo de la capacidad no se tendrá en cuenta el volu-

men¹² engendrado por el techo del tanque.

Las capacidades finales de los tanques son:

Tabla 16.- Resumen características de E-2.

ESFERA DE ALMACENAMIENTO	
VOLUMEN (m³)	1976
VOLUMEN ÚTIL (m³)	1581
DIÁMETRO (m)	7,8
ESPESOR (mm)	18,6

(Tabla 57 de los Anexos de Cálculos)

El material a emplear será acero al carbono, puesto que atendiendo a las propiedades de los fluidos es el material más económico.

¹² Se está suponiendo un 80% del volumen útil

CAPÍTULO 7.

RED DE DISTRIBUCIÓN DE CORRIENTES

En este capítulo se va a describir el diseño del sistema de transporte de los diferentes fluidos, líquido y vapor, a las diferentes unidades de operación y de almacenaje del proceso.

7.1.- CONSIDERACIONES PREVIAS

Las partes componentes de un sistema de tuberías pueden agruparse en cuatro grandes familias: tuberías, accesorios, bridas y válvulas.

El simple hecho de visualizar un diagrama del proceso, deja ver la gran importancia que tienen los elementos anteriores en la construcción de una planta de este tipo. El cambio del esquema a la realidad conlleva gran cantidad de problemas, aunque existen infinidad de soluciones técnicas con diferentes ventajas referentes a pérdida de energía, vida útil del material, facilidad de uso y costes.

Los sistemas de tuberías representan aproximadamente un tercio del coste del material de una planta de proceso, requieren entre un 30% y un 40% del trabajo de montaje, consumen del 40% al 48% de las horas-hombre de ingeniería y ocupan un 60 % del volumen del material.

Normalización de las tuberías

La Normalización de las tuberías es fundamental para un diseño inequívoco de las mismas. Existen diferentes normas o códigos cuya aplicación se extiende a las áreas de influencia de los principales países industriales. De entre ellas destacan como las de mayor aplicación en Es-

paña las A.S.A “American Standard Association”, más recientemente agrupadas como normas A.N.S.I. “American National Standard Association”, las A.S.T.M. “American Society for Testing and Materials”, las A.I.S.I “American Iron and Steel Institute”, y también las A.P.I. “American Petroleum Institute” o las M.S.S. “Manufacturers Standardization Society”. Otras normalizaciones de países europeos como las A.F.N.O.R. (Francia), las U.N.I. (Italia), las B.S.S. (Inglaterra) o incluso las D.I.N. (Alemania) tienen actualmente un ámbito de aplicación más restringido.

Dimensiones de las tuberías

Lo mismo ocurre con la estandarización de las tuberías. El standard de tuberías más importantes y de uso más frecuente es el Código para tuberías a Presión A.N.S.I B.3.1.1.8. Este código es una guía de los mínimos requerimientos para el diseño y como tal, permite al diseñador tomar rápidas decisiones en los problemas referentes a este aspecto, con la seguridad de que sus decisiones serán aceptadas por las autoridades.

Las normas A.N.S.I establecen para cada diámetro nominal, expresado siempre en pulgadas, diferentes espesores normalizados, siendo idéntico el diámetro exterior, esto es, el diámetro interno para un mismo tamaño nominal varía junto con su espesor.

El diámetro nominal, designación convencional de la tubería expresada en pulgadas, representa hasta 12 pulgadas, unas dimensiones ideales no corresponden a una dimensión geométrica. A partir de 14 pulgadas, el diámetro nominal coincide con el diámetro exterior, expresa por tanto una verdadera dimensión geométrica.

Para tuberías de acero al carbono, las normas más usuales de dimensiones, tolerancias y clasificaciones son:

– A.N.S.I B.36.10 – A.P.I 5L. – A.P.I 5LX.

Y en acero inoxidable:

- A.N.S.I B.36.19
- A.P.I 5LS.

Tales normas establecen el diámetro externo y el espesor generalmente en función del diámetro nominal.

Con respecto al espesor, en una primitiva clasificación, todavía en uso, se definían tres espesores designados de la siguiente manera:

- Tubos standard (ST)
- Tubos extrafuertes (XS)
- Tubos dobles extrafuertes (XXS).

Debido a que el espesor mínimo de cada tubo resultaba excesivo para muchas aplicaciones y antieconómico cuando la calidad del material es especial (aceros inoxidables y otros materiales especiales), se creó una segunda clasificación más amplia según ciertos números de lista “schedules numbers” completamente arbitrarios, a los que corresponden un determinado espesor según el tamaño nominal. La serie completa de los “schedules” es:

5 – 10 – 20 – 30 – 40 – 60 – 80 – 100 – 120 – 140 – 160

Para el acero al carbono, los tipos o “schedules” más comunes son el 40 (equivalente al ST de la antigua clasificación), el 80 (equivalente al XS) y el 160 (de espesor algo inferior al XXS); para diámetros superiores a 10 pulgadas, también son usuales los “schedules” 20 y 10. En acero inoxidable los “schedules” más utilizados son 10, 20, 40.

Una determinación rápida aunque aproximada por exceso, del Schedule conveniente para una presión de trabajo (psi), a una cierta tem-

peratura T, la proporciona la siguiente expresión:

$$Sch = (1000 \cdot P) / \sigma$$

Siendo σ la tensión máxima admisible del acero a la temperatura T, expresada en psi.

7.2.- CARACTERÍSTICAS DE LAS TUBERÍAS

A continuación se exponen brevemente los criterios usados para determinar la especificación técnica de las tuberías, mostrándose finalmente una tabla resumen de todas las líneas que componen la unidad.

Material

Por la naturaleza de los fluidos que van a circular por el sistema de transporte y las condiciones de operación en las que se van a encontrar elegimos acero inoxidable AISI 316L como material de diseño para todas las tuberías de la planta.

Para las tuberías que conducen vapor, serán fabricadas directamente por mecanizado, a diferencia de las de circulación de fluidos, que serán fabricadas a partir de planchas. Esto se especifica así, debido a que las que llevan vapor pueden producirse en ellas fallos por picado o incluso rotura de la soldadura longitudinal.

Diámetro

El diámetro óptimo de las tuberías de líquido se selecciona a partir del nomograma representado en la *Figura J*, recogida en el Addenda de figuras en los Anexos. Este monograma no es aplicable a tuberías que conducen vapor y la viscosidad del fluido transportado debe estar com-

prendida entre 0,02 y 20 cP. Dicho nomograma proporciona el valor del diámetro interno óptimo en función del caudal volumétrico y de la densidad del fluido que circula por el interior de la tubería. Una vez determinado el diámetro interno óptimo, se seleccionará el diámetro nominal comercial más cercano, siguiendo las especificaciones dadas en el catálogo de datos técnicos de tuberías comerciales de acero de las *Figuras K, L y M* recogida en el Addenda de figuras en los Anexos. A continuación, puesto que las presiones de operación no están en torno a la presión atmosférica, se supondrá que las tuberías tienen un número de cédula 40ST, y se realizarán todos los cálculos de pérdida de carga utilizando el diámetro interior correspondiente a este número de cédula. Una vez calculada la presión máxima de diseño de cada línea de tuberías, se determinará su espesor, y a partir de este, el diámetro interno de la tubería y el número de cédula real.

Por último, se comprobará que se cumple la restricción para evitar la formación de electricidad estática, dada por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo en su Nota Técnica de Prevención NTP 225 sobre electricidad estática en el trasvase de líquidos inflamables. Dicha restricción dice que el producto de la velocidad máxima de circulación de líquidos a través de conducciones, por su diámetro interior debe ser menor o igual que 5 m/s. Así que tendremos que comprobar en todas las conducciones de la planta el cumplimiento de dicha condición.

El diámetro óptimo de las tuberías de vapor se calcula teniendo en cuenta que la velocidad de flujo recomendada para vapores que se encuentran a presiones inferiores a 25 psi es de 50 a 100 ft/s. Para el diseño, se tomará el valor medio de dicho intervalo, es decir, 75 ft/s (22,86 metros por segundo).

Espesor de aislamiento

Las principales causas que motivan el aislamiento en la industria son las siguientes:

- La conservación de la energía calorífica, reduciendo el cambio de calor o frío entre un aparato o tubería y el medio ambiente.
- El control de temperatura, limitando la caída de temperatura de un fluido que circula en una canalización o almacenado en un depósito.
- La anticorrosión, evitando las condensaciones, causas eventuales de corrosión, sobre las paredes frías.
- La protección contra el hielo, recordando la solidificación de un fluido en una canalización.
- La seguridad y el confort, haciendo desaparecer el peligro de quemaduras al contacto con superficies calientes y evitando en un local los desprendimientos de calor demasiado fuertes debido a la radiación.

En el presente procesos también se hace necesario calorifugar las líneas, pues de ello depende que los fluidos se mantengan en sus fases correspondientes y que los parámetros fijados permanezcan lo más uniforme posible.

7.3.- DESCRIPCIÓN DE LAS LÍNEAS

Un sistema de tuberías se compone de: tuberías, bridas, válvulas y accesorios.

Los elementos de construcción anteriormente citados, son de importante relevancia en una planta de este tipo. En la realidad existe un

amplio abanico de problemas para estos elementos, aunque también existen diversas soluciones con diferentes ventajas en cuanto se refiere a pérdidas de energía, duración del material, facilidad de utilización y precio.

Los sistemas de tuberías representan una parte importante del coste del material en una planta de proceso, requieren un gran porcentaje del trabajo de montaje, un elevado consumo de las horas-hombre de ingeniería y ocupan una parte importante del volumen de material. Con ello se quiere decir que el diseño de las líneas que transportan los fluidos adquiere un peso importante.

7.4.- TUBERÍAS PRINCIPALES DE LA UNIDAD

A continuación se facilita una tabla en la cual aparecen enumeradas cada una de las líneas con el servicio que realizan respectivamente. (Tabla 58 de los Anexos de Cálculos)

Tabla 17.- Líneas de la red de distribución del proceso.

Línea	Corriente	Estado	Servicio
1	R/IC-3	Líquido	De refinería al intercambiador de acondicionamiento de la alimentación.
2	IC-3/S-1	Líquido	Del intercambiador de acondicionamiento a la columna.
3	S-1/IC-1	Vapor	De la columna al condensador.
4	IC-1/A-1	Líquido	Del condensador al acumulador de reflujo.
5	A-1/S-1	Líquido	Del acumulador de reflujo a la columna
6	IC-1/R	Líquido	Del condensador al refinería.
7	S-1/IC-2	Líquido	De la columna al calderín.
8	IC-2/S-1	Vapor	Del calderín a la columna.
9	IC-2/IC-4	Líquido	Del calderín al intercambiador de calor de acondicionamiento de LPG.
10	IC-4/A-2	Líquido	Del intercambiador de calor de acondicionamiento de LPG al tanque de almacenamiento del producto.

El diámetro de las tuberías, los espesores y otras características básicas de cada una de las líneas de la unidad quedan reflejados en la siguiente tabla (Tabla 68 de los Anexos de Cálculo):

Tabla 18.- Resumen de las características más importantes de las conducciones.

Nº	Estado	T ^a (F)	ρ (kg/m ³)	D nom (in)	Sched	Esp Real Aislante (in)	Re	ΔP (lb/in ²)
1	Líquido	138,51	493,70	4	40ST	1,03	1,01·10 ⁷	25,71
2	Líquido	138,51	493,70	4	40ST	1,03	1,01·10 ⁷	25,71
3	Vapor	61,39	1,43	5	ST	1,00	44073,79	14,79
4	Líquido	61,39	484,00	2	40ST	1,03	1,32·10 ⁵	6,01
5	Líquido	61,39	484,00	2	40ST	1,03	1,32·10 ⁵	6,01
6	Líquido	61,39	484,00	3	40ST	1,00	2,46·10 ⁵	4,67
7	Líquido	177,15	475,10	5	40ST	1,00	1,0·10 ⁶	13,67
8	Vapor	177,15	1,18	1,25	ST	0,88	8962,22	11,02
9	Líquido	177,15	475,10	5	40ST	1,00	6,85·10 ⁵	6,4
10	Líquido	177,15	475,10	5	40ST	1,00	6,85·10 ⁵	6,4

7.5.- SELECCIÓN DE LAS BRIDAS DE LA RED DE DISTRIBUCIÓN

Las bridas son elementos universalmente adaptados para unir entre tramos de tuberías, o bien unir tuberías con válvulas, recipientes o bombas.

Las conexiones por bridas son el medio más utilizado para conservar la posibilidad de desmontaje. Las bridas comprimen una junta de caucho, metal, que aseguran la estanqueidad. Las dimensiones de las bridas, de los pernos y su número, permiten soportar la presión longitudinal resultante, además de, apretar suficientemente la junta.

En cuanto a la forma de unión de la brida con la tubería, ésta será de “cuello”, siendo el espesor del cuello de la brida igual al espesor del tubo al que se va a soldar la brida. Se ha usado este tipo de brida, ya que, es la más usada en las industrias de proceso. Además, todas las líneas de este proceso, están dentro de los límites de utilización.

En cuanto a la terminación de las caras de la brida, éste será del tipo “cara con resalte”, ya que es la de uso más común. Se utiliza en condiciones de servicios moderadas y su elección se debe también a que es el tipo de brida más utilizada para hidrocarburos líquidos o gaseosos, con una presión de diseño menor de 42,2 kg/cm².

En cuanto a la presión primaria de servicio, todas las líneas tendrán bridas de unión con un “rating” de 175 libras.

7.6.- VÁLVULAS AUXILIARES

En todo proceso existen una serie de válvulas que no son consideradas como válvulas de control, pero que son imprescindibles para lograr un diseño óptimo del sistema de control que rige dicho proceso.

Estas válvulas son las válvulas de compuerta y las válvulas de retención.

Válvulas de compuerta

El órgano de cierre es un disco perpendicular a la dirección del flujo, que se mueve verticalmente, sin girar, bajo la acción del husillo. El disco tiene forma de cuña y se adapta a un asiento que tiene la misma forma. Cuando se abre la válvula el disco se eleva hasta que queda completamente fuera de la trayectoria del fluido, por lo que cuando está to-

talmente abierta, deja una sección de paso igual a la de la tubería, y no se produce variación en la dirección del flujo. Son adecuadas para abrir o cerrar completamente la conducción.

Válvulas de retención

Solo permiten el paso de fluido en un solo sentido. Se abren debido a la presión del fluido que circula en un determinado sentido; cuando se detiene el flujo o tiende a invertirse, la válvula cierra automáticamente por gravedad o por medio de un resorte que presiona la pieza móvil. Los tres de los tipos más utilizados: de bola, de elevación y de bisagra.

Las válvulas de retención que se colocan en la impulsión de las bombas son del tipo balancín. En ellas el flujo mantiene abierto el cierre o bisagra.

7.7.- ACCESORIOS UTILIZADOS

Los accesorios se utilizan en las conducciones para:

- Cambiar la dirección de la línea
- Cambiar el diámetro de la línea
- Conectar las diferentes ramas de las líneas
- Cerrar el final de una línea.

Cuando se desea efectuar conexiones a una línea determinada, para conseguir dos o más bifurcaciones se recurre a la instalación de una “T” o una “Y” que, pueden ser además reductoras. Para conseguir cambios de dirección se emplean codos de los cuales existen gran variedad. También se dispone de casquetes o tapones para elementos finales para el cierre de una línea.

CAPÍTULO 8.

IMPULSIÓN DE CORRIENTES

8.1.- GENERALIDADES

Los equipos que faltan por definir son los equipos de impulsión de corrientes, denominados bombas.

Se utilizarán bombas, para el bombeo de líquidos que no sean transportados por gravedad, bien en el caso de líquidos y porque asciendan en el caso del vapor. Estas bombas estarán diseñadas para conseguir vencer la pérdida de carga, h_t , producida por los equipos, tuberías y accesorios a través de los que circulan los fluidos de proceso.

Se utilizarán bombas centrífugas debido a su gran versatilidad, bajo coste, ausencia de pulsos y mantenimiento, además de producir niveles bajos de ruidos y vibraciones. Estos son los motivos por los que este tipo de bombas son las más utilizadas en la industria química.

Todas las bombas se encontrarán ubicadas dentro de la estación de bombeo según indica el Reglamento de Instalaciones Petroleras, se dispondrá de una bomba de emergencia con igual especificación, normalmente parada, conectada al sistema mediante un by-pass, que se pondrá en funcionamiento en caso de avería de la bomba principal.

En el presente proyecto, se han seleccionado bombas de tipo centrífuga, ya que pueden funcionar a velocidades elevadas, son menores y más ligeras.

Son las más usadas debido a sus ventajas: gran versatilidad, bajo coste, fácil diseño, bajos costos fijos y de mantenimiento, caudal muy

uniforme sin apenas pulsos, pocas vibraciones y ruidos y, principalmente, por su gran versatilidad.

8.2.- CRITERIOS DE SELECCIÓN

Los criterios para la selección de una bomba van a ser tres:

- ❖ **Altura útil de la bomba:** debe ser mayor que la pérdida de carga producida entre el punto de aspiración de la bomba y el punto final hasta el que debe llegar el fluido. Es una medida de la energía (de presión) aportada por la bomba. Se obtendrá mediante la expresión de la ecuación de Bernouilli, aplicada entre el punto inicial y final del recorrido del fluido. Para determinar las pérdidas de carga es necesario suponer unas longitudes de recorrido, suposición que se hace en base a la disposición general de la planta, tomándose siempre el mayor recorrido posible. La altura útil de las bombas se sobredimensionarán un 25% para cubrir pérdidas de carga no consideradas.

- ❖ **Caudal requerido:** la bomba debe tener una capacidad al menos igual al caudal de fluido necesario en el proceso. Algunos fabricantes dan la posibilidad de instalar carcasas desmontables, esto da la posibilidad de cambiar la capacidad de impulsión de las bombas si esto fuese necesario en un futuro.

- ❖ **Altura neta de succión positiva (NPSH):** la altura de aspiración disponible de la bomba debe ser siempre superior al NPSH requerido especificado por el fabricante, ya que en caso contrario la presión del líquido en el tramo de aspiración caería por debajo de la presión de vapor del líquido, que comenzaría a evaporarse, produ-

ciéndose el fenómeno de cavitación, en el que las burbujas de vapor generadas en la aspiración son arrastradas hasta el cuerpo de la bomba donde, debido al aumento de presión colapsan de manera súbita. Estas pequeñas explosiones de vapor producen, además de una lógica pérdida de eficiencia de la bomba, daños de sus partes mecánicas debido a la erosión, fenómenos de ruido, vibraciones y una disminución del flujo impulsado.

La bomba deberá de tener una capacidad de al menos igual al caudal de fluido impulsado.

8.3.- BOMBAS SELECCIONADAS

Las bombas seleccionadas para la unidad de separación, son centrífugas, por ser las más usadas en refinería, además de su gran versatilidad y bajo coste. En concreto se ha optado por bombas centrífugas del tipo modelo de la Familia Itur Serie IN, usadas para impulsar petróleo, gasolina, amoniaco y líquidos volátiles.

Una de las ventajas de esta bomba es que el primer impulsor centrífugo está diseñado para que se reduzca la velocidad del fluido y así evitar la evaporación. Está diseñada de forma que el acero utilizado para la fabricación de las tuberías, acero inoxidable AISI 316L, es válido y compatible con los materiales por los que está construida la bomba.

8.4.- BOMBAS CENTRÍFUGAS

Las bombas centrífugas mueven un cierto volumen de líquido entre dos niveles; son pues, máquinas hidráulicas que transforman un traba-

jo mecánico en otro de tipo hidráulico.

Los elementos de que consta una instalación son:

a) Una **tubería de aspiración**, que concluye prácticamente en la brida de aspiración.

b) El **impulsor o rodete**, formado por un conjunto de álabes que pueden adoptar diversas formas, según la misión a que vaya a ser destinada la bomba, los cuales giran dentro de una carcasa circular. El rodete es accionado por un motor, y va unido solidariamente al eje, siendo la parte móvil de la bomba.

El líquido penetra axialmente por la tubería de aspiración hasta la entrada del rodete, experimentando un cambio de dirección más o menos brusco, pasando a radial, (en las centrífugas), o permaneciendo axial, (en las axiales), acelerándose y absorbiendo un trabajo.

Los **álabes del rodete** someten a las partículas de líquido a un movimiento de rotación muy rápido, siendo proyectadas hacia el exterior por la fuerza centrífuga, creando una altura dinámica de forma que abandonan el rodete hacia la voluta a gran velocidad, aumentando también su presión en el impulsor según la distancia al eje. La elevación del líquido se produce por la reacción entre éste y el rodete sometido al movimiento de rotación.

c) La **voluta** es un órgano fijo que está dispuesta en forma de caracol alrededor del rodete, a su salida, de tal manera que la separación entre ella y el rodete es mínima en la parte superior, y va aumentando hasta que las partículas líquidas se encuentran frente a la abertura de impulsión. Su misión es la de recoger el líquido que abandona el rodete a

gran velocidad, cambiar la dirección de su movimiento y encaminarlo hacia la brida de impulsión de la bomba.

La voluta es también un transformador de energía, ya que frena la velocidad del líquido, transformando parte de la energía dinámica creada en el rodete en energía de presión, que crece a medida que el espacio entre el rodete y la carcasa aumenta, presión que se suma a la alcanzada por el líquido en el rodete.

En algunas bombas existe, a la salida del rodete, una corona directriz de álabes que guía el líquido antes de introducirlo en la voluta.

d) Una **tubería de impulsión**, instalada a la salida de la voluta, por la que el líquido es evacuado a la presión y velocidad creadas en la bomba.

Estos son, en general, los componentes de una bomba centrífuga aunque existen distintos tipos y variantes. La estructura de las bombas centrífugas es análoga a la de las turbinas hidráulicas, salvo que el proceso energético es inverso; en las turbinas se aprovecha la altura de un salto hidráulico para generar una velocidad de rotación en la rueda, mientras que en las bombas centrífugas la velocidad comunicada por el rodete al líquido se transforma, en parte, en presión, lográndose así su desplazamiento y posterior elevación.

La situación de las bombas se puede consultar en la *Figura 5* de la presente memoria.

A continuación, en la *Figura 6*, se muestra un esquema interno en perspectiva de las diferentes partes de una bomba centrífuga convencional.

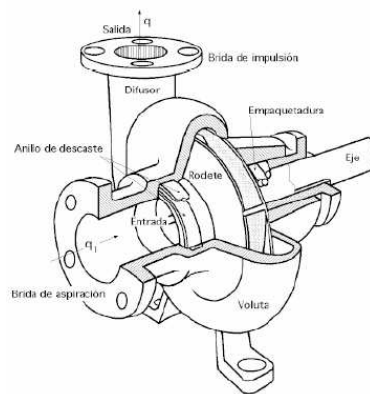


Figura 6.- Esquema de una bomba centrífuga.

8.5.- SISTEMA DE IMPULSIÓN

Bomba B-1: Bomba de impulsión desde el acumulador de reflujo líquido, tanque A-1, hasta la cabeza de la columna de rectificación. Línea A-1/S-1 (línea 5).

Bomba B-2: Bomba de impulsión desde el fondo de la torre S-1, como producto de colas, hasta el calderín. Línea S-1/IC-2, (línea 7).

Bomba B-3: Bomba de impulsión desde el fondo del calderín como producto líquido hacia el tanque de almacenamiento A-3 (líneas IC-3/IC-4 y IC-4/A-2, líneas 9 y 10 respectivamente), pasando por el intercambiador de calor para el acondicionamiento del producto, IC-4.

Además de la impulsión por medio de bombas, en los tramos restantes, las corrientes de fluido irán de un punto a otro por gravedad sin necesidad de ningún equipo de impulsión.

Todas las bombas se encontrarán ubicadas dentro de la estación de bombeo según se indica en el Reglamento de Instalaciones Petrolíferas, y dispondrán de una bomba de emergencia con igual especificación, normalmente parada, conectada al sistema mediante un by-pass, que se

pondrá en funcionamiento en situaciones de fallo de la bomba principal o cuando ésta esté en proceso de mantenimiento o reparación.

Con los datos de los fluidos a impulsar se han obtenido los siguientes datos para las bombas:

Tabla 19.- Resumen de las características de los equipos de impulsión.

Bomba	MODELO Itur Serie IN	Q_v m³/h	D rodete mm	NPSH	P_{diseño} bar	H_{útil} m	Pot C.V
B.11	32/125	3,6	125	1,58	15,71	4,28	0,27
B.12							
B.21	80/160B	68,4	160	1,87	16,2	5,5	0,43
B.22							
B.31	80/160B	68,4	160	1,07	16,3	5,03	0,61
B.32							

Esta tabla es equivalente a la *Tabla 69* de los Anexos de Cálculos.

CAPÍTULO 9.

INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

9.1.- OBJETIVO

Una vez realizado el diseño de todos los equipos que componen la unidad proyectada, queda la tarea de cómo mantener los valores óptimos de las variables del proceso, pues, desafortunadamente, alcanzado el estado estacionario correspondiente a los valores deseados para las variables, éstos no se mantienen constantes en una planta real, produciéndose desviaciones respecto a los valores deseados.

Esta problemática se subsana aplicando un sistema de control adecuado en toda la unidad proyectada. El sistema de control elegido será automático ya que la velocidad y rapidez de actuación de un automatismo es muy superior a la del operador humano, además de no estar condicionada a distracciones o fatiga.

No obstante, es imprescindible una presencia mínima de operadores para observar el buen funcionamiento de los sistemas de control automático, y para intervenir manualmente cuando por fallos, o por perturbaciones demasiado fuertes, los sistemas automáticos dejan de ser operativos.

Por tanto el objetivo del control automático de procesos es mantener en determinado valor de operación las variables del proceso tales como temperaturas, presiones, caudales o niveles. Los procesos son de naturaleza dinámica, en ellos siempre ocurren cambios y si no se emprenden las acciones pertinentes, las variables importantes del proceso; es decir, aquellas que se relacionan con seguridad, la calidad del produc-

to y los índices de producción, no cumplirán con las condiciones de diseño.

9.2.- ETAPAS DEL SISTEMA DE CONTROL

Las etapas seguidas para el diseño del sistema de control han sido las siguientes:

- Definición de los objetivos del sistema de control.
- Selección de las variables a medir.
- Selección de las variables a manipular.
- Selección de la configuración del sistema de control.
- Diseño del controlador:

Esta última etapa consiste en definir la ley de control que rige el funcionamiento del controlador, tomando como base un punto de consigna que es el valor deseado de la variable que es objeto de control. Para la unidad proyectada, no se definirá las leyes de control de los controladores, pero sí los diferentes puntos de consigna.

9.3.- TIPOS DE SISTEMAS DE CONTROL

Los sistemas de control utilizados en la unidad proyectada se clasifican en las siguientes categorías:

- **Control de lazo cerrado:** Se mide la variable a controlar y se compara con el punto de consigna del controlador, con la diferencia de ambos valores se fuerza al controlador a actuar en la dirección deseada minimizando el error existente.

- **Control de lazo abierto o control en adelante:** La acción correctora es independiente del valor de la variable a controlar, por lo que se utiliza medidas de las variables perturbadoras que serán comparadas con el punto de consigna del controlador que actuará en la dirección deseada.

Además del control automatizado se dispondrá de la instrumentación necesaria para un control visual de todas las condiciones de operación de la planta. En función de las diferentes lecturas de los indicadores se actuará bien mediante el sistema automatizado de control, bien de forma manual tal y como marque el “Manual de Operación” de la planta en cada caso.

Por otro lado, hay que tener en cuenta que tanto los valores de las variables representativas de los lazos de control, como los valores aportados por sensores individuales, están conectados con los ordenadores de la sala de control general de la factoría en donde se muestra el diagrama de flujo esquemático del proceso. Mediante dichos ordenadores, se podrá visualizar y manipular las variables del proceso, modificar los puntos de consigna de los controladores, así como obtener registros o históricos de las evoluciones de dichas variables.

9.4.- ELEMENTOS DE UN SISTEMA DE CONTROL

Los elementos principales de un sistema de control son los siguientes:

- Medidor.
- Transmisor.
- Comparador.
- Controlador.
- Elemento final de control.

Un elemento medidor es todo dispositivo capaz de medir el valor de una variable (temperatura, caudal, presión, nivel, etc.). La señal medida, una vez alcanza el transmisor se transforma en una señal neumática o eléctrica equivalente que se envía al comparador.

El controlador es, generalmente, el dispositivo más sofisticado del sistema de control.

Recibe el error o desviación, lo interpreta y actúa convenientemente sobre el elemento final de control. La forma de actuar no es arbitraria y viene determinada por leyes de control que pueden ser de distintos tipos.

El elemento final de control es el dispositivo que según la señal del controlador regula el flujo de entrada de energía, materia o cualquier otra variable. En general, el elemento final de control es una válvula pero puede ser cualquier otro dispositivo.

9.5.- CONTROL DE PROCESOS

A continuación, se indicarán brevemente cuales son las variables que se manipulan y controlan en cada uno de los equipos contemplados en este proyecto.

Instrumentación asociada a la columna de rectificación

Cuando se hace referencia a la columna de rectificación, se han de tener en cuenta dos corrientes:

1. La corriente de destilado, por cabeza de columna

La corriente de destilado es gaseosa, por lo que la variable a vigi-

lar será la presión interna del recipiente, que no debe variar. Eso se conseguirá proporcionando una salida alternativa del gas a una antorcha para cuando aumente la presión interna del recipiente.

Se dispondrá de un indicador de presión de lectura local, un manómetro y un controlador de presión con salida a panel de control. Este último, será capaz de actuar sobre la válvula de control situada en la línea de descarga de los gases, ésta será una válvula de tipo mariposa.

Se dispondrá también de un medidor local de temperatura.

II. La corriente de colas, por el fondo de ésta

El control de esta corriente líquida está basado en el caudal de paso. Se dispondrá de una placa de orificio para ello y cuando el caudal esté por encima del punto de consigna se cerrará la válvula de control y en el caso contrario, es decir, cuando el caudal esté por debajo del punto de consigna, la válvula de control abrirá. Se dispondrá también de un medidor de temperatura local.

Instrumentación asociada a los intercambiadores de calor

En estos equipos es fundamental el control de la temperatura. En principio la temperatura de alimentación es constante pero puede sufrir fluctuaciones debido a: aumento o disminución del caudal de entrada

Para paliar este efecto, el indicador de temperatura (tanto en planta como en panel) observará un aumento o disminución de la variable controlada (la temperatura de salida de la alimentación) y actuará según el grado de variación de la temperatura.

Ante un aumento o disminución leve-moderado, no se mandará señal al controlador. Si aumenta la temperatura notablemente, se aumen-

tará el caudal de alimentación y si éste disminuye sensiblemente, se disminuirá el caudal de alimentación.

Instrumentación asociada a los tanques de almacenamiento y al acumulador de reflujo

Al tratarse de recipientes similares, el control de estos equipos también será similar. Fundamentalmente, se ejercerá el control sobre el nivel en el recipiente.

Se dispondrá de dos medidores de nivel: uno máximo y otro mínimo. Cuando el medidor de nivel máximo indique un exceso sobre el punto de consigna, se actuará sobre la válvula de control que cerrará.

Cuando el medidor de nivel mínimo indique un valor por debajo del punto de consigna, se actuará sobre la válvula de control, que abrirá.

9.6.- VÁLVULAS DE SEGURIDAD

Las válvulas son dispositivos que sirven para regular o impedir la circulación del fluido por una conducción. Las válvulas de seguridad no se objeto de diseño en el presente PFC, sin embargo, se mencionan las causas que pueden producir una sobrepresión en los recipientes a presión, datos que sirven de partida para la Ingeniería de Detalle. Estas causas de sobrepresión determinan el caudal de descarga de la válvula, valor necesario para hallar el área de orificio, dato con el cual se determina la dimensión de la válvula haciendo uso de las tablas aportadas por el fabricante.

Las principales causas de sobrepresión son las siguientes:

- Cierre accidental de la válvula.

- Defecto de refrigeración.
- Rotura de un tubo intercambiador.
- Incendio.

Las válvulas de seguridad son válvulas automáticas que tienen la función de mantener la presión de una instalación por debajo de un límite preestablecido. Son reguladores automáticos cuya intervención producida por la presión estática existente en la entrada de la válvula. Su apertura se produce de forma proporcional al aumento de la presión en la entrada. Se caracteriza por su descarga repentina con apertura total y rápida.

CAPÍTULO 10.

SEGURIDAD Y SALUD

10.1.- ANTECEDENTES

El desarrollo experimentado por las industrias químicas y petroquímicas supone potenciales situaciones de peligro para las personas y las cosas, y en especial para las propias instalaciones. Por ello, en los últimos años ha habido un creciente interés sobre la seguridad de los procesos químicos como resultado de cierto número de accidentes muy serios en los que se implicaban emisiones de gas, explosiones importantes y accidentes medioambientales.

Ello hizo que la industria se diera cuenta de que la prevención de accidentes necesitaba la misma forma de estudio sistemático y técnico que cualquier otro aspecto de la operación y del diseño de plantas.

La Seguridad de las personas, bienes y medio ambiente es una preocupación importante en la sociedad que afecta de manera acuciante a las Industrias Químicas y del Petróleo. Por ello, es necesario implantar un Sistema de Gestión de la Seguridad y del Medio Ambiente, que asegure de una manera continua y sistemática el seguimiento de normas y procedimientos para salvaguardar la seguridad de personas, bienes y medio ambiente.

En cumplimiento de los Reales Decretos 1.389/1.997 de 5 de septiembre y 1627/1997 de 24 de octubre (atiendiendo a las modificaciones establecidas por el R.D. 337/2010, de 19 de marzo), se redacta este estudio de seguridad y salud laboral de acuerdo con lo previsto en sus artículos, con el objeto de detectar e identificar los

riesgos que pueden darse en la obra de captación solicitada, y así, fijar las medidas de prevención que con sus aplicaciones técnicas minimicen y hasta eviten los posibles accidentes que pudieran derivarse de tales obras de captación.

10.2.- DISEÑO CON MAYOR SEGURIDAD INHERENTE

Todos los diseños de los equipos que forman la unidad proyectada deben intentar alcanzar una instalación que sea intrínsecamente segura, es decir, una instalación en la que un suceso del peor caso no pueda causar daño a las personas, al equipo o al medio ambiente.

Seguridad en el diseño de la columna de rectificación

El diseño mecánico de la columna de rectificación se ha basado en la sección VIII, División 1 del código ASME, “Rules for Construction of Pressure Vessel”, y las especificaciones propias de empresas del sector petroquímico que garantizan la seguridad frente a fallos mecánicos.

La columna se ha situado respetando las distancias mínimas de seguridad con otros equipos y áreas de almacenamiento para plantas químicas y petroleras, según se marca en la Instrucción Técnica ITC APQ-001.

La columna dispone de sistemas de alivio de presión y aislamiento térmico. Se dispone de válvulas de seguridad en la tubería de salida de vapor en cabeza de la torre, para alivio de la línea en casos de sobrepresión.

Se dispone de una losa de hormigón de 150 kg/cm^2 de resistencia mínima a compresión y 5 cm de espesor, sobre la que descansa la co-

lumna y se recubre el exterior e interior del faldón con una capa ignífuga, como medidas de protección de la columna frente al fuego.

Antes de su puesta en funcionamiento, a la columna se le realizará las oportunas pruebas hidráulicas.

Seguridad en los equipos de transmisión de calor

El diseño de los equipos de transmisión de calor de la planta se ha hecho en base a la sección VIII, División 1 del código ASME, “Rules for Construction of Pressure Vessel” y a las recomendaciones dadas por TEMA.

Todos estos equipos se han situado respetando las distancias mínimas de seguridad con otros equipos y áreas de almacenamiento.

Las bancadas de los cambiadores y el calderín, se cubrirán completamente de una capa ignífuga, como medida frente a los incendios. Los cambiadores dispondrán de aislamiento térmico y sistemas de alivio de presión.

Antes de su puesta en funcionamiento, a los cambiadores se les realizarán las oportunas pruebas hidráulicas

Seguridad en el diseño de las tuberías

El entorno más próximo a las tuberías deberá estar libre de elementos que obstaculicen la operación, el mantenimiento y la reparación en condiciones de seguridad.

Estas zonas deberán mantenerse limpias de maleza y de otros elementos combustibles. Además, todos los accesorios tales como válvulas, instrumentación, etc, deberán disponerse de forma que estén perfecta-

mente accesibles a todos los operarios de la planta.

El trazado de las tuberías deberá respetar una distancia mínima de 5 metros a equipos, cuadros y cables de naturaleza eléctrica, y en ningún caso podrán transitar por encima de éstos, ya que posibles condensaciones en la superficie de tubos, bridas, codos, válvulas, etc, pueden producir goteos de líquido inflamable sobre estos aparatos o líneas eléctricas, con el riesgo de chispa, explosión o incendio.

Seguridad en el diseño de las bombas

Todas las bombas de trasiego de hidrocarburos así como su válvulas de regulación y control se situará en la estación de bombeo tal y como se exige en el Reglamento de Instalaciones Petrolíferas, edificio que respetará la distancia mínima con otros equipos y con el parque de almacenamiento. Las bancadas de las bombas se recubrirán de una capa ignífuga.

Los motores de las bombas se recubrirán con una carcasa que impida la proyección de chispas al exterior.

Seguridad en el diseño del acumulador de reflujo

El diseño mecánico del acumulador de reflujo se ha realizado siguiendo las especificaciones dadas en el código ASME Sección VIII División I, referente a recipientes a presión, y las exigencias propias de empresas del sector petroquímico, las cuales pueden llegar a ser más exigentes que el propio código ASME.

El acumulador dispondrá de un sistema de alivio de presión conectado a antorcha, donde se quemarán de forma controlada los vapores evacuados. El acumulador de reflujo respetará las distancias mínimas de seguridad con otros equipos para plantas químicas y petroleras. Para evi-

tar la formación de electricidad estática el acumulador se conectará perfectamente a tierra. Antes de su puesta en funcionamiento, al depósito se le realizarán las oportunas pruebas hidráulicas.

Sistemas de alivio de presión

Se prevé un sistema de alivio al cuál descargarán por sobrepresión las válvulas de seguridad (tuberías de vapor de cabezas de columnas y acumuladores de reflujo). Ese sistema de alivio estará constituido por una red de líneas de tubería que desembocarán en la antorcha, donde se quemarán de forma controlada los vapores evacuados para la compensación de la presión en las líneas y acumuladores.

10.3.- ANALISIS DE LA SEGURIDAD DEL PROCESO

Se realizará un análisis de los riesgos y peligros existentes en la unidad proyectada, así como de las consecuencias que se pudieran derivar de los mismos. Análogamente se establecerán revisiones de seguridad periódicamente para evaluar y examinar el diseño del proceso, los procedimientos de operación y el esquema para el control del mismo. Igualmente, se realizará una identificación y prevención de los riesgos de accidentes laborales y de los daños que pudieran derivarse de éstos durante las obras de ejecución del proyecto así como durante el acondicionamiento y mantenimiento de ésta para su posterior explotación.

10.4.- SEGURIDAD EN LA OPERACIÓN

Además de toda la reglamentación general en medida de Seguridad e Higiene, se establecerá un manual, unas normas particulares y unas normas de operación en cuanto a seguridad se refiere.

El “Manual de Seguridad” recogerá, al menos, los siguientes puntos:

- Normas básicas de seguridad a seguir dentro de las instalaciones.
- Protección contra incendios.
- Manipulación de productos peligrosos.
- Normas generales de seguridad en trabajos de mantenimiento.
- Normas generales de seguridad en trabajos de operación de unidades.
- Normas generales de seguridad en manejo de productos petrolíferos y de otra naturaleza.

10.5.- NORMAS BÁSICAS DE SEGURIDAD

Las normas generales de seguridad que se deben poner en práctica en la unidad diseñada, son las siguientes:

- Uso obligatorio del casco de seguridad.
- Uso obligatorio de calzado de seguridad.
- Prohibición de fumar.
- Los vehículos con autorización de acceso, deben ir dotados de mallas cortallamas en el tubo de escape.
- Solo podrá aparcarse en los lugares destinados a ello y la velocidad máxima de circulación será de 20 km/h.
- Antes de comenzar un trabajo es necesario la obtención de un permiso de trabajo.
- La limpieza y orden de las zonas de trabajo es responsabilidad del ejecutante.
- Todos los accidentes e incidentes personales o materiales que tengan lugar, deberán ser comunicados lo antes posible al jefe inmediato, que tendrá la obligación de comunicarlo al supervisor para realizar la investigación correspondiente.

En caso de evidencia de una situación de emergencia, dejar el trabajo y concentrarse en la entrada, en donde se recibirá instrucciones.

10.6.- PROTECCIONES PERSONALES

Hay que mencionar, que para cualquier obra, los operarios deben de utilizar unas protecciones personales para salvaguardar su seguridad durante el proceso de construcción y operación del proceso. Las protecciones individuales básicas más importantes se detallan a continuación:

- Cascos de seguridad.
- Guantes de cuero.
- Calzado de seguridad.
- Botas impermeables y antideslizantes.
- Mascarillas autofiltrantes.
- Gafas de seguridad.
- Auriculares de protección sonora.

10.7.- PROTECCIONES COLECTIVAS

Así mismo, además de las protecciones individuales, se deben fijar las protecciones colectivas con las que los operarios puedan trabajar con seguridad. Las protecciones colectivas más destacadas son:

- Barandilla protectora de acotamientos de espacios y zanjas.
- Redes de protección para alturas.
- Señalización interior y exterior de la obra.

- Señales de tráfico.
- Señales acústicas y luminosas.
- Cinta de balizamiento.
- Iluminación de emergencia.
- Carteles anunciadores.
- Escaleras de bajada.
- Entibaciones de zanjas.
- Agotamiento de zanjas.

10.8.- PROTECCIÓN PASIVA

Los medios de protección pasiva son aquellos que no dependen de la activación mediante acciones manuales o automáticas. Se considerarán los siguientes medios de protección pasiva:

- Distancias de seguridad.
- Cubeto de retención de derrames.
- Aislamiento térmico.
- Aislamiento ignífugo.
- Drenajes de conducción de derrames.
- Muros protectores cortafuegos para la contención y desviación de explosiones.
- Vías de acceso y escape.

10.9.- MEDIDAS PREVENTIVAS

- Los conductores de la maquinaria no abandonarán la cabina mientras duren las operaciones de carga.

- Ninguna persona permanecerá en el radio de acción de la máquina.
- Las máquinas llevarán dispositivo acústico de marcha atrás.
- Ordenación de accesos y tránsitos de vehículos y personas.
- Señalización de obra visible.
- Acotamiento de espacios.
- Cortes al tráfico rodado y peatonal.
- El apilamiento de materiales se hará fuera de la zona de tránsito y sin producir sobrecargas en los bordes de la excavación.
- No se transportarán cargas por encima de los trabajadores.
- El descenso de cargas se hará lentamente y con preaviso del personal en zanja.
- Vacunación del personal frente a hepatitis B y Tétanos.

10.10.- SEÑALIZACIONES

Todos los equipos y tuberías deberán ir debidamente señalizados para facilitar la identificación de las sustancias que contienen.

Las señalizaciones seguirán las especificaciones dadas en la Nota Técnica de Prevención NTP 5 sobre señalización de recipientes y tuberías dada por el Instituto de Seguridad e Higiene en el Trabajo.

La identificación se realizará mediante el uso de códigos de colores o etiquetas que informen del tipo de sustancia, su estado y sus especificaciones más importantes, según el caso, referentes a los aspectos de seguridad y salud en el trabajo incluyendo también la señalización de peligro en general de choques y golpes con recipientes o tuberías.

10.11.- SEGURIDAD EN LA EJECUCIÓN DE TRABAJOS

Modo general de actuación al ejecutar trabajos.

Todos los trabajos que se realicen deberán seguir las normas básicas de seguridad especificadas anteriormente, así como la Ley de Prevención de Riesgos Laborales (Ley 31/1995) y cuantas consideraciones estimen oportunas el personal técnico encargado de velar por la seguridad y salud de los trabajadores.

Antes de realizar cualquier trabajo se deberá rellenar una orden de trabajo en donde se especificará el trabajo a realizar. Dicha orden estará firmada y autorizada por el personal

Trabajos en altura

Al realizar trabajos en altura se deben tomar las siguientes medidas adicionales:

- Se utilizará cinturón de seguridad para trabajos en altura superiores a 2 metros sobre el nivel del suelo.
- La persona que vaya a realizarlo deberá estar familiarizada con el mismo y conocer el lugar y emplazamiento de los distintos accesos.
- Los accesos al lugar de trabajo serán siempre escaleras fijas o de mano convenientemente sujetas.
- La zona del suelo bajo la vertical del trabajo deberá ser acordada o señalizada.
- En alturas superiores a los 6 metros se deberá llevar una máscara de evacuación, si no hay en la zona.
- La persona que realice trabajos en altura superiores a 10 metros deberá estar en posesión del correspondiente certificado de cualificación, en base a los requerimientos para estos tipos de trabajos.

Trabajos en espacios confinados

Espacio confinado es todo recipiente (columna, botellón, tanque, etc.) o lugar situado a más de 2 metros bajo el nivel del suelo sin ventilación asegurada por tiro natural.

Al realizar trabajos en espacios confinados, se deben tomar las siguientes medidas adicionales:

- Excepto en tanques, el máximo de personas en el interior del recipiente será de dos personas por cada salida fácilmente practicable con la planta en marcha, pudiendo elevarse éste con la planta en parada.
- Si la entrada se efectúa por una sola persona, deberán quedar dos de vigilancia en el exterior, estando uno de ellos protegido para efectuar el rescate si fuese necesario.
- En el correspondiente permiso de trabajo se hará constar los equipos de protección del personal y la correspondiente señalización.
- La persona que efectúe la entrada llevará línea de vida. Si entra más de una persona, bastará con un vigilante en el exterior.
- En los trabajos en dos o más niveles, se instalarán protecciones que eliminen riesgos para las personas situadas en niveles inferiores.
- Si se realizan trabajos en caliente la protección respiratoria será siempre de máscara con línea de aire, habrá una ventilación asegurada y el lugar deberá estar perfectamente limpio de depósitos y costras.
- El personal que utilice la protección respiratoria deberá estar en perfectas condiciones físicas, en especial en cuanto a sistema respiratorio y circulatorio se refiere y habrá sido formado en el uso y limitaciones de protección respiratoria.
- La persona que realice trabajos en espacios confinados deberá estar en posesión del correspondiente certificado de cualificación, en base a los requerimientos para estos tipos de trabajo.

10.12.- EQUIPOS ELÉCTRICOS

Todas las instalaciones, materiales, y equipos eléctricos cumplirán lo establecido en las siguientes normas:

- Reglamento Electrotécnico de Baja Tensión (R.D. 2413/1973 y Orden de 17 de mayo de 2007, por la que se regula el Régimen de Inspecciones Periódicas de las instalaciones eléctricas de baja tensión).

-Instrucción Complementaria MIE BT 026, referente a las Prescripciones Particulares para las Instalaciones de Locales con Riesgo de Incendio o Explosión.

Así mismo, se considerará de aplicación cualquier norma o disposición que modifique o complemente las citadas.

La iluminación debe ser tal que se asegure una distribución y nivel uniforme en todas las zonas de la unidad proyectada.

Cuando se realice un trabajo con material eléctrico se deben seguir las siguientes pautas:

- El responsable de ejecución tiene la responsabilidad de que se instale la adecuada señalización y enclavamiento positivo en el sistema que aisle eléctricamente al equipo, así como que se ponga una señalización específica cuando la tensión de prueba esté dada.

- El responsable de ejecución debe solicitar permiso al autorizante y debe asegurarse de que se ha cortado el suministro de electricidad, efectuando una prueba de arranque en campo o ausencia de tensión.

- El responsable de ejecución rellenará el permiso de trabajo eléc-

trico en coordinación con el ejecutor y asesoramiento de Seguridad si lo requiere.

- La conformidad por parte del ejecutor, se cumplimentará en presencia del autorizante y responsable de ejecución.

- El ejecutor terminado el trabajo, se presentará al responsable de ejecución para que éste gestione la solicitud de tensión de prueba con el autorizante.

- El responsable de ejecución obtiene del autorizante el permiso para la conexión de la tensión de pruebas y una vez terminada la prueba se encarga de su conexión si procede.

- El ejecutor, terminado el trabajo, se presentará al responsable de ejecución y éste conjuntamente con el autorizante, cumplimentará el original y primera copia.

- Por último, el responsable de ejecución indicará en el permiso que el trabajo ha sido realizado de acuerdo a lo contratado.

10.13.- PROTECCIÓN Y LUCHA CONTRA INCENDIOS

Deberán seguirse las pautas impuestas por la refinería en la que serían instalados los equipos objeto del presente proyecto. Como medidas muy generales para la protección contra incendios cabe mencionar las siguientes:

- Los equipos de lucha contra incendio, tales como extintores, vapor de ahogo y líneas de agua deberán estar instalados y dispuestos para

su inmediato acceso.

- Los derrames de hidrocarburos serán lavados hacia el alcantarillado de agua aceitosa inmediatamente.
- Los trabajos de soldadura en la zona requieren la toma de medidas extremas de precaución. En algunos casos, se deberá parar la unidad, vaciar los recipientes y vaporizar el equipo correspondiente. De ningún modo podrá un hombre entrar en un recipiente sin antes haber sido este aislado con bridas ciegas, vaporizado, aireado, comprobando su contenido en compuestos aromáticos y expedida la autorización para entrada por seguridad.

10.14.- MANIPULACIÓN DE SUSTANCIAS PELIGROSAS

Vías de entrada en el organismo humano

Las vías de entrada en el organismo humano de las sustancias utilizadas en la unidad proyectada (hidrocarburos ligeros etano-propano-butano) son las siguientes:

- **Ingestión:** Puede producir quemaduras en la boca, náuseas, vómito, diarrea, dolor de cabeza, vértigo, daño en el tracto digestivo y destrucción de las grasas de la piel. La absorción del líquido en los pulmones puede causar neumonía.

Esta ruta de entrada es relativamente fácil de evitar, modificando en su caso, algunas de las conductas poco apropiadas que los trabajadores realizan en su jornada laboral. Principalmente en lo que se refiere a evitar comer y beber en lugares de trabajo, y a hábitos peligrosos, tales

como la succión en los extremos de tubos flexibles para conseguir iniciar trasvases de líquidos por efecto sifón.

En caso de ingestión accidental no hay que inducir al vómito y se debe acudir al servicio médico lo antes posible.

- **Epidermis:** La entrada del agente tóxico puede producirse por absorción a través de la piel, o por pérdida de las propiedades protectoras de ésta, a través de heridas causadas mecánicamente, ulceraciones, etc. Puede producir irritación, inflamación, reacciones alérgicas y daños en el tejido. La entrada a través de la piel puede evitarse mediante el uso de los equipos adecuados para protección personal: calzado, vestimenta y guantes.

En caso de contacto con la piel se debe lavar la zona con gran cantidad de agua y jabón, y visitar al servicio médico si fuera necesario.

- **Contacto con los ojos:** Puede producir irritación, visión borrosa y quemaduras. Se evitaría utilizando gafas protectoras panorámicas. En caso de contacto con los ojos, se deben lavar con una gran cantidad de agua durante 15 minutos como mínimo, y posteriormente visitar al servicio médico si fuera necesario.

- **Inhalación:** Puede producir irritación del tracto respiratorio en su parte superior, además de náuseas, dolor de cabeza y somnolencia. Se evitaría utilizando mascarillas o respiradores contra vapores y/o trabajando en lugares que posean una ventilación adecuada. En caso de inhalación hay que desplazarse hacia un lugar que tenga suficiente aire fresco, y se debe visitar al servicio médico.

Además, como medida de seguridad se instalarán duchas y lavao-

jos en las inmediaciones de los lugares de trabajo, fundamentalmente en áreas de carga y descarga, llenado de bidones, bombas y puntos de toma de muestras.

Las duchas y lavaojos no distarán más de 10 metros de los puestos de trabajo indicados y estarán libres de obstáculos y debidamente señalizados.

Reactividad

Las sustancias utilizadas en la unidad proyectada son estables, aunque se debe evitar ponerlos en contacto con agentes oxidantes pues pueden producir humos tóxicos de monóxido de carbono y dióxido de carbono.

10.15.- SERVICIO MÉDICO

Se dispondrá de un servicio médico con personal cualificado y medios e instalaciones adecuadas para realizar las labores de primeros auxilios sobre las personas que requieran atención médica.

El servicio médico realizará un sistema de vigilancia periódica de la salud de los trabajadores, estableciéndose controles médicos anuales y controles excepcionales si así se estimase conveniente. Toda la información recogida en dichos controles médicos será de uso exclusivo para el servicio médico, no obstante, se emitirá un informe individual para cada trabajador con los resultados obtenidos. Análogamente, se realizarán informes colectivos sobre la salud de los trabajadores, poniendo especial atención en las posibles afecciones debidas a la exposición a sustancias con las que se trabaja normalmente.

Dichos informes serán utilizados en las revisiones periódicas de seguridad para tomar las medidas que se consideren oportunas para evitar o mitigar las afecciones producidas.

10.16.- ASPECTOS MEDIOAMBIENTALES

La planta dispondrá de una red de drenaje para cada una de las siguientes funciones:

- Evacuación de aguas residuales.
- Evacuación de aguas pluviales.
- Evacuación de fluidos de proceso.
- Evacuación de fluidos del servicio contra incendios.

Cada una de ellas será independiente entre sí, de forma que no haya mezcla de efluentes contaminados y susceptibles de sufrir tratamientos de depuración y los no contaminados.

Ninguna de estas redes acogerá productos líquidos susceptibles de producir nubes gaseosas en contacto con el agua (por su temperatura o por reacción).

Las aguas contaminadas deberán sufrir un proceso de depuración (separación agua/hidrocarburos y depuraciones química y biológica) antes de su vertido final al medio, siempre por debajo de las cantidades y concentraciones marcadas por la reglamentación competente. El control de dichos vertidos lo llevará acabo personal acreditado para ello.

CAPÍTULO 11.

MANTENIMIENTO

11.1.- MANTENIMIENTO DEL PROCESO

Debido a las agresiones (desgastes, corrosiones, envejecimientos, etc.) que pueden sufrir las partes de la unidad proyectada por su uso y por la acción de factores internos y externos, se pueden producir averías que originan condiciones inseguras. Por ello, se realizará un mantenimiento que contribuirá eficazmente a la seguridad de la instalación de manera importante.

Mantenimiento Correctivo y análisis estadísticos de averías

El mantenimiento correctivo es el realizado cuando la avería ha tenido lugar. Consiste en la reparación o sustitución de la pieza o equipo deteriorado de tal manera que se pueda continuar con el proceso normal de funcionamiento.

Por otro lado, es interesante realizar análisis estadísticos de las averías producidas, ya que se obtienen consecuencias relativas al perfeccionamiento de la organización del mantenimiento y se derivan conclusiones referentes a las frecuencias de revisión preventiva, a la disponibilidad de repuestos en existencia o de acopio inmediato y a la conveniencia de mejorar la calidad en ciertos elementos del equipo o componentes de éstos.

Mantenimiento Preventivo

Consiste en efectuar inspecciones periódicas de todos los elementos de la instalación a fin de que la reparación o sustitución de aquellos se efectúe antes de que la avería se declare.

Las revisiones a tener en cuenta pueden ser las siguientes:

- **Revisiones diarias:** Control minucioso de aspectos muy críticos de la instalación, del proceso y de los servicios auxiliares.

- **Revisiones semanales:** Control detallado de aspectos críticos de las instalaciones.

- **Revisiones mensuales:** Se trata de unas revisiones detalladas de todos los elementos de las instalaciones, mediante una lista de comprobaciones que los incluye a todos en un orden que facilita la inspección sistemática.

- **Revisiones bimestrales, trimestrales, cuatrimestrales, semestrales y anuales:** Incluyen pruebas, análisis, limpieza y engrase de elementos de poco desgaste o de caducidad determinada.

ANEXOS

ANEXO I

NOMENCLATURA Y SIMBOLOGÍA

Este primer Anexo se centra en la aclaración de abreviaturas y nomenclaturas básicas, existentes en la Memoria. Así servirá como apoyo explicativo a las posibles carencias que halla en Memoria Descriptiva.

El diseño que se lleva a cabo para dicha sección, será la de expresar el símbolo, posteriormente su término o definición, y a continuación las unidades si las precisan.

La clasificación de las diferentes nomenclaturas es meramente orientativa, ya que muchos de los símbolos, o abreviaturas, podemos encontrarlos en más de un apartado, y significando cosas diferentes dependiendo del apartado en el que nos encontremos.

De la misma manera, hay que decir que en este apartado sólo está expuesta la nomenclatura considerada más relevante, pero no es la única en toda la literatura. Si bien, toda y cada una de la simbología es definida en su justo momento a lo largo de las siguientes páginas, ya esté o no reunidas en este Anexo.

I.1.- ACRÓNIMOS O ABREVIATURAS

A-1	→ Acumulador de reflujo.
A-2	→ Esfera de almacenamiento del producto de interés.
AEGPL	→ Asociación Europea de LPG.
AENOR	→ Asociación Española de Normalización y Certificación.
A.F.N.O.R	→ Asociación Francesa de Normalización.
A.I.S.I	→ “American Iron and Steel Institute”.
A.N.S.I	→ “American National Standard Association”.
A.P.I	→ “American Petroleum Institute”.
A.S.A	→ “American Estándar Association”.

A.S.T.M	→ “American Society for Testing and Materials”.
B-1	→ Equipo de impulsión de la alimentación.
B-2	→ Equipo de impulsión del producto de cola.
B-3	→ Equipo de impulsión del LPG el tanque de almacenamiento.
B.S.S.	→ Asociación Inglesa de Normalización.
C ₂	→ Hidrocarburo de dos carbonos, en especial Etano.
C ₃	→ Hidrocarburo de tres carbonos, en especial Propano.
C ₄	→ Hidrocarburo de cuatro carbonos, en especial Butano.
D.I.N.	→ Asociación Alemana de Normalización.
D.N.	→ Diámetro nominal. → [in]
IC-1	→ Condensador.
IC-2	→ Calderín.
IC-3	→ Intercambiador de calor de acondicionamiento de la alimentación.
IC-4	→ Intercambiador de calor de acondicionamiento del LPG.
LPG o GLP	→ Gases Licuados del Petróleo.
L-Nº	→ Líneas referentes a la red de distribución de fluidos.
M.S.S.	→ “Manufacturers Standardization Society”.
NTP	→ Nota Técnica de Prevención.
PFC	→ Proyecto Fin de Carrera.
PRL	→ Prevención de Riesgos Laborales.
R	→ Refinería.
R.D.	→ Real Decreto.
S-1	→ Columna de Rectificación, “Splitter”.
Sch	→ “Schedules numbers”.
ST	→ Tubos standard.
U.N.I.	→ Asociación Italiana de Normalización.
XS	→ Tubos extrafuertes.
XXS	→ Tubos dobles extrafuertes.

I.2.- NOMENCLATURA REFERENTE A LOS DATOS TERMODINÁMICOS

P_m	→	Peso molecular.	→	[kg/kmol]
ρ	→	Densidad.	→	[kg/m ³]
x	→	Fracción molar en la fase líquida.		
y	→	Fracción molar en la fase vapor.		
P	→	Presión.	→	[atm]
P°	→	Presión de vapor de componente puro.	→	[atm]
K	→	Coeficiente de distribución de equilibrio.		
R	→	Constante de los gases.	→	[l·atm/kmol·°K]
D	→	Difusividad.	→	[h ⁻¹]
T	→	Temperatura.	→	[K], [°C], [°F]
T_c	→	Temperatura crítica.	→	[K], [°C], [°F]
T_r	→	Temperatura reducida		
G	→	Energía Libre de Gibbs.	→	[kJ/mol]
H	→	Entalpía.	→	[kJ/mol]
U	→	Energía Interna.	→	[J]
A	→	Energía de Helmotz.	→	[J]
V	→	Volumen.	→	m ³
f	→	Fugacidad.	→	[atm]
μ	→	Potencial química.		
$\hat{\phi}$	→	Coeficiente de fugacidad de una mezcla.		
γ_i	→	Coeficiente de actividad.		
k_{ij}	→	Parámetro de interacción entre moléculas.		
V_i^L	→	Volumen de líquido saturado.		
B_{ij}	→	Coeficiente del Virial.		
k	→	Constante de reparto.		

I.3. NOMENCLATURA REFERENTE AL DISEÑO DE LA COLUMNA

- F → Caudal molar corriente alimentación. → $[\text{kmol}/\text{m}^3]$
D → Caudal molar corriente destilado. → $[\text{kmol}/\text{m}^3]$
W → Caudal molar corriente de colas. → $[\text{kmol}/\text{m}^3]$
V → Caudal molar de vapor en la zona de rectificación. → $[\text{kmol}/\text{m}^3]$
L → Caudal molar de líquido de la zona de rectificación. → $[\text{kmol}/\text{m}^3]$
V' → Caudal molar de vapor en la zona de agotamiento. → $[\text{kmol}/\text{m}^3]$
L' → Caudal molar de líquido de la zona de agotamiento. → $[\text{kmol}/\text{m}^3]$
x_f → Composición molar de etano en la corriente de alimentación.
x_d → Composición molar de etano en la corriente de destilado.
x_w → Composición molar de etano en la corriente de colas.
Q → Caudal de una corriente. → $[\text{kmol}/\text{h}]$, $[\text{kg}/\text{h}]$, $[\text{m}^3/\text{h}]$
H_c → Altura de la columna. → $[\text{m}]$
D_c → Diámetro de la columna. → $[\text{m}]$
v → Velocidad. → $[\text{m}/\text{s}]$
v_l → Velocidad másica de flujo del líquido. → $[\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}]$
v_v → Velocidad másica de flujo del vapor. → $[\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}]$
d_o → Diámetro del plato. → $[\text{m}]$
T → Diámetro de torre. → $[\text{m}]$
S → Superficie. → $[\text{m}^2]$
μ → Viscosidad. → $[\text{mPa} \cdot \text{s}]$
e → Espesor, también encontrado como t. → $[\text{cm}]$, $[\text{m}]$.
t → Espaciamento. → $[\text{m}]$
N_A → Número de platos en la zona de agotamiento.
N_R → Número de platos en la zona de rectificación.
N_{min} → Número de equilibrios mínimos.
σ → Tensión. → $[\text{kg}/\text{cm}^2]$
E → Coeficiente de Soldadura.
h → Caída de presión → $[\text{m}]$.

- C_o → Coeficiente de orificio.
 g → Valor de la aceleración de gravedad. → $[m/s^2]$.
(4f) → Factor de Fanning.
 d_o → Diámetro de orificio (m).
 P_e → Presión efectiva del viento (kg/cm^2).
 P_v → Presión dinámica del viento (kg/cm^2).
 C → Coeficiente eólico.
 K → Factor eólico de esbeltez.

I.4. NOMENCLATURA REFERENTE AL DISEÑO DE A LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

- Q → Calor intercambiado. → $[kcal/h]$
 A → Área del intercambiador. → $[m^2]$
 U → Coeficiente global de transmisión de calor. → $[W/m^2\ ^\circ C]$
 m → Caudal del fluido calefactor o refrigerante → $[kg/h]$
 λ → Calor latente. → $[kcal/kg]$
 T_{ec}^a → Temperatura de entrada del fluido caliente. → $[^\circ C]$
 T_{ef}^a → Temperatura de entrada del fluido frío. → $[^\circ C]$
 T_{sc}^a → Temperatura de salida del fluido caliente. → $[^\circ C]$
 T_{sf}^a → Temperatura de salida del fluido frío. → $[^\circ C]$
 ΔT_{ml}^a → Incremento de temperatura media logarítmica. → $[^\circ C]$
 C_p → Capacidad calorífica a presión constante. → $[kcal/kg\ ^\circ C]$
 D_i → Diámetro interno. → $[cm], [in]$
 D_E → Diámetro externo. → $[cm], [in]$
 D_b → Diámetro del haz de tubos. → $[cm], [in]$
 t → Espesor. → $[cm], [in]$
 N_t → Número de tubos.
 L_t → Longitud de tubo. → $[ft], [m]$
 L_{total} → Longitud total de tubos. → $[ft], [m]$

I.5. NOMENCLATURA REFERENTE AL DISEÑO DE A LOS EQUIPOS DE ALMACENAMIENTO

- V → Volumen del tanque → [m³]
D → Diámetro del tanque → [m]
R → Radio del fondo. → [m]
D_o → Diámetro exterior del fondo. → [m]
r → Radio de curvatura del fondo. → [m]
H → Altura de la curvatura del fondo. → [m]
h → Altura del fondo sin la curvatura → [m]
t → Espesor del fondo. → [m]

I.6. NOMENCLATURA REFERENTE AL DISEÑO DE A LA RED DE DISTRIBUCIÓN

- D_i → Diámetro interno. → [in], [cm]
 ρ → Densidad. → [kg/m³]
Q → Caudal másico. → [kg/h]
Re → Número de Reynolds
 ΔP → Caída de presión. → [Pa]
(4f) → Factor de fricción.
 ρ → Densidad del fluido. → [kg/m³]
Q → Caudal de fluido. → [m³/s]
L → Longitud de la tubería. → [m]
D → Diámetro interior de la tubería. → [m]

I.7. NOMENCLATURA REFERENTE AL DISEÑO DE A LOS EQUIPOS DE IMPULSIÓN

- P_1 → Presión en el punto inicial del tramo de aspiración. → [m], [Pa]
 P_v → Presión de vapor en el tramo de aspiración. → [m], [Pa]
 z_1 → Altura en el punto inicial del tramo de aspiración, → [m]
 z_E → Altura en la aspiración de la bomba. → [m]
 h_f → Pérdidas de carga entre el punto inicial y final del tramo de aspiración. → [m]
 P_2 → Presión en los puntos final. → [Pa] o [m]
 z_2 → Altura en el punto final del tramo. → [m]
 v → Velocidad en los puntos tomados. → [m/s]
 g → Aceleración de la gravedad. → [m/s²]
 H_{util} → Altura útil de la bomba. → [m]
 h_t → Pérdidas de carga en tramo recto de tubería. → [m]
 L → Longitud de la tubería. → [m]
 D → Diámetro interno de la tubería. → [m]
(4f) → Factor de fricción.
 K → Coeficiente de resistencia característico para cada accesorio.
NPSH → Altura Neta de Succión Positiva

ANEXO II

ASPECTOS TERMODINÁMICOS

II.1.- INTRODUCCIÓN

Este Anexo tiene gran interés, debido a que es parte fundamental para el desarrollo de los cálculos del presente PFC. Aquí se aclara como se han obtenido los diferentes equilibrios termodinámicos, así como las temperaturas de las diferentes corrientes.

Por todos es conocida la gran importancia de los datos de equilibrio termodinámico para la separación de una mezcla con varios componentes. De hecho, dentro de la bibliografía podemos encontrar representados, ya sea gráficamente o en tablas de datos, los equilibrios de los sistemas más comunes en la industria química. En otras ocasiones, como es este caso, es bastante complicado el hecho de encontrar dicho datos. Debido a esta razón, se ha procedido al desarrollo matemático para la generación de los datos de equilibrio para el sistema multicomponente de interés, etano-propano-butano.

Se ha de considerar como sistema termodinámico el que forman el líquido y el vapor en la unidad de separación por rectificación, sin reacción química. El estudio termodinámico se basa simplemente en evaluar las composiciones de las diferentes fases líquido y vapor que constituyen las fases.

Se posee un sistema cerrado con tres componentes, esto hace que las propiedades termodinámicas dependan del número de moles que componen este sistema.

$$G = G(P, T, n) \quad H = H(P, S, n) \quad A = A(V, T, n) \quad U = U(V, S, n)$$

Hay que definir entonces las propiedades molares parciales y otra serie de términos como los coeficientes de fugacidad, actividad.

II.2.- POTENCIAL QUÍMICO

El concepto de equilibrio termodinámico fue introducido por Gibbs en 1875 como:

“Un sistema multifásico y multicomponente se encuentra en equilibrio, a una presión y temperatura dadas, cuando el potencial químico de cada una de las especies es el mismo en todas y cada una de las fases. El resultado del criterio de equilibrio de un sistema compuesto por π fases y n componentes”.

Con esta definición, se puede representar matemáticamente representado por:

$$\mu^\alpha = \mu^\beta = \mu^\kappa = \dots = \mu^\pi$$

En este caso se debe considerar un sistema cerrado con dos fases α y β , líquido y vapor respectivamente, que a su vez actúan como un sistema abierto, es decir transfieren materia de una fase a otra. Para cada fase se puede escribir:

$$\begin{aligned}dG^\alpha &= V^\alpha \cdot dP - S^\alpha \cdot dT + \sum_i \mu_i^\alpha dn_i^\alpha \\dG^\beta &= V^\beta \cdot dP - S^\beta \cdot dT + \sum_i \mu_i^\beta dn_i^\beta\end{aligned}$$

Esto nos lleva que si sumamos las dos expresiones anteriores

$$dG = (V^\alpha + V^\beta) \cdot dP - (S^\alpha + S^\beta) \cdot dT + \sum_i \mu_i^\alpha dn_i^\alpha + \sum_i \mu_i^\beta dn_i^\beta$$

y posteriormente aplicamos uno de los criterios de sistemas cerrado

$$dG = V \cdot dP - S \cdot dT$$

se llega a la conclusión que:

$$\sum_i \mu_i^\alpha dn_i^\alpha + \sum_i \mu_i^\beta dn_i^\beta = 0 \rightarrow dn_i^\alpha = dn_i^\beta \rightarrow \mu_i^\alpha = \mu_i^\beta$$

Se puede concluir que el criterio de equilibrio termodinámico queda establecido para múltiples fases, cuando el potencial químico de cada especie es igual en cada una de las fases.

La aplicación de estas ecuaciones a sistemas específicos de equilibrio de fases requiere el uso de modelos del comportamiento de mezclas, los cuales proporcionan expresiones para G o para las μ_i como funciones de la temperatura, la presión y la composición.

II.3- PROPIEDAD MOLAR PARCIAL

Se denomina propiedad molar parcial, a aquella propiedad termodinámica de un componente al encontrarse en una mezcla con diferentes componentes. Es el cambio diferencial de la propiedad total respecto al cambio diferencial de la cantidad de materia del componente i cuando permanecen constantes la presión, la temperatura y la composición de los otros componentes.

Es decir, para cualquier propiedad M , la propiedad molar parcial del componente i se define matemáticamente como:

$$\tilde{M}_i = \left(\frac{\partial M}{\partial n_i} \right)_{P,T,n_j}$$

donde n_i es el número de moles totales del componente i y n_j cualquier componente distinto de i .

La derivada total de la propiedad total $M=M(P, T, n)$ queda ahora:

$$dM = \left(\frac{\partial M}{\partial P} \right)_{T, n_i} \cdot dP + \left(\frac{\partial M}{\partial T} \right)_{P, n_i} \cdot dT + \sum_i \left(\frac{\partial M}{\partial n_i} \right)_{P, T, n_{j \neq i}} \cdot dn_i$$

Si se trabaja a temperatura y presión constantes, se obtiene:

$$dM = \sum_i \left(\frac{\partial M}{\partial n_i} \right)_{P, T, n_{j \neq i}} \cdot dn_i = \sum \tilde{M}_i \cdot dn_i$$

Las propiedades molares parciales se utilizan del mismo modo que las propiedades termodinámicas totales.

II.4.- DETERMINACIÓN DEL EQUILIBRIO

Conocidos estos conceptos, se está en disposición de proceder a la determinación de los datos de equilibrio propiamente dicho.

Asumiendo la relación existente entre el potencial químico con la energía libre de Gibbs y ésta con la fugacidad, en el equilibrio de dos fases, α y β , sustituyendo en función de la fugacidad, se cumple que:

$$\hat{f}_i^\alpha = \hat{f}_i^\beta \rightarrow \hat{f}_i^L = \hat{f}_i^V$$

$$\hat{f}_i^L = \hat{\phi}_i^L \cdot x_i \cdot P$$

$$\hat{f}_i^V = \hat{\phi}_i^V \cdot y_i \cdot P$$

En el equilibrio líquido vapor, entonces se cumple

$$\hat{\phi}_i^V \cdot y_i \cdot P = \hat{\phi}_i^L \cdot x_i \cdot P \quad [1]$$

Cuando se tiene una solución no ideal se busca una expresión del coeficiente de fugacidad del componente i en la fase líquida que dependa del coeficiente de actividad, que es mucho más fácil de utilizar. Así se tiene:

$$\left. \begin{aligned} \hat{f}_i^L &= \gamma_i \cdot x_i \cdot f_i^L \\ \hat{f}_i^V &= \hat{\phi}_i^V \cdot y_i \cdot P \end{aligned} \right\} \gamma_i \cdot x_i \cdot f_i^L = \hat{\phi}_i^V \cdot y_i \cdot P$$

La expresión de fugacidad, f_i^L , para un componente puro viene determinada por la ecuación:

$$f_i^L = \phi_i^{sat} \cdot P^{sat} \cdot \exp \left[\frac{\bar{V}_i \cdot (P - P_i^{sat})}{R \cdot T} \right] \quad [8]$$

Sustituyendo esta expresión en la igualdad de equilibrio descrita anteriormente:

$$\gamma_i \cdot x_i \cdot \phi_i^{sat} \cdot P^{sat} \cdot \exp \left[\frac{\bar{V}_i \cdot (P - P_i^{sat})}{R \cdot T} \right] = \hat{\phi}_i^V \cdot y_i \cdot P \quad [2]$$

El factor de Poynting (representado por la exponencial) a presiones de bajas a moderadas difiera a la unidad solamente por pocas milésimas, su omisión introduce un error que resulta despreciable. Esta situación es aplicable para el caso que concierne al presente proceso.

$$\gamma_i \cdot x_i \cdot \phi_i^{sat} \cdot P^{sat} = \hat{\phi}_i^V \cdot y_i \cdot P$$

⁷ Ecuación no válida para altas presiones.

⁸ La presión de vapor, o presión de saturación, puede encontrarse denotada como P^{sat} o P⁰.

⁹ La parte izquierda de la ecuación hace referencia a la fase líquida, y la parte derecha al vapor.

Cuando la presión de saturación del compuesto es baja, el coeficiente de fugacidad en las condiciones de saturación es aproximadamente igual a 1, con lo cual la ecuación anterior se puede simplificar aún más:

$$\gamma_i \cdot x_i \cdot P^{sat} = \hat{\phi}_i^V \cdot y_i \cdot P \Rightarrow \text{Criterio fundamental del equilibrio termodinámico}$$

Con lo cual se puede resumir todo este proceso diciendo que para la estimación de los equilibrios líquido-vapor a partir del criterio fundamental termodinámico, a una presión moderada, es necesario conocer.

- $P^{sat} \rightarrow$ Método de Antoine
- $\gamma_i \rightarrow$ Método UNIFAC
- $\hat{\phi}_i^V \rightarrow$ EOS¹⁰ VIRIAL DE MEZCLAS.
- $P \rightarrow$ Proviene del sistema (predeterminado)

II.5.- COMPOSICIONES DE ALIMENTACIÓN

La alimentación que entra en la columna de rectificación se encuentra en fase líquida, con una composición:

Tabla 1.- Composiciones molares de la alimentación de la torre S-1.

Composición molar de la alimentación		
$x_F(\text{C}_2\text{H}_6)$	$x_F(\text{C}_3\text{H}_8)$	$x_F(\text{C}_4\text{H}_{10})$
0,15	0,35	0,50

Como ya se ha explicado en la memoria descriptiva, en la columna de rectificación se produce una serie de equilibrios líquido-vapor, hasta llegar a una composición determinada. Los componentes más volátiles

¹⁰ EOS acrónimo de Ecuación de Estado Cúbica.

irán ascendiendo por los diferentes platos de la columna, y por ello la corriente que sale por cabeza de columna está más concentrada en estos componentes. Ocurre el fenómeno inverso en la corriente de cola de columna, es decir, los compuestos menos volátiles desciende en la columna en estado líquido enriqueciendo esta corriente en cuestión.

El problema que se presenta es que las composiciones molares en estado vapor son desconocidas, de ahí que se quieran generar en este Anexo.

II.6.- EQUILIBRIOS DE INTERÉS

Los tres equilibrios principales, y que van a ser utilizados en los diferentes cálculos posteriores, son los correspondientes a la alimentación, destilado y producto de cola. Para seguir una secuencia lógica, se van a enumerar los equilibrios 1, 2 y 3 a las composiciones de alimentación, destilado y composición de cola, respectivamente. Hay que recordar que la composición de cola viene establecida por la legislación española referente a la composición de LPG para combustible destinado a automoción.

Tabla 2.- Composiciones molares en fase líquida.

Nº equilibrio	x_1	x_2	x_3
1	0,15	0,35	0,50
2	0,52	0,39	0,09
3	0,03	0,34	0,63

Este desarrollo matemático se ha basado en un proceso iterativo partiendo de datos conocidos, como por ejemplo, la presión del sistema (15 bar) y las composiciones en fase líquida principales. Dicho proceso

ha contado con 9 iteraciones, realizadas en una hoja de cálculo. Debido a la que la consecución de ecuaciones en estas iteraciones es muy elevada, se procederá a plasmas en los diferentes apartados sólo la tabulación de la última iteración realizada.

En el apartado siguiente se expone cada uno de los parámetros necesarios para la obtención de las composiciones en fase vapor de los equilibrios descritos anteriormente.

Tras introducir esos datos se procederá al cálculo de cada una de las variables necesarias para la secuencia de cálculo anteriormente mencionada.

II.7.- DATOS DE PARTIDA

Peso Molecular

Una de las propiedades importantes implícitas en los desarrollos matemáticos que se plasman en este capítulo, es el peso molecular de cada componente.

Tabla 3.-Pesos Moleculares.

COMPONENTE	PM
Etano	30,07 kg/kmol
Propano	44,10 kg/kmol
Butano	58,12 kg/kmol

Constante Universal de los Gases

La constante universal de los gases es un parámetro muy importante en todo el desarrollo, por ello hay que definirla teniendo en cuenta las unidades que más nos interesen. En este caso adoptará las unidades, y por tanto el valor numérico, siguiente: $R = 0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{L}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$

Parámetros de Interacción

Cuando se habla de equilibrio químico, los hidrocarburos que se están empleando en el proceso de separación tienen carácter químico similar entre sí. Esto hace que el parámetro de interacción k_{ij} , pueda ser despreciado.

$$k_{ij} = 0$$

Propiedades Críticas y Temperatura de Ebullición Normal

Estos datos han sido obtenidos de la diferente bibliografía consultada.

Tabla 4.-Propiedades críticas y temperaturas de ebullición.

Propiedades críticas y temperaturas normales de ebullición					
T₁⁰ (K) (normal)	184,5	P_{c1} (atm)	48,2	Z_{c1}	0,29
T₂⁰ (K) (normal)	231,1	P_{c2} (atm)	41,9	Z_{c2}	0,28
T₃⁰ (K) (normal)	272,7	P_{c3} (atm)	37,5	Z_{c3}	0,27
T_{c1} (K)	305,4	V_{c1} (L/mol)	0,15	ω₁	0,10
T_{c2} (K)	369,8	V_{c2} (L/mol)	0,20	ω₂	0,15
T_{c3} (K)	425,2	V_{c3} (L/mol)	0,26	ω₃	0,19

Parámetros de Antoine

El método de Antoine consiste en la aplicación de una ecuación que lleva su nombre, ecuación [3]. Se trata de una correlación de números adimensionales, conocidos como coeficientes de *Antoine*, con la temperatura. Con dicha ecuación y la temperatura del sistema, es posible conocer la presión de saturación de un vapor con su líquido. Para el presente caso es conocida la presión de trabajo (15 bar)¹¹, y se utiliza este método para hallar la temperatura. Los parámetros mencionados difieren en la bibliografía consultada debido a las unidades utilizadas.

¹¹ 15 bar equivalen a 11250, 96 milímetros de Mercurio

Tabla 5.-Parámetros de Antoine.

PARÁMETROS DE ANTOINE					
Etano (i = 1) C ₂ H ₆		Propano (i = 2) C ₃ H ₈		Butano (i = 3) C ₄ H ₁₀	
A ₁	15,6637	A ₂	15,7727	A ₃	15,6782
B ₁	1511,42	B ₂	1872,46	B ₃	2154,90
C ₁	-17,16	C ₂	-25,16	C ₃	-34,42

La ecuación que se aplicará posteriormente para hallar la temperatura en cada uno de los equilibrios es:

$$\ln P^{\text{sat}} (\text{mmHg}) = A - \frac{B}{T(\text{K}) + C} \quad \text{ecuación de Antoine [3]}$$

$$T^{\text{sat}} (\text{K}) = \frac{B}{A - \ln P^{\text{sat}} (\text{mmHg})} - C$$

Parámetros UNIFAC

Para el cálculo de los coeficientes de actividad, se utilizará el método de contribución de grupos UNIFAC. Para la aplicación del mismo, son necesarios sus parámetros correspondientes a cada componente de la mezcla¹². Estos parámetros vienen listados en la siguiente tabla. El parámetro de interacción es nulo, ya que al ser hidrocarburos sencillos se anulan entre sí, ($a_{mk} = 0$).

Tabla 6.-Parámetros de subgrupo UNIFAC.

				Etano	Propano	Butano
Grupo	k	Rk	Qk	vk(1)	vk(2)	vk(3)
CH ₃	1	0,90	0,85	2	2	2
CH ₂	2	0,67	0,54	0	1	2
CH	3	0,45	0,23	0	0	0

¹² Se recuerda que los componentes de la mezcla son etano (C₂H₆), propano (C₃H₈) y butano (C₄H₁₀),

Reglas de Combinación de Praunzitz

Estas reglas de combinación proporciona la herramienta necesaria para la determinación de las propiedades cruzadas reducidas y críticas, necesarias posteriormente para la aplicación del método UNIFAC¹³.

$$T_{cij} = (1 - k_{ij}) \sqrt{T_{ci} \cdot T_{cj}} \quad P_{cij} = \frac{Z_{cij} \cdot R \cdot T_{cij}}{V_{cij}}$$

$$Z_{cij} = \frac{Z_{ci} + Z_{cj}}{2} \quad V_{cij} = \left(\frac{\sqrt[3]{V_{ci}} \cdot \sqrt[3]{V_{cj}}}{2} \right)^3$$

$$\omega_{ij} = \frac{\omega_{ci} + \omega_{cj}}{2} \quad M_{rij} = \frac{M}{M_{cij}}$$

La magnitud cruzada viene determinada por el subíndice “c_{ij}”. El parámetro “k_{ij}” despreciable ya que las los componentes que constituyen los equilibrios son similares en propiedades químicas.

Las magnitudes reducidas, denotadas como “M_{rij}”, por definición es el cociente entre la magnitud absoluta y la magnitud crítica cruzada de dos especies.

Haciendo uso de las reglas anteriores los valores obtenidos son:

Tabla 7.-Parámetros cruzados de Praunzitz.

REGLAS DE COMBINACIÓN DE PRAUSNITZ					
T_{c12} (K)	336,06	T_{c13} (K)	360,36	T_{c23} (K)	396,53
Z_{c12}	0,28	Z_{c13}	0,28	Z_{c23}	0,28
V_{c12} (L/mol)	0,17	V_{c13} (L/mol)	0,20	V_{c23} (L/mol)	0,23
P_{c12} (atm)	44,84	P_{c13} (atm)	42,02	P_{c23} (atm)	39,60
ω₁₂	0,12	ω₁₃	0,15	ω₂₃	0,17

¹³ Método para la obtención de los coeficientes de actividad

II.8.- CÁLCULO DE LA TEMPERATURA

Una vez introducidos los datos anteriores, provenientes principalmente de bibliografía, y la composición molar en fase líquida de la alimentación, se procede a la secuencia de cálculo.

En primer lugar se ha aplicado la ecuación de Antoine (ecuación 3), despejando la temperatura de saturación a la presión de 15 bar.

Así las temperaturas de saturación para cada componente, obtenidas han sido:

Tabla 8.- Temperatura de saturación.

Nº equilibrio	T_1^0 (K)	T_2^0 (K)	T_3^0 (K)	T^0 (K)
1	256,22	316,31	374,48	336,38
2				290,24
3				351,43

La columna de T^0 indica la temperatura promedia que se tiene en cada equilibrio.

II.9.- CÁLCULO DE LA PRESIÓN DE SATURACIÓN

Conocida la temperatura de saturación en cada equilibrio se puede calcular la presión de saturación de los componentes en dichos equilibrios, aplicando la ecuación [3]. Así aplicando la ecuación mencionada los valores obtenidos son:

Tabla 9.- Presión de saturación con Antoine.

Nº equilibrio	P_1^0 (atm)	P_2^0 (atm)	P_3^0 (atm)
1	58,99	17,09	4,76
2	26,28	5,911	1,29
3	81,82	26,17	8,02

II.10.- COEFICIENTES DE ACTIVIDAD

Los coeficientes de actividad sirven para delimitar la no idealidad de los componentes en fase líquida. Para el cálculo de los coeficientes de actividad se empleará el método UNIFAC. Este método está basado en la ecuación UNIQUAC.

$$\text{Ln}\gamma_i = \text{Ln}\gamma_i^c + \text{Ln}\gamma_i^R \quad \text{ecuación UNIQUAC} \quad [4]$$

Definiendo:

$$\text{Ln}\gamma_i^c = 1 - J_i + \text{Ln}J_i - 5 \cdot q_i \cdot \left(1 - \frac{J_i}{L_i} + \text{Ln} \frac{J_i}{L_i} \right)$$

$$\text{Ln}\gamma_i^R = q_i \cdot \left[1 - \sum_k \left(\theta_k \cdot \frac{\beta_{ik}}{s_k} - e_{ki} \cdot \ln \frac{\beta_{ik}}{s_k} \right) \right]$$

Como se puede comprobar la ecuación [4] depende, implícitamente, de una serie de variables. Estas variables serán definidas a continuación.

$$r_i = \sum_k v_k^{(i)} \cdot R_k$$

$$q_i = \sum_k v_k^{(i)} \cdot Q_k$$

$$J_i = \frac{r_i}{\sum_j r_j \cdot x_j}$$

$$L_i = \frac{q_i}{\sum_j q_j \cdot x_j}$$

$$e_{ki} = \frac{v_k^{(i)} \cdot Q_k}{q_i}$$

$$\tau_{mk} = e^{-\frac{a_{mk}}{T}}$$

$$\beta_{ik} = \sum_m e_{mi} \cdot \tau_{mk}$$

$$\theta_k = \frac{\sum_i x_i \cdot q_i \cdot e_{ki}}{\sum_j q_j \cdot x_j}$$

$$s_k = \sum_m \theta_k \cdot \tau_{mk}$$

Identificación de los subíndices:

“i” designa a la cada especie.

“j” es un subíndice ficticio que cubre todas las especies.

“k” subgrupos que correspondan.

“m” subíndice ficticio que cubre todas los subgrupos.

El término $v_k^{(i)}$ es el número de subgrupos k en una especie i. Los parámetros de subgrupo R_k y Q_k , han sido tabulados anteriormente¹⁴. El parámetro a_{mk} es nulo.

Este es el desarrollo del método UNIFAC, con el cual se hallarán los coeficientes de actividad. Por tanto, ahora se aplicarán las ecuaciones descritas anteriormente, de tal manera que sus valores numéricos se presentan en las tablas sucesivas.

Todos los desarrollos se harán para los tres componentes pertenecientes al sistema.

Cálculo r_i y q_i

Tabla 10.-Cálculo de r_i y q_i .

r_1	1,80	r_2	2,48	r_3	3,15
q_1	1,70	q_2	2,24	q_3	2,78

Cálculo de e_{ki}

Tabla 11.-Cálculo de e_{ki} .

Nº equilibrio	k	i = 1	i = 2	i = 3
1	1	1,00	0,76	0,61
2	2	0,00	0,24	0,39
3	3	0,00	0,00	0,00

¹⁴ Ver tabla 6 del presente Anexo. (Parámetros de los subgrupos de UNIFAC).

Cálculo de τ_{mk}

Este parámetro depende del parámetro de a_{mk} , el cual se ha explicado que es 0. Por tanto al aplicar la ecuación que define a τ_{mk} , se comprueba que todos los valores de τ_{mk} es la unidad

Tabla 12.-Cálculo de τ_{mk} .¹⁵

n	$\tau_{1,1}$	$\tau_{1,2}$	$\tau_{1,3}$	$\tau_{2,1}$	$\tau_{2,2}$	$\tau_{2,3}$	$\tau_{3,1}$	$\tau_{3,2}$	$\tau_{3,3}$
1	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
2	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
3	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

De aquí se deduce que los coeficientes de actividad serán constantes en este sistema, ya que este parámetro es el único dependiente de la temperatura y como se puede observar en este caso no hay ninguna dependencia.

Cálculo de β_{ik}

Este parámetro también es la unidad. Esto es causado a la dependencia de este parámetro con el parámetro τ_{mk} , siendo en este caso 1. Con lo cual el sumatorio de e_{ki} , por su propia definición es la unidad.

Hay que decir que esto sólo ocurre cuando la interacción entre los subgrupos es nula.

Tabla 13.-Cálculo de β_{ik} .

n	$\beta_{1,1}$	$\beta_{1,2}$	$\beta_{1,3}$	$\beta_{2,1}$	$\beta_{2,2}$	$\beta_{2,3}$	$\beta_{3,1}$	$\beta_{3,2}$	$\beta_{3,3}$
1	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
2	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
3	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

¹⁵ La columna 1 que se identifica como n, es el número de equilibrio al que corresponde.

Cálculo de θ_k

Este parámetro está calculado en función de los subgrupos, de ahí que sea necesario hacerlo para los tres subgrupos que hay en el sistema. La ecuación correspondiente a θ_k es aplicada a cada uno de los tres equilibrios que son interesantes en el presente sistema.

Tabla 14.-Cálculo de β_{ik} .

Nº equilibrio	θ_1	θ_2	θ_3
1	0,70	0,30	0,00
2	0,85	0,15	0,00
3	0,66	0,34	0,00

Cálculo de s_k

Atendiendo a cada equilibrio, el sumatorio de θ_k , es la unidad. Si además vemos nuevamente que el parámetro τ_{mk} es uno, el sumatorio del producto de τ_{mk} y θ_k es nuevamente la unidad. Por tanto como la definición de s_k es: $s_k = \sum_m \theta_k \cdot \tau_{mk}$, este parámetro debe de adoptar el valor de la unidad también.

Tabla 15.-Cálculo de s_k .

Nº equilibrio	s_1	s_2	s_3
1	1,00	1,00	1,00
2	1,00	1,00	1,00
3	1,00	1,00	1,00

Cálculo de J_i y L_i

Como todos los parámetros anteriores son destinados a tres componentes, con lo que hará que desarrollarlos independientemente para cada uno de los grupos.

Tabla 16.-Cálculo de J_i y L_i.

Nº equilibrio	J ₁	J ₂	J ₃	L ₁	L ₂	L ₃
1	0,66	0,91	1,16	0,70	0,92	1,15
2	0,83	1,13	1,44	0,85	1,12	1,39
3	0,63	0,86	1,09	0,66	0,87	1,08

Cálculo del coeficiente de actividad combinatorio

El coeficiente de actividad combinatorio se calcula, para una de las especies del sistema, y para cada uno de los equilibrios de interés.

Tabla 17.-Cálculo del coeficiente de actividad combinatorio.

Nº equilibrio	lnγ ₁ ^C	lnγ ₂ ^C	lnγ ₃ ^C
1	-0,06	-0,01	-0,01
2	-0,02	-0,01	-0,07
3	-0,08	-0,01	-0,01

Cálculo del coeficiente de actividad residual

Este cálculo no hace falta realizarlo, ya que se sabe que va a dar cero. Atendiendo a la definición del coeficiente de actividad residual

$$\text{Ln}\gamma_i^R = q_i \cdot \left[1 - \sum_k \left(\theta_k \cdot \frac{\beta_{ik}}{s_k} - e_{ki} \cdot \ln \frac{\beta_{ik}}{s_k} \right) \right] \quad [5]$$

Se puede observar que el término logarítmico es cero, ya que es el logaritmo de 1. El primer término de la diferencia que hay dentro del sumatorio, es 1 teniendo en cuenta los parámetros que intervienen y anteriormente hallados. Por tanto el corchete de la ecuación se anula, y como va multiplicando al término q_i, hará que el resultado final resulte 0.

Llegado a este punto se puede decir que prácticamente se está llegando al final del método UNIFAC. Tan sólo queda por utilizar la ecuación de UNIQUAC y despejar el coeficiente de actividad de dicha ecuación para obtener su valor exacto.

Tabla 18.-Cálculo del coeficiente de actividad combinatorio.

Nº equilibrio	γ_1	γ_2	γ_3
1	0,94	0,99	0,99
2	0,99	0,99	0,94
3	0,92	0,99	0,99

II.11.- COEFICIENTES DE FUGACIDAD

El coeficiente de fugacidad determina la no idealidad de la fase vapor de un componente. Por ello, es necesario conocer la composición vapor de los componentes para su evaluación.

La primera iteración comenzará con la suposición de la fase vapor ideal para cada uno de los componentes, es decir, suponiendo un coeficiente de fugacidad igual a 1 para cada uno de los componentes. De esta manera se halla la primera composición en fase vapor.

Conforme se adelanta en el desarrollo operativo de cálculo se irán hallando todas las variables nuevamente, desde la temperatura hasta la presión de saturación, pasando por los coeficientes de actividad con sus respectivos parámetros. De esta forma se llegará a obtener unos coeficientes de fugacidad coherentes con la iteración en cuestión, con la que se finalizará el proceso.

Por todas estas iteraciones es necesario conocer de donde proviene el coeficiente de fugacidad y de qué variables depende.

El coeficiente de fugacidad se determinará a partir de:

$$\ln \hat{\phi}_i = \int_0^P (\tilde{Z}_i - 1) \frac{dP}{P}$$

Se define \tilde{Z}_i como

$$\tilde{Z}_i = \left[\frac{\partial(nZ)}{\partial n_i} \right]_{P,T,n_j}$$

La ecuación escogida ha sido será la ecuación de estado del virial, ya que es un desarrollo en serie de Taylor de potencias del factor de compresibilidad. Su expresión general es la que sigue:

$$Z = 1 + BP + CP^2 + DP^3 + \dots$$

La presión del sistema es de 15 bar (aproximadamente 15 atmósferas), esto hace que el desarrollo anterior pueda truncarse en el segundo coeficiente, obteniendo finalmente:

$$Z = 1 + BP \rightarrow Z = 1 + \frac{BP}{RT} \quad [6]$$

El coeficiente B, viene determinado por las reglas de mezclado que dependen de la temperatura y composición de la mezcla.

$$B = \sum_i \sum_j y_i \cdot y_j \cdot B_{ij} \quad [7]$$

Así la ecuación sólo depende de la composición y de los coeficientes viriales cruzados, que a su vez son función de la temperatura. Este desarrollo matemático irá aumentando en complejidad de manera proporcional con el número de componentes que constituyen el sistema.

Este desarrollo matemático debe ser aplicado para un sistema ternario. Una vez obtenida la expresión en función de los moles totales e individuales se debe derivar con respecto al número de moles de cada componente.

A continuación se introduce el desarrollo anterior dentro de la ecuación del factor de compresibilidad. Integrando esa nueva ecuación, considerando los coeficientes de virial constantes, se llega a la expresión generalizada para mezclas multicomponentes para determinar el coeficiente de fugacidad de un componente en una mezcla.

$$\ln \hat{\phi}_i = \frac{P}{R \cdot T} \left[B_{ii} + \frac{1}{2} \sum_i \sum_j y_k \cdot y_j \cdot (2 \cdot \delta_{ki} - \delta_{kj}) \right] \quad [8]$$

Los subíndices “k” y “j” se refieren a todos los componentes. El parámetro δ_{ki} hacen referencia a los coeficientes delta cruzados.

Para poder hallar los coeficientes del virial, se debe emplear las correlaciones de Pitzer.

$$B_{ij}^* = \frac{R \cdot T_{cij}}{P_{cij}} \cdot (B_{ij}^{\circ} + \omega_{ij} \cdot B_{ij}^1) \quad \left(\frac{L}{mol} \right) \quad [9]$$

$$B_{ij}^{\circ} = 0,083 - \frac{0,422}{T_{rij}^{1,6}} \quad [10]$$

$$B_{ij}^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_{rij}^{4,2}} \quad [11]$$

En estas ecuaciones hay parámetros desconocidos, como por ejemplo T_{rij} , pero que son fácilmente calculables

Definido el coeficiente de fugacidad de un componente en una mezcla, hay que definir el coeficiente de fugacidad para una sustancia pura. Dicho coeficiente se obtiene mediante el siguiente desarrollo.

$$Z_i = 1 + \frac{B_{ii} \cdot P}{R \cdot T}$$

$$\ln \phi_i = \int_0^P (Z_i - 1) \frac{dP}{P} = \int_0^P \left(1 + \frac{B_{ii} \cdot P}{R \cdot T} - 1 \right) \frac{dP}{P} = \frac{B_{ii} \cdot P}{R \cdot T}$$

Una vez definidos estos dos coeficientes, se está en disposición de definir, matemáticamente, el término del coeficiente de fugacidad individual.

$$\phi_i = \frac{\hat{\phi}_i}{\phi_i} \cdot e^{-\left[\frac{V_i^L \cdot (P - P_1^0)}{R \cdot T} \right]} = e^{\frac{(P - P_1^0) \cdot (B_{ii} - V_i^L) + P \left[\frac{1}{2} \sum_i \sum_j y_k \cdot y_j \cdot (2 \cdot \delta_{ki} - \delta_{kj}) \right]}{R \cdot T}} \quad [12]$$

A continuación se comenzarán a definir todos los parámetros, variables y coeficientes necesarios hasta llegar a obtener el término ϕ_i .

Temperatura reducida y temperatura reducida cruzada.

Como ya se ha realizado anteriormente, se hallan mediante las reglas de combinación de Praunzitz.

Tabla 19.- Temperatura reducida y cruzado.

Nº equilibrio	T _{r1}	T _{r2}	T _{r3}	T _{r12}	T _{r13}	T _{r23}
1	0,99	0,87	0,76	0,96	0,89	0,81
2	0,92	0,76	0,66	0,83	0,78	0,71
3	0,98	0,93	0,81	1,02	0,95	0,87

Coefficientes viriales puros y cruzados

Los coeficientes viriales segundos, B, se determinan aplicando las ecuaciones [10] y [11].

En la siguiente tabla, muestra cada uno de los coeficientes del virial puros y cruzados.

Tabla 20.-Coeficientes del virial puros y cruzados.

Nº equilibrio	B ₁₁ ⁰ (L/mol)	B ₂₂ ⁰ (L/mol)	B ₃₃ ⁰ (L/mol)	B ₁₂ ⁰ (L/mol)	B ₁₃ ⁰ (L/mol)	B ₂₃ ⁰ (L/mol)
1	-0,16	-0,34	-0,61	-0,23	-0,31	-0,45
2	-0,22	-0,46	-0,85	-0,32	-0,43	-0,63
3	-0,14	-0,29	-0,53	-0,20	-0,27	-0,39

Coeficientes delta puros y cruzados

Los coeficientes delta cruzados se obtienen por combinación lineal de los coeficientes viriales segundos.

$$\delta_{ki} = 2 \cdot B_{ki} - B_{kk} - B_{ii}$$

$$\delta_{ij} = 2 \cdot B_{ij} - B_{ii} - B_{jj}$$

$$\delta_{ii} = \delta_{kk} = \dots = 0$$

$$\delta_{ij} = \delta_{ji}$$

$$\delta_{ik} = \delta_{ki}$$

Combinando las ecuaciones anteriores se obtiene como resultado los parámetros que a continuación se tabulan.

Tabla 21.-Coeficientes delta puros y cruzados.

Nº equilibrio	δ ₁₂ (L/mol)	δ ₁₃ (L/mol)	δ ₂₃ (L/mol)
1	0,03	0,15	0,04
2	0,05	0,21	0,06
3	0,03	0,12	0,03

Volúmenes de líquido saturado.

Los volúmenes de líquido saturado se estiman mediante la ecuación de *Rackett*:

$$V_i^L = V_{ci} \cdot Z_{ci}^{(1-T_i)}^{0,2857} \quad [13]$$

Tabla 22.-Volúmenes de líquido saturado.

Nº equilibrio	V ₁ ^{Lsat} (L/mol)	V ₂ ^{Lsat} (L/mol)	V ₃ ^{Lsat} (L/mol)
1	0,10	0,10	0,11
2	0,08	0,09	0,10
3	0,11	0,11	0,11

Para concluir este apartado se procede a realizar el cálculo de ϕ_i , que era lo que se iba buscando desde el principio. Así los coeficientes de fugacidad obtenidos han sido los que me muestran en la tabla siguiente.

Tabla 23.-Coeficientes de fugacidad.

Nº equilibrio	ϕ_1	ϕ_2	ϕ_3
1	1,32	1,03	0,82
2	1,11	0,85	0,68
3	1,42	1,13	0,89

II.12.- CÁLCULO DE LA PRESIÓN DE SATURACIÓN

El siguiente paso es calcular nuevamente la presión de saturación, pero esta vez aplicando el criterio fundamental del equilibrio termodinámico¹⁶. Despejando la presión de saturación de dicha ecuación se obtiene para cada componente las siguientes ecuaciones.

$$P_i^{\text{sat}} = \frac{P}{\frac{\gamma_i \cdot x_i}{\phi_i} + \frac{\gamma_j \cdot x_j \cdot P_j^{\text{sat}}}{\phi_i \cdot P_i^{\text{sat}}} + \frac{\gamma_k \cdot x_k \cdot P_k^{\text{sat}}}{\phi_k \cdot P_i^{\text{sat}}}} \quad [14]$$

Aplicando la ecuación [14] para cada uno de las sustancias que componen el sistema, se tiene:

$$P_1^{\text{sat}} = \frac{P}{\frac{\gamma_1 \cdot x_1}{\phi_1} + \frac{\gamma_2 \cdot x_2 \cdot P_2^{\text{sat}}}{\phi_1 \cdot P_1^{\text{sat}}} + \frac{\gamma_3 \cdot x_3 \cdot P_3^{\text{sat}}}{\phi_3 \cdot P_1^{\text{sat}}}}$$

¹⁶ Ver introducción

$$P_2^{\text{sat}} = \frac{P}{\frac{\gamma_1 \cdot x_1 \cdot P_1^{\text{sat}}}{\phi_1 \cdot P_2^{\text{sat}}} + \frac{\gamma_2 \cdot x_2}{\phi_2} + \frac{\gamma_3 \cdot x_3 \cdot P_3^{\text{sat}}}{\phi_3 \cdot P_2^{\text{sat}}}}$$

$$P_3^{\text{sat}} = \frac{P}{\frac{\gamma_1 \cdot x_1 \cdot P_1^{\text{sat}}}{\phi_1 \cdot P_3^{\text{sat}}} + \frac{\gamma_2 \cdot x_2 \cdot P_2^{\text{sat}}}{\phi_2 \cdot P_3^{\text{sat}}} + \frac{\gamma_3 \cdot x_3}{\phi_3}}$$

La presión del sistema, P, la presión a la que se ha comenzado calculando todo el proceso, y las presiones de saturación de cada componente son las obtenidas en los diferentes cálculos del proceso de iteración. Sustituyendo todos los datos se obtiene una presión de saturación, tras las iteraciones, aplicando el criterio termodinámico de:

Tabla 24.-Presiones de saturación conocidos ϕ_i .

Nº equilibrio	P_1^0 (atm)	P_2^0 (atm)	P_3^0 (atm)
1	58,10	17,09	4,76
2	26,28	5,91	1,29
3	81,82	26,17	8,02

II.13.- TEMPERATURA DE SATURACIÓN FINAL

Siguiendo con el proceso iterativo, una vez obtenidas las presiones de saturación, se procede a calcular nuevamente la temperatura del equilibrio.

Tabla 25.-Temperatura de saturación.

Nº equilibrio	T_1^0 (K)	T_2^0 (K)	T_3^0 (K)	T^0 (K)
1	322,32	322,32	322,32	322,32
2	279,48	279,48	279,48	279,48
3	343,89	343,89	343,89	343,89

II.14.- DATOS DE EQUILIBRIO

Tras la novena iteración, los errores son inferiores al sexto decimal. Por tanto los datos finales de las composiciones en los equilibrios de interés son:

Tabla 26.-Composición molar en los equilibrios.

Nº de equilibrio	Fase Líquida			Fase Vapor		
	x_1	x_2	x_3	y_1	y_2	y_3
1	0,15	0,35	0,50	0,42	0,39	0,19
2	0,52	0,39	0,09	0,81	0,18	0,01
3	0,03	0,34	0,63	0,10	0,52	0,38

ANEXO III

DISEÑO DE LA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN

III.1.- BALANCE GLOBAL DE MATERIA

El caudal de alimentación que entra en la columna rectificadora, contiene una mezcla etano-propano-butano (C_2 , C_3 y C_4 respectivamente) a tratar en el “Splitter” es de 572,60 kmol/h (28000 kg/h), cuya composición es del 15% en etano, 35% en propano y 50% en butano. Los porcentajes indicados anteriormente y de ahora en adelante son composiciones molares.

El objetivo para cumplir con la especificación actual del mercado, es obtener una corriente de colas de un 70% de riqueza en butano y que la aparición de etano no suponga más del 1,6%.

La temperatura de operación ha sido escogida teniendo en cuenta la presión y los datos de equilibrio. Así la temperatura debe de ser aquella que satisfaga que la alimentación entra en la columna de rectificación como líquido a su temperatura de ebullición a una presión constante de 15bar¹⁷.

El método empleado para el cálculo de la columna es el método FUG. Este método es empleado para el cálculo de los parámetros referentes a una columna multicomponente, como ya se ha explicado anteriormente, es un método basado en ecuaciones empíricas las cuales se ajustan bastante bien a la realidad, de ahí su gran aceptación.

Para hacer este método debe definir previamente cuales serán los dos componentes claves. El componente clave ligero (LK) se define como el componente más ligero que aparece en el producto de cola, y el componente clave pesado (HK) como el componente más pesado que aparece en el destilado.

¹⁷ 1bar equivale a $1 \cdot 10^5$ Pascal y 0,99 atmósferas.

Atendiendo a estas definiciones, como se podrá observar más adelante en la *Tabla 23*, el componente clave pesado es el C_3 (propano), mientras que el clave ligero es el C_2 (etano).

A continuación se muestra el diagrama de flujo del proceso:

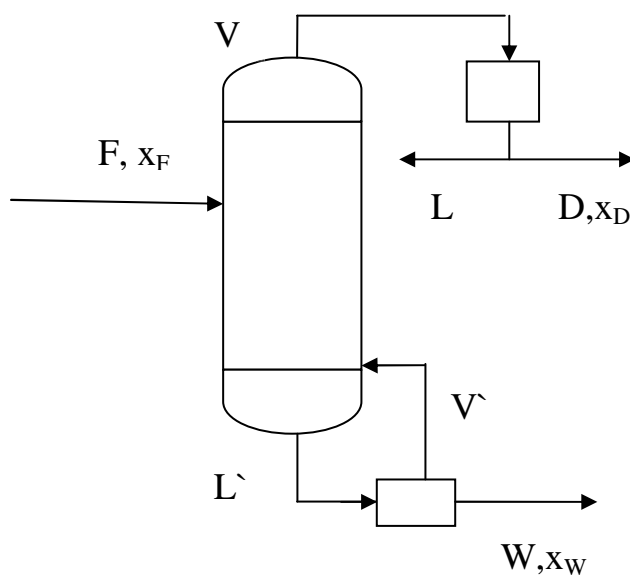


Figura 7.- Esquema de las corrientes de la columna.

Se realiza el balance de materia a la columna:

$$(\text{Entrada}) = (\text{Salida}) + (\text{Acumulación}) + (\text{Reacción química})$$

Se ha de tener en cuenta que el término de acumulación es cero porque se opera en estado estacionario, al igual que el término de reacción química ya que no hay reacción química, con lo cual la expresión que nos queda es:

$$\text{Balance global:} \quad F = W + D \quad [15]$$

$$\text{Balance al condensador:} \quad V = L + D \quad [16]$$

$$\text{Balance al calderín:} \quad L' = W + V' \quad [17]$$

Los resultados del balance de materia son los que se exponen a continuación.

Tabla 27.- Resultados del balance global de materia.

Corrientes	F	D	W
Componentes	x _f molar	x _d másica	x _w másica
Etano, C ₂	0,15	0,52	0,03
Propano, C ₃ (LK)	0,35	0,39	0,34
Butano, C ₄ (HK)	0,50	0,09	0,63
Variables			
Presión (bar)	15,00	14,00	16,00
Temperatura (°C)	49,27	6,33	70,74
Caudal Molar kmol/h	572,60	141,01	431,59
Caudal Másico kg/h	28000	5352,66	22639,22

A continuación se ha hecho uso de la condición de entrada de la alimentación, entrada a su temperatura de ebullición ($\phi = 1$), definiendo:

$$V = V' + (1 - \phi) \cdot F \rightarrow V = V' \quad [18]$$

$$L' = L + \phi \cdot F \rightarrow L' = L + F \quad [19]$$

Donde:

- F : Caudal de alimentación.
- W : Caudal de colas.
- D : Caudal de destilado.
- L : Caudal de líquido en la zona de rectificación.
- V : Caudal de vapor en la zona de rectificación.
- L' : Caudal de líquido en la zona de agotamiento.
- V' : Caudal de vapor en la zona de agotamiento.
- ϕ : Condición de alimentación¹⁸.

¹⁸ La fracción líquida de la alimentación.

Conocido el valor del caudal molar de alimentación F, y el balance de materia, en términos molares, para una base de cálculo de 572,60 kmol/h, obtenemos los caudales molares de la columna:

Tabla 28.- Caudales molares globales.

F	572,60	kmol/h
D	141,00	kmol/h
W	431,59	kmol/h

Los balances en cabezas y en colas se cerrarán en el apartado “C.6.- Balances de Materia de Cabeza y Cola” de este mismo anexo, una vez definidas las relaciones de reflujo.

Para hallar la temperatura de ebullición de la alimentación de la columna se ha utilizado los datos de equilibrios generados. Esto está más detallado en el “Anexo II.- Aspectos Termodinámicos.”

III.2.- NÚMERO DE ETAPAS IDEALES. MÉTODO DE FENSKE

Número Mínimo de Platos Teóricos

El número mínimo de platos con el que teóricamente puede operar una columna de rectificación es el correspondiente a operación con relación de reflujo total $\left(\frac{L}{V} = 1\right)$; situación en la que no entra alimentación ni se genera ni destilado ni residuo.

Cuando esto sucede la fracción molar en fase líquido de cada uno de los componentes de la mezcla en un plato n cualesquiera, es igual a la fracción molar en fase vapor de los correspondientes componentes en el plato inmediatamente posterior n+1. Gráficamente se representa hacien-

do que las líneas de operación de la zona de rectificación y la de agotamiento coincidan con la diagonal en una representación de x frente a y.

Esta afirmación, junto con las relaciones de equilibrio de cada uno de los componentes son las bases del método para calcular el número de platos mínimo.

Relaciones de equilibrio: $y_{n,i} = k_{n,i} \cdot x_{n,i}$ [20]

Equilibrio referente al plato posterior: $x_{n,i} = y_{n+1,i}$ [21]

Donde: $k_{n,i}$: Coeficiente de distribución del componente i.
 $x_{n,i}$: Fracción molar de la fase líquida del componente i.
 $y_{n,i}$: Fracción molar de la fase vapor del componente i.

Combinando ambas ecuaciones se van obteniendo las fracciones de líquido y vapor en cada una de las etapas para la relación de reflujo total.

$$\begin{aligned}y_{1,i} &= k_{1,i} \cdot x_{1,i} = k_{1,i} \cdot y_{2,i} \\y_{2,i} &= k_{2,i} \cdot x_{2,i} = k_{2,i} \cdot y_{3,i} \\ \hline y_{n,i} &= k_{n,i} \cdot x_{n,i} = k_{n,i} \cdot y_{n+1,i}\end{aligned}$$

Si sustituimos cada ecuación en la inmediatamente anterior para un número n de etapas y dos componentes, i y j, se obtiene:

$$\begin{aligned}y_{1,i} &= (k_{1,i} \cdot k_{2,i} \cdot k_{3,i} \cdot \dots \cdot k_{n,i}) \cdot x_{n,i} \\y_{1,j} &= (k_{1,j} \cdot k_{2,j} \cdot k_{3,j} \cdot \dots \cdot k_{n,j}) \cdot x_{n,j}\end{aligned}$$

Los componentes i y j representan los componentes clave pesado de la fase ligera (HK) y clave ligero de la fase pesada (LK), respectivamente, de forma que el sistema de tres componentes, se estudia como

pseudobinario, sin prestar atención en el resto de componentes no clave, los cuáles se suponen que no afectarán al equilibrio entre los dos componentes clave.

Componente i = HK = butano (C₄)

Componente j = LK = propano (C₃)

Se define la volatilidad relativa entre dos componentes como la relación entre sus coeficientes de distribución:

$$\alpha_{ij} = \frac{k_i}{k_j} \quad [22]$$

Dividiendo las dos expresiones anteriores, se obtiene:

$$\frac{y_{1,i}}{y_{1,j}} = \left(\left(\frac{k_{1,i}}{k_{1,j}} \right) \cdot \dots \cdot \left(\frac{k_{n,i}}{k_{n,j}} \right) \right) \cdot \left(\frac{x_{n,i}}{x_{n,j}} \right) = (\alpha_{ij})_1 \cdot \dots \cdot (\alpha_{ij})_n \cdot \left(\frac{x_{n,i}}{x_{n,j}} \right)$$

Esta ecuación se puede expresar como un producto:

$$\left(\frac{y_{1,i}}{y_{1,j}} \right) \cdot \left(\frac{x_{n,j}}{x_{n,i}} \right) = \prod_{k=1,n} (\alpha_{ij})_k \quad [23]$$

La etapa teórica 1 corresponde a la que se encuentra inmediatamente antes del condensador, luego las composiciones en este punto son las de destilado (D), mientras que las de la etapa n se refieren al último equilibrio, esto, al calderín (W).

Fenske basa su método en suponer que la volatilidad entre los componentes clave son constantes a lo largo de la toda la columna. La volatilidad constante que se toma viene determinada por una media geométrica entre la volatilidad relativa del destilado y la corriente de colas:

$$\overline{\alpha_{ij}} = \sqrt{(\alpha_{ij})_D \cdot (\alpha_{ij})_W} \quad [24]$$

o lo que es lo mismo:

$$\left(\frac{X_{D,i}}{X_{D,j}} \right) \cdot \left(\frac{X_{W,i}}{X_{W,j}} \right) = (\overline{\alpha_{ij}})^{N_{\min}}$$

Con lo cual se puede obtener el número de platos teóricos (N_{\min}) que se necesitan:

$$N_{\min} = \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{X_{D,i}}{X_{D,j}} \right) \cdot \left(\frac{X_{W,j}}{X_{W,i}} \right) \right]}{\text{Log}(\overline{\alpha_{ij}})} \quad [25]$$

Por las especificaciones en la corriente de colas impuestas, se conocen las composiciones de la dicha corriente, pero necesitamos hallar las temperaturas en estos puntos para el cálculo de las respectivas volatilidades y finalmente la volatilidad media constante en toda la columna. Cómo las temperaturas ya son conocidas, por el proceso seguido para el cálculo de los equilibrios, se pueden buscar las volatilidades. Resumiendo tenemos:

Tabla 29.- Composiciones molares de los componentes claves.

	X_D	X_W
LK (C₃)	0,39	0,34
HK (C₄)	0,09	0,64

Con los datos obtenidos se puede suponer una volatilidad relativa media constante a lo largo de toda la columna, sustituyendo en la ecuación [24]:

$$\overline{\alpha_{ij}} = 3,15$$

Una vez que hemos obtenido el valor de la volatilidad media en la columna, ya podemos calcular el Número Mínimo de Platos Teóricos, mediante la expresión de Fenske (ecuación [25]):

$$N_{\min} = \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{0,39}{0,09} \right) \cdot \left(\frac{0,63}{0,34} \right) \right]}{\text{Log}(3,15)} = 1,80$$

Si el número de platos (ya sean reales o mínimos) no obtiene un valor exacto en la unidad, hay que escoger una unidad inmediatamente superior al obtenido para así asegurar que se produzcan todos los equilibrios. Con lo que el número de platos mínimos que tomamos son:

$$N_{\min} = 1,80 \rightarrow N_{\min} = 2$$

III.3.- RELACIÓN DE REFLUJO MÍNIMA. MÉTODO DE UNDERWOOD

Se basa en la suposición de que en algún punto la línea de operación corta a la curva de equilibrio, y en dicho punto el número de platos es infinito y la relación L/D es mínima. Los balances de materia en el plato infinito se expresarían:

$$V_{\text{inf}+1} = L_{\text{inf}} + D \quad [26]$$

$$V_{\text{inf}+1} \cdot y_{\text{inf}+1,i} = L_{\text{inf}} \cdot x_{\text{inf}} + D \cdot x_{D,i} \quad [27]$$

Además tenemos las relaciones de equilibrio para cada componente:

$$y_{\text{inf},i} = k_{\text{inf},i} \cdot x_{\text{inf},i}$$

Sustituyendo del balance global en el balance al componente i:

$$\frac{L_{\text{inf}}}{D} = \frac{x_{D,i} - y_{\text{inf},i}}{y_{\text{inf},i} - x_{\text{inf},i}} = \left(\frac{x_{D,i} - k_{\text{inf},i} \cdot x_{\text{inf},i}}{k_{\text{inf},i} \cdot x_{\text{inf},i} - x_{\text{inf},i}} \right)$$

$$\frac{L_{\text{inf}}}{D} \cdot k_{\text{inf}} - \left(\frac{L_{\text{inf}}}{D} \right) = \frac{x_{D,i}}{x_{\text{inf},i}} - k_{\text{inf},i}$$

$$k_{\text{inf},i} = \frac{\left(\frac{x_{D,i}}{x_{\text{inf},i}} \right) + \frac{L_{\text{inf}}}{D}}{\frac{L_{\text{inf}}}{D} + 1} \quad [28]$$

De forma análoga se realiza el desarrollo para el componente j:

$$k_{\text{inf},j} = \frac{\left(\frac{x_{D,j}}{x_{\text{inf},j}} \right) + \frac{L_{\text{inf}}}{D}}{\frac{L_{\text{inf}}}{D} + 1}$$

Si dividimos estas dos expresiones entre sí, obtenemos:

$$\frac{k_{\text{inf},i}}{k_{\text{inf},j}} = (\alpha_{ij})_{\text{inf}} = \frac{\frac{\left(\frac{x_{D,i}}{x_{\text{inf},i}} \right) + \frac{L_{\text{inf}}}{D}}{\frac{L_{\text{inf}}}{D} + 1}}{\frac{\left(\frac{x_{D,j}}{x_{\text{inf},j}} \right) + \frac{L_{\text{inf}}}{D}}{\frac{L_{\text{inf}}}{D} + 1}} = \frac{\left(\frac{x_{D,i}}{x_{\text{inf},i}} \right) + \frac{L_{\text{inf}}}{D}}{\left(\frac{x_{D,j}}{x_{\text{inf},j}} \right) + \frac{L_{\text{inf}}}{D}}$$

$$\frac{L_{\text{inf}}}{D} = \frac{\left(\frac{x_{D,i}}{x_{\text{inf},i}} \right) - \left(\frac{x_{D,j}}{x_{\text{inf},j}} \right) \cdot (\alpha_{ij})_{\text{inf}}}{(\alpha_{ij})_{\text{inf}} - 1}$$

Underwood define una función θ , que resuelve la expresión empírica para la zona de rectificación:

$$\sum \left(\frac{(\alpha_{ij})_{\text{inf}} \cdot X_{D,i}}{(\alpha_{ij})_{\text{inf}} - \theta} \right) = 1 + \left(\frac{L}{D} \right)_{\text{mínimo}} \quad [29]$$

y para la zona de agotamiento:
$$\sum \left(\frac{(\alpha'_{ij})_{\text{inf}} \cdot X_{W,i}}{(\alpha'_{ij})_{\text{inf}} - \theta} \right) = 1 + \left(\frac{L'}{D} \right)_{\text{mínimo}} \quad [30]$$

Se supone también que el plato donde se corta la línea de operación y la curva de equilibrio es único y que coincidirán las relaciones de reflujo mínimas, la de rectificación y la de agotamiento. En ese plato infinito tendríamos que:

$$(\alpha_{ij})_{\text{inf}} = (\alpha'_{ij})_{\text{inf}} \rightarrow \theta = \theta'$$

Si tenemos que ϕ es la fracción líquida de la alimentación, el balance de materia para las corrientes líquidas se puede expresar como:

$$L'_{\text{inf}} = L_{\text{inf}} + \phi \cdot F \quad [31]$$

Lo que nos lleva a:

$$\sum \left(\frac{(\alpha_{ij})_{\text{inf}} \cdot X_{D,i}}{(\alpha_{ij})_{\text{inf}} - \theta} \right) \cdot D = D + L_{\text{inf}}$$

$$\sum \left(\frac{(\alpha'_{ij})_{\text{inf}} \cdot X_{W,i}}{(\alpha'_{ij})_{\text{inf}} - \theta} \right) \cdot W = W - L'_{\text{inf}}$$

Teniendo en cuenta la igualdad de volatilidades y la función de Underwood en el plato infinito para la zona de agotamiento y para la rectificación:

$$\sum \left(\frac{(\alpha_{ij})_{\text{inf}}}{(\alpha_{ij})_{\text{inf}} - \theta} \right) \cdot (D \cdot x_{D,i} + W \cdot x_{W,i}) = D + W + (L_{\text{inf}} - L'_{\text{inf}})$$

$$\sum \left(\frac{(\alpha_{ij})_{\text{inf}}}{(\alpha_{ij})_{\text{inf}} - \theta} \right) \cdot F \cdot x_{F,i} = F - F \cdot \phi$$

$$\sum \left(\frac{(\alpha_{ij})_{\text{inf}}}{(\alpha_{ij})_{\text{inf}} - \theta} \right) \cdot x_{F,j} = 1 - \phi$$

Conociendo la composición de la alimentación, las volatilidades relativas y la fracción líquida de la alimentación, sustituimos en la ecuación empírica de Underwood y obtenemos que el valor de θ que cumple dicha ecuación:

$$\theta = 0,65$$

Si sustituimos este valor en la otra expresión de Underwood junto con la composición del destilado y las volatilidades relativas, obtenemos un valor de $(L/D)_{\text{mínima}}$ de:

$$R_m = (L/D)_{\text{mínima}} = 0,33$$

Dividiendo los términos del balance de materia en cabezas por el caudal molar de vapor, se obtiene la relación de relujo interna mínima:

$$\left(\frac{L}{V} \right)_{\text{min}} = \frac{\left(\frac{L}{D} \right)_{\text{min}}}{1 + \left(\frac{L}{D} \right)_{\text{min}}} = 0,25$$

III.4.- NÚMERO DE ETAPAS IDEALES. MÉTODO DE GUILLILAND

Con la aplicación de este método lo que se obtiene es el número de etapas de equilibrio que se producen en el sistema. Para ello se parte de la relación de reflujo externa, hallada con anterioridad.

Se suele tomar como relación de reflujo de operación 1,3 veces la mínima, con lo cual tenemos una relación de reflujo externa de:

$$\frac{L}{D} = 1,3 \cdot \frac{L}{D}_{\min} \rightarrow \frac{L}{D} = 1,3 \cdot 0,33 = 0,43 \rightarrow \frac{L}{D} = 0,43$$

Del balance en la zona de rectificación tenemos que

$$\frac{L}{V} = \frac{\left(\frac{L}{D}\right)}{1 + \left(\frac{L}{D}\right)} \rightarrow \frac{L}{V} = \frac{0,43}{1 + 0,43} = 0,30 \rightarrow \frac{L}{V} = 0,30$$

Una vez calculados $N_{\text{mínimo}}$ y $(L/D)_{\text{mínimo}}$ usamos la expresión empírica de Guilliland para obtener una aproximación del número de platos del que va a constar la columna. Esta expresión consiste en una relación entre el reflujo R y el número de platos n, para los que únicamente se necesitan a la relación de reflujo mínima R_m y el número de platos a reflujo total N_m . Esta relación se muestra en la Figura A.¹⁹

Haciendo $\frac{R - R_m}{R + 1} = 0,070$, se lleva este valor a la gráfica, obte-

¹⁹ Todas las figuras se encuentran en el Addenda de figuras.

niéndose $\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,55$ y despejando N, resulta: **N=8**

Por tanto el número de etapas ideales según Guilliland, quitando el calderín ya que este actúa como una etapa de equilibrio más, sería:

$$\mathbf{N=7}$$

Ajuste de Molokanov

Una alternativa, o en este caso para un verificación, es utilizar el método empírico del ajuste de Molokanov. Parte de misma base que el método de Guilliland.

$$\left. \begin{aligned} \frac{N - N_m}{N + 1} &= 1 + \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4 \cdot X}{11 + 117,2 \cdot X} \right) \cdot \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right] \quad [32] \\ X &= \frac{R - R_m}{R + 1} \end{aligned} \right\} N = 7,29 \rightarrow N = 8$$

Como se puede comprobar por ambos métodos salen el mismo número de equilibrio. Con la ecuación de Molokanov también se está contando el equilibrio que se produce en el calderín, por tanto el número de equilibrios que se producen dentro de la columna es N-1.

$$\mathbf{N_{ideales} = 7}$$

Verificado este dato importante, se concluye el método FUG. Por como incógnita característica del proceso, sólo falta por determinar el plato en el que entra la alimentación. Este dato se encuentra detallado en el apartado siguiente.

III.5.- PLATO DE ALIMENTACIÓN. ECUACIÓN DE KIRKBRIDGE

Para calcular la situación del plato de alimentación vamos a emplear la ecuación de Kirkbridge que consta de un sistema de dos ecuaciones:

$$\frac{N_R}{N_A} = \left[\left(\frac{x_{F,HK}}{x_{F,LK}} \right) \cdot \left(\frac{x_{W,LK}}{x_{D,HK}} \right)^2 \cdot \left(\frac{W}{D} \right) \right]^{0,206} \quad [33]$$

$$N = N_A + N_R \quad [34]$$

Donde:

N_A: Será el número de etapas por encima de la alimentación.

N_R: Será el número de etapas por debajo de la alimentación.

Resolviendo el sistema de ecuaciones, se obtiene que N_A sean tres y N_R son cinco; con lo que podemos afirmar que el plato de la alimentación es el plato denominado como plato 3, enumerando desde cabeza de la columna.

III.6.- BALANCES DE MATERIA DE CABEZA Y COLA

Una vez conocida la relación de reflujo ala que va a operar esta columna, (L/D = 0,43), se puede cerrar ya los balances de materia molares por la zona superior e inferior de la columna.

$$\text{Balance al condensador: } V = L + D \quad [35]$$

$$\text{Balance al calderín: } L' = W + V' \quad [36]$$

Teniendo en cuenta que la alimentación entra a su temperatura de ebullición, las simplificaciones que se pueden hacer son²⁰:

$$V = V' \quad L' = L + F$$

Los valores de los caudales resultan:

Tabla 30.- Resumen de los caudales de la columna S-1.

CAUDALES UNIDAD S-1			
	kmol/h	kg/h	m ³ /h
F	572,60	28.000,00	56,71
D	141,01	5.352,66	11,06
W	431,59	22.639,22	47,65
L	46,90	1.780,34	3,69
V	187,91	1.546,85	1.081,71
L'	619,50	32.495,98	68,40
V'	187,91	78,89	66,86

III.7.-DISEÑO DEL PLATO

Una vez que son conocidos los caudales tanto de entrada como de salida de la columna, así como el número de platos ideales que se necesitan para realizar esta operación, se procede a realizar el dimensionamiento de la misma.

Para comenzar el dimensionamiento de la torre “Splitter” S-1, lo primero que debemos hallar es el diámetro del plato, que será también a su vez el diámetro de la torre.

Para realizar el diseño del plato, hay que tener en cuenta todos los fenómenos que deben de ocurrir dentro de él. Por ello es muy importante

²⁰ Ya han sido mencionadas con anterioridad

definir cada uno de los procesos por separado.

Para obtener el diámetro de plato, previamente hay que buscar la velocidad de inundación (para poder tener la velocidad a la que circula el vapor) de la torre. De esta manera se puede asociar a la ecuación de continuidad para hallar el área neta de la torre y, posteriormente, el diámetro de plato que es lo que realmente se va buscando en esta primera parte del cálculo.

Inundación

El diseño de las columnas de platos debe ser tal que se evite a toda costa el fenómeno de la inundación en el que se produce un aumento de presión en uno o más platos debido a una acumulación de líquido en ellos por ser imposible que baje correctamente hacia los platos inferiores. Además de la pérdida de eficacia por causa de este fenómeno, la sobrepresión que se genera puede llevar a situaciones de peligro en la columna.

Se busca por tanto un diseño que evite el fenómeno de la inundación. La ecuación de Souders-Brown para las capacidades de anegamiento de las columnas de platos de contacto vapor-líquido se usa para obtener la velocidad del vapor por encima de la cual se produce la inundación:

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} \quad [37]$$

Donde:

V_F : Velocidad de inundación.

C_F : Coeficiente d inundación.

ρ_L : Densidad del líquido.

ρ_V : Densidad del vapor.

Hacemos el diseño de los platos extremos (plato n° 1 y n° 8). Los datos obtenidos deberán evitar el fenómeno de la inundación, no debiendo producirse tampoco en los platos intermedios. Se han considerado que todos los platos serán iguales teniendo en cuenta que son pocos equilibrios.

Se procede al cálculo del plato n° 1 (antes de llegar al condensador).

La corriente de líquido es:

Tabla 31.- Propiedades del líquido en el plato n° 1.

Componente	Peso Molecular (kg/kmol)	ρ_L (kg/m ³)	Composición (x)
C ₂ H ₆	30	455,68	0,52
C ₃ H ₈	44	506,68	0,39
C ₄ H ₁₀	58	572,22	0,09
Promedio	37,98	484,00	1,00

Conocido el caudal molar L y su masa molecular, se obtiene de forma directa el caudal másico tan solo con multiplicar ambos:

$$L = 1780,34 \text{ kg/h}$$

Y también se puede conocer el caudal volumétrico, dividiendo por la densidad promedio.

$$Q_L = 3,68 \text{ m}^3/\text{h}$$

La corriente de vapor del plato n° 1, está definida por:

Tabla 32.- Peso molecular y composición del vapor en el plato n° 1.

Componente	Peso Molecular (kg/kmol)	Composición (y)
C ₂ H ₆	30	0,81
C ₃ H ₈	44	0,18
C ₄ H ₁₀	58	0,01
Promedio	32,8	1,000

Hay que decir, que para el caso del vapor la densidad del mismo ha sido obtenida resolviendo la siguiente ecuación:

$$(\rho_v)_{media} = \frac{(PM_v)_{media}}{22,4} \cdot \left(\frac{273}{273 + T_{plato}} \right) \quad [38]$$

Donde:

$(\rho_v)_{media}$: Densidad Media del Vapor.

$(PM_v)_{media}$: Peso Molecular Medio de la Fracción Vapor.

T_{plato} : Temperatura del plato en °C.

Con lo que se obtiene: $(\rho_v)_{media} = 1,43 \text{ kg/m}^3$

Los caudales másico y volumétrico, calculados de la misma forma que para el líquido, serían:

$$V = 1546,85 \text{ kg/h}$$

$$Q_v = 1081,71 \text{ m}^3/\text{h}$$

La correlación de la *Figura B* (ver Addenda de Figuras, final de los Anexos) se puede utilizar para una primera aproximación del límite de inundación. Un diseño más exhaustivo se hará posteriormente teniendo en cuenta todos los factores que influyen la pérdida de presión plato a plato. Se calcula el término de abscisas y elegimos una distancia entre platos para obtener el coeficiente de inundación. Luego se comprobará si el valor de distancia entre platos tomado es o no el adecuado:

$$\left(\frac{L}{V} \right) \cdot \sqrt{\left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)} \rightarrow \left(\frac{1780,34}{1546,85} \right) \cdot \sqrt{\left(\frac{1,43}{484,00} \right)} = 0,06$$

donde L y V son los caudales de líquido y de vapor respectivamente en kg/h y ρ_V y ρ_L las densidades del vapor y líquido en kg/m^3 .

De la *Tabla 33* obtenemos para caudales de líquido de doble paso entre 500 y 1100 gal/min., el diámetro estimado de la torre es de 20 ft (6,1 m):

Tabla 33.- Selección de la disposición de flujo en platos con flujo cruzado.

Diámetro estimado de la columna (ft)	Intervalo de caudal de líquido, gal/min			
	Flujo inverso	Flujo cruzado	Doble paso	Doble paso en cascada
3	0-30	30-200		
4	0-40	40-300		
6	0-50	50-400	400-700	
8	0-50	50-500	500-800	
10	0-50	50-600	500-900	900-1400
12	0-50	50-700	500-1000	1000-1600
15	0-50	50-800	500-1100	1100-1800
17	0-50	50-900	500-1100	1100-1900
20	0-50	50-1000	500-1100	1100-2000

Una vez escogido el dato del diámetro de la columna, hay que remitirse a la tabla siguiente para así ver el espaciamiento de los platos:

Tabla 34.- Espaciamiento de los platos, t.

Diámetro de la Torre (T)		Espaciamiento (t)	
m	in	m	in
		0,15	6 mínimo
1 menos	4 menos	0,50	20
1-3	4-10	0,60	24
3-4	10-12	0,75	30
4-8	12-24	0,90	36

Con estos valores se obtiene gráficamente (*Figura B*) un valor del coeficiente de inundación de: $C_F = 0,45 \text{ ft/s} = 0,14 \text{ m/s}$.

Aplicando la ecuación [37] que da una velocidad de inundación de:

$$V_{\text{inundación}} = 2,45 \text{ m/s}$$

Normalmente se suele trabajar al 80% de la velocidad de anegamiento, con lo que tendríamos:

$$V_F = \frac{Q_v}{A_a} = 0,8 \cdot V_{\text{inundación}} \quad [39]$$

Siendo A_a el área activa del plato.

Se obtiene:

$$V_F = 1,96 \text{ m/s}$$

$$A_a = 0,15 \text{ m}^2$$

La bibliografía aporta unas recomendaciones sobre diseño como son: que el área del rebosadero debe ser mayor o igual al 11% del área activa, y que la longitud del derramadero se encuentre entre 0,6 y 0,8 veces el diámetro de la torre siendo típicos los valores entre 0,7 y 0,75 veces el diámetro de la torre.

Tabla 35.- Relación entre longitud de derramadero y diámetro de la torre.

Longitud del derramadero, W.	Distancia desde el centro de la torre, x.	Porcentaje de área utilizado, %.
0,55 T	0,4118 T	3,877
0,60 T	0,3993 T	5,257
0,65 T	0,2516 T	6,899
0,70 T	0,3562 T	8,808
0,75 T	0,3296 T	11,255

Se va a verificar que longitud de derramadero W, cumple con estos requisitos. Para $W=0,7 \cdot D_{\text{columna}}$, se obtiene por consideraciones geométri-

cas que:

$$A_d = 0,088 \cdot A_t \quad [40]$$

Siendo: A_d : Área del rebosadero.

A_t : Área total del plato.

Se define el área activa del plato como la total menos la del rebosadero:

$$A_a = A_t - A_d \rightarrow A_t = A_a + 0,088 \cdot A_t \quad [41]$$

De donde se obtiene el área total del plato y el área del rebosadero:

$$A_t: 0,16 \text{ m}^2 \quad A_d: 0,01 \text{ m}^2$$

El área del rebosadero debe ser mayor o igual al 11% del área total del plato:

$$A_d / A_t = 0,06 < 0,11$$

Al no cumplirse este requisito, probamos con uno mayor, que sería el otro valor que típicamente se usa, $0,75 \cdot D_{\text{columna}}$. Con este valor de W , se obtiene por geometría que:

$$A_d = 0,1125 \cdot A_t \quad [42]$$

De donde se obtiene el área total del plato y el área del rebosadero:

$$A_t: 0,17 \text{ m}^2 \quad A_d: 0,019 \text{ m}^2$$

Veamos si se cumple que el área del rebosadero es mayor o igual que el 11% del área activa:

$$\frac{A_d}{A_t} = 0,112 > 0,11$$

Esta área nos da un valor de diámetro del plato de:

$$A_t = \pi \cdot \frac{T^2}{4} \rightarrow T = \sqrt{\frac{A_t \cdot 4}{\pi}} \rightarrow T = 0,46$$

Hay que recordar que el diámetro de plato es igual que el diámetro de la torre.

Aplicándole un factor de seguridad del 15%, se toma un valor de diámetro de torre de 0,53 metros.

Una vez tenemos este valor, recalculamos, ya que para este diámetro la dimensión comendada para la distancia entre platos es distinta, ahora sería de $t = 0,50$ m, que nos da un valor del coeficiente de inundación de: $C_F = 0,31$ ft/s = 0,09m/s

La velocidad de anegamiento es de: $V_{\text{inundación}} = 1,57$ m/s.

Operando al 80% de la velocidad de anegamiento se obtiene:

$$V_f = 1,26 \text{ m/s y } A_a = 0,24 \text{ m}^2$$

A partir de ahora tomaremos siempre $W = 0,75 \cdot D_{\text{columna}}$; recalculando los parámetros anteriores:

$$A_t = 0,27 \text{ m}^2 \quad A_d = 0,03 \text{ m}^2$$

El valor del área total que nos da un diámetro del plato de:

$$D_{\text{plato}} = 0,60 \text{ m}$$

Aplicándole un factor de seguridad del 15%: $D_{\text{plato}} = 0,69$ m

Tomamos un valor de: $D_{\text{plato}} = 0,70 \text{ m}$.

Realizamos por tercera vez el proceso iterativo anterior, y a modo resumen se obtiene:

$$\begin{array}{lll} t = 0,50 \text{ m.} & V_F = 1,26 \text{ m/s.} & A_a = 0,24 \text{ m}^2. \\ A_t = 0,27 \text{ m.} & C_F = 0,09 \text{ m/s.} & V_{\text{inundación}} = 1,57 \text{ m/s.} \\ A_d = 0,03 \text{ m.} & D_{\text{plato}} = 0,69 \text{ m.} & \end{array}$$

Se toma un valor de: $D_{\text{plato}} = 0,70 \text{ m}$

Debido a que no existen platos comerciales de acero inoxidable con el diámetro obtenido, hay que acogerse al diámetro de comercial plato inmediatamente superior. Así pues se ha escogido un diámetro del plato igual a $D_{\text{plato}} = 1 \text{ m}$, el espaciamiento entre platos sigue siendo de $t = 0,50$ metros.

Como se ha elegido un plato de diferente diámetro a los cálculos realizados, a continuación se presentan los resultados de cada una de los parámetros anteriores, pero partiendo en este caso del tamaño del diámetro.

$$\begin{array}{lll} t = 0,60 \text{ m.} & V_F = 1,12 \text{ m/s.} & A_a = 0,27 \text{ m}^2. \\ A_t = 0,79 \text{ m.} & C_F = 0,10 \text{ m/s.} & V_{\text{inundación}} = 1,40 \text{ m/s.} \\ A_d = 0,09 \text{ m.} & D_{\text{plato}} = 1 \text{ m.} & W = 0,75 \text{ m.} \end{array}$$

Ahora se comprobará si con este diámetro y separación entre platos no ocurre inundación, los cuáles se hace mediante el análisis de las presiones que se tienen en el plato.

$$A_t = A_n + 2 \cdot A_d \quad [43]$$

Donde: A_t: Área total del plato.
A_n: Área neta del plato.
A_d: Área de rebosadero.

Con lo que obtenemos: A_n = 0,61 m²

Normalmente los orificios se disponen en los vértices de triángulos equiláteros, con lo que geoméricamente se cumple:

$$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \cdot \left(\frac{d_o}{P'}\right)^2 \quad [44]$$

Donde:

A_o: Área ocupada por los orificios.

d_o: Diámetro de orificio.

P': Pitch (distancia entre los centros de los orificios).

Los valores del pitch (P') suelen encontrarse entre 2,5 y 5 veces el diámetro de orificio. Si tomamos P' = 3·d_o y sustituimos en la expresión anterior nos da:

$$\frac{A_o}{A_a} = 0,10 \quad [45]$$

$$A_o = 0,10 \cdot A_a = 0,027\text{m}^2$$

La relación que se utiliza para el cálculo del área de vigas, A_{vigas}, es la siguiente:

$$A_n = A_a + A_{\text{vigas}} \rightarrow A_{\text{vigas}} = A_n - A_a$$

$$A_{\text{vigas}} = 0,61(\text{m}^2) - 0,27(\text{m}^2) = 0,34\text{m}^2$$

$$A_{\text{vigas}} = 0,34\text{m}^2$$

El espesor de las vigas, e_{vigas} , se obtiene como:

$$A_{\text{vigas}} = (2 \cdot W + T) \cdot e_{\text{vigas}} \rightarrow e_{\text{vigas}} = \frac{A_{\text{vigas}}}{(2 \cdot W + T)}$$
$$e_{\text{vigas}} = \frac{0,34(\text{m}^2)}{2 \cdot 0,75(\text{m}) + 1(\text{m})} = 0,14\text{m} \rightarrow \boxed{e_{\text{vigas}} = 0,14\text{m}}$$

La distancia entre los vertederos, Z , se obtiene a través de la distancia desde el centro del plato al vertedero:

$$\left. \begin{array}{l} x = 0,3296 \cdot T \\ z = 2 \cdot x \end{array} \right\} z = 0,65\text{m}$$

Si la torre está perfectamente diseñada, se debe de cumplir que el cociente entre el área de vertedero, A_d , y el área activa, A_a , debe ser mayor al 11%, ya que el área de bajada del líquido, A_d , no debe ser inferior al 11% del área activa, A_a :

$$\frac{A_d}{A_a} \cdot 100 = 33,3\% > 11\%$$

El diámetro de orificio ha sido sacado de valores tabulados en bibliografía, como valor típico para diámetros de plato menor a 1 metro.

Lo mismo ocurre con el espesor del plato, que está determinado a partir del diámetro de orificio.

$$d_o = 0,0045 \text{ m} \rightarrow P = 0,0135 \text{ m} \rightarrow e = 0,002 \text{ m}$$

A continuación se debería de realizar el mismo cálculo para el plato número 9 (plato de fondo de columna). Esto no va a ser así puesto que no es necesario.

Según se establecen en las normas de diseño de Exxon Mobile, no se recomienda la construcción de la columna con diferentes diámetros entre las secciones de agotamiento y rectificación a no ser que la diferencia entre ambos sea mayor o igual al 20%.

Si miramos los caudales²¹ volumétricos del vapor para cada uno de los platos en cuestión, el caudal de vapor es mucho menor que en el plato 1. Si bien, por la ecuación de continuidad se relacionan el caudal y la velocidad, a menor caudal menor velocidad que posee el fluido. Por tanto, todos los platos cumplen la restricción de no superar la velocidad de inundación ya calculada en el plato n° 1 (las condiciones más desfavorables se dan en el mentado plato).

Una vez que se finalice el apartado siguiente, que consiste en el diseño hidrodinámico de la columna, se realizará una tabla resumen²² donde se reflejarán los parámetros más importantes del dimensionamiento de la torre y los platos²³.

II.8.- DISEÑO HIDRODINÁMICO

A continuación vamos a detallar el cálculo de las pérdidas de carga para determinar la viabilidad del diseño del plato en base a las dimensiones obtenidas, para que las pérdidas de carga generadas no originen inundación en la columna.

Caída de presión en seco

Primero se calcula la caída de presión en seco. Esta pérdida se produce a la entrada de las perforaciones. Debido al espesor del plato y a

²¹ Ver en el apartado 5 del presente anexo.

²² Tabla 30, página 154

²³ Se están considerando todos los platos iguales a lo largo de la columna de rectificación.

sus perforaciones, se pueden equiparar a pequeños tubos en los que existe fricción.

Se empleará la siguiente expresión:

$$\frac{2 \cdot h_d \cdot g \cdot \rho_L}{V_o \cdot \rho_v} = C_o \left[\left(0,40 \cdot \left(1,25 - \frac{A_o}{A_n} \right) + 4 \cdot \frac{e \cdot (4f)}{d_o} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_n} \right) \right]^2 \quad [46]$$

Donde:

h_d : Caída de presión en seco (m).

C_o : Coeficiente de orificio.

g : Valor de la aceleración de gravedad; ($g = 9,8 \text{ m/s}^2$).

ρ_L : Densidad del líquido (kg/m^3).

ρ_v : Densidad del gas (kg/m^3).

V_o : Velocidad del vapor a través del orificio (m/s).

A_o : Área de orificio (m^2).

A_n : Área neta (m^2).

e : Espesor del plato (m).

$(4f)$: Factor de Fanning.

d_o : Diámetro de orificio (m).

Hay dos parámetros desconocidos hasta el momento, el factor de Fanning y el coeficiente de orificio, a continuación se irán desglosando uno por uno hasta volver a la ecuación anterior y despejar h_d .

Coeficiente de orificio, C_o

El coeficiente de orificio, C_o , depende de la relación existente entre el espesor de plato (e) y el diámetro del orificio (d_o), y se utilizará la siguiente expresión siempre que el valor de esta relación esté comprendido entre 0,2 – 2.

$$C_o = 1,09 \cdot \left(\frac{d_o}{e}\right)^{0,25} \rightarrow C_o = 1,09 \cdot \left(\frac{0,0045(m)}{0,002(m)}\right)^{0,25} \rightarrow C_o = 1,33$$

Cálculo del factor de Fanning, (4f)

El factor de Fanning se calcula en función del número de Reynolds en el de orificio, que habrá que calcular:

$$Re = \frac{d_o \cdot V_o \cdot \rho_v}{\mu_v} \rightarrow Re = \frac{0,0045(m) \cdot 1,12\left(\frac{m}{s}\right) \cdot 1,43\left(\frac{kg}{m^3}\right)}{9,28 \cdot 10^{-6}\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)} \rightarrow Re = 776,64$$

Donde: μ_v viscosidad del vapor.

El $Re < 2000$, luego $(4f) = 64/Re \rightarrow (4f) = 0,08$

Ahora se puede proceder al cálculo de la caída de presión en seco, h_d .

Tabla 36.- Parámetros para la ecuación 45.

C_o	1,33	A_o	0,027 m ²
ρ_L	484,05 kg/m ³	A_n	0,61 m ²
ρ_v	1,43 kg/m ³	e	0,002 m.
V_o	1,12 m/s.	(4f)	0,08
g	9,81 m/s ²	d_o	0,0045 m

Sustituyendo los valores de la tabla en la ecuación [32] se obtiene que la caída de presión en seco del vapor:

$$4769,98 \cdot h_d = 29,16 \rightarrow h_d = 0,0061m$$

Cálculo del ancho del flujo promedio, Z

Es la zona del plato transversal donde se encuentran las perforaciones, donde se produce la transferencia de materia de una fase a otra.

$$Z = \frac{T + W}{2} = \frac{1(\text{m}) + 0,75(\text{m})}{2} = 0,88(\text{m}) \rightarrow Z = 0,88(\text{m})$$

Donde, T es el diámetro de la torre y , W , la longitud del derramadero.

A continuación se procederá al cálculo del frente hidráulico, h_L :

$$h_L = 6,1 \cdot 10^{-3} + 0,725 \cdot h_w - 0,238 \cdot h_w \cdot V_F \cdot \rho_v^{0,5} + 1,225 \cdot \left(\frac{Q_L}{Z} \right) \quad [47]$$

Donde:

h_w : Altura del derramadero, variable de diseño; $h_w = 0,05$ m.

V_F : Velocidad lineal del vapor (m/s).

ρ_v : Densidad del gas (kg/m^3).

Q_L : Caudal de líquido (m^3/s).

Z : Anchura del flujo promedio (m).

Tras hacer el cálculo, se obtiene: **$h_L = 0,03$ m.**

Cálculo de la caída de presión residual, h_R

Esta caída de presión es como resultado de vencer la tensión superficial cuando el gas sale a través de una perforación.

$$h_R = \frac{6 \cdot \sigma}{\rho_L \cdot d_o \cdot g} \rightarrow h_R = \frac{6 \cdot 0,0234}{438,05 \cdot 0,0045 \cdot 9,81}$$

$$h_R = 7,26 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

Cálculo de la caída de presión total en el vapor, h_v

Una vez que se han obtenido la caída de presión en seco, la pérdida de carga de la cabeza hidráulica y la caída e presión residual, se puede obtener la caída de presión en el vapor como la suma de las ya mencionadas pérdidas.

$$h_{\text{VAP}} = h_{\text{D}} + h_{\text{L}} + h_{\text{R}} \rightarrow h_{\text{VAP}} = 0,0061(\text{m}) + 0,03(\text{m}) + 7,26 \cdot 10^{-4} (\text{m})$$

$$h_{\text{VAP}} = 0,04 \text{ m}$$

A continuación se pasará a calcular las pérdidas de carga que se producen por parte del líquido.

Cálculo de la pérdida de presión a la entrada del líquido, h₂

Es la pérdida de presión provocada por el flujo del líquido por debajo del vertedero cuando entra en el plato:

$$h_2 = \frac{3 \cdot Q_L^2}{2 \cdot g \cdot A_d^2} \rightarrow h_2 = \frac{3 \cdot 0,0011^2 \left(\frac{\text{m}^6}{\text{s}^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \cdot 0,03^2 (\text{m}^4)} = 2,06 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

Donde:

A_d: Área de sección transversal del vertedero (m²).

Q_L: Caudal de líquido (m³/s).

g : Aceleración de la gravedad (m/s²).

Cálculo del retroceso en el vertedero, h₃.

Se denomina retroceso en el vertedero a la diferencia en el nivel del líquido dentro e inmediatamente afuera del vertedero. Esto se podrá calcular como la suma de las pérdidas de presión que resultan del flujo del líquido y del vapor en el plato superior.

$$h_3 = h_2 + h_{\text{VAP}} \rightarrow h_3 = 2,06 \cdot 10^{-4} (\text{m}) + 0,04(\text{m}) \rightarrow h_3 = 0,04 \text{ m}$$

Cálculo de la verificación sobre la inundación del plato

Se comprobará que la distancia entre platos es lo suficientemente grande como para que no se produzca inundación, fenómeno que dificul-

ta el proceso de transferencia de materia, a partir de la siguiente expresión:

$$h_w + h_3 < \frac{t}{2} \rightarrow 0,05 + 0,04 = 0,01 < \frac{0,5}{2} \rightarrow 0,01 < 0,250$$

Como se puede observar no se producirá inundación en los platos con lo cual el diseño de los mismos es bueno.

Cálculo del arrastre

Una vez comprobado que no se produce inundación en los platos hay que determinar si se producen otros fenómenos igual de importantes.

Para estimar la cantidad de líquido arrastrado se dispone de la correlación mostrada en la *Figura C*, ver Addenda de figuras al final de los Anexos. Las curvas paramétricas de la figura representan el acercamiento al punto de inundación por arrastre. Los valores de la abscisa recogen la relación de masa líquido-vapor y las densidades de éstos, y los valores de la ordenada Ψ son fracciones de flujo descendente bruto del líquido, que se define como sigue:

Conocidos los valores de densidad y caudal de líquido y de vapor en todas las etapas de la columna, se determina el valor de la abscisa en cada etapa, y se determina el arrastre fraccionario a una velocidad del gas del 80% de la de inundación (velocidad de operación), para los casos de platos perforados.

El desarrollo que a continuación se especifica, se comprueba que se obtiene un valor de $\psi = 0,4$, por lo que la retroalimentación del líquido es muy pequeña, de forma que la hidráulica del plato no se modifica.

$$\left. \begin{aligned} \frac{V_F}{V_{\text{inundación}}} &= 0,8 \\ \frac{L}{V} \cdot \frac{\rho_v^{0,5}}{\rho_L^{0,5}} &= \frac{1780,34 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)}{1546,85 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)} \cdot \sqrt{\frac{1,43 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{438,05 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}} = 0,066 \end{aligned} \right\} \psi = 0,4$$

Cálculo de la velocidad de lloriqueo

El lloriqueo es el fenómeno que ocurre cuando la velocidad del gas a través de los orificios es muy pequeña, el líquido goteará a través de ellos y se perderá el contacto sobre el plato para el líquido. Además, para los platos con flujo transversal, no hay flujo por toda la longitud del plato inferior. A mayor profundidad del líquido, mayor es la proporción de lloriqueo. Por tanto, el gas debe alcanzar una velocidad mínima para que no se produzca dicho lloriqueo. Esta velocidad es V_{ow} (velocidad mínima del vapor a través de los orificios).

$$\frac{V_{ow} \cdot \mu_v}{\sigma} = 0,0229 \cdot \frac{(\mu_v^2 \cdot \rho_L)^{0,379}}{(\sigma \cdot \rho_v^2 \cdot d_o)^{0,379}} \cdot \frac{t^{0,293}}{d_o^{0,293}} \cdot \frac{(2 \cdot A_o \cdot d_o)^{\frac{2,8}{d_o^{0,724}}}}{(1,73 \cdot P^3)^{\frac{2,8}{d_o^{0,724}}}} \quad [48]$$

Sustituyendo todos los valores en la ecuación [48], y despejando la velocidad mínima del vapor a través de los orificios, se obtiene que $V_{ow} = 0,019$ m/s, siendo ésta la velocidad mínima a la que debe fluir el gas entre los orificios. Como la velocidad calculada para el vapor a través de los orificios es de 1,12 m/s, indica que hasta que no se reduzca no se produce lloriqueo.

Descarga

La bibliografía recoge que las burbujas presentes en la espuma conseguirán escapar siempre que la velocidad del líquido por el vertedero sea menor de 0,3 m/s.

Por tanto los problemas de descarga en el vertedero aparecen cuando la velocidad del líquido a través s supera los 0,3 m/s.

$$V_L = \frac{Q_L}{A_v} = \frac{4,06 \left(\frac{m^3}{h} \right) \cdot \frac{1}{3600} \left(\frac{h}{s} \right)}{0,09 (m^2)} = 0,01 m/s \rightarrow V_L = 0,01 m/s < 0,3 m/s$$

Altura de líquido

Se recomienda que para conseguir un contacto adecuado entre la fase líquida y gas, la profundidad de líquido alcanzada en el plato, suma de la altura de represa y de cresta, h_w y h_{ow} , esté en un valor comprendido entre 50 y 150 mm.

La altura de la cresta sobre el vertedero, h_{ow} , en mm de líquido, se calcula a partir de la ecuación de Francis. Se tiene un vertedero segmentado por lo tanto:

$$h_{ow} = 664 \cdot \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{\frac{2}{3}} \rightarrow h_{ow} = 664 \cdot \left(\frac{4,06 \left(\frac{m^3}{h} \right) \cdot \frac{1}{3600} \left(\frac{h}{s} \right)}{0,75 (m)} \right)^{\frac{2}{3}} = 8,72 mm$$

$$H_{líquido} = h_{ow} + h_w = 8,72 + 50 = 58,72 mm$$

Con esto se verifica la recomendación anteriormente descrita.

Este ha sido la última recomendación que había que comprobar para que el diseño hidráulico fuese correcto. Como se ha ido viendo a lo largo de los diferentes apartados todas las recomendaciones han sido verificadas de manera satisfactoria.

Por último, antes de pasar al diseño mecánico de la columna, en el siguiente apartado se procede a calcular la eficacia de la columna.

III.9.- EFICACIA DE LA COLUMNA Y NÚMERO DE PLATOS REALES

Eficacia de la columna

Para hallar la eficacia de la columna pueden utilizarse muchos métodos, tanto gráficos como numéricos, basados en la experimentación de diferentes investigadores. Para el presente PFC se ha realizado el método propuesto por Drickamer y Bradford, el cual relaciona la eficacia global de la columna con la viscosidad y la fracción molar de la alimentación.

Drickamer y Bradford proporcionaron una sencilla relación empírica de la eficacia global, E , de columnas que tratan hidrocarburos de petróleo, relacionando la eficacia de la torre de rectificación con la viscosidad media de la alimentación:

$$E = 0,17 - 0,616 \cdot \log_{10} \sum (x_F \cdot \mu_L) \quad [49]$$

Donde:

E : Eficacia global de la columna de rectificación.

x_F : Fracción molar del componente en la alimentación.

μ_L : Viscosidad en cP a la temperatura media de la torre.

La temperatura media de la torre es de 355,34 K este dato es fundamental para buscar en la bibliografía la viscosidad del líquido. Para estas condiciones la viscosidad del líquido es aproximadamente de 0,098 cP.

$$E = 0,17 - 0,616 \cdot \log_{10} (0,15 \cdot 0,098 + 0,35 \cdot 0,098 + 0,5 \cdot 0,098)$$

$$E = 0,79 \rightarrow E = 79\%$$

Para este método la eficacia de la columna es de un 79%.

Números de platos reales de la columna

Ya es conocida la eficacia global de la columna con lo cual podemos relacionarla al número de platos teóricos que se habían obtenido en apartados anteriores.

$$NPR = \frac{NPT}{E} = \frac{7}{0,79} = 8,86 \rightarrow NPR = 9$$

III.10.- DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA

Altura de la columna de rectificación

La longitud de la columna se puede definir como:

$$H_{\text{columna}} = (NPR - 1) \cdot t + 2 \cdot d + NPR \cdot e$$

Donde:

H_{columna} : Longitud de la columna, m.

NPR: Número de platos.

t: Distancia entre platos, m.

d²⁴: Distancia entre los platos inferior y superior con los fondos en metros

$$H_{\text{columna}} = (9 - 1) \cdot 0,6(\text{m}) + 2 \cdot 1(\text{m}) + 9 \cdot 0,002(\text{m})$$

$$H_{\text{columna}} = 6,8\text{m}$$

Así la longitud²⁵ de la columna es de 6,8 m

La esbeltez “k”, será la relación altura / diámetro:

$$k = \frac{6,8(\text{m})}{1(\text{m})} = 6,8$$

Al ser menor de 10 hará que el fondo sea del tipo Korbogen.

Al ser los fondos tipo Korbogen vamos a calcular la altura que tienen estos tipos de fondos.

Radio del fondo toriesférico: $R = 500 + 10 + 10 = 520 \text{ mm}$.

Radio de curvatura del fondo toriesférico: $r = 0,8 \cdot R = 416 \text{ mm}$

Altura del fondo sin la altura de curvatura: $H = R \cdot 0,2 = 104\text{mm}$

La altura total de la torre se obtiene sumando la altura de la columna más dos veces la altura fondo Korbogen.

Por tanto se ha obtenido una altura de columna total a:

$$H_{\text{final}} = 6,8(\text{m}) + 0,104(\text{m}) \cdot 2 = 7,00\text{m} \rightarrow H_{\text{final}} = 7,00\text{m}$$

²⁴ Por bibliografía se ha encontrado el valor de un metro, como norma general en el diseño.

²⁵ Esta altura no está teniendo en cuenta los fondos, con lo cual no es la altura final de la columna.

Así se puede concluir que la altura total de la torre es de 7 metros, incluidos los fondos.

Cálculo de los espesores de la columna

Para el cálculo de los espesores se utilizarán expresiones experimentales para la estimación del espesor de los recipientes a presión.

Siendo la presión de diseño de 15,25 kg/cm², se dispone de la relación:

$$\frac{es}{R} = 0,019 \rightarrow es = 0,019 \cdot \left(\frac{700}{2} \right) = 6,65\text{mm}$$

Para el cálculo del espesor final es necesario tener en cuenta un sobreespesor por corrosión. En el caso del “Splitter”, se tomará un sobreespesor (c) máximo de 2 mm, suficiente, puesto que los compuestos no son corrosivos.

$$es_c = es + c = 6,65(\text{mm}) + 2(\text{mm}) = 8,65\text{mm}$$

Hay que tener en cuenta que se debe de colocar un material para el aislamiento de la columna. Se empleará como aislante lana de vidrio, por ser el material más económico que cubre los rangos de operación con los que se trabaja (la lana de vidrio se puede aplicar para temperaturas de hasta 370°C).

Para determinar el espesor óptimo de aislante, se empleará la *Tabla 37* que permite obtener el espesor en función del tipo de proceso y de la temperatura de trabajo. Hay que reseñar que esta tabla está basada en datos de silicato de calcio pero que se puede emplear para otros materiales aislantes, entre ellos, la lana de vidrio.

Tabla 37.- Espesor óptimo de aislamiento.

Servicios	Temperatura (°F)				
	Hasta 199	299	399	499	599
Procesos generales	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
Generación de vapor	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	3

Para el caso de la columna de rectificación se ha seleccionado el apartado de procesos generales y el rango de temperatura de hasta 199°F, con lo que resulta que el espesor de aislamiento es de: **1,5 in = 38mm**.

Además, el aislamiento se recubrirá de una capa de aluminio para protegerlo frente al acceso de agua, al deterioro mecánico y al ataque químico. Con todo esto se puede decir que el espesor final de la columna, teniendo en cuenta el aislamiento de la misma es.

$$es_f = es_c + \text{aislamiento} = 8,65 (\text{mm}) + 38 (\text{mm}) = 46,65 \text{mm} \rightarrow es_f = 46,65 \text{mm}$$

Cálculo del peso de la columna

Para hallar el peso de la columna en todo su conjunto, habrá que desglosar previamente cada uno de los componentes más influyentes dentro de la misma.

- **Peso de los fondos:** por consideraciones geométricas y de densidad de material, se tiene 8,75 kg/mm de espesor para fondos tipo Korbogen de acero AISI 316L de 1000 mm de diámetro, (Tabla 35). Hay que tener en cuenta que son dos fondos y el espesor de 8,65mm.

Tabla 38.- Datos orientativos fondos Korbogen.

D (mm)	e (mm)	Peso (kg/mm e)
600	4-10	3,26
700	4-10	4,33
800	4-10	5,67
900	4-10	7,19
1000	4-10	8,75

Con lo cual se obtiene que el peso de los fondos es de: **151 kg**

- **Peso de la envolvente:** se puede calcular mediante la expresión:

$$W_e = \frac{\pi}{4} \cdot (D_o^2 - D^2) \cdot H \cdot \rho \quad [50]$$

Donde: W_e : Peso de la envolvente en kg.
 D_o : Diámetro exterior de la envolvente en m.
 D : Diámetro interno de la envolvente en m.
 H : Altura de la columna, sin los fondos, en m.
 ρ : Densidad del material en kg/m³.

Sustituyendo todos los datos en la ecuación [50] se obtiene se tiene que W_e es de: **858,78 kg**.

$$W_e = \frac{\pi}{4} \cdot (1,01^2 (\text{m}^2) - 1^2 (\text{m}^2)) \cdot 6,8 (\text{m}) \cdot 8000 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = 858,78 \text{kg}$$

- **Peso de los platos:** se calcula en base al área activa del plato teniendo en cuenta el espesor y la densidad²⁶ del acero y añadiendo un porcentaje del 10% en concepto de los derramaderos, válvulas y elementos de soporte del plato.

$$\frac{\text{Peso}}{\text{Plato}} = 1,1 \cdot 0,027 \cdot 0,002 \cdot 8000 = 0,48 \text{kg / plato}$$

$$9 \text{ platos} \rightarrow \text{Peso} = 0,48 \left(\frac{\text{kg}}{\text{plato}} \right) \cdot 9 \text{ platos} = 4,32 \text{kg} \rightarrow W = 4,32 \text{kg}$$

- **Peso de las tuberías conectadas:** se tienen en cuenta el peso de las tuberías conectadas de la siguiente forma: se le añade un 5% al

²⁶ Ver al final del anexo la tabla de especificaciones del material

peso de la columna en el caso de que la relación altura del recipiente y diámetro sea menor que 10, y un 3% en caso de ser mayor. Para este caso en particular esta relación es menor a 10 con lo cual hay que añadirle un 5% al peso.

- **Peso de accesorios diversos:** se añade un 5% debido al peso de accesorios diversos conectados directamente a la columna, como pueden ser los registros de entrada a las bocas de hombre, pescantes y otros accesorios para izado, escaleras, etc.

Teniendo en cuenta el 10% debido a tuberías y otros accesorios conectados nos queda un peso total de la columna vacía de:

$$W_{\text{columna}} = W_{\text{envolvente}} + W_{\text{fondos}} + W_{\text{platos}} + W_{\text{tuberías}} + W_{\text{accesorios}}$$

$$W_{\text{columna}} = (858,78(\text{kg}) + 151(\text{kg}) + 4,32(\text{kg})) \cdot 1,1 = 1.115,51\text{kg}$$

Otra de las pruebas necesarias en el diseño mecánico, es el cálculo del peso de agua contenida en la columna, W_{agua} , calculado con la siguiente expresión:

$$W_{\text{agua}} = V_{\text{fondos}} \cdot \rho + \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D^2 \cdot H \cdot \rho \quad [51]$$

Siendo:

W_{agua} : Peso del agua contendida en la columna (kg).

V_{fondos} : Volumen de los fondos (m^3).

ρ : Densidad del agua (kg/m^3).

D: Diámetro de la columna (m).

H: Altura de la columna sin fondos (m)

Sustituyendo todos los valores se obtiene que el cálculo del peso del agua contenida en la columna es de:

$$W_{\text{agua}} = 2,09 \left(\text{m}^3 \right) \cdot 1000 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) + \left(\frac{\pi}{4} \right) \cdot 1^2 \left(\text{m}^2 \right) \cdot 6,8 \left(\text{m} \right) \cdot 1000 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

$$W_{\text{agua}} = 7.430,71 \text{ kg}$$

Se obtiene un peso final de columna llena de agua, W_{total} , de:

$$W_{\text{total}} = W_{\text{agua}} + W_{\text{columna}}$$

$$W_{\text{total}} = 7.430,71(\text{kg}) + 1.115,51(\text{kg}) = 12.418,88\text{kg} \rightarrow W_{\text{total}} = 8.546,22\text{kg}$$

Sección de la columna

La sección de la columna, S , sin contar con el sobreespesor para la corrosión se obtendrá como:

$$S = \left(\frac{\pi}{4} \right) \cdot \left(D_o^2 - (D + 2 \cdot c)^2 \right) \quad [52]$$

Siendo:

A. Sección de la columna cm^2 .

D_o : Diámetro exterior de la envolvente.

D : Diámetro interno de la envolvente.

c : Sobreespesor de la envolvente.

Sustituyendo los valores, que son totalmente conocidos por los apartados anteriores, se resuelve la ecuación anterior:

$$S = \frac{\pi}{4} \cdot \left(101^2 \left(\text{cm}^2 \right) - \left((100\text{cm}) + 2 \cdot 0,2 \left(\text{cm} \right) \right)^2 \right) = 94,90\text{cm}^2$$

Dividiendo el peso de la columna llena de agua, W_{agua} , entre la sección, S , obtenemos la tensión debida al peso, σ_{peso} :

$$\sigma_{\text{peso}} = \frac{W_{\text{total}}}{S} \rightarrow \sigma_{\text{peso}} = \frac{8.546,22(\text{kg})}{94,90(\text{cm}^2)} = 90,06 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Tensión debida a la presión interna.

La tensión debido a la presión interna, $\sigma_{\text{p.int}}$, se obtiene como:

$$\sigma_{\text{presión,int}} = P \cdot \left(\frac{D + 2 \cdot c}{4 \cdot (e - c)} \right) \cdot \sigma \quad [53]$$

Siendo:

$\sigma_{\text{p.int}}$: tensión debida a la presión interna (kg/cm²).

P: Presión de diseño (kg/cm²).

D: Diámetro de la columna (cm).

C: sobreespesor para la corrosión (cm).

e: Espesor de la chapa de la envolvente (cm).

$$\sigma_{\text{presión,int}} = 16,83 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot \left(\frac{100(\text{cm}) + 2 \cdot 0,2(\text{cm})}{4 \cdot (4,65(\text{cm}) - 0,2(\text{cm}))} \right) = 94,93 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$\sigma_{\text{presión,int}} = 94,93 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Tensión debida al viento

La tensión debida al viento, se determina mediante la expresión, que en caso de las columnas expuestas abiertamente a la acción del viento, es:

$$\sigma_{\text{viento}} = \frac{M_v}{Z} \quad [54]$$

Donde:

σ_{viento} : tensión debida al viento (kg/cm²).

M_v : Movimiento debido al viento (kg·cm).

Z: Modulo de resistencia (cm³).

El modulo de resistencia, Z, se calculará a través de la expresión:

$$Z = \pi \cdot \left(\frac{D_o^4 - (D + 2 \cdot c)^4}{32 \cdot D_o} \right) \quad [55]$$

Todos los parámetros son conocidos ya que el módulo de resistencia sólo depende del diámetro interno y externo de la envolvente, así como del sobreespesor pro corrosión de la misma.

El movimiento debido a la acción del viento, M_v, se determina mediante la siguiente expresión:

$$M_v = P_e \cdot D_c \cdot \left(\frac{H^2}{2} \right) \quad [56]$$

Siendo:

M_v: movimiento debido a la acción del viento (kg·cm).

P_e: Presión efectiva del viento (kg/cm²).

D_c: Diámetro exterior columna incluyendo aislante (cm).

H: Altura de la columna (cm).

La presión efectiva del viento, P_e, se obtiene conforme a lo establecido en la Norma NBE-EA-95, correspondiente a “estructuras de acero en la edificación”:

$$P_e = P_v \cdot C \cdot K \cdot m \cdot 10^{-4} \quad [57]$$

Donde:

P_e: Presión efectiva del viento (kg/cm²).

P_v: Presión dinámica del viento (kg/cm²).

C: Coeficiente eólico.

K: factor eólico de esbeltez.

m: Coeficiente debido a escaleras, tuberías, etc.

Los valores para cada término de la ecuación para la obtención de la presión efectiva, P_e, se obtienen de datos tabulados (Ver *Tabla 40, Tabla 41, Tabla 42, Tabla 43*).

Así, teniendo en cuenta todos estos factores y revolviendo las ecuaciones anteriores de forma escalonada, inversamente a lo expuesto, se obtiene la tensión que produce el viento.

$$P_e = 100 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot 0,6 \cdot 1,25 \cdot 1,3 \cdot 10^{-4} = 0,01 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

$$M_v = 0,01 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot 101(\text{cm}) \cdot \left(\frac{700^2 (\text{cm}^2)}{2} \right) = 247.450(\text{kg} \cdot \text{cm})$$

$$Z = \pi \cdot \left(\frac{101^4 - (100 + 2 \cdot 0,2)^4}{32 \cdot 101} \left(\frac{\text{cm}^4}{\text{cm}} \right) \right) = 2.459,07 \text{cm}^3$$

$$\sigma_{\text{viento}} = \frac{247.450(\text{kg} \cdot \text{cm})}{2.459,07(\text{cm}^3)} = 100,63 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \rightarrow \sigma_{\text{viento}} = 100,63 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Para concluir, como ya se anticipó, la *Tabla 40* es una tabla resumen con el dimensionamiento más importante de la columna de rectificación S-1.

Tabla 39.- Resumen del dimensionamiento del “Splitter” S-1.

DIMENSIONES DE LA TORRE			
Diámetro de plato	1 m	P`	13,5mm
Espaciamento de plato	0,6 m	A. Activa	0,27 m ²
Nº de platos	9	A. Orificio	0,027 m ²
Altura de la columna	7 m	A. Neta	0,61 m ²
Espesor de plato	0,002 m	A. Total	0,79 m ²
Diámetro de orificio	0,0045 m	A. Derramadero	0,09 m ²
Distancia con fondos	1 m	Longitud Verted²⁷	0,75 m
Velocidad del vapor	1,12 m/s	Espesor aislante	38 mm
Peso de la columna	12.418,88 kg	Sección columna	742,08 cm ²

²⁷ Longitud de Vertedero

Tabla 40.- Presión dinámica del viento, según NORMA NBE-EA-95.

ALTURA DE LA CORONACIÓN (m)		VELOCIDAD DEL VIENTO (m/s ²)	P _v (kg/m ²)
NORMAL	EXPUESTA		
0-10	-	28	50
11-30	-	34	75
31-100	0-40	40	100
>100	41 - 100	45	125
-	> 100	49	150

Tabla 41.- Coeficiente eólica, según NORMA NBE-EA-95.

CLASES DE CONSTRUCCIÓN	COEFICIENTE EÓLICO, C
Prismáticas:	
*Rectangular o combinación.	1,2
*Ortogonal o combinación.	1,0
Esféricas:	
*Esféricas o semiesféricas.	0,4
*Casquetes esféricos de (H/D · 1/4).	0,2
Cilíndricas:	
*Superficie rugosa o nervada.	0,8
*Superficie muy lisa.	0,6

Tabla 42.- Factor eólico esbeltez, según NORMA NBE-EA-95.

ESBELTEZ (H/D)	1-5	10	60
K	1	1,25	1,50

Tabla 43.- Factor m debido a escaleras, pescantes, etc. según NORMA NBE-EA-95.

DIÁMETRO EXTERIOR (mm)	Metros
D < 500	1,50
50 < D < 1000	1,40
1000 < D < 1500	1,30
1500 < D < 2000	1,25
2000 < D < 2500	1,20
2500 < D	1,15

III.11.- RESISTENCIA MECÁNICA

En este apartado se van a determinar las máximas tensiones a las que puede ser sometida la columna. Las tres tensiones que se calcularán son:

- * Tracción.
- * Compresión.
- * Pandeo.

En primer lugar se van a calcular las fatigas admisibles, para posteriormente poderlas comparar con las tensiones que sufre realmente la columna.

Fatiga admisible a tracción

La fatiga admisible a tracción, σ_{adm} , a la que se puede someter a la columna a la temperatura de operación, nunca podrá superar a la máxima tensión admisible, para este tipo de acero, el cual se verá influenciado por la eficiencia de la junta, E. La tensión admisible, σ_{adm} , se calcula mediante:

$$\sigma_{adm} = \sigma_{lim} \cdot E \quad [58]$$

Siendo

σ_{adm} : Tensión admisible (kg/cm²).

σ_{lim} : Límite elástico a la temperatura de diseño.

E: Eficiencia de la soldadura.

La temperatura de diseño, T^a, se calculará como la temperatura de operación a la que se le sumará 15 °C, este aumento se hace por motivos de seguridad a la hora de abordar el diseño, utilizándose la temperatura más alta a la que se encuentra la columna. Esta temperatura, se halla a la salida de la columna, que es de 66,74°C, por lo tanto nuestra temperatura de diseño será de T^a = 81,74°C. Para esta temperatura, el límite elástico,

σ_{adm} , para un acero con contenido intermedio en carbono, tiene un valor de 2038,9 kg/cm². Obteniendo una tensión admisible a la tracción de:

$$\sigma_{adm, tracc} = 2038,9 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot 0,6 = 1223,34 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Fatiga admisible a compresión

Se obtiene como la tensión admisible a tracción aplicándole un coeficiente de eficiencia de la soldadura E = 1:

$$\sigma_{admi, comp} = 2038,9 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Fatiga admisible a pandeo

Para este cálculo se tiene en cuenta la expresión siguiente:

$$\sigma_{adm, pandeo} = \frac{\sigma_{lim}}{3} = \frac{2038,9 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right)}{3} = 679,63 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Siendo,

$\sigma_{admitracción}$: Tensión admisible a la tracción (kg/cm²).

σ_{lim} : Límite elástico a temperatura de diseño.

Por tanto la fatiga admisible para el pandeo es de 679,63 kg/cm².

A continuación se realizarán los cálculos para ver cuáles son las fatigas reales a la que está sometida la columna diseñada, y así poder comparar los valores con las que soporta el material y determinar si el diseño está bien realizado o en su defecto habrá que cambiar de material de construcción.

Fatiga a tracción.

Se calcula fácilmente con la ecuación siguiente:

$$\sigma_T = \sigma_{\text{viento}} + \sigma_{\text{presión int}} + \sigma_{\text{peso}} \quad [59]$$

Siendo:

σ_T : Tensión a la tracción (kg/cm²).

σ_{viento} : Tensión debida al viento (kg/cm²).

$\sigma_{\text{presión int}}$: Tensión debida la presión interna (kg/cm²).

σ_{peso} : Tensión debida al peso (kg/cm²).

Estos valores han sido obtenidos previamente en apartados anteriores, por ello lo único que falta es sustituirlos para hallar la tensión a la tracción.

$$\sigma_T = 100,63 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) + 94,93 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) + 90,06 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) = 285,62 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Se obtiene una tensión a la tracción de 285,62 kg/cm², para la columna diseñada.

Fatiga a compresión.

De la misma forma se obtiene una fatiga a la compresión de:

$$\sigma_C = \sigma_{\text{viento}} - \sigma_{\text{presión int}} + \sigma_{\text{peso}}$$

$$\sigma_C = 100,63 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) - 94,93 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) + 90,06 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) = 95,76 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Se obtiene una tensión a la compresión de 95,76 kg/cm², para la columna diseñada.

Fatiga a pandeo.

Por último la fatiga admisible al pandeo se calcula como:

$$\sigma_p = \sigma_{\text{viento}} + \sigma_{\text{peso}}$$

$$\sigma_p = 100,63 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) + 90,06 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) = 190,69 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Se obtiene una tensión de pandeo de 190,69 kg/cm², para la columna diseñada.

Con esto cálculos se comprueba por tanto, que los valores de las tensiones a las que está expuesta la columna, son menores que las tensiones admisibles.

ANEXO IV

DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR

III.1.- CONSIDERACIONES PREVIAS

En el presente proyecto se ha considerado más oportuno el uso de un intercambiador de calor de carcasa y tubos tanto para el diseño del calderín, como para el diseño del condensador e intercambiadores de acondicionamiento.

Esta decisión se ha tomado en base a criterios económicos y a la disponibilidad de los fluidos calefactores, o refrigerante en el caso del condensador, procedentes de otras líneas de la planta.

En el caso del calderín, como fluido calefactor se dispone de vapor sobrecalentado, ya que dentro de los diferentes fluidos calefactores es el más viable para su utilización en todos los aspectos. Así mismo para el diseño del condensador se ha optado emplear agua criogénica, procedentes de otras zonas de la refinería, como que actúe como agente refrigerante. De este modo, se obtiene un aprovechamiento óptimo de los recursos de la planta.

Los cambiadores de calor de carcasa y tubos son los modelos de equipos de transferencia de calor más usados en la industria química.

Principalmente constan constituidos por de un banco de tubos encerrados en una carcasa cilíndrica, aunque existen modelos muy variados. Dicho intercambiador es un intercambiador de carcasa y tubos.

La ecuación de diseño para de un intercambiador de calor está definida de la siguiente forma:

$$Q = U_s \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad [60]$$

Siendo:

Q : carga térmica a aplicar (kcal/h).

A , es la superficie de intercambio (m^2)

U_s , es el coeficiente global ($\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$)

ΔT_{ml} , es el incremento de temperatura media logarítmica ($^\circ C$)

Teniendo en cuenta que son conocidas las temperaturas de entrada y de la salida de los fluidos caliente y frío; es posible la aplicación del “Método de la diferencia de temperatura media logarítmica” (ΔT_{ml}). Una vez que se dispone de la ΔT_{ml} , los flujos másicos y el coeficiente global de transferencia de calor se puede determinar el área superficial de transferencia de calor a partir de la ecuación general de diseño de intercambiadores de calor. A partir de la obtención el área del intercambiador, se podrán definir también los parámetros físicos y geométricos pertinentes de dicho intercambiador.

En los apartados siguientes se explicarán poco a poco cada uno de los pasos a realizar para los diferentes diseños.

III.2.- DISEÑO DEL CONDENSADOR

El intercambiador de calor IC-1 es el condensador de la columna de rectificación S-1. Su misión es realizar una condensación total de la corriente de vapor que sale por la parte superior de la unidad S-1, antes de su almacenamiento temporal en el acumulador de reflujo A-1.

Las dos corrientes que intervienen en el equipo son: fluido que abandona, por cabeza, la unidad S-1 y agua. El fluido del proceso circula por el interior de los tubos (en lo sucesivo se considerará como fluido

caliente), mientras que el agua circula a través del haz tubular (este fluido se considerará como fluido frío de aquí en adelante). El agua fría utilizada como fluido refrigerante proviene de una unidad criogénica de planta y se aprovecha para condensar la mezcla de cabeza de la columna “Splitter”

El condensador, por tanto, es un equipo dentro del grupo de los intercambiadores de calor. Por ello se ajusta a la ecuación de diseño de un intercambiador de calor [60]. Se utilizará el método de la temperatura media logarítmica.

Para entender con claridad el proceso de cálculo, se irá desglosando por epígrafes los diferentes datos necesarios para la obtención de todos los parámetros medibles de intercambiador.

Al intercambiador de calor entra un caudal de 187,91 kmol/h en fase vapor, compuesto de una mezcla etano-propano-butano (cuyas fracciones molares son 0,523, 0,385 y 0,092 respectivamente). La entrada de esta corriente se produce a 279,48 K (equivalen en el sistema cegesimal a 6,33 °C), y una presión de 14,28 kg/cm².

Como fluido refrigerante se ha seleccionado agua líquida a temperatura de 2° C, que proviene de otra unidad de la planta. La presión de entrada al condensador es de una atmósfera. Este fluido abandonará el condensador a una temperatura de 5 °C.

El calor específico que posee el fluido refrigerante es:

$$C_{p, \text{refrigerante}} = 0,999 \text{ Kcal/}^\circ\text{C.kg}$$

Cálculo del calor de condensación

Se realiza un balance entálpico al condensador, teniendo en cuenta que se está operando en estado estacionario (no hay acumulación), está perfectamente aislado y no existe reacción química. Teniendo todo esto en cuenta, el balance entálpico se establece de la siguiente manera:

$$\begin{aligned}(\text{Entrada}) &= (\text{Salida}) \\V \cdot H_V &= L \cdot H_L + D \cdot H_D + q_c \\q_c &= V \cdot H_V - D \cdot H_D - L \cdot H_L\end{aligned}$$

Asumiendo que los calores sensibles son mucho menores que los calores latentes: $H_D = H_L$

$$\begin{aligned}q_c &= V \cdot H_V - D \cdot H_D - L \cdot H_L \\q_c &= V \cdot H_V - (D + L) \cdot H_L \\(D + L) &= V \\q_c &= V \cdot H_V - V \cdot H_L \rightarrow q_c = V \cdot (H_V - H_L) = V \cdot \lambda_v\end{aligned}$$

$$q_c = V \cdot \lambda_v \quad [61]$$

El valor de V es conocido del balance de materia global de la columna rectificadora, y λ_c^{28} es un dato procedente de la bibliografía. Este último dato es un dato promedio atendiendo a la composición de la mezcla.

$$\begin{aligned}V &= 187,91 \text{ kmol/h} \rightarrow V = 1546,85 \text{ kg/h} \\ \lambda_v &= 95,02 \text{ kcal/kg}\end{aligned}$$

Sustituyendo estos dos valores en la ecuación [61], y resolviendo se obtiene de esta forma el calor de calefacción es:

²⁸ Calor latente de vaporización promedio. Buscada en el simulador

$$q_c = V \cdot \lambda_v \rightarrow q_c = 1.546,85 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) \cdot 95,02 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right) = 146.981,69 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$q_c = 146.981,69 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Caudal másico del fluido refrigerante

Es necesario determinar el caudal másico de fluido refrigerante. Cómo ya es conocido el calor de condensación, el caudal másico del fluido refrigerante lo podemos asociar a dicho calor mediante la ecuación:

$$Q = q_c = m_{\text{agua}} \cdot C_{p_{\text{agua}}} \cdot (T_{\text{sf}} - T_{\text{ef}}) \quad [62]$$

Siendo:

m_{agua} : Caudal másico del fluido calefactor.

C_p : Calor específico del agua.

T_{sf} : Temperatura de salida del fluido frío.

T_{ef} : Temperatura de entrada del fluido frío.

Despejando y sustituyendo los valores conocidos se obtiene el caudal de fluido calefactor buscado.

$$m_{\text{agua}} = \frac{146.981,69 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right)}{0,999 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \cdot (5 - 2) (\text{°C})} = 49.042,94 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$m_{\text{agua}} = 49.042,74 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Coefficiente global de transmisión de calor

El coeficiente global de transmisión de calor, U_s , ha sido buscado en las diferentes fuentes bibliográficas. De esta manera se ha podido establecer que teniendo en cuenta que el fluido caliente es vapor y el fluido frío es una mezcla de compuestos orgánicos ligeros, el valor de este coeficiente es:

$$U_s = 700 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \text{ }^{29}$$

Cálculo del incremento de temperatura media logarítmica

Por último es necesario el cálculo del incremento de temperatura media logarítmica para proceder al cálculo del área de intercambio.

Al aplicar la ecuación del incremento de temperatura media logarítmica, se obtiene:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{sc} - T_{ef}) - (T_{ec} - T_{sf})}{\ln \frac{(T_{sc} - T_{ef})}{(T_{ec} - T_{sf})}} \quad [63]$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{6,33 - 2 - 6,33 + 5}{\ln \frac{6,33 - 2}{6,33 - 5}} = 2,54 \text{ }^\circ C \rightarrow \Delta T_{ml} = 2,54 \text{ }^\circ C$$

Cálculo del área del condensador

En este momento son conocidos todos estos valores, y se está en disposición de aplicar la ecuación de diseño de un intercambiador de calor y así poder hallar el área del mismo.

$$Q = U_s \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \rightarrow A = \frac{Q}{U_s \cdot \Delta T_{ml}}$$

²⁹ Valor bibliográfico. Debe de estar dentro del rango 700-1000W/m²°C

$$A = \frac{146.981,69 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right) \cdot \left(\frac{1\text{h}}{3.600\text{s}} \cdot \frac{4,18\text{kJ}}{1\text{kcal}} \cdot \frac{1\text{kW}}{1 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}} \cdot \frac{1.000\text{W}}{1\text{kW}} \right)}{700 \left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \right) \cdot 2,54(^\circ\text{C})} = 96\text{m}^2$$

$$A = 96 \text{ m}^2$$

Diseño de los tubos

Los valores de diámetro nominal y longitud para los tubos están estandarizados según TEMA.

Tabla 44.- Dimensionamiento general de tubos.

$d_o \rightarrow$	$\left(\frac{1}{4} \right)'' - \left(\frac{5}{2} \right)''$
$L \rightarrow$	6,8,16,20,24 (ft)

En el presente diseño se supondrá un diámetro nominal de 2''³⁰ y una longitud de 16 ft³¹. La longitud total del condensador será de:

$$\left. \begin{array}{l} L_{\text{total}} = \frac{A}{P_{\text{tubo}}} \\ P_{\text{tubo}} = \pi \cdot d_o \end{array} \right\} L_{\text{total}} = \frac{A}{\pi \cdot d_o}$$

$$L_{\text{total}} = \frac{96(\text{m}^2)}{\pi \cdot 2(\text{in}) \cdot \left(\frac{0,0254\text{m}}{\text{lin}} \right)} = 601,53\text{m} \rightarrow L_{\text{total}} = 601,53\text{m}$$

³⁰ Equivalencia de unidades 1''=1 in=0,0254 m.

³¹ Equivalencia de unidades 1ft=0,3048 m.

Teniendo en cuenta las características de los tubos y la longitud total del intercambiador el número de tubos dentro del intercambiador es:

$$N_t = \frac{L_{\text{total}}}{L_{\text{tubo}}} \rightarrow N_t = \frac{601,53(\text{m})}{16(\text{ft}) \cdot \left(\frac{0,3048\text{m}}{1\text{ft}}\right)} = 123,64\text{tubos}$$

$$N_t = 124\text{tubos}$$

Espeor de tubos

Para el cálculo del espeor de tubo, se utilizará la ecuación [64].

$$t = \frac{P \cdot R_i}{\sigma_t \cdot E_s - 0,6 \cdot P} \quad [64]$$

La tensión admisible para el material envolvente (acero al carbono) se determina en base a diferentes especificaciones de material aportadas por fabricantes. En este caso se toma $\sigma = 1500 \text{ kg/cm}^2$.

$$t = \frac{14,28 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}\right) \cdot 2,54(\text{cm})}{1500 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}\right) \cdot 1 - 0,6 \cdot 14,28 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}\right)} = 0,024\text{cm}$$

$$t = 0,024 \text{ cm} \rightarrow t = 0,01 \text{ in}$$

Hay que establecer un espeor de corrosión, aproximadamente de 2 mm. Es necesario elegir un tubo que se comercialice, por tanto, se optará por un tubo que corresponde a un catálogo 2" 40ST.

$$D_{\text{etubo}} = 6,03 \text{ cm} \rightarrow D_{\text{etubo}} = 2,37 \text{ in}$$

Diámetro del haz de tubos

El cálculo del diámetro del haz de tubos se hará mediante la siguiente expresión:

$$D_b = d_e \cdot \left(\frac{N_t}{k_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} \quad [65]$$

Siendo:

D_b = Diámetro del haz de tubos (m).

d_e = Diámetro externo de tubo (m).

N_t = Número total de tubos.

k_1 y n_1 = Constantes tabuladas.

Tabla 45.- Datos para el diámetro del haz de tubos.

d_e	0,0603 m
N_t	124
k_1	0,319
$1/n_1$	0,467

Resolviendo la ecuación anterior se obtiene un diámetro del haz de tubos de 0,36 metros, con una disposición de tubos cuadrada.

$$D_b = 0,0603(\text{m}) \cdot \left(\frac{124}{0,319} \right)^{0,467} = 1,64\text{m} \rightarrow D_b = 0,98\text{m}$$

Espesor de la carcasa externa

Ya es conocido el interior del intercambiador de calor, el siguiente paso es dimensionar el exterior del mismo.

Entre el haz de tubos de tubos y la carcasa debe existir una holgura que se encuentra tabulada en la literatura consultada; así para el presente proyecto se adopta un valor de 0,025 metros. Luego el diámetro interno de la carcasa ser:

$$D_{\text{icarcasa}} = D_b + \text{holgura}$$

$$D_{\text{icarcasa}} = 0,98(\text{m}) + 0,03(\text{m}) = 1,01\text{m} \rightarrow D_{\text{icarcasa}} = 1,01\text{m}$$

Para hallar el espesor de la carcasa externa se procederá del mismo modo que en el caso del cálculo del espesor de tubo, (ecuación [64]). En este caso si hay soldaduras así que no se puede considerar la eficacia de soldadura como 1, sino que será de 0,85.

$$t = \frac{1,0332 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot 50,25(\text{cm})}{1500 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,0332 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right)} = 0,041\text{cm}$$

$$t = 0,04\text{cm}$$

Admitiendo 6,5 mm de espesor de corrosión, el diámetro externo de la carcasa es de:

$$D_{\text{ecarcasa}} = 1,02\text{m}$$

Con este último dato se ha llegado a la finalización del dimensionamiento del condensador; por ello la tabla siguiente hace un pequeño resumen de todos los datos hallados.

Tabla 46.- Dimensionamiento del condensador.

CARACTERÍSTICAS DEL IC-1	
T^a entrada del fluido caliente	6,33 °C
T^a salida del fluido caliente	6,33 °C
T^a entrada del fluido frío	2 °C
T^a salida del fluido frío	5 °C
Cp del fluido frío	0,999 kcal/ kg °C
Calor latente del fluido caliente	95,02 kcal/kg
Caudal de alimentación (V)	1546,85 kg/ h

DIMENSIONAMIENTO DEL IC-1	
Calor absorbido por el fluido caliente	146.981,69 kcal/h
Caudal de fluido calefactor	49.042,94 kg/h
Incremento de T^a media logarítmica	2,54 °C
Coefficiente global de transferencia de calor	700 W/m ² °C
Área del intercambiador	95,98 m ²
Diámetro nominal de tubo	2" 40XS.
Longitud de tubo	4,88 m
Longitud total	601,53 m
Número de tubos	124 tubos
Diámetro del haz de tubos	0,98 m
Diámetro interno de carcasa	1,01 m
Diámetro externo de carcasa	1,02 m

III.3.- DISEÑO DEL CALDERÍN

El intercambiador de calor IC-2 es el calderín de la columna de rectificación S-1. Su misión es realizar una vaporización de la corriente líquida que sale por la parte inferior de la unidad S-1, antes de su almacenamiento temporal en el tanque A-2.

Las dos corrientes que intervienen en el equipo son: fluido que abandona, por colas, la unidad S-1 y vapor de agua. El fluido del proceso circula por el interior de los tubos (en lo sucesivo se considerará como fluido frío), mientras que el agua circula a través del haz tubular (este fluido se considerará como fluido caliente de aquí en adelante).

El calderín, por tanto, es un equipo dentro del grupo de los intercambiadores de calor. Por ello se ajusta a la ecuación de diseño de un intercambiador de calor [60].

El método de diseño que se utilizará es el método conocido por "temperatura media logarítmica."

Se irá desglosando por epígrafes los diferentes datos necesarios para la obtención de todos los parámetros medibles de intercambiador.

Calor absorbido

En primer lugar se va a proceder al cálculo del calor absorbido por el fluido a calentar.

Al intercambiador de calor entra un caudal de 619,50 kmol/h en fase líquida compuesto de una mezcla etano-propano-butano (cuyas fracciones molares son 0,03, 0,34, 0,63, respectivamente).

La entrada de esta corriente se produce a una temperatura de 343,89 K.

Como fluido calefactor se ha seleccionado vapor de agua recalentado a una temperatura de 150°C. Este fluido procederá de otra unidad de planta que pueda abastecer al intercambiador de calor del “Splitter” S-1. El fluido calefactor abandonará el intercambiador a una temperatura de 130°C.

Un dato de gran importancia es el calor específico que posee el fluido calefactor. El calor específico es la energía necesaria para incrementar en una unidad de temperatura una cantidad de sustancia. El calor específico se encuentra tabulado en función de la temperatura, luego será necesario obtener un dato promedio entre 130°C y 150°C.

$$C_p = 0,475 \text{ kcal/}^\circ\text{C.kg}$$

La entrada de esta corriente tiene lugar a presión atmosférica³².

³² Presión atmosférica $\rightarrow 1 \text{ atm} = 1,0332 \text{ kgf/cm}^2$

Realizando un balance entálpico al calderín, y asumiendo las mismas premisas que en el condensador - estado estacionario (no hay acumulación), está perfectamente aislado y no existe reacción química- el balance entálpico se establece de la siguiente manera:

$$(\text{Entrada}) = (\text{Salida})$$

$$L \cdot H_L + q_B = V \cdot H_V + W \cdot H_W$$

$$q_B = V \cdot H_V + W \cdot H_W - L \cdot H_L$$

Asumiendo que los calores sensibles son mucho menores que los calores latentes: $H_W = H_L$,

$$q_B = V \cdot H_V + W \cdot H_L - L \cdot H_L$$

$$q_B = V \cdot H_V + (W - L) \cdot H_L$$

$$(W - L) = -V$$

$$q_B = V \cdot H_V - V \cdot H_L \rightarrow q_B = V \cdot (H_V - H_L) = V \cdot \lambda_V$$

$$q_B = V \cdot \lambda_V \quad [66]$$

El valor de V es conocido del balance de materia global de la columna rectificadora, y λ_V es un dato procedente de la bibliografía. Este último dato es un dato promedio atendiendo a la composición de la mezcla.

$$V = 187,91 \text{ kmol/h} \rightarrow V = 78,89 \text{ kg/h}$$

$$\lambda_V = 72,66 \text{ kcal/kg}$$

Sustituyendo estos dos valores en la ecuación [35], y resolviendo se obtiene de esta forma el calor de calefacción es:

$$q_B = V \cdot \lambda_v \rightarrow q_B = 78,89 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) \cdot 72,66 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right) = 5.732,15 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$q_B = 5.732,15 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Caudal másico de calefacción

Es necesario determinar el caudal másico de fluido calefactor. Como ya es conocido el calor de calefacción, éste lo podemos asociar al caudal másico por la siguiente ecuación.

$$Q = q_B = m_{\text{vaporagua}} \cdot C_{p\text{vaporagua}} \cdot (T_{\text{ec}} - T_{\text{sc}}) \quad [67]$$

Despejando y sustituyendo los valores conocidos se obtiene el caudal de fluido calefactor buscado.

$$m_{\text{vaporagua}} = \frac{q_B}{C_{p\text{vaporagua}} \cdot (T_{\text{ec}} - T_{\text{sc}})}$$

$$m_{\text{vaporagua}} = \frac{5.732,15 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right)}{0,475 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \cdot (150 - 130) (\text{°C})} = 603,38 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$m_{\text{vaporagua}} = 603,38 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Coefficiente global de transmisión de calor

El coeficiente global de transmisión de calor, U_s, ha sido buscado en las diferentes fuentes bibliográficas. De esta manera se ha podido establecer que teniendo en cuenta que el fluido caliente es vapor y el fluido frío es una mezcla de compuestos orgánicos ligeros, el valor de este coeficiente es:

$$U_s = 580 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}^{33}$$

Cálculo del incremento de temperatura media logarítmica

Por último es necesario el cálculo del incremento de temperatura media logarítmica para proceder al cálculo del área de intercambio.

Debido a que las temperaturas de las dos corrientes que intervienen en el proceso, varían continuamente a medida que se desplazan, la diferencia de temperatura entre ambas varía de un punto a otro. Por eso, es preciso obtener una temperatura promedio que pueda usarse en los cálculos posteriores. A esta temperatura promedio es a lo que se denomina incremento de media logarítmica.

Dicho cálculo se realizará mediante la expresión [63]

$$\Delta T_{ml} = \frac{130 - 70,74 - 150 + 70,74}{\ln \frac{130 - 70,74}{150 - 70,74}} = 68,77^\circ C$$

$$\Delta T_{ml} = 68,77 \text{ } ^\circ C$$

Cálculo del área del intercambiador.

Conocidas todas las variables que intervienen en la ecuación de diseño de un intercambiador de calor, se está en disposición de aplicar la ecuación de diseño de un intercambiador de calor y así poder hallar el área del mismo.

$$Q = U_s \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \rightarrow A = \frac{Q}{U_s \cdot \Delta T_{ml}}$$

³³ Ver Figura H. Coeficientes Globales de Transmisión de Calor.

$$A = \frac{5.732,15 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right) \cdot \left(\frac{1\text{h}}{3600\text{s}} \cdot \frac{4,18\text{kJ}}{1\text{kcal}} \cdot \frac{1\text{kW}}{1 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}} \cdot \frac{1000\text{W}}{1\text{kW}} \right)}{518 \left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \right) \cdot 68,77(^\circ\text{C})} \rightarrow A = 1,87\text{m}^2$$

Diseño de los tubos

Los valores de diámetro nominal y longitud para los tubos están estandarizados según TEMA.

En el presente diseño se supondrá un diámetro nominal de 1/4" y una longitud de 6 ft.

Conocido el diámetro y la longitud de los tubos, con lo cual el perímetro de los mismos, así como el área total del intercambiador, se podrá conocer la longitud total necesaria para el intercambiador.

$$\left. \begin{aligned} L_{\text{total}} &= \frac{A}{P_{\text{tubo}}} \\ P_{\text{tubo}} &= \pi \cdot d_o \end{aligned} \right\} L_{\text{total}} = \frac{A}{\pi \cdot d_o}$$

$$L_{\text{total}} = \frac{1,87(\text{m}^2)}{\pi \cdot \frac{1}{4}(\text{in}) \cdot \left(\frac{0,0254\text{m}}{1 \text{ in}} \right)} = 93,74\text{m} \rightarrow L_{\text{total}} = 93,74\text{m}$$

El número total de tubos se puede hallar relacionando la longitud total del intercambiador y la longitud de los tubos.

$$N_t = \frac{L_{total}}{L_{tubo}} \rightarrow N_t = \frac{93,74(m)}{6(ft) \cdot \left(\frac{0,3048m}{1ft}\right)} = 51,66 \text{ tubos}$$

$$N_t = 52 \text{ tubos}$$

Espesor de tubos

Para el cálculo del espesor de tubo, la expresión que se utilizaba es la ecuación [64]:

$$t = \frac{16,32 \left(\frac{kg}{cm^2}\right) \cdot 0,318(cm)}{1500 \left(\frac{kg}{cm^2}\right) \cdot 1 - 0,6 \cdot 16,32 \left(\frac{kg}{cm^2}\right)} \rightarrow t = 3,48 \cdot 10^{-3} cm \rightarrow t = 1,37 \cdot 10^{-3} in$$

La tensión admisible para el material envolvente (acero al carbono) se determina en base a diferentes especificaciones de material aportadas por fabricantes. En este caso se toma $\sigma = 1500 \text{ kg/cm}^2$.

Hay que establecer un espesor de corrosión, aproximadamente de 2 mm. Por tanto se obtiene un tubo que corresponde a un tubo comercial 3/8" 40ST.

$$D_{etubo} = 0,0104m = 0,41 \text{ in}$$

Diámetro del haz de tubos

El cálculo del diámetro del haz de tubos se realiza nuevamente con la expresión [65].

Tabla 47.-Datos para el diámetro del haz de tubos.

d_e	0,0104 m
N_t	52 tubos
k₁	0,319
1/n₁	0,453

Resolviendo la ecuación [65], se obtiene un diámetro del haz de tubos de 0,10 metros.

$$D_b = 0,0104(m) \cdot \left(\frac{52}{0,319} \right)^{0,453} = 0,10m \rightarrow D_b = 0,10m$$

Espesor de la carcasa externa

Ya es conocido el interior del intercambiador de calor, el siguiente paso es dimensionar el exterior del mismo.

Entre la bancada de tubos y la carcasa debe existir una holgura que se encuentra tabulada en la literatura consultada; así para el presente proyecto se adopta un valor de 0,025 metros. Luego el diámetro interno de la carcasa será:

$$D_{\text{icarcasa}} = 0,10(m) + 0,025(m) = 0,125m \rightarrow D_{\text{icarcasa}} = 0,125m$$

Para hallar el espesor de la carcasa externa se procederá del mismo modo que en el caso del cálculo del espesor de tubo [64]. En este caso si hay soldaduras así que no se puede considerar la eficacia de soldadura como 1, sino que será de 0,85.

$$t = \frac{1,0332 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot 6,25(\text{cm})}{1500 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,0332 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right)} = 0,005\text{cm} \rightarrow t = 0,005\text{cm}$$

Con lo cual el diámetro externo de la carcasa, admitiendo los 6,5 mm de espesor de corrosión, es:

$$D_{\text{ecarcasa}} = 0,14m$$

Se ha llegado a la finalización del diseño; la tabla siguiente hace un pequeño resumen de las características y dimensionamiento del IC-2.

Tabla 48.-Características y dimensionamiento del reboiler.

CARACTERÍSTICAS DEL IC-2	
T^a entrada del fluido caliente	150 °C
T^a salida del fluido caliente	130 °C
T^a entrada del fluido frío	70,74 °C
T^a salida del fluido frío	70,74 °C
Cp del fluido caliente	0,475 kcal/kg °C
Calor latente del fluido frío	72,66 kcal/kg
Calor latente del fluido caliente	540 kcal/kg
Caudal de alimentación (V)	78,89 kg/h
DIMENSIONAMIENTO DEL IC-2	
Calor absorbido por el fluido caliente	5.732,15 kcal/h
Caudal de fluido calefactor	603,38 kg/h
Incremento de T^a media logarítmica	68,77 °C
Coefficiente global de transferencia de calor	580 W/m ² °C
Área del intercambiador	1,87 m ²
Diámetro nominal de tubo	1/8" 40ST.
Longitud de tubo	1,83 m
Longitud total	93,74 m
Número de tubos	52 tubos
Diámetro del haz de tubos	0,10 m
Diámetro interno de carcasa	0,12 m
Diámetro externo de carcasa	0,14 m

III.4. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR PARA EL ACONDICIONAMIENTO DE LA ALIMENTACIÓN.

El intercambiador de calor, IC-3, es un equipo que acondicionará la corriente de alimentación proveniente de refinería para su posterior tratamiento dentro de la columna de rectificación.

Las dos corrientes que intervienen en el equipo son: fluido proveniente de refinería y vapor agua. El fluido del proceso circula por el interior de los tubos (en lo sucesivo se considerará como fluido frío), mientras que el agua circula a través del haz tubular (este fluido se considerará como fluido caliente de aquí en adelante).

El método de diseño es equivalente al utilizado para el diseño del calderín y condensador.

En este caso, se procederá al diseño de este intercambiador, plasmando los resultados que se han ido obteniendo en el cálculo. Para poder ver el procedimiento seguido, hay que remitirse a los dos apartados anteriores.

La alimentación del “Splitter” se encuentra almacenada a temperatura ambiente (20°C aproximadamente) y a una presión de 15 kg/cm^2 y hay que acondicionarla para que entre al “Splitter” a una temperatura de $49,17^{\circ}\text{C}$. Para este intercambiador de calor, también se ha optado por un intercambiador de carcasa y tubos.

Al IC-3 entra un caudal de $572,60\text{ kmol/h}$ en fase líquida, compuesto de una mezcla etano-propano-butano (cuyas fracciones molares son 0,15, 0,35 y 0,50, respectivamente). La entrada de esta corriente se produce a $293,15\text{ K}$ (equivalen en el sistema cegesimal a 20°C), y una presión de $15,00\text{ kg/cm}^2$. Su temperatura de salida será aproximadamente de $322,32\text{ K}$

El fluido calefactor que se ha seleccionado es vapor de agua, 150°C . La presión de entrada al intercambiador es de una atmósfera. El fluido calefactor abandonará el intercambiador a una temperatura de 90°C .

Datos de partida

A partir de los siguientes datos se obtienen los resultados para el presente cambiador siguiendo el método de cálculo anteriormente.

Tabla 49.-Características del IC-3.

CARACTERÍSTICAS DEL IC-3	
T^a entrada del fluido caliente	150 °C
T^a salida del fluido caliente	90 °C
T^a entrada del fluido frío	20 °C
T^a salida del fluido frío	49,17 °C
Cp del fluido caliente	0,475 kcal/kg °C
Calor latente del fluido frío	84,93 kcal/°C kg
Calor latente del vapor de agua	540 kcal/°C kg
Caudal de alimentación (F)	28.000 kg/h

Siguiendo el método de cálculo que se ha llevado a cabo tanto para el condensador como para el calderín, los resultados obtenidos para este intercambiador de calor en cuestión se reflejan en la tabla siguiente.

Tabla 50.- Dimensionamiento del IC-3.

DIMENSIONAMIENTO DEL IC-3	
Calor absorbido por el fluido caliente	23.780,40 kcal/h
Caudal de fluido refrigerante	41,83 kg/h
Incremento de T^a media logarítmica	84,48 °C
Coefficiente global de transferencia de calor	900 W/m ² °C
Área del intercambiador	84,48 m ²
Diámetro nominal de tubo	3/8" 40ST.
Longitud de tubo	2,44 m
Longitud total	910,32 m
Número de tubos	187 tubos
Diámetro del haz de tubos	0,30 m
Diámetro interno de carcasa	0,33 m
Diámetro externo de carcasa	0,34 m

III.5.- DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR PARA EL ACONDICIONAMIENTO DEL PRODUCTO DE INTERÉS.

El intercambiador de calor, IC-4, es un equipo que acondicionará el producto de cola de columna (una vez salido del calderín) para su posterior almacenamiento en el tanque esférico A-2.

Las dos corrientes que intervienen en el equipo son: fluido que abandona, en fase líquida, el calderín y agua. El fluido del proceso circula por el interior de los tubos (en lo sucesivo se considerará como fluido caliente), mientras que el agua circula a través del haz tubular (este fluido se considerará como fluido frío de aquí en adelante).

El equipo, por tanto, como ya se ha indicado se encuadra dentro del grupo de los intercambiadores de calor. Nuevamente este equipo se ajusta a la ecuación de diseño de un intercambiador de calor [60]. El método de diseño equivalente al utilizado para el diseño del calderín y condensador.

Al igual que ocurre con el diseño del intercambiador de calor IC-3, se expondrán a continuación los datos de partida más importantes, así como los resultados obtenidos, pero en ningún caso se hará el desarrollo matemático como ocurría en el caso del condensador y el calderín.

Al IC-4 entra un caudal de 431,59 kmol/h en fase líquida, compuesto de una mezcla propano-butano (cuyas fracciones en volumen son 0,30, 0,70 respectivamente). El etano tiene un porcentaje muy pequeño en comparación con los otros dos componentes y de ahí que no se haya tenido en cuenta en el proceso de cálculo. La entrada de esta corriente se

produce a 343,89 K (equivalen en el sistema cegesimal a 70,74 °C), y una presión de 16,32 kg/cm².

Como fluido refrigerante se ha seleccionado agua líquida a temperatura de ambiente, 20°C. La presión de entrada al intercambiador es de una atmósfera. El fluido calefactor abandonará el IC-4 a una temperatura de 50 °C. El calor específico que posee el fluido refrigerante es: 0,999 kcal/°C·kg

Datos de partida

A partir de los siguientes datos se obtienen los resultados para el presente cambiador siguiendo el método de cálculo anteriormente.

Tabla 51.-Características del IC-4.

CARACTERÍSTICAS DEL IC-4	
T^a entrada del fluido caliente	70,74 °C
T^a salida del fluido caliente	25
T^a entrada del fluido frío	20 °C
T^a salida del fluido frío	50°C
C_p del fluido caliente	79,8 kcal/kg °C
C_p del fluido frío	0,999 kcal/kg °C
Coefficiente global de calor	350 W/m ² °C
Presión de W	16,32 kg/cm ²
Presión de agua	1,03325 kg/cm ²
Caudal de producto (W)	22.639,22 kg/h

Hay que tener en cuenta que en este caso en particular, no se producen ningún cambio de fase en ninguno de los dos fluidos que intervienen en el proceso. En este caso el calor cedido por el fluido caliente se calcula mediante la ecuación [62]:

$$Q=m_c \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Siendo

Q: Calor cedido por el fluido caliente (kcal/h).

m_c : Caudal másico del fluido caliente (kg/h).

C_p : Calor específico a presión constante (kcal/kg °C).

ΔT : Incremento de T^a entre la salida y la entrada del fluido (°C).

Siguiendo el método de cálculo que se ha llevado a cabo tanto para el condensador como para el calderín, los resultados obtenidos para este intercambiador de calor en cuestión se reflejan en la tabla siguiente.

Tabla 52.- Dimensionamiento del IC-4.

DIMENSIONAMIENTO DEL IC-4	
Calor cedido	776.638,44 kcal/h
Caudal de fluido refrigerante	25.913,86 kg/h
Incremento de T^a media logarítmica	11,51 °C
Coefficiente global de transferencia de calor	370 W/m ² °C
Área del intercambiador	232,95 m ²
Diámetro nominal de tubo	5/2 (in) 40ST.
Longitud de tubo	7,31 m
Longitud total	1167,72 m
Número de tubos	160 tubos
Diámetro del haz de tubos	1,23 m
Diámetro interno de carcasa	1,25 m
Diámetro externo de carcasa	1,27 m

ANEXO V

DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE ALMACENAMIENTO

V.1.- ACUMULADOR DE REFLUJO

Capacidad del acumulador de reflujo

La capacidad del acumulador de reflujo se determina en función del caudal másico y de la densidad del producto a almacenar, así como del tiempo máximo de almacenamiento.

El producto a almacenar está formado por una mezcla de compuestos, sabiendo que su densidad es de 438,05 kg/m³.

Puesto que el caudal másico es de 1780,43 kg/h y el tiempo de almacenamiento se ha fijado en 15 minutos de operación, se obtiene un volumen de 1,02 m³. El volumen resultante se incrementa en un 10% por recomendaciones económicas, resultando un valor de: **V = 1,12 m³**.

A pesar del volumen del tanque, hay que recordar que se llenará como máximo hasta el 80% de su capacidad por medidas de seguridad.

Dimensiones de la envolvente cilíndrica

El diámetro del cuerpo cilíndrico se calcula mediante la siguiente expresión, recomendada para el cálculo de depósitos horizontales, que establece la relación entre el volumen y el diámetro basado en datos comerciales:

$$D = 0,74 \cdot V^{\frac{1}{3}} \quad [68]$$

D: Diámetro del acumulador de reflujo, (m).

V: Volumen del acumulador de reflujo, (m³).

Puesto que el volumen del acumulador de reflujo es de 1,12 m³, sustituyendo en la ecuación [68], resulta que el diámetro del mismo es de: **D = 0,77 m**

La longitud de la envolvente cilíndrica del acumulador se obtiene despejándolo de la siguiente expresión:

$$V = \pi \cdot \frac{D}{4} \cdot L \quad [69]$$

Siendo:

D: Diámetro del acumulador de reflujo, (m).

V: Volumen del acumulador de reflujo, (m³).

L: Longitud del acumulador de reflujo, (m).

Sustituyendo datos en la ecuación [69], se obtiene como longitud del acumulador es de: **L = 1,85 m**

Dimensiones de los fondos laterales toriesféricos

Normalmente, los fondos laterales del acumulador de reflujo son toriesféricos del tipo Klopper, excepto que nos encontremos en alguna de las siguientes situaciones, en cuyo caso se utilizarán fondos toriesféricos del tipo Korbboggen:

- Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm².
- Temperatura de diseño superior a 350°C.
- Fondos superiores de recipientes verticales que deban soportar cargas concentradas, tales como agitadores, etc.
- Fondos inferiores de recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10.

Puesto que el acumulador de reflujo A-1 tiene una presión de diseño de 15 bar, los fondos laterales serán torosféricos tipo Korbboggen.

Para determinar las dimensiones de los fondos laterales se utilizan las siguientes fórmulas:

$$R = D_o \quad [70] \qquad H = 0,2 \cdot D_o \quad [71]$$

$$r = \frac{D_o}{10} \quad [72] \qquad h = 3,5 \cdot t \quad [73]$$

Donde:

R: Radio del fondo, (m).

D_o: Diámetro exterior del fondo, (m).

r: Radio de curvatura del fondo, (m).

H: Altura de la curvatura del fondo, (m).

h: Altura del fondo sin la curvatura, (m).

t: Espesor del fondo, (m).

Sustituyendo datos en las ecuaciones [70], [71], [72] y [73] resulta que:

Tabla 53.- Valores para los fondos torosféricos.

R	0,77 m	r	77 mm	H	154 mm	h	28 mm	t	8 mm
----------	--------	----------	-------	----------	--------	----------	-------	----------	------

Espesor del acumulador de reflujo

El espesor requerido para la envolvente se calcula a partir de dos expresiones diferentes, tomándose la que proporcione un mayor valor. La expresión recogida en el código ASME, Sección VIII, División 1 y la que se nos proporciona por especificación técnica según el Reglamento de Aparatos a Presión.

El proceso seguido es el siguiente:

a) El código ASME utiliza la siguiente expresión [64]³⁴, para el cálculo del espesor:

$$t = \frac{P \cdot R_i}{\sigma_t \cdot E_s - 0,6 \cdot P} \quad [64]$$

³⁴ Esta expresión se dio a conocer en el Anexo IV.

Y puesto que: $\sigma = 12.700$ psi. y $E = 0,8$.

Ya se puede sustituir los valores en la ecuación [64] obteniendo un espesor de $e = 0,33$ in = 10mm. Al resultado anterior se le añade un sobreespesor por corrosión de 2 mm resultando: **$e = 12$ mm.**

b) Las empresas del sector petroquímico utilizan la siguiente expresión para el cálculo del espesor:

$$e = \frac{D}{1000} + 2,54 + C \quad [74]$$

Siendo:

e: Espesor de la envolvente, mm.

D: Diámetro de la envolvente, mm.

C: Sobreespesor por corrosión, mm.

Sustituyendo en la ecuación [74] se obtiene un espesor de: **$e = 10,51$ mm.**

A continuación se selecciona el mayor de ambos valores y se redondea hasta obtener un espesor comercial, resultando: **$e = 12$ mm.**

Este espesor es también el adoptado para los extremos laterales toriesféricos.

Aislamiento

Se empleará como aislante lana de vidrio, por ser el material más económico que cubre los rangos de operación con los que se trabaja (la lana de vidrio se puede aplicar para temperaturas de hasta 370°C).

Para determinar el espesor económico de aislante, se empleará la *Tabla 37*, que permite obtener el espesor en función del tipo de proceso y de la temperatura de trabajo. Hay que reseñar que esta tabla está basa-

da en datos de silicato de calcio pero que se puede emplear para otros materiales aislantes, entre ellos, la lana de vidrio.

Para el caso del acumulador de reflujo A-1 se ha seleccionado el apartado de procesos generales y el rango de temperatura de hasta 199°F, con lo que resulta que el espesor de aislamiento es de: **1,5 in = 38mm**

Además, el aislamiento se recubrirá de una capa de aluminio para protegerlo frente al acceso de agua, al deterioro mecánico y al ataque químico.

Cubeto de retención

El cubeto de retención se utiliza como medida de seguridad por si hubiese algún percance y se tuviese que vaciar de manera urgente el tanque de reflujo anteriormente diseñado. Teniendo esto en cuenta la función del cubeto de retención es meramente de seguridad, pero no por ello menos importante.

La capacidad mínima del cubeto viene dada como el 100% de la capacidad del tanque, 1,12 m³. Ya que el tanque es un cilindro horizontal, la forma geométrica más usual para los cubetos es un rectángulo con dimensiones aproximadas a las del tanque en cuestión. Por ello teniendo en cuenta que el diámetro es de 0,77 m, la anchura del cubeto será de 1 m, y su largo de 2 metros ya que la longitud del acumulador de reflujo es 1,85 m. Así la altura mínima que debe de tener el cubeto será de aproximadamente 0,60 m. Con estas dimensiones el cubeto es capaz de retener hasta 1,15 m³ de líquido.

Como se comprueba es superior al volumen total del tanque de almacenamiento para el que está diseñado, pero son más prácticas estas medidas a la hora de la construcción y seguridad del mismo.

Resumiendo las características del acumulador de reflujo, se presenta la siguiente tabla.

Tabla 54.- Resumen características de A-1.

ACUMULADOR DE REFLUJO	
VOLUMEN (m³)	1,12
VOLUMEN ÚTIL (m³)	0,90
DIÁMETRO (m)	0,77
LONGITUD (m)	1,85
ESPESOR (mm)	12
AISLAMIENTO (mm)	38
CUBETO DE RETENCIÓN	
LONGITUD (m)	2
ANCHURA (m)	1
ALTURA (m)	0,60

V.2.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO

Es necesario contar con un tanque de almacenamiento para el producto de colas, producto de interés del presente Proyecto Fin de Carrera. Para el producto de destilado tampoco es necesario ya que, este producto de cabeza de columna, será recirculado a otra zona de la refinería en la que puedan obtener productos de interés económico, como por ejemplo etano o propano por separado.

Los datos para cada componente y cada tanque de almacenamiento son los siguientes:

Tabla 55.- Composición del LPG.

	Componente	Fracción molar(x_i)
Tanque para las Colas. A.2	Etano	0,03
	Propano	0,34
	Butano	0,63

Para el almacenamiento el producto citado anteriormente, se ha optado por un tanque esférico que comúnmente se denominan “esfera de almacenamiento”.

Las esferas son tanques de almacenamiento a presión con forma esférica que trabajan a una presión interior de 15 kg/cm^2 aproximadamente y a temperatura ambiente.

Estos tanques no necesitan sistema de vaciado o llenado, puesto que trabajan con el equilibrio líquido- vapor que hay en su interior. Al bajar la presión en la operación de vaciado, más producto pasa a la fase vapor.

Durante el llenado, el aumento de presión hace que el producto vuelva a la fase líquida. La presión es aproximadamente constante.

Las válvulas de seguridad ventean a la línea de antorchas ante cualquier aumento de presión, como puede ser el aumento de temperatura en el verano.

Las esferas se construyen en gajos utilizando chapas de acero y se sostienen mediante columnas que soporten el peso de la esfera completa durante la prueba hidráulica.

La esfera contará con una escalera para acceder a la parte superior y poder mantener así las válvulas de seguridad, aparatos de telemedición, etc.

En primer lugar se calcula el volumen necesario de la esfera para que almacene producto durante dos días.

El caudal de cola es de 988 m³/día. La esfera tendrá un volumen útil del 80 %, pero el cálculo del volumen final de la esfera se hará en base a volumen original de la esfera, para así guardar los márgenes de seguridad. El volumen final es de 1581 m³.

$$\text{Volumen de la esfera} \rightarrow V_{A.2} = 988 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right) \cdot 2 (\text{día}) = 1976 \text{m}^3$$

$$\text{Volumen útil} \rightarrow V_{A.2\text{util}} = 988 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right) \cdot 2 (\text{día}) \cdot 0,8 = 1581 \text{m}^3$$

Los gajos de acero deben tener un determinado espesor que se calcula mediante la expresión [38] que da el código ASME sección VIII, recipientes a presión.

Es necesario calcular previamente el radio interno de la esfera mediante la expresión que determina el volumen de la esfera:

$$V = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot R^3 \rightarrow R = \sqrt[3]{\frac{V(\text{m}^3) \cdot 3}{4 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{1976 \cdot 3}{4 \cdot \pi}} = 7,8 \text{m}$$

Ahora se puede proceder al cálculo del espesor de los gajos de la esfera, con la ecuación [64], siendo:

$$t = \frac{15,3 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot 780 (\text{cm})}{790 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right) \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 15,3 \left(\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \right)} = 18 \text{cm}$$

En todos los casos se añadirán 6 mm de sobre espesor por corrosión. Con lo cual el espesor final de este tanque de almacenamiento será de 18,6 cm.

Tabla 57.- Resumen características de A-2.

ESFERA DE ALMACENAMIENTO	
VOLUMEN (m³)	1976
VOLUMEN ÚTIL (m³)	1581
DIÁMETRO (m)	7,8
ESPESOR (mm)	18,6

ANEXO VI

DISEÑO DE LA RED DE DISTRIBUCIÓN

VII.1.- INTRODUCCIÓN AL CÁLCULO DE TUBERÍAS

Aspectos generales

En este anexo se procederá a describir el diseño del sistema de transporte de los diferentes fluidos, líquido y vapor, a las diferentes unidades de operación y almacenamiento del proceso

Se exponen brevemente los criterios usados para determinar la especificación técnica de las tuberías, mostrándose finalmente una tabla resumen de todas las líneas que componen la unidad.

Para llevar a cabo el diseño de las tuberías que componen las distintas líneas de proceso se dividirán éstas en tramos, cada uno de los cuales estará formado por la porción de línea comprendida entre dos equipos consecutivos. De esta forma los diferentes aspectos a calcular (diámetro óptimo de la conducción, pérdidas de carga, etc.) se evaluarán independientemente para cada uno de estos tramos. La definición y descripción de los diferentes tramos de tubería se realizará sobre el correspondiente diagrama de flujo, usándose para designar cada uno de ellos los nombres de los equipos que constituyen su principio y su final.

Al igual que ocurre para el cálculo de las pérdidas de carga de los equipos de impulsión, es conveniente aclarar que ese trata de un estudio estimativo, es decir, se ha realizado para unas distancias razonables de seguridad. Se han tomado como base 100 metros de tubería, pero en ningún caso, dichas medidas tienen porqué ser reales, ya que la disposición final de las unidades, y por tanto la longitud de las tuberías, en una refinería no es objeto de trabajo del presente proyecto fin de carrera.

A continuación se facilita una tabla en la cual aparecen enumeradas cada una de las líneas con el servicio que realizan respectivamente.

Esta misma nomenclatura se ha usado para representarlas en el diagrama de flujo del documento de planos.

Tabla 58.- Líneas de la Red de Distribución del Proceso.

Línea	Corriente	Estado	Servicio
1	R/IC-3	Líquido	De Refinería al Intercambiador de acondicionamiento.
2	IC-3/S-1	Líquido	Del Intercambiador de Acondicionamiento a la Columna.
3	S-1/IC-1	Vapor	De la Columna al Condensador.
4	IC-1/A-1	Líquido	Del Condensador al Acumulador de Reflujo.
5	A-1/S-1	Líquido	Del Acumulador de Reflujo a la Columna
6	IC-1/R	Líquido	Del Condensador al Refinería.
7	S-1/IC-2	Líquido	De la Columna al Calderín.
8	IC-2/S-1	Vapor	Del Calderín a la Columna.
9	IC-2/IC-4	Líquido	Del Calderín al Intercambiador de Calor de acondicionamiento de LPG.
10	IC-4/A-2	Líquido	Del Intercambiador de Calor de acondicionamiento de LPG al Tanque de Almacenamiento del producto.

Material

Por la naturaleza de los fluidos que van a circular por el sistema de transporte y las condiciones de operación en las que se van a encontrar elegimos acero inoxidable 316L como material de diseño para todas las tuberías de la planta.

Las tuberías que conducen vapor, serán fabricadas directamente por mecanizado, a diferencia de las de circulación de fluidos, que serán fabricadas a partir de planchas. Se especifica así, debido a que las que llevan vapor pueden producirse en ellas fallos por picado.

Diámetro

Un aspecto muy importante a tener en cuenta para el diseño del

sistema de tuberías sistema es el de la velocidad que alcanza el fluido por el interior de las conducciones. Dicha velocidad, en el caso de la circulación isoterma de fluidos incompresibles, viene determinada por el caudal y el diámetro de la sección interna de la conducción.

Pérdidas de Carga

El rozamiento de un fluido con las paredes de la tubería por la que circula provoca en el mismo una caída de presión. Conocer el valor de esta caída de presión es necesario de cara al cálculo de las bombas, pero también para comprobar que el diámetro elegido para la conducción es suficiente, pues de ser éste muy pequeño la pérdida de carga que se produzca será muy elevada.

De esta forma, al realizar el cálculo de las pérdidas de carga, se procurará que, en la medida de lo posible, no superen los valores anteriores. Si esto sucediere habrá de aumentarse el diámetro de la conducción por encima del que recomienda la velocidad de circulación máxima del fluido, de modo que la pérdida de carga disminuya. Sin embargo, en algunos casos, no será posible incrementar dicho valor ya que éste se halla igualmente limitado por el diámetro de las conexiones de los equipos (sobre el que ha de informar el fabricante).

VII.2.- DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

La distribución de los equipos que constituyen el proceso diseñado, se ha realizado teniendo en cuenta las distancias de seguridad recomendadas entre elementos para plantas químicas y petroleras (Storch J. M., 1998). Dichas distancias aparecen recogidas en las *Figuras O y P*. Para los casos en los que no se establezca ninguna distancia de seguridad, ésta será tal que permita el paso del personal de la instalación entre

los equipos. Además se ha pretendido que las distancias entre los equipos minimicen el terreno necesario para la instalación.

Consideraciones:

- Las distancias reflejadas indican distancias mínimas horizontales entre los bordes de contorno de los aparatos.

- Todas las bombas utilizadas en el presente proyecto tienen la categoría de bombas de alto riesgo puesto que trabajan con líquidos inflamables y combustibles a temperaturas por encima de su temperatura de inflamación.

La distribución final en planta no es objeto de diseño del presente proyecto, por ello no será diseñado. Este apartado será diseñado por un Ingeniero especialista en la distribución en planta siguiendo las especificaciones anteriores.

VII.3.- CÁLCULO DE TUBERÍAS

Antes de comenzar con los cálculos propiamente dichos, se ha de saber que por motivos bibliográficos la mayoría de los cálculos se harán con el Sistema Inglés, ya que el normalizado de las tuberías y su dimensionamiento así lo establecen. No obstante, los cálculos más usuales, como por ejemplo el número de Reynolds, puede estar desarrollado en el Sistema Métrico.

Diámetro óptimo

Usando el monograma de la *Figura I*, ver Addenda de figuras en los Anexos, para calcular el diámetro óptimo de las conducciones y teniendo en cuenta que:

- Para la circulación de líquidos inflamables existe una restric-

ción que limita la velocidad por el interior de las tuberías debido a la electricidad estática que se produce debido a la fricción: el producto del valor de la velocidad por el diámetro interno de la conducción no debe superar los 5 m/s.

- Este nomograma no es aplicable a tuberías que conducen vapor.
- La viscosidad del fluido debe estar comprendida entre 0,02 y 20 cP.

El diámetro óptimo de las tuberías de vapor se calcula teniendo en cuenta que la velocidad de flujo recomendada para vapores que se encuentran a presiones inferiores a 25 psi es de 50 a 100 ft/s. Para el diseño, se tomará el valor medio de dicho intervalo, es decir, 75 ft/s = 22,86 m/s.

En primer lugar se van a buscar los diámetros óptimos para las conducciones que contienen corrientes líquidas. En la *Tabla 59* se muestran los resultados para dichas conducciones.

Tabla 59.- Diámetros para tuberías que conducen líquidos.

Línea	Caudal (m ³ /h)	Densidad (kg/m ³)	Di óptimo (in)	D nominal (in)
1	56,71	493,7	4	4
2	56,71	493,7	4	4
4	3,68	484,0	1,5	2
5	3,68	484,0	1,5	2
6	11,06	484,0	2,5	3
7	68,40	475,1	5	5
9	47,65	475,1	4,5	5
10	47,65	475,1	4,5	5

A continuación, teniendo en cuenta las recomendaciones expuestas con anterioridad, se va a proceder a hallar los diámetros de las conducciones que contienen corrientes en estado gaseoso.

Así utilizando la ecuación de continuidad, y despejando el diámetro que se encuentra implícito en dicha ecuación, se obtiene

$$Q_v = v \cdot A = v \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot v}} \quad [75]$$

Donde:

Q: Caudal másico en m³ /s

v: Velocidad del flujo recomendada en m/s.

A: Área transversal de la tubería, m²

D: Diámetro interior en m

Sustituyendo en esta ecuación lo valores conocidos para las dos corrientes en cuestión se obtiene:

Tabla 60.- Diámetros para tuberías que conducen líquidos.

Línea	Caudal (m ³ /h)	Velocidad (m/s)	Di óptimo (in)	Di Nominal (in)
3	1081,71	22,86	5,12	5
8	66,86	22,86	1,2	1,25

Espesores

Los espesores, t, necesarios para las tuberías, se realizan en función del Código ANSI B-31.3“Tuberías de Refinerías de Petróleos, utilizándose la ecuación de Barlow, la cual nos relaciona el diámetro exterior con el espesor, además debe de cumplirse que:

$$\frac{D_{ext}}{espesor} > 4$$

La ecuación de Barlow es:

$$t = M \cdot \left(\frac{P \cdot D_{\text{ext}}}{2 \cdot \sigma} + c \right) \quad [76]$$

Siendo:

- t: Espesor (in).
- M: Tolerancia de fabricación.
- P³⁵: Presión de diseño (lb/in²).
- D_{ext}: Diámetro exterior (in).
- σ : Tensión admisible (lb/in²).
- c : Espesor de corrección (in).

Los Schedule más comunes y utilizados para el transporte de este tipo de fluidos, son 40ST y ST, utilizándose 40ST para el transporte de líquidos, y ST para el de vapor.

La tensión admisible para aceros inoxidables AISI 316L en función de la temperatura, se recogen en la siguiente tabla:

Tabla 61.- Tensiones admisibles en aceros inoxidables en función de la T^a.

Temperatura (F)	-20 – 100	100 – 200	200 - 400
σ admisible (lb/in ²)	15900	13300	11000

Para cada línea se obtiene una tensión admisible:

Tabla 62.- Tensiones admisibles en función de la temperatura.

Línea	Temperatura (F) ³⁶	σ admisible (lb/in ²)
1	138,51	13300
2	138,51	13300
3	61,39	15900
4	61,39	15900
5	61,39	15900

³⁵ La presión de diseño es 110% de la presión de operación, es decir, 16,5 bar.

³⁶ La Temperatura es superior a 10°C a la temperatura de operación en cada caso.

Línea	Temperatura (F) ³⁷	σ admisible (lb/in ²)
6	61,39	15900
7	177,15	13300
8	177,15	13300
9	177,15	13300
10	177,15	13300

En la siguiente tabla se muestran los diámetros obtenidos en función de la temperatura y del diámetro interior. Previamente se debe calcular el espesor de la tubería, mediante la ecuación [76]. Puesto que todos los cálculos se realizan de la misma manera, a continuación se reflejan los parámetros comunes a todos los cálculos, sustituyendo así las variables que faltan que son dependientes de cada diámetro interno y tensión admisible.

$$t = 1,125 \cdot \left(\frac{239,31 \left(\frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right) \cdot D_{\text{ext}} (\text{in})}{2 \cdot \sigma \left(\frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right)} + 0,125 (\text{in}) \right)$$

Tabla 63.- Comprobación de que cada línea se encuentra en régimen turbulento.

Línea	Di interno (in)	Di externo (in)	Temp (F)	σ adm (lb/in ²)	t (in)	$\frac{D_{\text{ext}}}{t}$	Schedule
1	4	4,500	138,51	13300	0,19	24	40ST
2	4	4,500	138,51	13300	0,19	24	40ST
3	5	5,563	61,39	15900	0,19	30	ST
4	2	2,375	61,39	15900	0,19	12,5	40ST
5	2	2,375	61,39	15900	0,19	12,5	40ST
6	3	3,500	61,39	15900	0,19	19	40ST
7	5	5,563	177,15	13300	0,19	12,5	40ST
8	1,25	1,660	177,15	13300	0,19	9	ST
9	5	5,563	177,15	13300	0,19	30	40ST
10	5	5,563	177,15	13300	0,19	30	40ST

³⁷ La temperatura es superior a 10°C a la temperatura de operación en cada caso.

Se comprueba si la suposición con la que se empezó los cálculos (régimen turbulento), es correcta:

$$Re = \frac{\rho \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot v \left(\frac{\text{m}}{\text{s}} \right) \cdot D(\text{m})}{\mu(\text{Pa} \cdot \text{s})} \quad [77]$$

Tabla 64.- Comprobación del régimen turbulento.

Línea	Di interno (m)	Velocidad (m/s)	μ (Pa·s)	ρ (kg/m ³)	Re	Re $\geq 1 \cdot 10^5$ Reg.Turb
1	0,1	2,00	$9,82 \cdot 10^{-5}$	493,70	$1,01 \cdot 10^7$	SI
2	0,1	2,00	$9,82 \cdot 10^{-5}$	493,70	$1,01 \cdot 10^7$	SI
4	0,05	0,52	$9,60 \cdot 10^{-5}$	484,00	$1,32 \cdot 10^5$	SI
5	0,05	0,52	$9,60 \cdot 10^{-5}$	484,00	$1,32 \cdot 10^5$	SI
6	0,08	0,61	$9,60 \cdot 10^{-5}$	484,00	$2,46 \cdot 10^5$	SI
7	0,13	1,43	$8,99 \cdot 10^{-5}$	475,10	$1,0 \cdot 10^6$	SI
9	0,13	1,00	$8,99 \cdot 10^{-5}$	475,10	$6,85 \cdot 10^5$	SI
10	0,13	1,00	$8,99 \cdot 10^{-5}$	475,10	$6,85 \cdot 10^5$	SI

Se comprueba que la suposición para iniciar los cálculos se cumple.

Esesores de aislamiento

Para las condiciones de operación de este proceso el material aislante más adecuado, a la vez que económico, es la lana de vidrio. La selección de los diferentes espesores de aislante se hace en función del rango de temperaturas y el diámetro nominal de la tubería mediante la *Tabla 65*. Una vez se conozca el espesor nominal del aislante, haciendo uso de la *Tabla 66* se puede conocer el espesor real de éste. Los resultados finales para las líneas de la planta que conducen fluidos se resumen en la *Tabla 67*.

Tabla 65.- Espesores nominales en función de la temperatura de operación y del diámetro nominal.

Diámetro Nominal (in)	T ^a de operación (F)			Espesor nominal Aislante (in)		
	0-99	100-199	200-299	1	1 ½	2
≤ ½	1	1	1	1,00	1,56	2,88
¾	1	1	1	0,88	1,44	2,75
1	1	1	1	1,06	1,56	2,63
1 ¼	1	1	1	0,88	1,63	2,44
1 ½	1	1	1	1,00	1,50	2,81
2	1	1	1	1,03	1,56	2,59
2 ½	1	1	1	1,03	1,84	2,84
3	1	1	1	1,00	1,53	2,53
3 ½	1	1	1	2,18	1,78	2,78
4	1	1	1	1,03	1,53	2,53
5	1	1	1	1,00	1,50	2,56

Tabla 66.- Espesores Nominales y Reales de Aislante de las líneas que conducen fluidos.

Línea	D. Nominal (in)	Esp. Nom. (in)	Esp. Real (in)
1	4	1	1,03
2	4	1	1,03
3	5	1	1,00
4	2	1	1,03
5	2	1	1,03
6	3	1	1,00
7	5	1	1,00
8	1,25	1	0,88
9	5	1	1,00
10	5	1	1,00

Pérdida de Carga

En el apartado anterior se ha calculado el número de Reynolds. Este nos servirá en esta ocasión para hallar las pérdidas de carga que se producen en 100 metros de conducción, y así poderla comparar con la fatiga admisible en cada caso. Se utilizarán nomogramas, que son resoluciones gráficas de las expresiones experimentales, tal como:

$$\Delta P = 12,75 \cdot (4f) \cdot \frac{\rho \cdot Q_v^2 \cdot L}{D^5} \quad [78]$$

Siendo:

ΔP : Caída de presión, (Pa).

(4f): Factor de fricción, se obtiene de la gráficamente.

ρ : Densidad del fluido, (kg/m³).

Q: Caudal de fluido (m³/s).

L: Longitud de la tubería, en este caso 100 metros

D: Diámetro interior de la tubería, (m).

Una vez calculadas las pérdidas de carga, estas se comparan con las admisibles, enumeradas en un apartado anterior. Si la pérdida de carga fuese mayor a la admisible, se deberá tomar un diámetro mayor para la tubería.

Como ya se viene haciendo en todo este anexo, debido a la cantidad de líneas que hay que calcular, se procederá a realizar una tabla con todos los parámetros que se necesitan aplicar en la ecuación [78], y así hallar la caída de presión buscada.

El valor de (4f) se obtiene de la gráfica de Moody (*Figura N*)³⁸, aunque previamente hay que hallar de la *Figura M. Ábaco de rugosidades relativas*, las rugosidades relativas de cada tubería en función de los diámetros de las tuberías y rugosidades absolutas. Como todas corrientes circulan en régimen turbulento, el factor de fricción sólo depende de las rugosidades relativas y no del Reynolds como ocurriría si los fluidos circularan en régimen transitorio o laminar.

³⁸ Todas las figuras se encuentran ubicada en el Addenda de figuras en los Anexos.

Tabla 67.- Parámetros para el cálculo de la caída de presión en las tuberías.

Línea	Q _v (m ³ /s)	ρ (kg/m ³)	D (m)	ε/D ·10 ⁴	Re	(4f)	ΔP (Pa)	ΔP (lb/in ²)
1	0,016	493,7	0,1	4,5	1,01·10 ⁷	0,011	177.258,05	25,71
2	0,016	493,7	0,1	4,5	1,01·10 ⁷	0,011	177.258,05	25,71
3	0,30	1,43	0,13	3,5	44.073,79	0,023	10.1971,22	14,79
4	0,001	484,0	0,05	9,0	1,32·10 ⁵	0,021	41.469,12	6,01
5	0,001	484,0	0,05	9,0	1,32·10 ⁵	0,021	41.469,12	6,01
6	0,003	484,0	0,08	6,0	2,46·10 ⁵	0,019	32.203,40	4,67
7	0,019	475,1	0,13	3,5	1,0·10 ⁶	0,016	94.233,57	13,67
8	0,019	1,18	0,03	1,15	8.962,22	0,34	75.992,51	11,02
9	0,013	475,1	0,13	3,5	6,85·10 ⁵	0,016	44.114,88	6,4
10	0,013	475,1	0,13	3,5	6,85·10 ⁵	0,015	44.114,88	6,4

Como se puede comprobar ninguna conducción tiene una caída de presión superior a la admisible, por tanto los diámetros que se han escogido para las conducciones son coherentes.

Por último, a modo resumen se expone en la tabla que a continuación aparece, los datos más significativos de las conducciones del sistema. Esta tabla también se encuentra en la memoria descriptiva en el capítulo referente a la red de distribución de corrientes.

Tabla 68.- Resumen de las características más importantes de las conducciones diseñadas para este proceso.

Nº	Estado	T ^a (F)	ρ (kg/m ³)	D nom (in)	Sched	Esp Real Aislante (in)	Re	ΔP (lb/in ²)
1	Líquido	138,51	493,70	4	40ST	1,03	1,01·10 ⁷	25,71
2	Líquido	138,51	493,70	4	40ST	1,03	1,01·10 ⁷	25,71
3	Vapor	61,39	1,43	5	ST	1,00	44.073,79	14,79
4	Líquido	61,39	484,00	2	40ST	1,03	1,32·10 ⁵	6,01
5	Líquido	61,39	484,00	2	40ST	1,03	1,32·10 ⁵	6,01
6	Líquido	61,39	484,00	3	40ST	1,00	2,46·10 ⁵	4,67
7	Líquido	177,15	475,10	5	40ST	1,00	1,0·10 ⁶	13,67
8	Vapor	177,15	1,18	1,25	ST	0,88	8.962,22	11,02
9	Líquido	177,15	475,10	5	40ST	1,00	6,85·10 ⁵	6,4
10	Líquido	177,15	475,10	5	40ST	1,00	6,85·10 ⁵	6,4

VII.4.- BRIDAS Y ACCESORIOS

Bridas

Las bridas son elementos universalmente adaptados para unir entre tramos de tuberías, o bien unir tuberías con válvulas, recipientes o equipos de impulsión.

Las conexiones por bridas son el medio más utilizado para conservar la posibilidad de desmontaje. Las bridas comprimen una junta de caucho, amianto o metal, que aseguran la estanqueidad. Las dimensiones de las bridas, de los pernos y su número, permiten soportar la presión longitudinal resultante, además de, apretar suficientemente la junta.

En las conexiones por bridas, entre tuberías o con válvulas, equipos, etc. los tramos de tubería deben estar bien alineados y sujetos y hay que asegurarse de ello antes de situar la válvula, bomba, etc. en posición, ya que, éstas no deben soportar esfuerzos que resultarían perjudiciales, la posición correcta de las bridas hay que comprobarlas con un nivel, en sentido horizontal (colocándolo a lo largo del tramo de tubería) y en sentido vertical (colocándolo en la cara refrentada de la brida). Este tipo de conexión puede realizarse con bridas soldadas a la tubería o con bridas roscadas a la misma, esto es:

Bridas soldadas

Se usa la soldadura para realizar uniones entre bridas y tubería. Las conexiones de este tipo son de más calidad que las bridas roscadas, porque eliminan la posibilidad de pérdidas a través de la rosca, se mantiene el espesor del tubo y la brida soldada pasa a ser parte integrante de la tubería.

En servicios de alta presión, el mejor modo de hacer la soldadura

es aportando cordones finos, limpiando e inspeccionando después de cada cordón.

De este modo, los defectos pueden ser descubiertos, ya que, se observan antes de ser taponados con el siguiente cordón; también se consigue así, mediante el calor.

ANEXO VII

DISEÑO DE EQUIPOS DE IMPULSIÓN DE CORRIENTES

VII.1.- GENERALIDADES DE CÁLCULO

El parámetro más importante en todo equipo destinado a la impulsión de fluidos, es la altura de aspiración disponible, que se calcula por medio de la expresión:

$$HPSH = \frac{P_1 - P_v}{\rho \cdot g} + (z_1 - z_E) - h_f \quad [78]$$

Siendo:

P_1 : Presión en el punto inicial del tramo de aspiración, (m).

P_v : Presión de vapor en el tramo de aspiración, (m).

z_1 : Altura en el punto inicial del tramo de aspiración, (m).

z_E : Altura en la aspiración de la bomba, (m).

h_f : Pérdidas de carga entre el punto inicial y final del tramo de aspiración, (m).

Como ya fue explicado en el “Anexo A. Aspectos Termodinámicos”, la expresión de Antoine nos proporciona la presión de vapor del fluido. Hay que tener en cuenta la temperatura de cada corriente.

Para determinar la altura útil de una bomba, se aplicará la ecuación de Bernouilli entre el punto de aspiración inicial y el punto final de impulsión:

$$\frac{P_1}{\rho_1 \cdot g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + H_{\text{bomba}} - h_f = \frac{P_2}{\rho_2 \cdot g} + z_2 + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} \quad [79]$$

Donde:

P_1, P_2 : Presiones en los puntos inicial y final (1 y 2). (Pa).

z_1, z_2 : Alturas en los puntos 1 y 2, (m).

v_1, v_2 : Velocidad en los puntos 1 y 2, (m/s).

g : Aceleración de la gravedad, (m/s^2).

H_{util} : Altura útil, (m).

h_f : Pérdidas de carga entre los puntos 1 y 2, (m).

Las pérdidas de carga, h_f , son consecuencia de la suma de las pérdidas por la tubería y por los accesorios:

$$h_f = h_t + h_a \quad [80]$$

Las pérdidas por fricción en los tramos rectos de tubería se calculan por medio de la ecuación de Darcy:

$$h_f = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad [81]$$

Donde: h_t : Pérdidas de carga en tramo recto de tubería, (m).

L: Longitud de la tubería, (m).

D: Diámetro interno de la tubería, (m).

(4f): Factor de fricción.

v: Velocidad del fluido (m/s).

g: Aceleración de la gravedad (m/s^2).

El factor de fricción de la ecuación de Darcy se determina a partir del diagrama de Moody (*Figura N*). En dicho diagrama se obtiene el valor de (4f) en función del número de Reynolds, Re , y de la rugosidad relativa, ε/D (*Figura M*).

Para las pérdidas de carga en los accesorios se usa la expresión:

$$h_a = K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad [82]$$

en donde el factor “K” es un coeficiente de resistencia característico para cada accesorio.

Sobre un esquema del proceso y las distancias de seguridad de las *Figuras O* y *P*, del Addenda de figuras en los Anexos, se hace una esti-

mación de longitudes. Sin olvidar que es una estimación inicial, base para el cálculo de los requerimientos de las bombas. El desarrollo y trazado final de la tubería no será objeto de trabajo en el presente proyecto, y a las bombas se les aplicará un factor de seguridad para contemplar la posibilidad de trazado con mayores pérdidas de carga a los previstos.

La altura útil de la bomba se calcula mediante la siguiente expresión:

$$H_{\text{util}} = (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + h_{f12} \quad [83]$$

Donde:

z_1, z_2 : Alturas en los puntos 1 y 2, (m).

v_2 : Velocidad en los puntos 1 y 2, (m/s).

g : Aceleración de la gravedad, (9,8 m/s²).

h_{f12} : Pérdidas de carga debido al rozamiento y a los accesorios, (m).

La presión máxima se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{P_1}{\rho_1 \cdot g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + H_{\text{bomba}} - h_{f,1s} = \frac{P_s}{\rho_s \cdot g} + z_s + \frac{v_s^2}{2 \cdot g} \quad [84]$$

Donde:

P_1, P_s : Presiones en los puntos inicial y final (1 y S). (Pa).

z_1, z_s : Alturas en los puntos 1 y S, (m).

v_1, v_s : Velocidad en los puntos 1 y S, (m/s).

g : Aceleración de la gravedad, (9,8 m/s²).

H_{util} : Altura útil, (m).

h_f : Pérdidas de carga entre los puntos 1 y S, (m).

Para identificar cada una de las líneas y llegar a una correcta com-

presión del sistema de impulsión, es recomendable consultar el “Diagrama de flujo” del plano N° 2, además de la *Tabla 58.- Líneas de la Red de Distribución del Proceso.*

Los apartados sucesivos del presente anexo, han sido destinados al cálculo de los parámetros explicados hasta el momento, para cada una de las bombas que son necesarias en el proceso que se está describiendo.

Antes del comienzo del cálculo de las pérdidas de carga, h_t , es conveniente aclarar, y recordar, que ese trata de un estudio estimativo, es decir, se ha realizado para unas distancias razonables de seguridad entre depósitos y columna y unos accesorios que se prevén que haya en cada línea. El desarrollo y disposición final de la unidad en una refinería no es objeto de trabajo del presente proyecto fin de carrera.

Por motivos de seguridad las bombas se duplican. De este modo la unidad podrá seguir funcionando en caso de avería.

Una vez realizados los cálculos se han buscado las características de las bombas diseñadas en un catálogo comercial.

VII.2.- CÁLCULO DEL EQUIPO B-1

Para la explicación del cálculo del diseño de las bombas se va a proceder a realizar detalladamente dicho cálculo para la bomba de impulsión del reflujo líquido.

A la bomba destinada para impulsar el reflujo líquido desde el tanque de almacenamiento A-1, hasta la entrada a la torre S-1, se le ha denominado como equipo de impulsión “B-1”.

Altura Neta de Succión Positiva

Para este apartado muchos de los datos ya son conocidos del Anexo VI.- “*Líneas de distribución de corrientes*”, por ello se va a hacer uso de la *Tabla 67* que se encuentra en dicho anexo.

Para este primer equipo de impulsión, la línea de distribución es la línea denominada L-5. Las características más llamativas son las siguientes:

Línea	Q _v (m ³ /s)	ρ (kg/m ³)	v (m/s)	D(m)	ε/D·10 ⁴	Re	(4f)
5	0,001	484,0	0,52	0,05	9,0	1,32·10 ⁵	0,021

Además de estos datos son conocidos los siguientes:

$$P_1 = P_v$$

$$Z_E = 0 \text{ m.}$$

$$\text{NPSH} = 1 \text{ m.}$$

Con estos datos, en primer lugar se procederá al cálculo de las pérdidas por fricción en el tramo recto por medio de la ecuación de Darcy, ecuación [81]. La longitud de la tubería se toma de manera estimativa en 33,5 metros.

$$h_{\text{fr}} = (4f) \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = (0,021) \cdot \frac{33,5(\text{m})}{0,05(\text{m})} \cdot \frac{0,52^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} = 0,19\text{m}$$

Los accesorios que se preveen en este tramo y que se deben tener en cuenta para las pérdidas de carga son:

- 33,5 m de tubería.
- 2 codos de 90°. K = 0,75.
- 1 válvula de compuerta. K = 0,17.

- 1 entrada tubería. $K = 0,5$.
- 1 salida tubería. $K = 1$.

Se aplica la ecuación [82] y se obtiene:

$$h_a = \sum K \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} = \frac{0,52^2 \left(\frac{m^2}{s^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{m}{s^2} \right)} \cdot [0,75 \cdot 2 + 0,17 + 0,5 + 1] = 0,04m$$

La pérdida de carga total por fricción es la suma resultante ente la pérdida producida por los tramos rectos y por los accesorios.

$$h_f = h_{fr} + h_a = 0,19(m) + 0,04(m) = 0,23m$$

Finalmente sustituyendo en [78] y despejando Z_1 , se obtiene:

$$NPSH = \frac{P_1 - P_v}{\rho \cdot g} + (z_1 - z_E) - h_f \rightarrow z_1 = NPSH - \frac{P_1 - P_v}{\rho \cdot g} + z_E + h_f$$

$$z_1 = 1(m) + 0(m) + 0(m) + 0,25(m) = 1,25m \rightarrow z_1 = 1,25m$$

Resulta que la altura en el punto 1 es de 1,25 metros. Se le debe de aplicar un factor de seguridad del 10%, con lo que se obtiene una altura en el punto 1 de 1,38 metros. Como su diámetro es de 0,77 y está al 80% de su capacidad, la altura del líquido que alberga será de 2 metros.

Con este valor de Z_1 igual a dos metros se obtiene el $NPSH_{requerido}$

$$NPSH = z_1 - h_f = 2(m) - 0,25(m) = 1,75(m)$$

$$-10\% \rightarrow NPSH_{requerido} = 1,58m \rightarrow NPSH_{requerido} \leq 1,58m$$

Altura Útil

Se aplica Bernouilli entre el punto 1 situado en la superficie del líquido en el botellón de reflujo A-1 ($z_1 = 2$) y un punto 2 a la entrada de la columna en la zona destinada al reflujo (5,3 metros). Según las normas de seguridad debe existir entre la bomba y la columna de rectificación unos 200 pies, 61,8 metros, de distancia. Por tanto las pérdidas de fricción se deben volver a estimar.

Los accesorios que se han estimado colocar son:

- 5 codos de 90°. $K=0,75$.
- 3 válvulas de compuerta. $K=0,17$.
- 1 válvula de retención. $K=10$.
- 1 entrada de tubería. $K=0,5$
- 1 salida de tubería. $K=1$.

Aplicando el procedimiento anterior se tiene que la pérdida de carga en este caso es de: 0,58 metros.

Así mismo aplicando la expresión [83], se determina la altura útil:

$$H_{\text{util}} = (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + h_{f12} = 5,3(\text{m}) - 2(\text{m}) + \frac{0,52^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} + 0,58(\text{m}) = 3,89\text{m}$$

$$10\% \rightarrow H_{\text{util}} = 4,28\text{metros}$$

Presión Máxima

Se aplica Bernouilli entre el punto 1 situado en la superficie del líquido en el botellón de reflujo y un punto S a la salida de la bomba.

Datos: $P_1 = 1,4 \cdot 10^5 \text{ Pa}$.

$$\rho_1 = \rho_s$$

$$z_1 = 2 \text{ m}$$

$$z_s = 0 \text{ m}$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s.}$$

$$v_s = 0,52 \text{ m/s.}$$

$$h_{f(1,S)} = h_{f(1,E)} = 0,25 \text{ m.}$$

$$H_{\text{útil}} = 4,28 \text{ m.}$$

Sustituyendo en la expresión [84], obtenemos la presión máxima de operación.

$$P_s = \left[\frac{P_1}{\rho_1 \cdot g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} + H_{\text{bomba}} - h_{f,1s} - z_s - \frac{v_s^2}{2 \cdot g} \right] \cdot \rho_s \cdot g$$

$$P_s = \left[\frac{1,4 \cdot 10^5 (\text{Pa})}{484 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} + 2(\text{m}) + \frac{0^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} + 4,28(\text{m}) \right. \\ \left. - 0,25(\text{m}) - 0(\text{m}) - \frac{0,52^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} \right] \cdot 484 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)$$

$$P_s = 1.428.565,24 \text{ Pa}$$

Aplicándole un factor de seguridad del 10%, se obtiene que la presión máxima de operación es 1.571.421,77 Pa.

$$P_{\text{Diseño}} = 1.571.421,77 \text{ Pa} = \mathbf{15,71 \text{ bar} = 227,92 \text{ psig.}}$$

Potencia de la Bomba

Calculamos la potencia necesaria para impulsar el fluido mediante una bomba como:

$$P_{\text{ot}} = Q_v \cdot \rho \cdot g \cdot H_{\text{útil}} \rightarrow P_{\text{ot}} = 0,001 \cdot 484 \cdot 9,81 \cdot 4,28 = 203,22 \text{ W}$$

$$P_{\text{ot}} = 203,22 \text{ W} = 0,20 \text{ kW} = 0,27 \text{ C.V}$$

La bomba que cumple con las condiciones necesarias corresponde a una bomba de la Familia Itur Serie IN, Modelo 32/125A y que tiene las siguientes características:

- 1450 r.p.m. y 125 mm de diámetro de rodete.
- $Q = 3,6 \text{ m}^3/\text{h}$.
- $NPSH = 1,58 \text{ m}$.
- $H_{\text{útil}} = 4,28 \text{ m}$.

Hay que recordar que con estas características se colocarán dos bombas con un by-pass por seguridad.

VII.3.- CÁLCULO DEL EQUIPO B-2

Para este equipo de impulsión, y sucesivos, sólo se va a presentar los datos obtenidos tras los diferentes cálculos realizados. El método de cálculo es el mismo que el utilizado en el apartado anterior.

Altura Neta de Succión Positiva

La línea de distribución a la que corresponde este equipo, es la línea denominada L-7. Las características más llamativas son las siguientes:

Línea	$Q_v \text{ (m}^3/\text{s)}$	$\rho \text{ (kg/m}^3)$	$v \text{ (m/s)}$	$D \text{ (m)}$	$\epsilon/D \cdot 10^4$	Re	(4f)
7	0,019	475,10	1,43	0,13	3,5	$1,0 \cdot 10^6$	0,016

Además de estos datos son conocidos los siguientes:

$$P_1 = P_v$$

$$Z_1 = 2,9 \text{ m}$$

$$Z_E = 0 \text{ m.}$$

$$NPSH = 1 \text{ m.}$$

En primer lugar se procederá al cálculo de las pérdidas por fricción en el tramo recto y los accesorios por medio de la ecuación de Darcy, expresiones [81] y [82].

La longitud de la tubería se toma de manera estimativa en 26,3 metros. Los accesorios que se preveen en este tramo y que se deben tener en cuenta para las pérdidas de carga son:

- 4 codos de 90°. $K = 0,75$.
- 1 válvula de compuerta. $K = 0,17$.
- 1 entrada tubería. $K = 0,5$.
- 1 salida tubería. $K = 1$.

$$h_f = h_{ftr} + h_a = 0,33(m) + 0,49(m) = 0,82m$$

Finalmente sustituyendo en [78] se obtiene:

$$NPSH = z_1 - h_f = 2,9(m) - 0,82(m) = 2,08(m)$$

$$-10\% \rightarrow NPSH_{requerido} = 1,87m \rightarrow NPSH_{requerido} \leq 1,87m$$

Altura Útil

Se aplica Bernouilli entre el punto 1 situado en la cola de la columna y un punto 2 a la entrada del calderín. Los datos principales son:

$$P_1 = P_2$$

$$\rho_1 = \rho_2$$

$$Z_1 = 2,9 \text{ m.}$$

$$Z_2 = 1,64 \text{ m (Entrada al calderín, ver apartado siguiente).}$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s.}$$

$$v_2 = 1,43 \text{ m/s.}$$

Los accesorios que se han estimado colocar son:

- 15 metros de tubería.
- 7 codos de 90°. K=0,75.
- 2 válvulas de compuerta. K=0,17.
- 1 válvula de retención. K=10.
- 1 entrada de tubería. K=0,5
- 1 salida de tubería. K=1.

La pérdida de carga en este caso es de: 1,97 metros. Así mismo aplicando la expresión [83], se determina la altura útil:

$$H_{\text{útil}} = (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + h_{f12} = 2,9(\text{m}) - 1,64(\text{m}) + \frac{1,43^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} + 1,97(\text{m}) = 3,33\text{m}$$

$$10\% \rightarrow H_{\text{útil}} = 3,67\text{metros}$$

Presión Máxima

Se aplica Bernouilli entre el punto 1 situado en la superficie del líquido en el botellón de reflujo y un punto S a la salida de la bomba.

Datos: $P_1 = 1,6 \cdot 10^5 \text{ Pa}$.

$$\rho_1 = \rho_s$$

$$z_1 = 2,9 \text{ m}$$

$$z_s = 0 \text{ m}$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s.}$$

$$v_s = 1,43 \text{ m/s.}$$

$$h_{f(1,S)} = h_{f(1,E)} = 0,82 \text{ m.}$$

$$H_{\text{útil}} = 2,33 \text{ m.}$$

Sustituyendo en la expresión [84], obtenemos la presión máxima de operación.

$$P_s = \left[\begin{array}{l} \frac{1,6 \cdot 10^5 (\text{Pa})}{475,1 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} + 2,9(\text{m}) + \frac{0^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} + 3,67(\text{m}) \\ -0,82(\text{m}) - 0(\text{m}) - \frac{1,43^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} \end{array} \right] \cdot 475,1 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)$$

$$P_s = 1.623.407,49 \text{ Pa}$$

Aplicándole un factor de seguridad del 10%, se obtiene que la presión máxima de operación es de 1.620.068,06 Pa.

$$P_{\text{Diseño}} = 1.623.407,49 \text{ Pa} = \mathbf{16,2 \text{ bar} = 234,97 \text{ psig.}}$$

Potencia de la Bomba

Calculamos la potencia necesaria para impulsar el fluido mediante una bomba como:

$$P_{\text{ot}} = Q_v \cdot \rho \cdot g \cdot H_{\text{útil}} \rightarrow P_{\text{ot}} = 0,019 \cdot 475,1 \cdot 9,81 \cdot 3,67 = 324,99 \text{ W}$$

$$P_{\text{ot}} = 324,99 \text{ W} = 0,32 \text{ kW} = 0,43 \text{ CV}$$

La bomba que cumple con las condiciones necesarias corresponde a una bomba de la Familia Itur Serie IN, Modelo 80/160B y que tiene las siguientes características:

- 1450 r.p.m. y 160 mm de diámetro de rodete.
- Q = 68,4 m³/h.

- NPSH = 1,87 m.

- H_{útil} = 3,67 m.

Con estas características se colocarán dos bombas con un by-pass por seguridad.

VII.3.- CÁLCULO DEL EQUIPO B-3

El método de cálculo es el mismo que el utilizado en los apartados anteriores.

La línea de distribución a la que corresponde este equipo, es la línea denominada L-10. Esta bomba de impulsión traslada el líquido desde el calderín hasta el tanque de almacenamiento A-2, pasando por un intercambiador de calor para el acondicionamiento del producto. Las características más llamativas son las siguientes:

Línea	Q _v (m ³ /s)	ρ (kg/m ³)	v (m/s)	D(m)	ε/D·10 ⁴	Re	(4f)
10	0,019	475,10	1,43	0,13	3,5	6,85·10 ⁶	0,015

Además de estos datos son conocidos los siguientes:

$$P_1 = P_v$$

$$Z_1 = 2,9 \text{ m}$$

$$Z_E = 0 \text{ m.}$$

$$\text{NPSH} = 1 \text{ m.}$$

En primer lugar se procederá al cálculo de las pérdidas por fricción en el tramo recto y los accesorios por medio de la ecuación de Darcy, expresiones [81] y [82]. La longitud de la tubería se toma de manera estimativa en 13,5 metros. Los accesorios que se preveen en este tramo y que se deben tener en cuenta para las pérdidas de carga son:

- 2 codos de 90° . $K = 0,75$.
- 1 válvula de compuerta. $K = 0,17$.
- 1 entrada tubería. $K = 0,5$.
- 1 salida tubería. $K = 1$.

Sustituyendo en las expresiones [81] y [82], se obtiene como sumatorio de las mismas que la pérdida de carga por fricción es: $h_f = 0,49\text{m}$

Finalmente sustituyendo en [78] resulta que z_1 es de 1,49 metros. Aplicándole un factor de seguridad del 10% se tiene que la altura en el punto 1 es de 1,64 metros. Con lo que se puede deducir:

$$\text{NPSH} = z_1 - h_f = 1,64(\text{m}) - 0,49(\text{m}) = 1,19(\text{m})$$

$$-10\% \rightarrow \text{NPSH}_{\text{requerido}} = 1,07\text{m} \rightarrow \text{NPSH}_{\text{requerido}} \leq 1,07\text{m}$$

Altura Útil

Se aplica Bernouilli entre el punto 1 situado en la superficie del líquido del calderín y un punto 2 a la salida de la tubería que da al tanque de almacenamiento. Los datos principales son:

$$P_1 = P_2$$

$$\rho_1 = \rho_2$$

$$Z_1 = 1,64 \text{ m.}$$

$$Z_2 = 8 \text{ m (Salida de la tubería de entrada al tanque).}$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s}$$

$$v_2 = 1,43 \text{ m/s.}$$

Los accesorios que se han estimado colocar son:

- 106,68 metros de tubería.
- 10 codos de 90° . $K=0,75$.

- 2 válvulas de compuerta. K=0,17.
- 1 válvula de retención. K=10.
- 1 entrada de tubería. K=0,5
- 1 salida de tubería. K=1.
- Pérdida de carga debido a un intercambiador de calor.
 $h_f=7,78\text{m}$

La pérdida de carga en este caso es de: 11,08 metros. Así mismo aplicando la expresión [83], se determina la altura útil:

$$H_{\text{útil}} = (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} + h_{f12} = 1,64(\text{m}) - 8(\text{m}) + \frac{1,43^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2} \right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} + 3,3(\text{m}) = 4,82\text{m}$$

$$10\% \rightarrow H_{\text{útil}} = 5,03 \text{ metros}$$

Presión Máxima

Se aplica Bernouilli entre el punto 1 situado en la superficie del líquido en el botellón de reflujo y un punto S a la salida de la bomba.

Datos: $P_1 = 1,6 \cdot 10^5 \text{ Pa}$.

$$\rho_1 = \rho_s$$

$$z_1 = 1,64 \text{ m}$$

$$z_s = 0 \text{ m}$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s.}$$

$$v_s = 1,43 \text{ m/s.}$$

$$h_{f(1,S)} = h_{f(1,E)} = 0,49 \text{ m.}$$

$$H_{\text{útil}} = 5,03 \text{ m.}$$

Sustituyendo en la expresión [84], obtenemos la presión máxima de operación.

$$P_s = \left[\begin{array}{l} \frac{1,6 \cdot 10^5 (\text{Pa})}{475,1 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} + 1,64 (\text{m}) + \frac{0^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}\right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} + 5,03 (\text{m}) \\ -0,49 (\text{m}) - 0 (\text{m}) - \frac{1,43^2 \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}\right)}{2 \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} \end{array} \right] \cdot 475,1 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \cdot 9,81 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)$$

$$P_s = 1.628.317,55 \text{ Pa}$$

Aplicándole un factor de seguridad del 10%, se obtiene que la presión máxima de operación es de 1.628.317,55 Pa.

$$P_{\text{Diseño}} = 1.628.317,55 \text{ Pa} = \mathbf{16,3 \text{ bar} = 234,97 \text{ psig.}}$$

Potencia de la Bomba

Calculamos la potencia necesaria para impulsar el fluido mediante una bomba como:

$$P_{\text{ot}} = Q_v \cdot \rho \cdot g \cdot H_{\text{útil}} \rightarrow P_{\text{ot}} = 0,019 \cdot 475,1 \cdot 9,81 \cdot 5,03 = 445,43 \text{ W}$$

$$P_{\text{ot}} = 445,43 \text{ W} = 0,45 \text{ kW} = 0,61 \text{ C.V}$$

La bomba que cumple con las condiciones necesarias corresponde a una bomba de la Familia Itur Serie IN, Modelo 80/160B y que tiene las siguientes características:

- 1450 r.p.m. y 160 mm de diámetro de rodete.
- Q = 68,4 m³/h.
- NPSH = 1,07 m.
- H_{útil} = 5,5 m.

Con estas características se colocarán dos bombas con un by-pass por seguridad.

Llegado a este punto se ha concluido el método de cálculo para los equipos de impulsión. A continuación se presenta una tabla resumen con las características más importantes de cada una de los equipos calculados.

Tabla 69.- Resumen de las características de los equipos de impulsión.

Bomba	MODELO Itur Serie IN	Q_v m^3/h	D rodete mm	NPSH	$P_{diseño}$ bar	$H_{útil}$ m	Pot C.V
B.11	32/125	3,6	125	1,58	15,71	4,28	0,27
B.12							
B.21	80/160B	68,4	160	1,87	16,2	5,5	0,43
B.22							
B.31	80/160B	68,4	160	1,07	16,3	5,03	0,61
B.32							

ADDENDA DE

FIGURAS EN

LOS ANEXOS

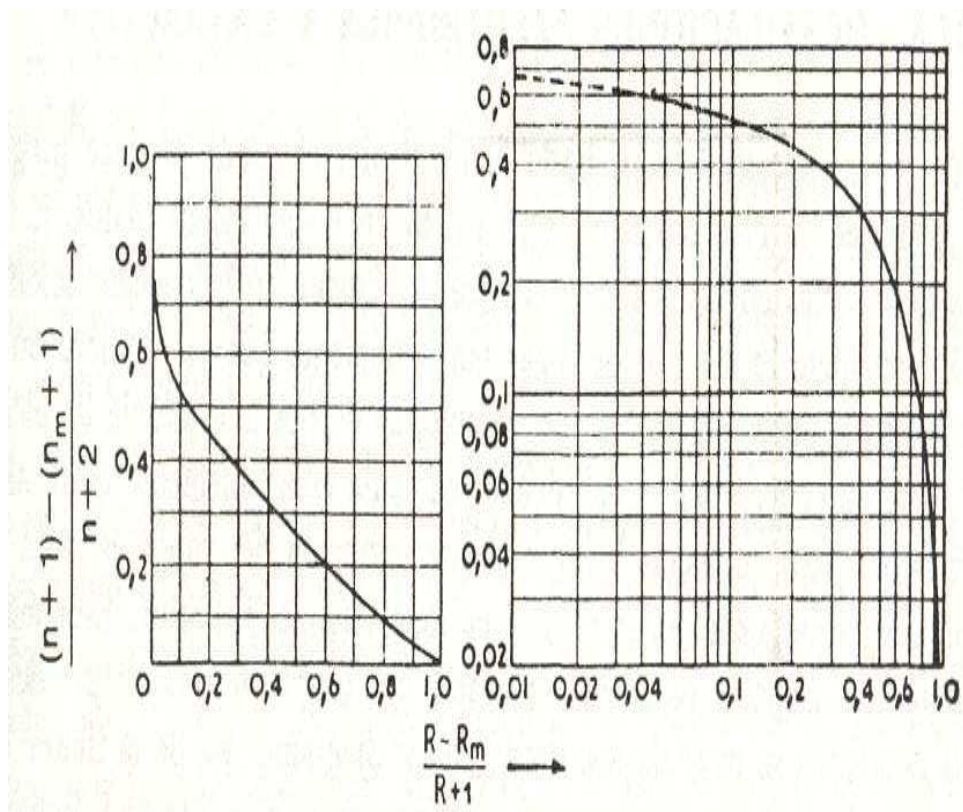


Figura. A- Relación entre la relación de reflujo y el número de platos.

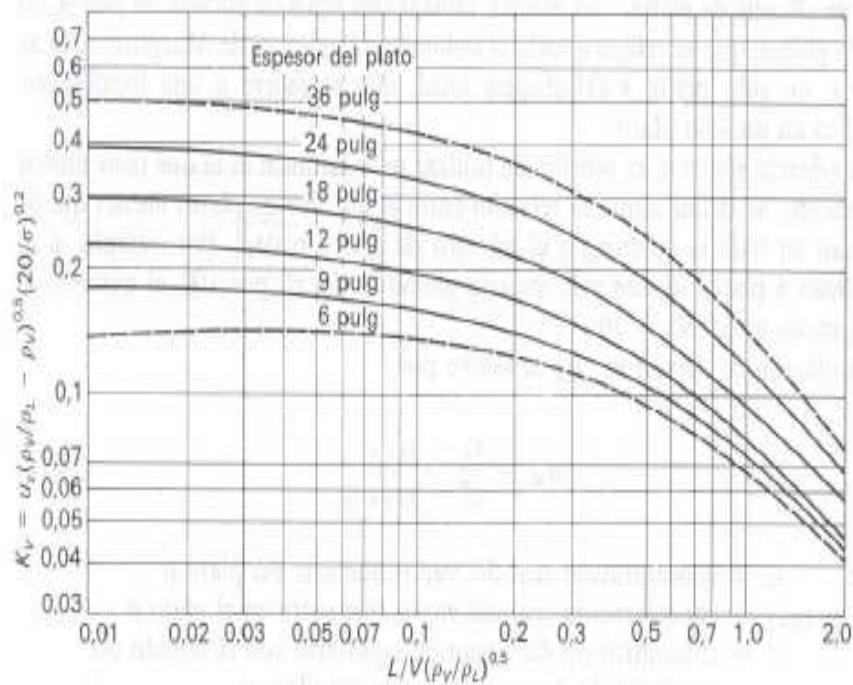


Figura. B.- Distancia entre platos (límite de anegamiento).

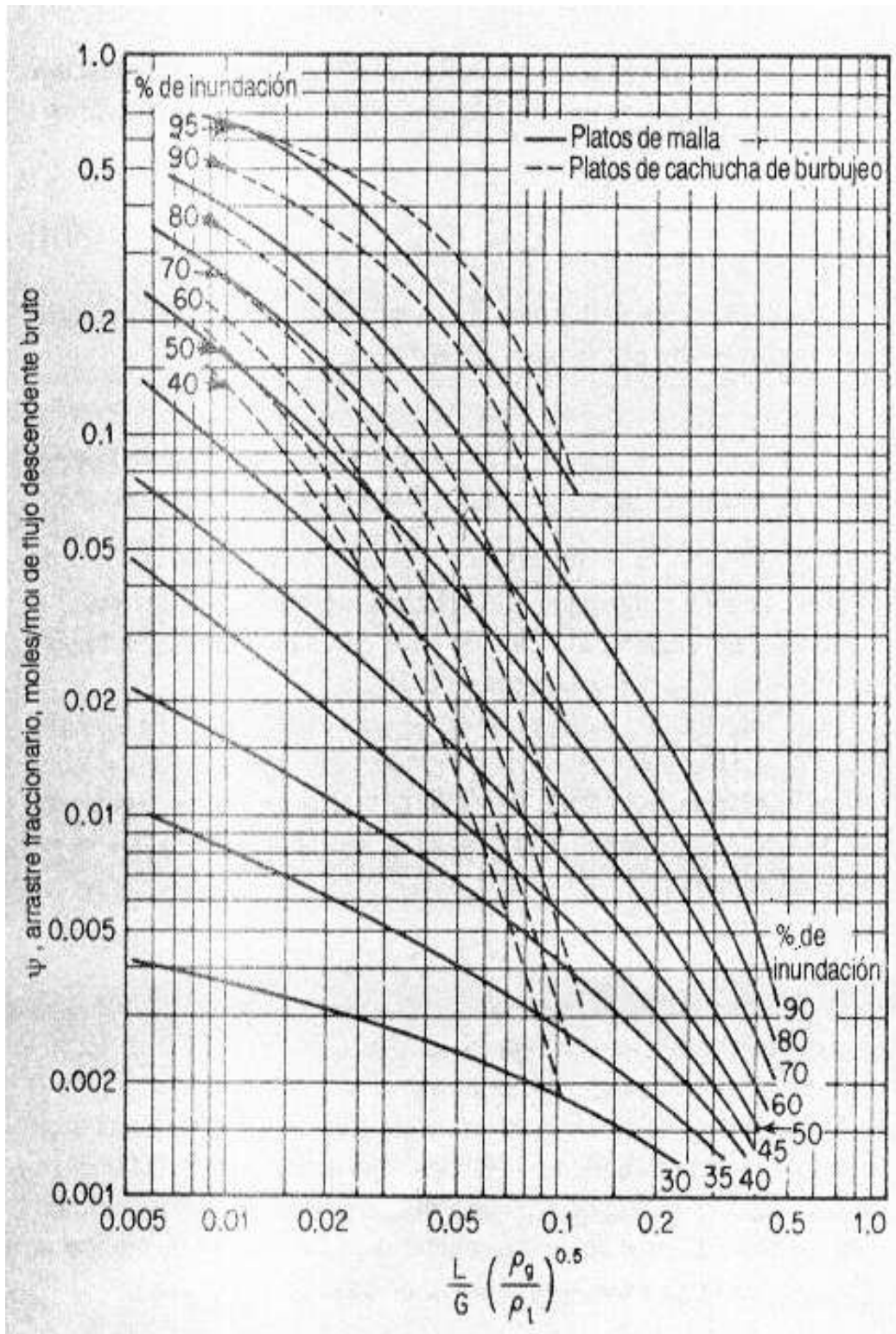
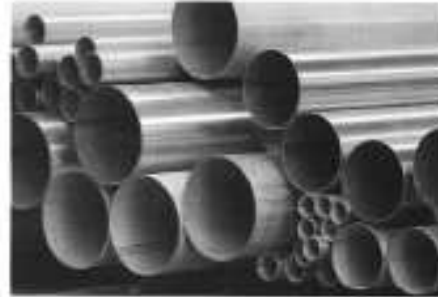


Figura. C.- Correlación de arrastre.



PROPERTIES
OF MOST COMMON
STAINLESS STEELS



AISI	Material No.	C Max	CHEMICAL COMPOSITION %														Others	
			Ni	O	Fe	Ti	Mo	Ca	Co	Mn	S	Pb	S Max	P Max				
AISI 304	1.4301	0.08	8-11	18-20	Rest									<=0.75	<=2.00	0.03	0.04	
AISI 304 L	1.4308	0.03	8-11	18-20	Rest									<=0.75	<=2.00	0.03	0.04	
AISI 316	1.4401	0.08	10-14	16-18	Rest		2-3							<=0.75	<=2.00	0.03	0.04	
AISI 316 L	1.4404	0.03	10-14	16-18	Rest		2-3							<=0.75	<=2.00	0.03	0.04	
AISI 316 Ti	1.4571	0.08	10-14	16-18	Rest	0.1-0.4 <=0.02	2-3							<=0.75	<=2.00	0.03	0.04	
AISI 321	1.4541	0.08	9-13	17-20	Rest	0.05-0.1 <=0.05								<=0.75	<=2.00	0.03	0.04	
AISI 347	1.4528	0.15	9-13	17-20	Rest									<=0.75	<=2.00	0.03	0.04	Nb + Ti <=0.10 <=0.10
AISI 309	1.4808	0.15	12-15	22-24	Rest									<=0.75	<=2.00	0.03	0.04	
AISI 310	1.4801	0.15	19-22	24-26	Rest									<=0.75	<=2.00	0.03	0.04	
AISI 904 L	1.4529	0.02	23-28	20-21			4-6	1-2				1.00	2.00	0.015	0.045			Ni 0.05-0.15
Incol 600	2.4000/01	0.30	>=63		<=2.5			28-31				<=0.50	<=0.50	<=2.00	0.02			
Incoloy 825	2.4808	0.05	28-48	19-23	Rest	0.6-1.3	2 ¹ -3 ¹	1.5-3.0				<=0.08	<=0.12					
Hastelloy C	2.4818	0.08	Rest	14 ¹ -16 ¹	4-7		15-17		<=2 ¹			<=1.0	<=1.0	0.03	0.04	Mo = 3-4		
Incoloy 800	1.4816	0.1	30-34	19-22	Rest			<=0.5				<=1.0	<=1.5	0.03				
Inconel 625	2.4656	0.1	Rest	20-23	Rest	5.0	<=0.40	8-12				<=1.0	<=0.40	<=0.2	<=0.2	0.015		Nb + Ti 1.15

Figura D.- Tipos de aceros.

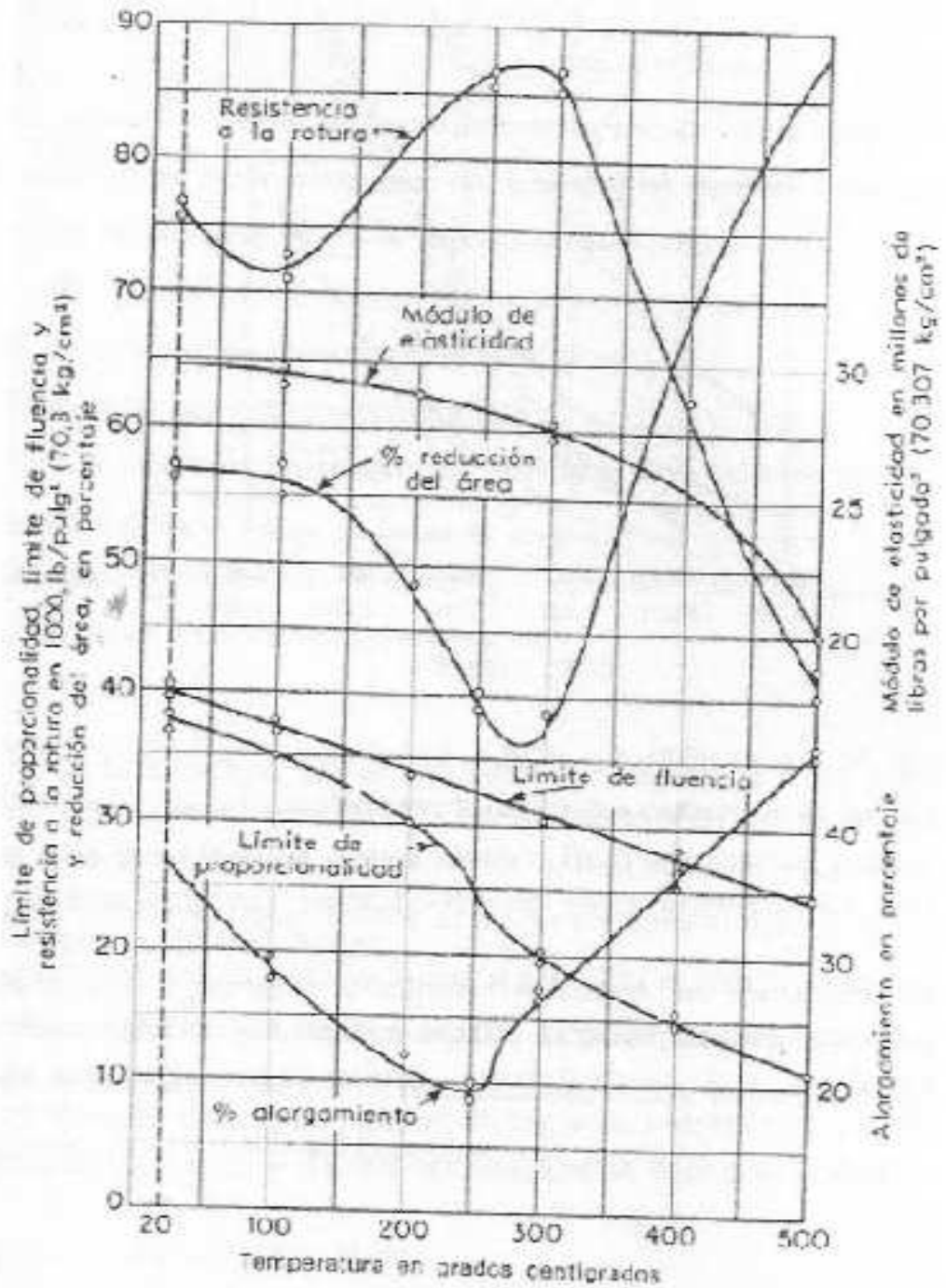


Figura E.- Variaciones de las propiedades mecánicas del acero con la temperatura.

1. Espaciamiento de los platos				
Diámetro de la torre, T		Espaciamiento de la torre, t		
m	ft	m	in	
1 menos	4 menos	0.15	6 mínimo	
1-3	4-10	0.30	20	
3-4	10-12	0.60	24	
4-8	12-24	0.75	30	
		0.90	36	

2. Flujo del líquido	
a.	No superior a $0.015 \text{ m}^3/(\text{m diam}) \cdot s$ (0.165 $\text{ft}^3/(\text{ft} \cdot s)$) para platos de flujo transversal de un solo paso
b.	No superior a $0.032 \text{ m}^3/\text{longitud de derramadero}$ (0.35 $\text{ft}^3/\text{ft} \cdot s$) para otros.

3. Sellado de los vertederos	
a.	Vacío, n, 5 mm minimum, 10 de preferencia (1/4 - 1/2 in)
b.	Presión atmosférica y superior, 25 mm mínimo, 40 mm de preferencia (1-1.5 in)

4. Longitud del derramadero para derramaderos rectangulares rectos, platos de flujo transversal, 0.67 a 0.87, 0.77 típica			
Longitud del derramadero W	Distancia desde centro de la torre	Porcentaje del área de la torre utilizada por un vertedero	%
0.55T	0.4181T		3.877
0.60T	0.3991T		5.257
0.65T	0.2516T		6.899
0.70T	0.3562T		8.808
0.75T	0.3296T		11.255
0.80T	0.1991T		14.145

5. Caída de presión normal por plato	
Presión total	Caída de presión
35 mmHg abs	3 mm Hg o menos
1 atm abs	500-800 N/m^2 (0.07-0.12 lb_f/cm^2)
$2 \times 10^6 \text{ N/m}^2$	1000 N/m^2
300 lb_f/in^2	0.15 lb_f/in^2

Figura F.- Relación de parámetros de diseño de la columna de rectificación (I).

1. Constantes de instalación C_7 [Eq. (6.28) and (6.32)], $d_p < 4 \text{ mm}$ (3 in)

Rango de $\frac{A_2}{A_1}$	Rango de $\frac{L}{D} \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0.5}$	Unidades de L	Unidades de D	Unidades de V_2	α, β
> 0.1	0.01-0.1, utilizar valores en 0.1	m	N/m	m/s	$\alpha = 0.0794L + 0.01173$ $\beta = 0.0094L + 0.003$
	0.1-1.0	m	dimas/cm $\times 10^{-1}$	ft/s	$\alpha = 0.0062L + 0.0195$ $\beta = 0.00253L + 0.030$

< 0.1 Multiplicar α y β por $5A_2/A_1 + 0.5$

2. Diámetro el orificio, espesor del plato

Diámetro del orificio		Espesor del plato/diam. orif.	
mm	m	Acero inoxidable	acero al carbón
3.0	$\frac{1}{8}$	0.65	
4.5	$\frac{3}{16}$	0.40	
6.0	$\frac{1}{4}$	0.32	
9.0	$\frac{3}{8}$	0.22	0.5"
12.0	$\frac{1}{2}$	0.16	0.38
15.0	$\frac{5}{8}$	0.17	0.3
18.0	$\frac{3}{4}$	0.11	0.25

3. Profundidad del líquido

50 mm (2 in) mínimo - 100 mm (4 in) máximo

4. Área activa típica

Diámetro de la torre		$\frac{A_a}{A_c}$
m	ft	
1	3	0.65
1.25	4	0.70
2	6	0.74
2.5	8	0.76
3	10	0.78

Figura G.- Relación de parámetros de diseño de la columna de rectificación (II).

Intercambiadores		U_s	
Fluido Caliente	Fluido Frio	kcal / h.m ² °C	BTU / hr.ft ² °F
Agua	Agua	1.250 - 2.500	250 - 500
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	1.250 - 2.500	250 - 500
Hidrocarburos ligeros ¹	Hidrocarburos ligeros	200 - 370	40 - 75
Hidrocarburos medios	Hidrocarburos medios	100 - 300	20 - 60
Hidrocarburos pesados	Hidrocarburos pesados	50 - 200	10 - 40
Hidrocarburos pesados	Hidrocarburos ligeros	150 - 300	30 - 60
Hidrocarburos ligeros	Hidrocarburos pesados	50 - 200	10 - 40
Refrigerantes			
Agua, metanol, amoníaco y soluciones acuosas	Agua	1.250 - 2.500	250 - 500
Hidrocarburos ligeros	Agua	370 - 730	75 - 150
Hidrocarburos medios	Agua	250 - 610	60 - 125
Hidrocarburos pesados	Agua	25 - 730	5 - 75
Gas	Agua	10 - 200	2 - 50
Agua	Salmuera	500 - 1.000	100 - 200
Hidrocarburos ligeros	Salmuera	200 - 500	40 - 100
Recalentadores			
Vapor de agua	Agua, metanol, amoníaco	1.000 - 3.400	200 - 700
Vapor de agua	Solución acuosa: $\mu < 2$ cPo	1.000 - 3.400	200 - 700
	$\mu > 2$ cPo	500 - 2.500	100 - 500
Vapor de agua	Hidrocarburos ligeros	500 - 1.000	100 - 200
Vapor de agua	Hidrocarburos medios	250 - 500	50 - 100
Vapor de agua	Hidrocarburos pesados	30 - 300	6 - 60
Vapor de agua	Gas	25 - 250	5 - 50
Dowtherm	Gas	20 - 200	4 - 40
Dowtherm	Hidrocarburos pesados	30 - 300	6 - 60

¹ Hidrocarburos ligeros : $\mu < 0,5$ cPo (junto un: benceno, tolueno, acetona, etanol, MEK)
Hidrocarburos medios : $0,5 < \mu < 1$ cPo (queroseno, gasoil caliente, aceite de absorción, crudos ligeros)
Hidrocarburos pesados: $\mu > 1$ cPo (gasoil frío, aceites, fueloil, crudo reducida, asfalto)

Figura H.- Coeficientes global de transmisión de calor.

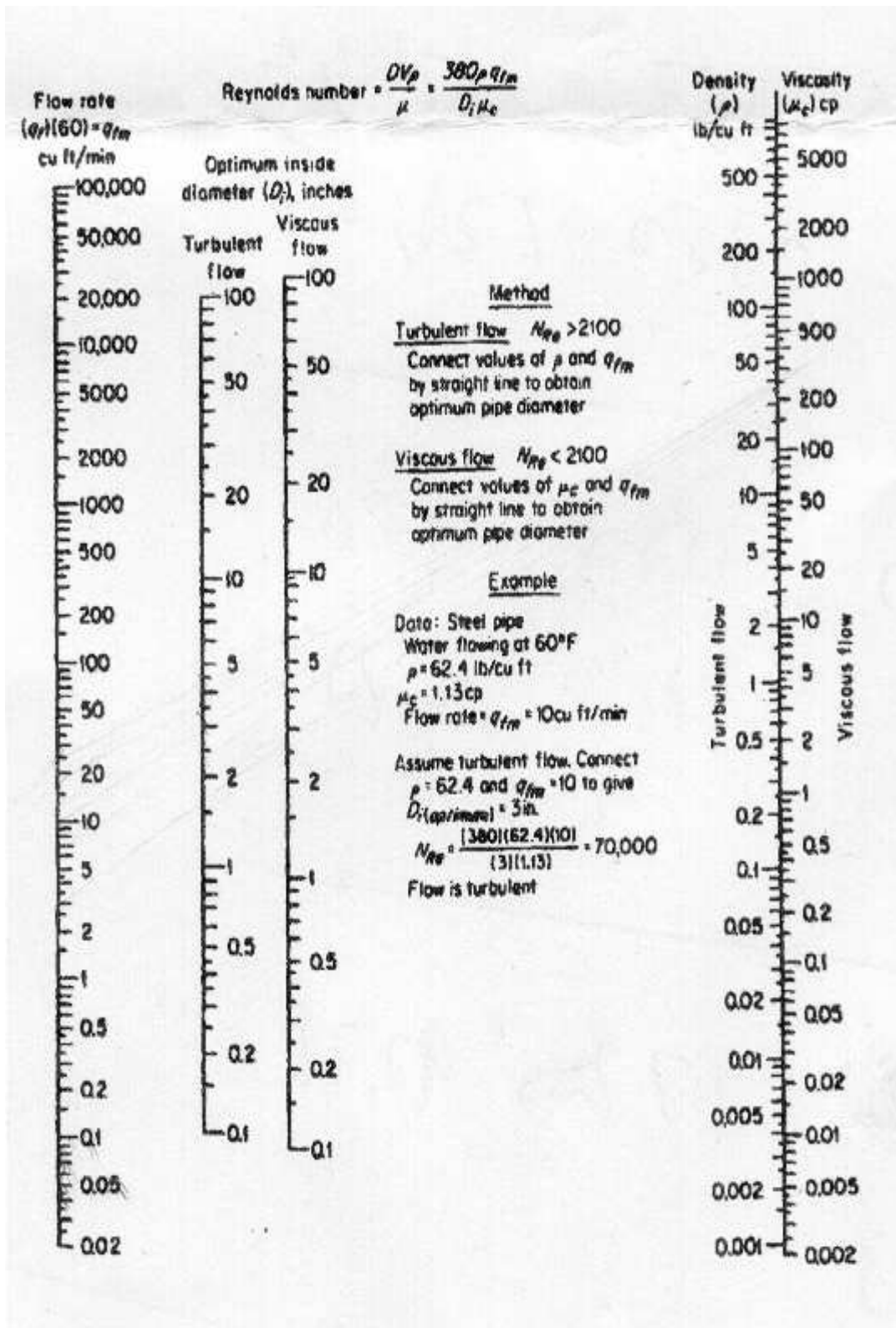


Figura I.- Nomograma de estimación de diámetro óptimo para tuberías que conducen líquidos.

Diseño de un proceso de separación para la obtención de L.P.G. como combustible de automoción, a partir de una mezcla de hidrocarburos C₂, C₃ y C₄

Tamaño nominal de tubería, in	Diámetro externo, in	Número de cédula	Espesor de pared, in	Diámetro interno, in	Área de la sección transversal		Circunferencia, ft, o superficie, ft ² /ft, de longitud		Capacidad a una velocidad de 1 ft/s		Peso de tubería de extremos lisos, lb/ft
					Metal, in ²	Flujo, ft ²	Externo	Interno	U.S., gal/min	lb/h de agua	
1/8	0,405	10S	0,049	0,307	0,055	0,00051	0,106	0,0804	0,231	115,5	0,19
		40ST, 40S	0,068	0,269	0,072	0,00040	0,106	0,0705	0,179	89,5	0,24
		80XS, 80S	0,095	0,215	0,093	0,00025	0,106	0,0563	0,113	56,5	0,31
1/4	0,540	10S	0,065	0,410	0,097	0,00092	0,141	0,107	0,412	206,5	0,33
		40ST, 40S	0,088	0,364	0,125	0,00072	0,141	0,095	0,323	161,5	0,42
		80XS, 80S	0,119	0,302	0,157	0,00050	0,141	0,079	0,224	112,0	0,54
3/8	0,675	10S	0,065	0,545	0,125	0,00162	0,177	0,143	0,727	363,5	0,42
		40ST, 40S	0,091	0,493	0,167	0,00133	0,177	0,129	0,596	298,0	0,57
		80XS, 80S	0,126	0,423	0,217	0,00098	0,177	0,111	0,440	220,0	0,74
1/2	0,840	5S	0,065	0,710	0,158	0,00275	0,220	0,186	1,234	617,0	0,54
		10S	0,083	0,674	0,197	0,00248	0,220	0,176	1,112	556,0	0,67
		40ST, 40S	0,109	0,622	0,250	0,00211	0,220	0,163	0,945	472,0	0,85
		80XS, 80S	0,147	0,546	0,320	0,00163	0,220	0,143	0,730	365,0	1,09
		160	0,188	0,464	0,385	0,00117	0,220	0,122	0,527	263,5	1,31
		XX	0,294	0,252	0,504	0,00035	0,220	0,066	0,155	77,5	1,71
3/4	1,050	5S	0,065	0,920	0,201	0,00461	0,275	0,241	2,072	1,036,0	0,69
		10S	0,083	0,884	0,252	0,00426	0,275	0,231	1,903	951,5	0,86
		40ST, 40S	0,113	0,824	0,333	0,00371	0,275	0,216	1,665	832,5	1,13
		80XS, 80S	0,154	0,742	0,433	0,00300	0,275	0,194	1,345	672,5	1,47
		160	0,219	0,612	0,572	0,00204	0,275	0,160	1,917	458,5	1,94
		XX	0,308	0,434	0,718	0,00103	0,275	0,114	1,461	230,5	2,44
1	1,315	5S	0,065	1,185	0,255	0,00768	0,344	0,310	3,449	1,725	0,87
		10S	0,109	1,097	0,413	0,00656	0,344	0,287	2,946	1,473	1,40
		40ST, 40S	0,133	1,049	0,494	0,00600	0,344	0,275	2,690	1,345	1,68
		80XS, 80S	0,179	0,957	0,639	0,00499	0,344	0,250	2,240	1,120	2,17
		160	0,250	0,815	0,836	0,00362	0,344	0,213	1,625	812,5	2,84
		XX	0,358	0,599	1,076	0,00196	0,344	0,157	0,878	439,0	3,66
1 1/4	1,660	5S	0,065	1,530	0,326	0,01277	0,435	0,401	5,73	2,865	1,11
		10S	0,109	1,442	0,531	0,01134	0,435	0,378	5,09	2,545	1,81
		40ST, 40S	0,140	1,380	0,668	0,01040	0,435	0,361	4,57	2,285	2,27
		80XS, 80S	0,191	1,278	0,881	0,00891	0,435	0,335	3,99	1,995	3,00
		160	0,250	1,160	1,107	0,00734	0,435	0,304	3,29	1,645	3,76
		XX	0,382	1,896	1,534	0,00438	0,435	0,235	1,97	985	5,21
1 1/2	1,900	5S	0,065	1,770	0,375	0,01709	0,497	0,463	7,67	3,835	1,28
		10S	0,109	1,682	0,614	0,01543	0,497	0,440	6,94	3,465	2,09
		40ST, 40S	0,145	1,610	0,800	0,01414	0,497	0,421	6,34	3,170	2,72
		80XS, 80S	0,200	1,500	1,069	0,01225	0,497	0,393	5,49	2,745	3,63
		160	0,281	1,338	1,429	0,00976	0,497	0,350	4,38	2,190	4,86
		XX	0,400	1,100	1,885	0,00660	0,497	0,288	2,96	1,480	6,41
2	2,375	5S	0,065	2,245	0,472	0,02749	0,622	0,588	12,34	6,170	1,61
		10S	0,109	2,157	0,776	0,02538	0,622	0,565	11,39	5,695	2,64
		40ST, 40S	0,154	2,067	1,075	0,02330	0,622	0,541	10,45	5,225	3,65
		80ST, 80S	0,218	1,939	1,477	0,02050	0,622	0,508	9,20	4,600	5,02
		160	0,344	2,687	1,195	2,01552	0,622	0,436	6,97	3,485	7,46
		XX	0,436	2,503	1,656	2,01232	0,622	0,393	5,53	2,765	9,03
2 1/2	2,875	5S	0,083	2,709	0,728	0,04003	0,753	0,709	17,97	8,985	2,48
		10S	0,120	2,635	1,039	0,03787	0,753	0,690	17,00	8,500	3,53
		40ST, 40S	0,203	2,469	1,704	0,03322	0,753	0,647	14,92	7,460	5,79
		80XS, 80S	0,276	2,323	2,254	0,02942	0,753	0,608	13,20	6,600	7,66
		160	0,375	2,125	2,945	0,02463	0,753	0,556	11,07	5,535	10,01
		XX	0,552	1,771	4,028	0,01711	0,753	0,464	7,68	3,840	13,69
3	3,500	5S	0,083	3,334	0,891	0,06063	0,916	0,873	27,21	13,605	3,03
		10S	0,120	3,260	1,274	0,05796	0,916	0,853	26,02	13,010	4,33
		40ST, 40S	0,216	3,068	2,228	0,05130	0,916	0,803	23,00	11,500	7,58
		80XS, 80S	0,300	2,900	3,016	0,04587	0,916	0,759	20,55	10,275	10,25
		160	0,438	2,624	4,213	0,03755	0,916	0,687	16,86	8,430	14,32
		XX	0,600	2,300	5,466	0,02885	0,916	0,602	12,95	6,475	18,58
3 1/3	4,0	5S	0,083	3,834	1,021	0,08017	1,047	1,004	35,98	17,990	3,48
		10S	0,120	3,760	1,463	0,07711	1,047	0,984	34,61	17,305	4,97
		40ST, 40S	0,226	3,548	2,680	0,06870	1,047	0,929	30,80	15,400	9,11
		80XS, 80S	0,318	3,364	3,678	0,06170	1,047	0,881	27,70	13,850	12,50

Figura J.- Datos técnicos de tuberías de acero comercial (I)

Diseño de un proceso de separación para la obtención de L.P.G. como combustible de automoción, a partir de una mezcla de hidrocarburos C₂, C₃ y C₄

Tamaño nominal de tubería, in	Diámetro externo, in	Número de cédula	Espesor de pared, in	Diámetro interno, in	Área de la sección transversal		Circunferencia, ft, o superficie, ft ² /ft, de longitud		Capacidad a una velocidad de 1 ft/s		Peso de tubería de extremos lisos, lb/ft
					Metal, in ²	Flujo, ft ²	Externo	Interno	U.S., gal/min	lb/h de agua	
4	4,5	5S	0,083	4,334	1,152	0,10245	1,178	0,135	46,0	23,000	3,92
		10S	0,120	4,260	1,651	0,09898	1,178	1,115	44,4	22,200	5,61
		40ST, 40S	0,237	4,026	3,17	0,08840	1,178	1,054	39,6	19,800	10,79
		80XS, 80S	0,337	3,826	4,41	0,07986	1,178	1,002	35,8	17,900	14,98
		120	0,438	3,624	5,58	0,07170	1,178	0,949	32,2	16,100	19,00
		160	0,531	3,438	6,62	0,06647	1,178	0,900	28,9	14,450	22,51
		XX	0,674	3,152	8,10	0,05419	1,178	0,825	24,3	12,150	27,54
5	5,563	5S	0,109	5,345	1,87	0,1558	1,456	1,399	69,9	34,950	6,36
		10S	0,134	5,295	2,29	0,1529	1,456	1,386	68,6	34,300	7,77
		40ST, 40S	0,258	5,047	4,30	0,1390	1,456	1,321	62,3	31,150	14,62
		80XS, 80S	0,375	4,813	6,11	0,1263	1,456	1,260	57,7	28,850	20,78
		120	0,500	4,563	7,95	0,1136	1,456	1,195	51,0	25,500	27,04
		160	0,625	4,313	9,70	0,1015	1,456	1,129	45,5	22,750	32,96
		XX	0,750	4,063	11,34	0,900	1,456	1,064	40,4	20,200	38,55
6	6,625	5S	0,109	6,407	2,23	0,2239	1,734	1,677	100,5	50,250	7,60
		10S	0,134	6,357	2,73	0,2204	1,734	1,664	98,9	49,450	9,29
		40ST, 40S	0,280	6,065	5,58	0,2006	1,734	1,588	90,0	45,000	18,97
		80XS, 80S	0,432	5,761	8,40	0,1810	1,734	1,508	81,1	40,550	28,57
		120	0,562	5,501	10,70	0,1650	1,734	1,440	73,9	36,950	36,39
		160	0,719	5,187	13,34	0,1467	1,734	1,358	65,9	32,950	45,34
		XX	0,864	4,897	15,64	0,1308	1,734	1,282	58,7	29,350	53,16
8	8,625	5S	0,109	8,407	2,915	0,3855	2,258	2,201	173,0	86,500	9,93
		10S	0,148	8,329	3,941	0,3784	2,258	2,180	169,8	84,900	13,40
		20	0,250	8,125	6,578	0,3601	2,258	2,127	161,5	80,750	22,36
		30	0,277	8,071	7,265	0,3553	2,258	2,113	159,4	79,700	24,70
		40ST, 40S	0,322	7,981	8,399	0,3474	2,258	2,089	155,7	77,850	28,55
		60	0,406	7,813	10,48	0,3329	2,258	2,045	149,4	74,700	35,64
		80XS, 80S	0,500	7,625	12,76	0,3171	2,258	1,996	142,3	71,150	43,39
10	10,75	5S	0,134	10,482	4,47	0,5993	2,814	2,744	269,0	134,500	15,19
		10S	0,165	10,420	5,49	0,5922	2,814	2,728	265,8	132,900	18,65
		20	0,250	10,250	8,25	0,5731	2,814	2,685	257,0	128,500	28,04
		30	0,307	10,136	10,07	0,5603	2,814	2,655	252,0	126,000	34,24
		40ST, 40S	0,365	10,020	11,91	0,5475	2,814	2,620	246,0	123,000	40,48
		80S, 60XS	0,500	9,750	16,10	0,5185	2,814	2,550	233,0	116,500	54,74
		100	0,594	9,562	18,95	0,4987	2,814	2,503	223,4	111,700	64,43
12	12,75	5S	0,156	12,438	6,17	0,8438	3,338	3,26	378,7	189,350	20,98
		10S	0,180	12,390	7,11	0,8373	3,338	3,24	375,8	187,900	24,17
		20	0,250	12,250	9,82	0,8185	3,338	3,21	367,0	183,500	33,38
		30	0,330	12,090	12,88	0,7972	3,338	3,17	358,0	179,000	43,77
		40ST, 40S	0,375	12,000	14,58	0,7854	3,338	3,14	352,5	176,250	49,56
		60	0,406	11,938	15,74	0,7773	3,338	3,13	349,0	174,500	53,52
		80XS, 80S	0,500	11,750	19,24	0,7530	3,338	3,08	338,0	169,000	65,42
14	14	5S	0,156	13,688	6,78	1,0219	3,665	3,58	459	229,500	23,07
		10S	0,188	13,624	8,16	1,0125	3,665	3,57	454	227,000	27,73
		20	0,250	13,500	10,80	0,9940	3,665	3,53	446	223,000	36,71
		30, ST	0,312	13,376	13,42	0,9750	3,665	3,50	438	219,000	45,61
		40	0,375	13,250	16,05	0,9575	3,665	3,47	430	215,000	54,57
		60	0,438	13,124	18,66	0,9397	3,665	3,44	422	211,000	63,44
		80XS, 80S	0,500	13,000	21,21	0,9218	3,665	3,40	414	207,000	72,09
16	16	5S	0,156	15,812	25,02	0,8957	3,665	3,35	402	201,000	85,05
		10S	0,188	15,748	31,22	0,8522	3,665	3,27	382	191,000	106,13
		20	0,250	15,574	38,49	0,8017	3,665	3,17	360	180,000	130,85
		30, ST	0,312	15,448	44,36	0,7610	3,665	3,09	342	171,000	150,79
		40	0,375	15,322	50,07	0,7213	3,665	3,01	324	162,000	170,21
		60	0,438	15,196	55,63	0,6827	3,665	2,93	306	153,000	189,11
		80XS, 80S	0,500	15,070							

Figura K.- Datos técnicos de tuberías de acero comercial (II).

(Continuación)

Diseño de un proceso de separación para la obtención de L.P.G. como combustible de automoción, a partir de una mezcla de hidrocarburos C₂, C₃ y C₄

Tamaño nominal de tubería, in	Diámetro externo, in	Número de cédula	Espesor de pared, in	Diámetro interno, in	Área de la sección transversal		Circunferencia, ft, o superficie, ft ² /ft, de longitud		Capacidad a una velocidad de 1 ft/s		Peso de tubería de extremos lisos, lb/ft
					Metal, in ²	Flujo, ft ²	Externo	Interno	U.S., gal/min	lb/h de agua	
16	16	5S	0,165	15,670	8,21	1,3393	4,189	4,10	601	300.500	27,90
		10S	0,188	15,624	9,34	1,3314	4,189	4,09	598	299.000	31,75
		10	0,250	15,500	12,37	1,3104	4,189	4,06	587	293.500	42,05
		20	0,312	15,376	15,38	1,2985	4,189	4,03	578	289.000	52,27
		30, ST	0,375	15,250	18,41	1,2680	4,189	3,99	568	284.000	62,58
		40, XS	0,500	15,00	24,35	1,2272	4,189	3,93	550	275.000	82,77
		60	0,656	14,688	31,62	1,1766	4,189	3,85	528	264.000	107,50
		80	0,844	14,312	40,19	1,1171	4,189	3,75	501	250.500	136,61
		100	1,031	13,938	48,48	1,0596	4,189	3,65	474	237.000	164,82
		120	1,219	13,562	56,61	1,0032	4,189	3,55	450	225.000	192,43
140	1,438	13,124	65,79	0,9394	4,189	3,44	422	211.000	223,64		
160	1,594	12,812	72,14	0,8953	4,189	3,35	402	201.000	245,25		
18	18	5S	0,165	17,60	9,25	1,7029	4,712	4,63	764	382.000	31,43
		10S	0,188	17,624	10,52	1,6941	4,712	4,61	760	379.400	35,76
		10	0,250	17,500	13,94	1,6703	4,712	4,58	750	375.000	47,39
		20	0,312	17,376	17,34	1,6468	4,712	4,55	739	369.500	58,94
		ST	0,375	17,250	20,76	1,6230	4,712	4,52	728	364.000	70,59
		30	0,438	17,124	24,16	1,5993	4,712	4,48	718	359.000	82,15
		XS	0,500	17,00	27,49	1,5763	4,712	4,45	707	353.500	93,45
		40	0,562	16,876	30,79	1,5533	4,712	4,42	697	348.500	104,67
		60	0,750	16,500	40,64	1,4849	4,712	4,32	666	333.000	138,17
		80	0,938	16,124	50,28	1,4180	4,712	4,22	636	318.000	170,92
100	1,156	15,688	61,17	1,3423	4,712	4,11	602	301.000	207,96		
120	1,375	15,250	71,82	1,2684	4,712	3,99	569	284.500	244,14		
140	1,562	14,876	80,66	1,2070	4,712	3,89	540	270.000	274,22		
160	1,781	14,438	90,75	1,1370	4,712	3,78	510	255.000	308,50		
20	20	5S	0,188	19,624	11,70	2,1004	5,236	5,14	943	471.500	39,78
		10S	0,218	19,564	13,55	2,0878	5,236	5,12	937	467.500	46,06
		10	0,250	19,500	15,51	2,0740	5,236	5,11	930	465.000	52,73
		20, ST	0,375	19,250	23,12	2,0211	5,236	5,04	902	451.000	78,60
		30, XS	0,500	19,000	30,63	1,9689	5,236	4,97	883	441.500	104,13
		40	0,594	18,812	36,21	1,9302	5,236	4,92	866	433.000	123,11
		60	0,812	18,376	48,95	1,8417	5,236	4,81	826	413.000	166,40
		80	1,031	17,938	61,44	1,7550	5,236	4,70	787	393.500	208,87
		100	1,281	17,438	75,33	1,6585	5,236	4,57	744	372.000	256,10
		120	1,500	17,000	87,18	1,5763	5,236	4,45	707	353.500	296,37
140	1,750	16,500	100,3	1,4849	5,236	4,32	665	332.500	341,09		
160	1,969	16,062	111,5	1,4071	5,236	4,21	632	316.000	397,17		
24	24	5S	0,218	23,564	16,29	3,0285	6,283	6,17	1.359	679.500	55,37
		10, 10S	0,250	23,500	18,65	3,012	6,283	6,15	1.350	675.000	63,41
		20, ST	0,375	23,250	27,83	2,948	6,283	6,09	1.325	662.500	94,62
		XS	0,500	23,000	36,90	2,885	6,283	6,02	1.295	642.500	125,49
		30	0,562	22,876	41,39	2,854	6,283	5,99	1.281	640.500	140,68
		40	0,688	22,624	50,39	2,792	6,283	5,92	1.253	626.500	171,29
		60	0,969	22,062	70,11	2,655	6,283	5,78	1.192	596.000	238,35
		80	1,219	21,562	87,24	2,536	6,283	5,64	1.138	569.000	296,58
		100	1,531	20,938	108,1	2,391	6,283	5,48	1.073	536.500	367,39
		120	1,812	20,376	126,3	2,264	6,283	5,33	1.016	508.000	429,39
140	2,062	19,876	142,1	2,155	6,283	5,20	965	482.500	483,12		
160	2,344	19,312	159,5	2,034	6,283	5,06	913	456.500	542,13		
30	30	5S	0,250	29,500	23,37	4,746	7,854	7,72	2.130	1.065.000	79,43
		10, 10S	0,312	29,376	29,10	4,707	7,854	7,69	2.110	1.055.000	98,93
		ST	0,375	29,250	34,90	4,666	7,854	7,66	2.094	1.048.000	118,65
		20, XS	0,500	29,000	46,34	4,587	7,854	7,59	2.055	1.027.500	157,53
		30	0,625	28,750	57,68	4,508	7,854	7,53	2.020	1.010.000	196,08

Figura L.- Datos técnicos de tuberías de acero comercial (III).
(Continuación)

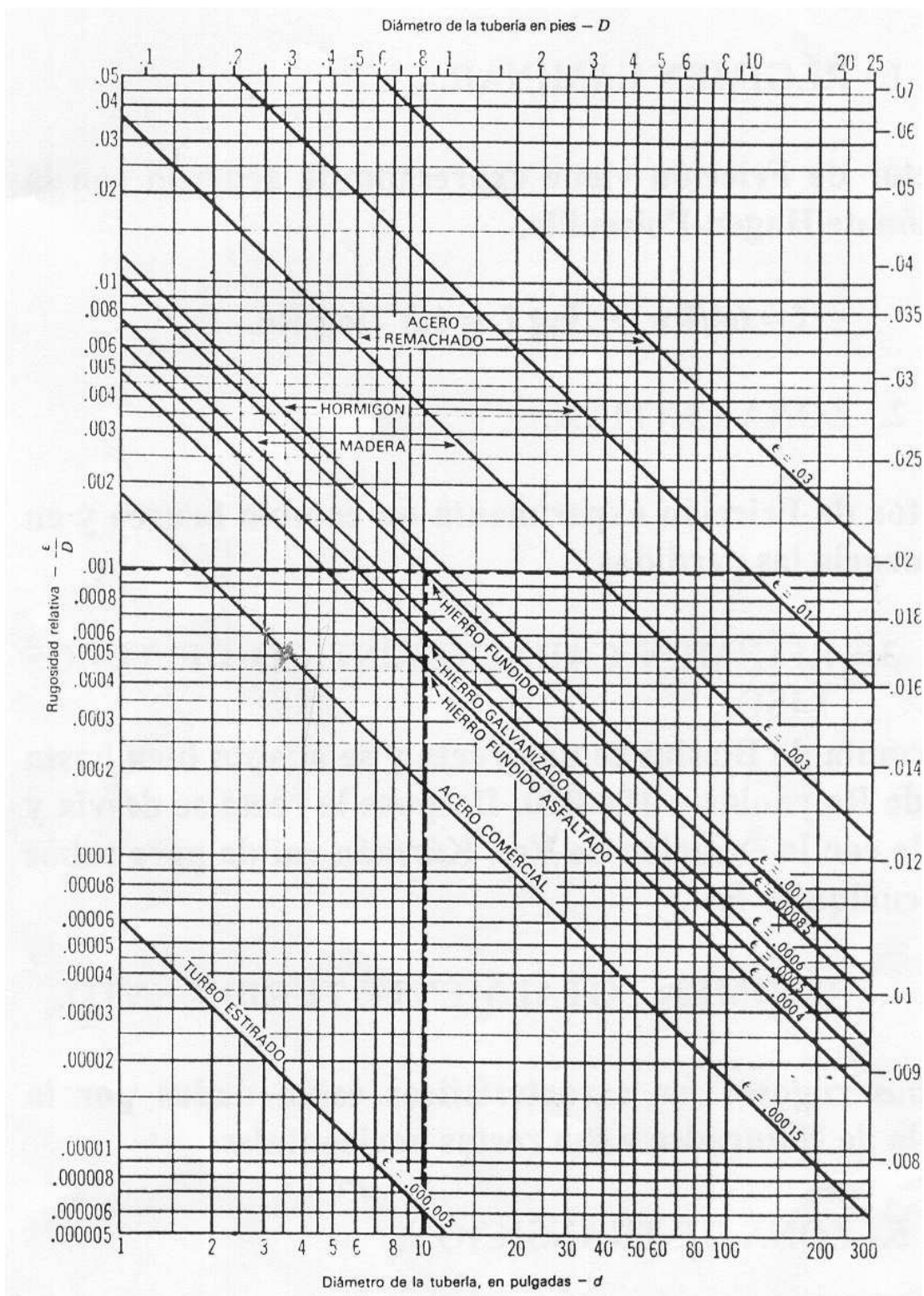


Figura M.- Rugosidad relativa de las tuberías.

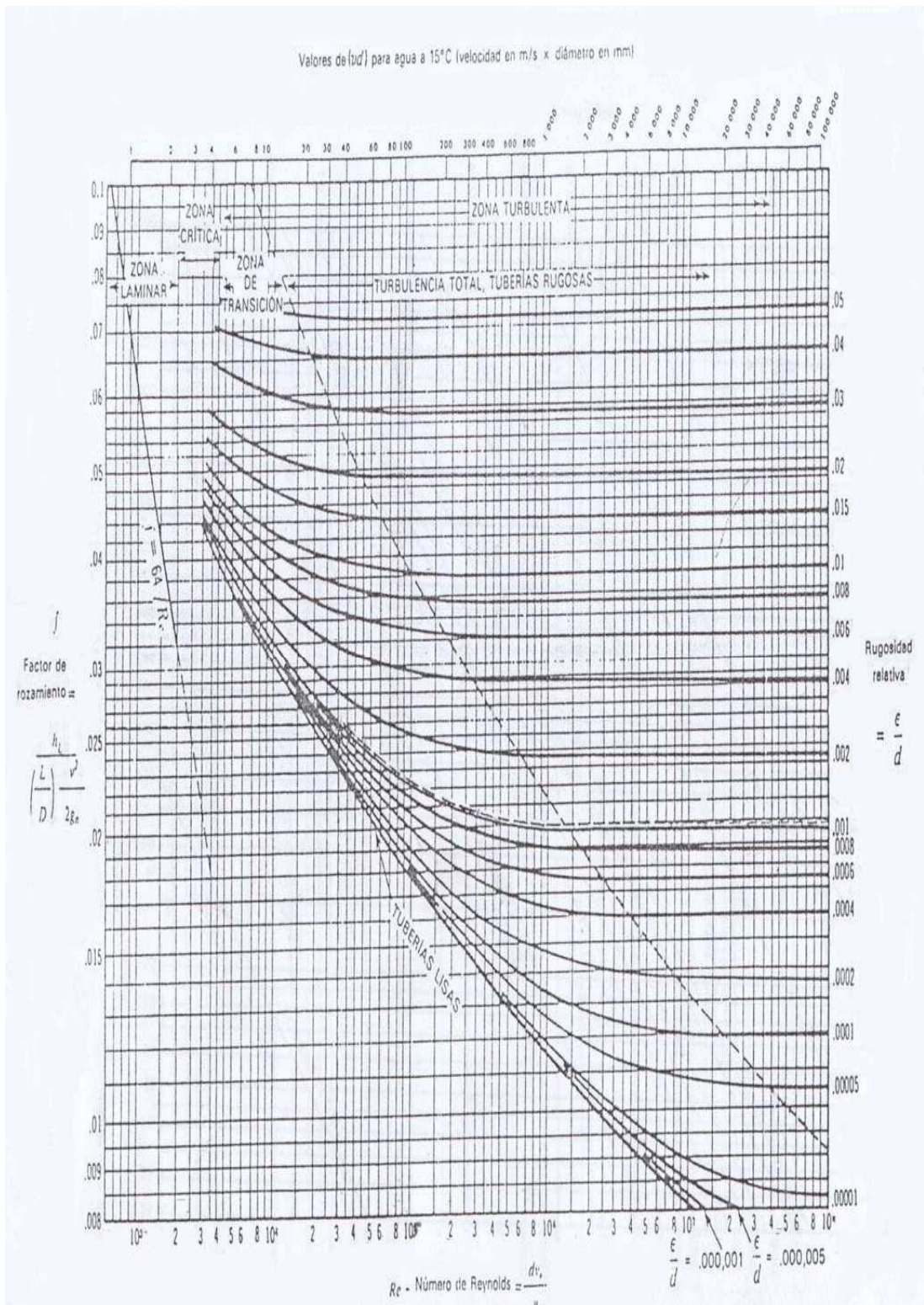


Figura N.- Diagrama de Moody.

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

- ❖ **“Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química”**. Santamaría Ramiro J.M. Fundación MAPFRE
- ❖ **“BREF Refinería.”** Guía de Mejoras Técnicas Disponibles en España del sector del refinado de petróleo. Ministerio de Medio Ambiente.
- ❖ **“Chemical Process Engineering.Design and Economics.”** Harry Silla. Markel Dekker, Inc. New York. Basel.
- ❖ **“Control Automático de Procesos“.** Smith C.A., Corripio A.B. Editorial Limusa.
- ❖ **“Diseño de Tuberías para Plantas de Proceso”**. Rase H.F. Editorial Reverté.
- ❖ **“Distillation Design in Practice”**. L. M. Rose. Editorial Elsevier
- ❖ **“Industrial Chemical Process Design”** Erwin D. L. Editorial Mc Graw-Hill.
- ❖ **“Ingeniería Química. Operaciones Básicas. Tomo II”**. J.M. Coulson, J.F. Richardson. Editorial Reverté.
- ❖ **“Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química”**. J.M. Smith, H.C. Van Ness. Editorial Mc Graw-Hill
- ❖ **“Manual del Ingeniero Químico”**. Robert H. Perry. Editorial Mc Graw-Hill. Séptima Edición.
- ❖ **“Flujo de fluidos e intercambio de calor.”** Levenspiel, O., 1993. Editorial Reverté.
- ❖ **“Manual de Seguridad Industrial en Plantas Químicas y Petroleras”**. J. M. Storch de Gracia. Editorial Mc Graw-Hill.
- ❖ **“Operaciones Unitarias en Ingeniería Química”**. Warren L. McCabe, Julian C. Smith, Peter Harriot. Editorial Mc Graw-Hill.
- ❖ **“Operaciones Básicas de la Ingeniería Química”**. Warren L. McCabe, J. C. Smith. Editorial Reverté.
- ❖ **“Procesos de Separación“.** King C. J. Editorial Reverté.

- ❖ **“Procesos de Transferencia de Calor”**. D. Kern. Editorial Compañía Editorial Continental.
- ❖ **“Refino de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica”**. M. A Ramos Carpio. Editorial. Fundación Fomento Innovación Industrial, 1997.
- ❖ **“Separation Process Technology”**. Jimmy L. Humphrey, George E. Sëller. Editorial Mc Graw-Hill.
- ❖ **“Sistemas de Control de Procesos “**.Shinskey F.G. Editorial Mc Graw-Hill.
- ❖ **“Standars of Tubular Exchanger Manufactures Association”**. Fourth Edition, 1959.
- ❖ **“The Properties of Gases & Liquids”** .Robert C. Reid, Jhon M. Prausnitz, Thomas K. Serwon. Editorial Mc Graw- Hill.
- ❖ **“Transferencia de Calor”**. M. Necati Ösisik. Editorial McGraw-Hill.

RECURSOS ELECTRÓNICOS

- ❖ **“www.cores.es”** Corporación de reservas estratégicas de productos petrolíferos.
- ❖ **“www.mityc.es”** Ministerio de Industria, Turismo y Comercio.
- ❖ **“www.repsol.com”**
- ❖ **“www.insht.es”** Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo.
- ❖ **“www.spainautogas.com”** Asociación Española de Operadores de Gases Licuados del Petróleo.
- ❖ **“http://noticias.juridicas.com”**

ARTÍCULOS

- ❖ **“Simultaneous Viscosity-Density Measurements on Ethane and Propane over a Wide Range Of Temperatura and Pressure Including Near-Critical Region”**. Daniel Sebeit, Karsten Vob, Sebastian Herrman, Eckahard Vogel and Ego Hassel. Journal of Chemical & Engineering Data (2011), volumen 56, páginas 1476-1493.
- ❖ **“Measurements os densities and dielectric constans of liquid normal butane from 140 to 400 K at pressures to 35 MPa.”** W.M Haynes. Journal Chemical Thermodynamics (1983), volumen 15, páginas 801-805.
- ❖ **“Desing of Sidestream Distillation Columns.”** Konstantions N.Giinos and Michael F. Malone. Revista de Ingeniería Engineers Chemical Process Desing (1985), volumen 24, páginas 822-828.

DOCUMENTO Nº 2

P

L

A

N

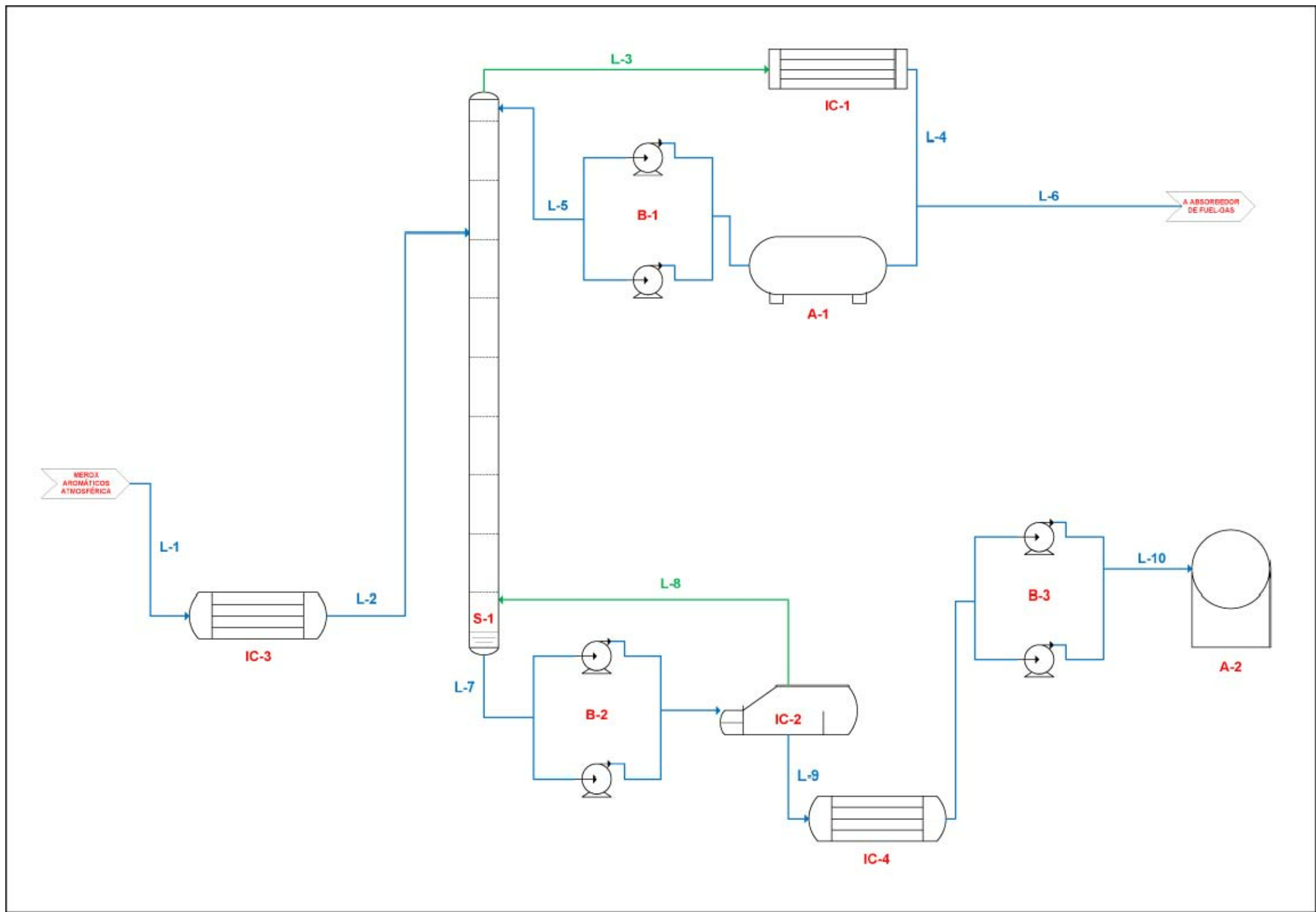
O

S



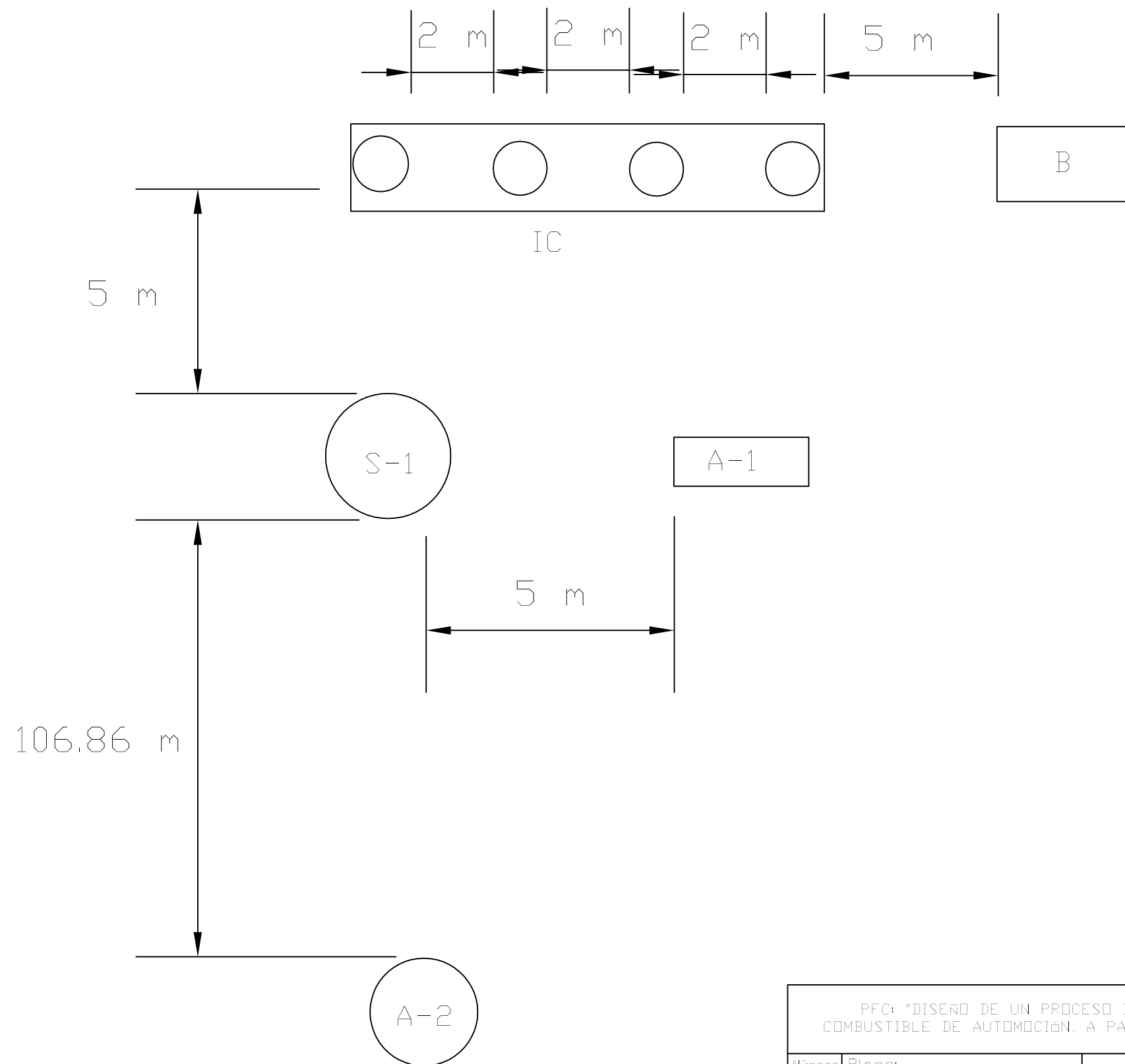
PFC: "DISEÑO DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE L.P.G. COMO COMBUSTIBLE DE AUTOMOCIÓN, A PARTIR DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS C2, C3 Y C4"

Número: 1/7	Plano: SITUACION-VUELO		Proyectista:	Firma:
Fecha: Noviembre 2011	Titulación: INGENIERO QUÍMICO		Sheila-Ahinnoa Peña Peña	
Escala: S/E	Facultad de Ciencias			



PFC: "DISEÑO DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE L.P.G. COMO COMBUSTIBLE DE AUTOMOCIÓN, A PARTIR DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS C2, C3 Y C4"

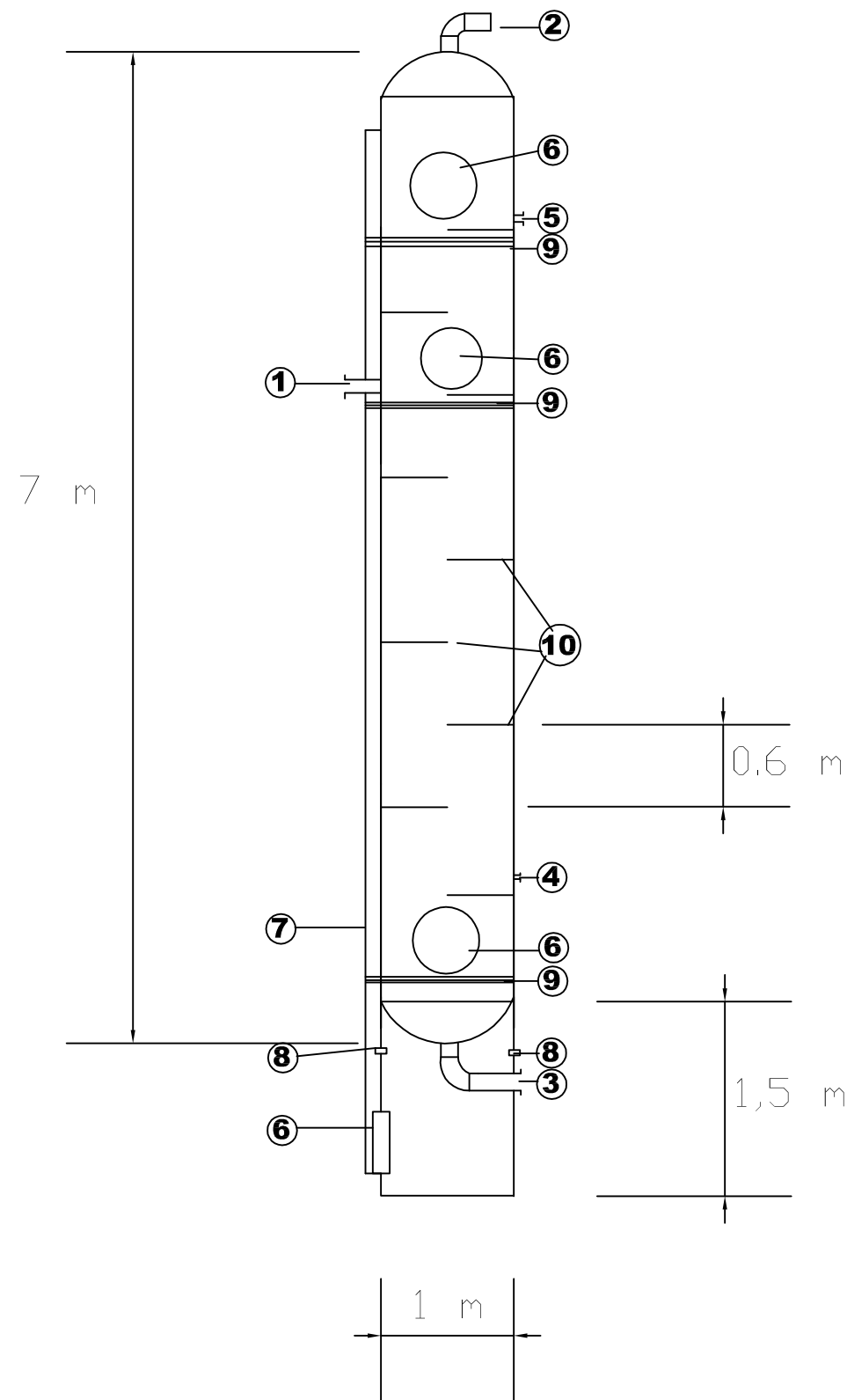
Número 2/7	Plano: DIAGRAMA DE FLUJO		Proyectista:	Firma:
Fecha: Noviembre 2011	Titulación: INGENIERO QUÍMICO		Sheila-Ahinnoa Peña Peña	
Escala: S/E	Facultad de Ciencias			



LEYENDA
A-1: Acumulador de reflujo
A-2: Esfera de almacenamiento del L.P.G
B: Cosetos para bombos
I: Intercombiadores de color
S-1: Columna de rectificación

PFC: "DISEÑO DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE L.P.G. COMO COMBUSTIBLE DE AUTOMOCIÓN, A PARTIR DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS C2, C3 Y C4"			
Número: 3/7	Plano: DISTRIBUCIÓN EN PLANTA		Proyectista:
Fecha: Noviembre 2011	Titulación: INGENIERO QUÍMICO		Sheila-Ahinnoa Peña Peña
Escala: S/E	Facultad de Ciencias		Firma: 

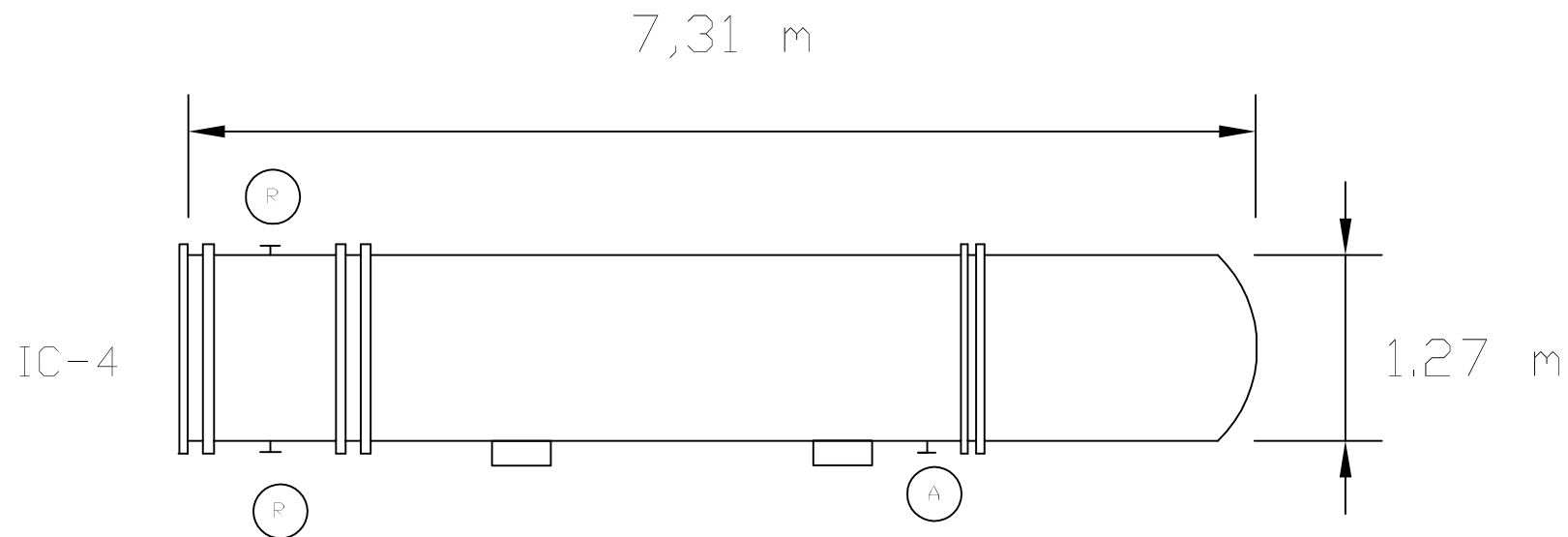
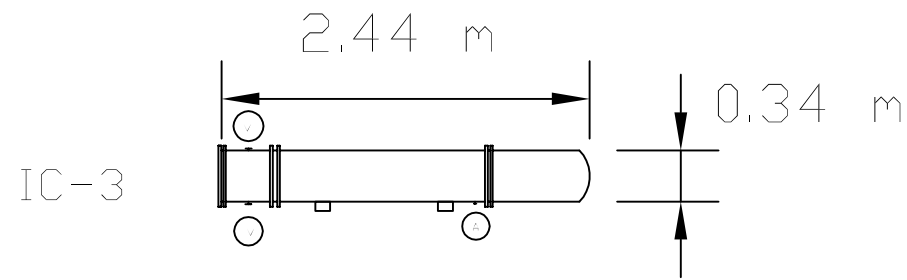
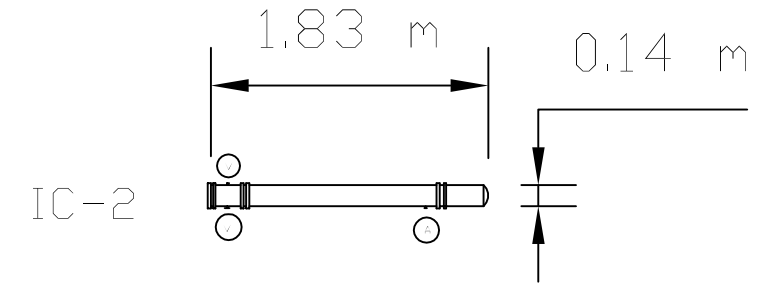
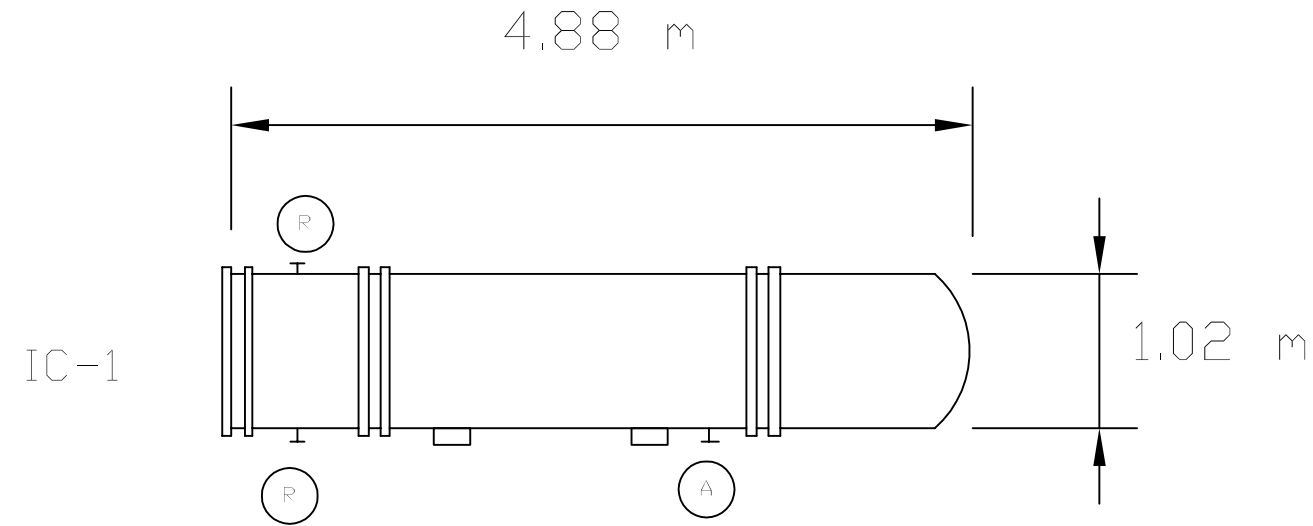
Columna de Rectificación



LEYENDA:	
1:	Tubería de alimentación. Diámetro: 0,10m
2:	Tubería de vapor de cabeza. Diámetro: 0,13m
3:	Tubería de líquido de colas. Diámetro: 0,13m
4:	Tubería para el reflujo vapor. Diámetro: 0,03m
5:	Tubería para el reflujo líquido. Diámetro: 0,05m
6:	Boca de hombre. Diámetro: 0,51m
7:	Escalera
8:	Ventila del faldón. Diámetros: 0,10m
9:	Plataforma
10:	Platos perforados. NPR 9 Diámetro: 0,7 m. P: 13,5 mm.

PFC: "DISEÑO DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE L.P.G. COMO COMBUSTIBLE DE AUTOMOCIÓN, A PARTIR DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS C2, C3 Y C4"			
Número: 4/7	Plano: COLUMNA DE RECTIFICACIÓN		Proyectista:
Fecha: Noviembre 2011	Titulación: INGENIERO QUÍMICO		Sheila-Ahinnoa Peña Peña
Escala: 1:50	Facultad de Ciencias		Firma: 

Intercambiadores de Calor

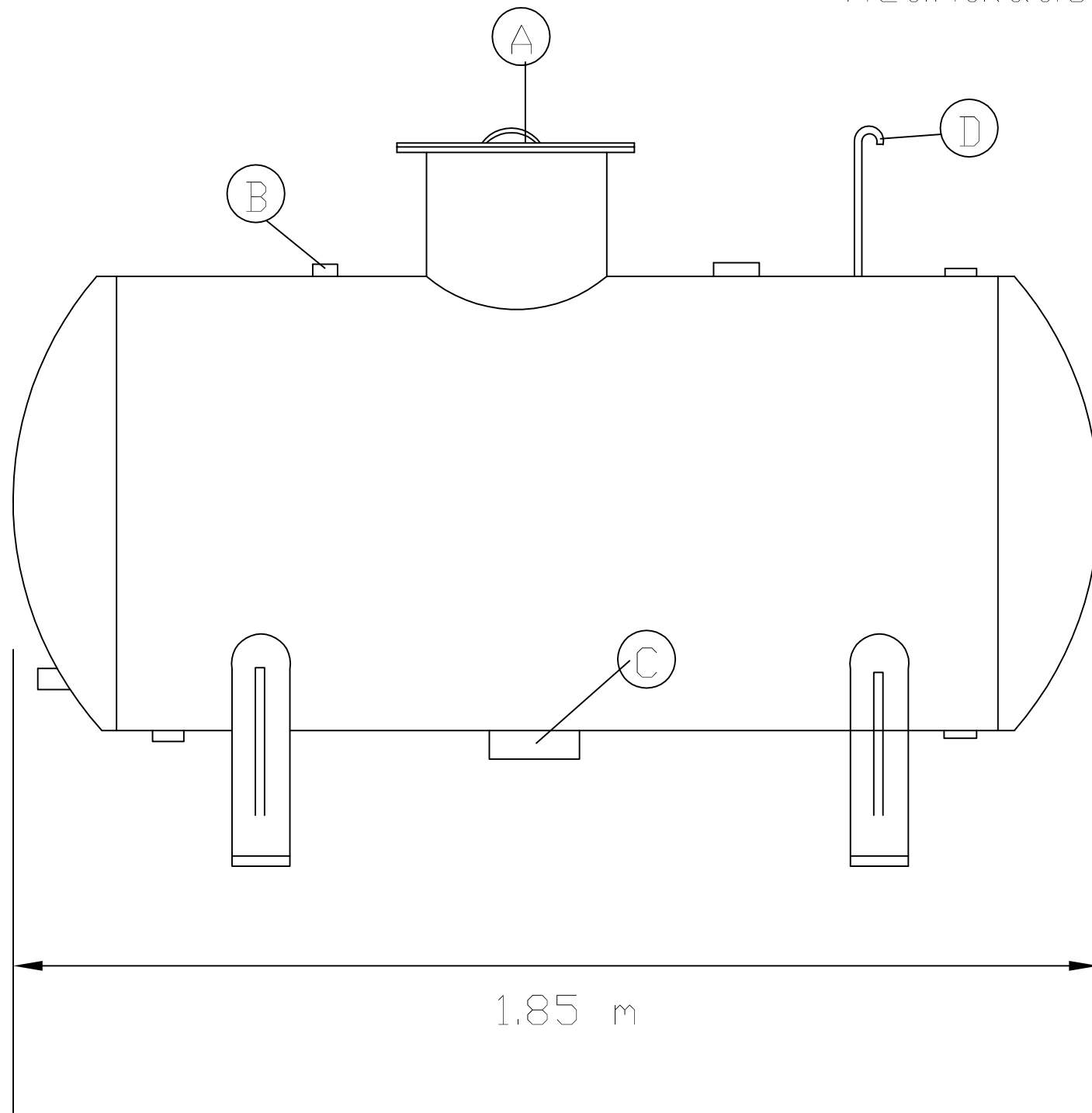


LEYENDA	
IC-1	Condensador. Nº tubos 124
IC-2	Calderín. Nº tubos 52
IC-3	Intercambiador de calor para el acondicionamiento de la alimentación. Nº de tubos 187
IC-4	Intercambiador de calor para el acondicionamiento del L.P.G. Nº de tubos 160
A:	Alimentación
V:	Vapor de calefacción
R:	Fluido Refrigerante

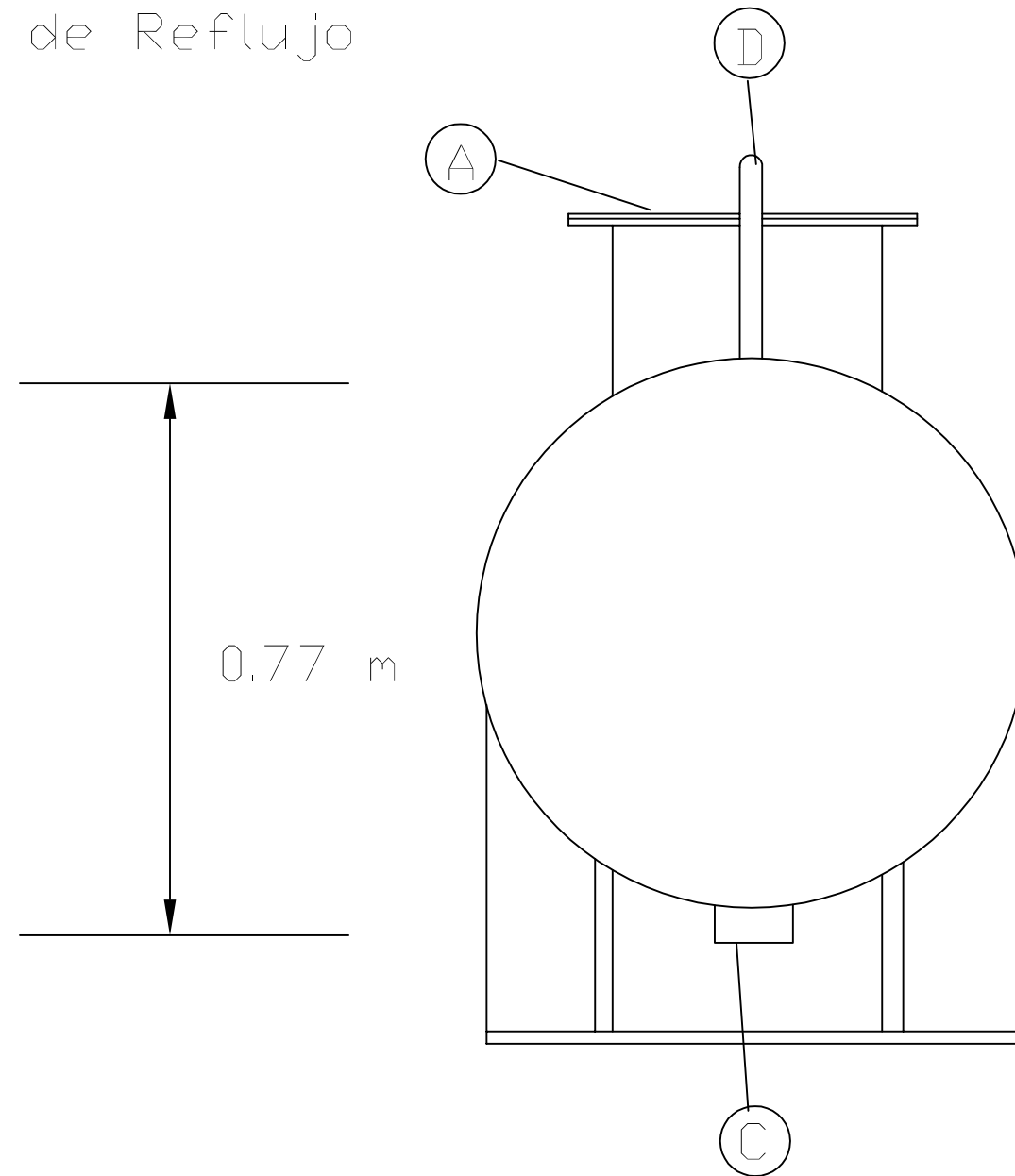
PFC: "DISEÑO DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE L.P.G. COMO COMBUSTIBLE DE AUTOMOCIÓN, A PARTIR DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS C2, C3 Y C4"

Número Plano: 5/7	INTERCAMBIADORES DE CALOR	 UCA Universidad de Cádiz	Proyectista:	Firma:
Fecha: Noviembre 2011	Titulación: INGENIERO QUÍMICO		Sheila-Ahinnoa Peña Peña	
Escala: 1:50	Facultad de Ciencias			

Acumulador de Reflujo



ALZADO

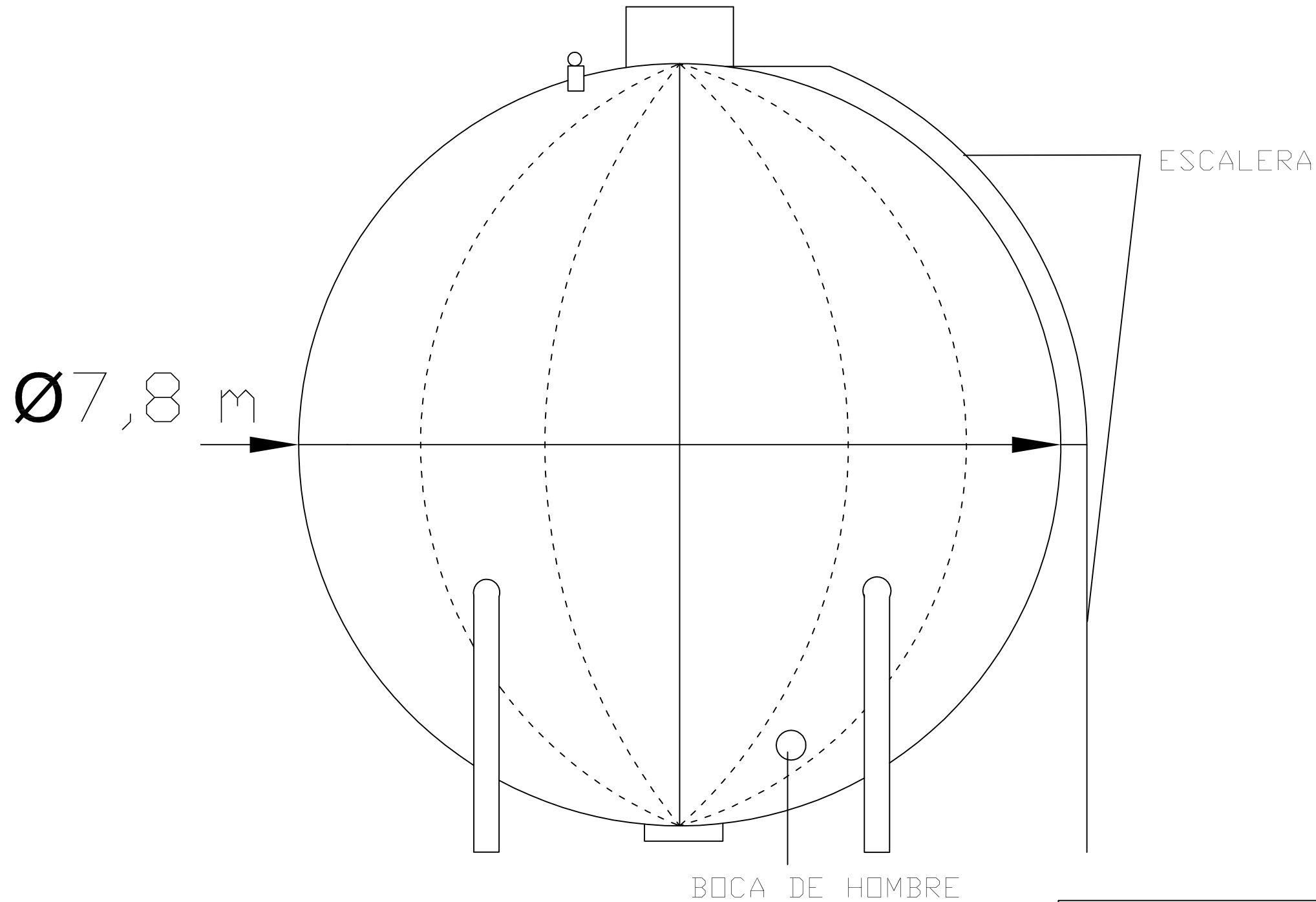


VISTA LATERAL

LEYENDA
A: Boca de hombre
B: Conexión de entrada
C: Conexión de salida
D: Venteo

PFC: "DISEÑO DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE L.P.G. COMO COMBUSTIBLE DE AUTOMOCIÓN, A PARTIR DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS C2, C3 Y C4"			
Número Plano: 6/7	ACUMULADOR DE REFLUJO		Proyectista:
Fecha: Noviembre 2011	Titulación: INGENIERO QUÍMICO		Sheila-Ahinnoa Peña Peña
Escala: 1:10	Facultad de Ciencias		Firma: 

Tanque de Almacenamiento del L.P.G.



PFC: "DISEÑO DE UN PROCESO DE SEPARACIÓN PARA LA OBTENCIÓN DE L.P.G. COMO COMBUSTIBLE DE AUTOMOCIÓN, A PARTIR DE UNA MEZCLA DE HIDROCARBUROS C2, C3 Y C4"

Número	Plano:
7/7	TANQUE DE ALMACENAMIENTO
Fecha:	Titulación:
Noviembre 2011	INGENIERO QUÍMICO
Escala: 1:50	Facultad de Ciencias



Proyectista:

Sheila-Ahinnao Peña Peña

Firma:

DOCUMENTO Nº 3

P
L
I
E
G
O

D
E

C
O
N
D
I
C
I
O
N
E
S

GENERALIDADES

1. OBJETO

El pliego de condiciones constituye el documento más importante desde el punto de vista contractual pues recoge las exigencias de índole técnica y legal que han de regir en la ejecución del proyecto.

El objeto del presente pliego de condiciones es definir el conjunto de directrices, requisitos y normas aplicables al desarrollo de las obras a las que se refiere el proyecto “*Diseño de un proceso de separación para la obtención de L.P.G como combustible de automoción, a partir de una mezcla de hidrocarburos C_2 , C_3 y C_4* ”. Contiene las condiciones técnicas normalizadas referentes a los materiales y equipos, el modo de ejecución, medición de las unidades de obra y, en general, cuantos aspectos han de regir en las obras comprendidas en el presente proyecto.

El contratista está obligado a ejecutar el proyecto según se especifica en el pliego de condiciones. Del mismo modo, la administración podrá conocer de forma detallada las diferentes tareas que se desarrollarán durante la ejecución del proyecto.

2. DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entregará al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Son documentos contractuales planos, pliego de condiciones y presupuestos, que se incluyen en el presente proyecto. Los datos incluidos en la memoria y anexos tienen carácter meramente informativo.

Cualquier cambio en el planteamiento de las obras que implique un cambio sustancial respecto a lo proyectado, deberá ponerse en conocimiento de la dirección facultativa, para que lo apruebe si procede, y redacte el oportuno proyecto reformado.

3. OBRAS ACCESORIAS NO ESPECIFICADAS EN EL PROYECTO

Si en el transcurso de los trabajos se hiciese necesario ejecutar cualquier clase de obras o instalaciones que no se encuentren descritas en el pliego de condiciones, el adjudicatario estará obligado a realizarlas con estricta sujeción a las órdenes que, al efecto, reciba de la dirección facultativa y, en cualquier caso, con arreglo a las reglas del buen arte constructivo.

La dirección facultativa tendrá plenas atribuciones para sancionar la idoneidad de los sistemas empleados, los cuales estarán expuestos para su aprobación de forma que, a su juicio, las obras y/o instalaciones que resulten defectuosas total o parcialmente, deberán ser demolidas o desmontadas en su totalidad o en parte, sin que ello de derecho a ningún tipo de reclamación por parte del adjudicatario.

4. CONTRADICCIONES, OMISIONES O ERRORES

En el caso de contradicción entre los planos y el pliego de condiciones técnicas, prevalecerá lo indicado en este último. Lo mencionado en el pliego de prescripción técnica, habrá de ser aceptado como si estuviese expuesto en ambos documentos, siempre que, a juicio del director

de obra, quede suficientemente definida la unidad de obra correspondiente y esta tenga precio en el contrato.

Si alguna parte de la obra no quedara suficientemente especificada en esta documentación, a juicio de la contrata o de la propiedad, no se realizará hasta que la dirección facultativa diera las indicaciones precisas y concretas para su ejecución. Este extremo se advertirá a la citada dirección por escrito, con la antelación suficiente para que se pueda estudiar el problema y aportar la solución más acertada sin que ello suponga retraso en la marcha de la obra. El tiempo de antelación variará con la importancia del estudio, siendo el mínimo de una semana.

Cuando se trate de aclarar, interpretar o modificar preceptos de los pliegos de condiciones o indicaciones de los planos o dibujos, las órdenes e instrucciones correspondientes se comunicarán por escrito al contratista, estando éste obligado a su vez a devolver, ya los originales, ya las copias, suscribiendo con su firma a enterado, que figurará asimismo órdenes, avisos o instrucciones que reciba tanto de la propiedad como de la dirección técnica.

CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE FACULTATIVAS

1. OBLIGACIONES Y DERECHOS DEL CONTRATISTA

La propiedad entregará al contratista, libre de todo gasto, tres copias de todos los planos necesarios para la ejecución del trabajo.

Se considerará que el contratista ha comprobado el lugar de construcción, los planos, especificaciones y listas antes de presentar su oferta, y que ha quedado conforme con las condiciones en que habrá que ejecutarse el trabajo.

Deberá conocer las disposiciones laborales, o de otra índole vigente, que pueden ser de aplicación en la realización del trabajo; la disponibilidad de mano de obra local, la disponibilidad de materiales, las condiciones locales de transporte y alojamiento del personal. No se admitirá ninguna reclamación del mismo por no haber hecho anteriormente dicha comprobación. El contratista proporcionará un número suficiente de operarios competentes y el personal supervisor y administrativo necesario a fin de cumplir con el programa de construcción.

Durante todo el periodo de ejecución del trabajo, el contratista destacará en la obra un jefe de obra competente y tantos ayudantes como sean necesarios para controlar o supervisar a todo su personal y administrar adecuadamente el contrato.

El jefe de obra será plenamente responsable de la dirección y organización del trabajo, como también del manejo y control del personal

del contratista empleado para la ejecución de la obra, debiendo conocer detalladamente las condiciones y términos del contrato. El contratista no podrá cambiar su jefe de obra si no es bajo previa autorización por escrito de la propiedad.

El contratista debe cumplir todas las reglamentaciones y órdenes, aplicables a las prácticas de salarios y empleos y en proceder de acuerdo con la política de la propiedad en los asuntos que afecten a las prácticas locales.

El contratista, mantendrá en condiciones adecuadas las facilidades temporales relativas a los servicios higiénicos y de resguardo de sus empleados y proporcionará de forma continuada, en el sitio de la obra durante la construcción, servicios apropiados de reconocimiento y primeros auxilios. También se tomarán las precauciones necesarias para una rápida asistencia médica en el lugar más cercano que proporcione dichos servicios.

El incumplimiento por parte de un empleado de la empresa contratista de las reglas y prácticas requeridas por la propiedad será justificada suficientemente para su despido.

Los empleados del contratista deben estar sujetos a identificación y provistos de los documentos aceptados por la propiedad para este efecto. El contratista mantendrá en el sitio de la obra un expediente individual de cada persona que regularmente se emplee en la construcción de la obra. Todos los empleados que visiten la planta deben seguir las instrucciones relativas a seguridad e identificación, tal como si estuvieran regularmente empleados en el sitio de la obra. Cualquiera de los oficiales de seguridad puede, en cualquier momento, solicitar la identificación apropiada y/o el de empleo de cualquier persona.

La propiedad notificará al contratista la reglamentación que afecte a visitas, accesos, entrada de automóviles en el recinto de la obra, pases especiales y zonas prohibidas de la línea de proceso.

2. TRABAJO, MATERIALES Y MEDIOS AUXILIARES

Libro de órdenes

Con objeto de que en todo momento se pueda tener un conocimiento exacto de la ejecución e incidencias de la obra, existirá en ella, en todo momento mientras dure su ejecución, el libro de órdenes, en el que se reflejarán las visitas realizadas por la dirección de la obra, las incidencias surgidas y en general todos aquellos datos que sirvan para determinar con certeza si el contratista ha cumplido los plazos y fases de ejecución previstas para la realización del proyecto. Las anotaciones en el libro de órdenes darán fe a efectos de determinar eventuales causas de resolución y demás incidencias del contrato. Cuando el contratista no estuviese conforme, podrá alegar en su defensa todas aquellas razones y circunstancias que avalen su postura, aportando las pruebas que estime pertinentes.

Comienzo de los trabajos y plazo de ejecución

Obligatoriamente y por escrito, deberá el contratista dar cuenta al ingeniero director del comienzo de los trabajos, antes de transcurrir 24 horas de su iniciación: previamente se habrá suscrito el acta de replanteo.

El Adjudicatario comenzará las obras dentro del plazo de 15 días desde la fecha de adjudicación. Dará cuenta al ingeniero director, mediante oficio, del día en que se propone iniciar los trabajos, debiendo este dar acuse de recibo.

Las obras quedarán terminadas dentro del plazo establecido en el contrato. El contratista está obligado al cumplimiento de todo cuanto se dispone en la reglamentación oficial del trabajo.

Condiciones generales de ejecución de los trabajos

El contratista, como es natural, debe emplear los materiales y mano de obra que cumplan las condiciones exigidas en las "Condiciones Generales de Índole Técnica" y realizará todos y cada uno de los trabajos contratados de acuerdo con lo especificado también en dicho documento. Por ello, y hasta que tenga lugar la recepción definitiva de la obra, el contratista es el único responsable de la ejecución de los trabajos que ha contratado y de las faltas y defectos que en estos puedan existir, por su mala ejecución o por la deficiente calidad de los materiales empleados o aparatos colocados, sin que pueda servirle de excusa ni le otorgue derecho alguno, la circunstancia de que el ingeniero director o sus subalternos no la hayan llamado la atención sobre el particular, ni tampoco el hecho de que hayan sido valorados en las certificaciones parciales de la obra que siempre se supone que se extienden y abonan a buena cuenta.

Personal técnico

El contratista está obligado a dedicar a los trabajos (tanto de obra civil como de montaje e instalación de líneas y equipos) el personal técnico a que se comprometió en la licitación. A pie de obras, y al frente de las mismas, deberá haber un ingeniero.

El personal así designado no será asignado a otras obligaciones mientras duren los trabajos.

Por otra parte, el personal a cargo del contratista deberá estar lo suficientemente cualificado para la realización de los trabajos. Es responsabilidad del contratista, por lo tanto, cualquier retraso derivado de la

incompetencia o ignorancia del personal a su cargo.

El director podrá prohibir la presencia en la zona de trabajos de determinado personal del contratista por motivo de falta de obediencia o respeto, o por causa de actos que comprometan o perturben, a su juicio, la seguridad o marcha de los trabajos.

El contratista podrá recurrir, si entendiéndose que no hay motivo fundado para dicha prohibición.

Trabajos nocturnos

Los trabajos nocturnos deberán ser previamente autorizados por el director, y solamente realizados en aquellas unidades de obra que así lo requieran. El contratista deberá instalar los equipos de iluminación y mantenerlos en perfecto estado mientras duren los trabajos nocturnos.

Accidentes de trabajo

El contratista está obligado a cumplir la legislación vigente en materia de seguro contra riesgo de accidentes para su personal.

El contratista y la dirección de obra fijaran de antemano las condiciones de seguridad en las que se llevaran a cabo los trabajos objeto del presente proyecto, así como las pruebas, ensayos, inspecciones y verificaciones necesarias, que en cualquier caso deberán ser como mínimo, las prescritas por los reglamentos actuales vigentes.

No obstante, en aquellos casos en que el contratista o la dirección consideren que se deben tomar disposiciones de seguridad, podrán tomarse éstas sin reserva alguna.

Por otra parte, el contratista será responsable de suministrar al personal a su cargo, los equipos necesarios para que éste trabajo se realice en las condiciones de seguridad adecuada, tales como cascos, caretas, botas reforzadas, gafas de protección, etc.

Asimismo, serán responsabilidad del contratista los posibles daños causados en las instalaciones, tanto terminadas o aún en construcción, ocasionados por personas ajenas a la obra dentro del horario establecido de trabajo, así como de los accidentes personales que puedan ocurrir.

En los trabajos concedidos a la contrata se cumplirá puntualmente el descanso en días festivos, del modo que se señale en las disposiciones vigentes.

En casos excepcionales, en los que fuera necesario trabajar en dichos días, se procederá como indican las citadas disposiciones.

Trabajos defectuosos

Como consecuencia de lo anteriormente expresado, cuando el ingeniero director o su representante en la obra adviertan vicios o defectos en los trabajos efectuados, o que los materiales empleados, o los aparatos colocados no reúnen las condiciones preceptuadas, ya sea en el curso de la ejecución de los trabajos, o finalizados éstos y antes de verificarse la recepción definitiva de la obra, podrán disponer que las partes defectuosas sean demolidas y reconstruidas de acuerdo con lo contratado, y todo ello a expensas de la contrata.

Equipos de maquinaria

El contratista quedará obligado a situar en las obras los equipos de la maquinaria que se comprometa a aportar en la licitación, y que el director de las obras considere necesario para el correcto desarrollo de las

mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el director.

La maquinaria y demás elementos de trabajo deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de la ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. No podrán retirarse sin el consentimiento del director.

Materiales no utilizables o defectuosos.

No se procederá al empleo y colocación de los materiales y de los aparatos sin que antes sean examinados y aceptados por el ingeniero director, en los términos que prescriben los pliegos de condiciones.

Cuando los materiales o aparatos no fueran de la calidad requerida o no estuviesen perfectamente preparados, el ingeniero director dará orden al contratista para que los reemplace por otros que se ajusten a las condiciones requeridas en los pliegos o, a falta de éstos, a las órdenes del ingeniero director.

Medios auxiliares

Serán de cuenta y riesgo del contratista, los andamios, cimbras, máquinas y demás medios auxiliares que para la debida marcha y ejecución de los trabajos se necesiten, no cabiendo por tanto, al propietario responsabilidad alguna por cualquier avería o accidente personal que pueda ocurrir en las obras por insuficiencia de dichos medios auxiliares.

Serán asimismo de cuenta del contratista, los medios auxiliares de protección y señalización de la obra, tales como vallado, elementos de protección provisionales, señales de tráfico adecuadas, señales luminosas nocturnas, etc. Y todas las necesarias para evitar accidentes previsibles en función del estado de la obra y de acuerdo con la legislación vigente.

Precauciones especiales

Lluvias: Durante las fases de construcción, montaje e instalación de obras y equipos, estos se mantendrán en todo momento en perfectas condiciones de drenaje. Las cunetas y demás desagües se mantendrán de modo tal que no produzcan daños. El equipo que no necesite revisión o inspección previa a su instalación no será desembalado hasta el momento de la misma. Se protegerá el equipo desembalado de la lluvia mediante cubiertas y protectores adecuados.

Incendios: El contratista deberá atenerse a las disposiciones vigentes para la prevención y control de incendios, y a las recomendaciones u órdenes que reciba del director. En todo caso, adoptara las medidas necesarias para evitar la propagación de los que se requieran para la ejecución de las obras, así como de los daños y perjuicios que se puedan producir. No obstante lo anterior, el contratista podrá exigir el asesoramiento de un técnico de seguridad competente, elegido por la dirección, en todos los casos en los que lo estime conveniente, y, particularmente, en aquellos en los que el riesgo de producción de incendio sea más elevado (soldadura, corte con sople, etc.).

Señalización de las obras.

El contratista queda obligado a señalizar a su costa la obra objeto del contrato, con arreglo a las instrucciones y uso de aparatos que prescriba el director.

3. RECEPCIÓN Y LIQUIDACIÓN

Recepción provisional de las obras

Terminado el periodo de la prueba de funcionamiento con resultado satisfactorio se procederá a la recepción provisional de la forma que

dispone de la legislación vigente. Para ello deberán haberse cumplido las condiciones siguientes:

- Resultado satisfactorio de las pruebas realizadas.
- Cumplimiento de todas las obligaciones en el contrato o en acuerdos posteriores.
- En el acto de recepción estarán presentes: la persona en quien delegue la entidad promotora de las obras, la dirección de obra de las mismas y el contratista, levantándose acta del mismo.

El acta de recepción contendrá necesariamente los siguientes documentos:

- Relación de problemas de funcionamiento pendientes de resolver si diera el caso.
- Relación de los puntos que deben ser estudiados o vigilados especialmente durante el periodo de garantía.
- Protocolo de las pruebas de rendimiento y funcionamiento a realizar durante el periodo de garantía.

En el caso de que las obras no se hallaran en estado de ser recibidas, se hará constar así en el acta, con medición de las circunstancias o defectos que lo impidan, dándose las instrucciones precisas y detalladas por la dirección de obra al contratista a efectos de subsanar los defectos observados, fijándose plazo para efectuarlo, a cuyo vencimiento se realizará una nueva inspección para la recepción provisional de las obras. Si el contratista no subsanase los defectos encontrados se producirá la res-

cisión del contrato, con pérdida de las retenciones practicadas a no ser que la propiedad juzgue oportuno conceder un nuevo e improrrogable plazo.

El plazo de garantía comenzará a contarse a partir de la fecha de la recepción provisional positiva de la obra.

En la recepción provisional, el contratista deberá presentar las autorizaciones de los organismos oficiales para el uso y puesta en servicio de las instalaciones que así lo requieran, no se realizará la recepción provisional ni, como es lógico la definitiva, si no se cumple este requisito.

Periodo de garantías

El contratista garantiza en general todas las obras que ejecute, así como los materiales empleados en ellas y su correcta manipulación.

El plazo de garantía será de doce meses, a no ser que se especifique otro periodo en el proyecto de detalle, durante el cual el contratista corregirá los defectos observados, eliminará y volverá a ejecutar las obras rechazadas y reparará los desperfectos que se produzcan, todo ello a su cargo y sin derecho de indemnización alguna.

En caso de que el contratista no cumpliera con esta obligación, las reparaciones serán ejecutadas por la propiedad con cargo a las retenciones.

Junto con la recepción final de los equipos, se entregará una lista de repuestos, precio y lugares de adquisición recomendados de los mismos.

El contratista podrá contratar con la propiedad un contrato de man-

tenimiento preventivo o de asistencia en caso de avería, que cubra el periodo de garantía y el tiempo posterior a éste.

Para poder decidir sobre las cuentas pendientes de resolver o que surjan durante el periodo de garantía o en la ejecución de pruebas, incluyendo naturalmente las reparaciones, modificaciones o sustituciones que se presenten, el contratista queda obligado a mantener un representante con capacidad y obligación de firmar las actas que se vayan levantando.

El contratista garantiza a la propiedad contra toda reclamación de terceras personas que tuvieran su origen en el incumplimiento de sus obligaciones económicas o de las disposiciones legales relacionadas con la obra. Una vez aprobada la recepción y liquidación definitiva, la Propiedad devolverá, en su caso, las cantidades retenidas al contratista en las certificaciones.

Recepción definitiva

Dentro del mes siguiente al cumplimiento del plazo de garantía, se procederá a la recepción definitiva de las obras.

Si las obras se encontrasen en las condiciones debidas, se procederá a su recepción definitiva, de la que se levantará acta, en virtud de lo cual el contratista quedará relevado de toda responsabilidad.

El acta de recepción definitiva de las obras se efectuará después de terminado el periodo de garantía en la forma que dispone la legislación vigente. En dicho acta deberán quedar resueltas todas las cuestiones que en el acta de recepción provisional quedaron pendientes del funcionamiento durante el periodo de garantía.

Documentación final de la obra

El contratista entregará a la dirección de obra, antes de la recepción definitiva, tres ejemplares del documento elaborado como final de obra. Dicho documento deberá recoger todas las incidencias acaecidas en la obra desde su inicio hasta su finalización, así como aquellas modificaciones que durante el transcurso de la misma hayan tenido lugar. Del mismo modo, quedarán perfectamente reflejadas, mediante la documentación gráfica correspondiente, la ubicación final de todas las instalaciones para que, de este modo se facilite cualquier trabajo de reparación o modificación que resulte necesario llevar a cabo con posterioridad.

4. FACULTADES DE LA DIRECCIÓN DE OBRA

Además de todas las facultades particulares, que corresponden al ingeniero director, expresadas en los artículos precedentes, es misión específica suya, la dirección y vigilancia de los trabajos que en las obras se realicen bien por si mismos o por medio de sus representantes técnicos y ello con autoridad técnica legal, completa e indiscutible, incluso en todo lo no previsto específicamente en el "Pliego General de Condiciones" sobre las personas y cosas situadas en la obra y en relación con los trabajos que para la ejecución de los edificios y obras anejas se lleven a cabo, pudiendo incluso, recusar al contratista, si considera que el adoptar esta resolución es útil y necesaria para la debida marcha de la obra.

CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE ECONÓMICA

1. PERCEPCIÓN ECONÓMICA DEL CONTRATISTA

Como base fundamental de estas “condiciones generales de índole económica”, se establece el principio de que el contratista debe percibir el importe de los trabajos realizados, siempre que éstos se hayan ejecutado con arreglo y sujeción al proyecto.

2. PRECIOS UNITARIOS

Todos los materiales que intervengan en la construcción de las obras objeto de este proyecto (aun en el caso de aumento de las unidades especificadas o unidades que puedan aparecer) serán de cuenta del contratista, no admitiéndose por tanto ningún aumento por este concepto.

A efectos de propuesta y plazo, el contratista no debe contar con los suministros de terceros, comprometiéndose a construir o instalar todos los materiales o equipos necesarios para la terminación de los trabajos en el plazo señalado.

3. PRECIOS DESCOMPUESTOS

Una vez adjudicadas las obras el contratista ha de presentar dentro de los quince días siguientes los precios descompuestos de las unidades solicitadas. La no presentación indica que acepta en su día los precios

descompuestos preparados por la Dirección.

La descomposición estará perfectamente detallada en cada unidad de obra, como a continuación se indica:

- Materiales, expresando las cantidades que en cada unidad de obra se precisen de cada uno de ellos y su precio unitario respectivo de origen.
- Mano de obra, por categorías dentro de cada oficio, expresando el número de horas invertidas por cada operario en la ejecución de cada unidad de obra.
- Transporte de materiales, desde el punto de origen al pie de la obra, expresando el precio del transporte por unidades, o número que la costumbre tenga establecido.
- Tanto por ciento de medios auxiliares y de seguridad, sobre la suma de los conceptos anteriores en las unidades de obra que se precisen.
- Tanto por ciento de seguros sociales y cargas vigentes sobre el costo de la mano de obra, especificando en documento aparte la cuantía de cada concepto del seguro o carga.
- Tanto por ciento de gastos generales, sobre la suma de los conceptos anteriores.
- Tanto por ciento de beneficio industrial del contratista, aplicado a la suma total de los conceptos anteriores.

La suma de todas las cantidades que importan los siete puntos anteriores se entiende que es precio unitario contratado.

El contratista deberá asimismo presentar una lista de precios de jornales, de los materiales de origen, del transporte, del tanto por ciento que importa cada uno de los seguros o cargas sociales vigentes y las partidas que se incluyen en el concepto de gastos generales, todo ello referido a la fecha de la suma del presupuesto.

El contratista deberá facilitar junto con el precio base del material la marca y fabricante, junto con la fecha de la lista de precios utilizada como base de estudio.

4. FIJACIÓN DE PRECIOS UNITARIOS NO CONTRATADOS

Los precios de unidades de obra, de los materiales, así como de la mano de obra que no figure entre los contratados, se fijaran contradictoriamente entre la dirección facultativa y el contratista.

El contratista los presentara descompuestos de acuerdo con lo establecido anteriormente siendo condición necesaria la presentación y aprobación de estos precios por la Dirección antes de proceder a ejecutar las unidades de obra correspondientes.

En caso de que transcurrido el plazo señalado por la Dirección de su ejecución, sin presentación supone que el contratista acepta los que la Dirección posteriormente fije.

5. VARIACIONES EN LOS PRECIOS UNITARIOS

En el caso de altas o bajas oficiales en el precio de los materiales, mano de obra o de cualquier otro concepto que modifique los precios unitarios de base, el contratista tiene la obligación de comunicar en la fecha de dicha variación, por duplicado, a la dirección facultativa y al propietario de dichas valoraciones, así como la valoración exacta hasta el día citado de la obra ejecutada con su importe.

El contratista sólo tendrá derecho a las alzas oficiales de mano de obra del personal que intervenga directamente en la obra o instalación, no afectando a la mano de obra de preparación de materia prima o detalles.

6. OBRAS COMPLEMENTARIAS. CAMBIOS DE MATERIALES

El Ingeniero Director, podrá si así lo considera necesario, ordenar obras complementarias no especificadas en los pliegos de condiciones ni en los presupuestos, pero que son necesarias para la buena terminación de las mismas.

Todos los trabajos se abonaran por medición. Cuando el contratista, incluso con la autorización del Ingeniero Director, utilizándose materiales de mayor precio que el señalado en el proyecto o introdujese alguna modificación que a juicio de la Dirección sea beneficiosa, o por no tener el material necesario ponga mayor cantidad, no tendrá derecho a percibir ninguna diferencia de precios, sino solamente lo estipulado en el presupuesto adjudicado.

7. VALORACIÓN Y ABONO DE LOS TRABAJOS

Forma de abono de las obras

La forma de pago será la que se acuerda en el documento privado que firmen la propiedad y el contratista.

Abono de unidades de obra ejecutadas

El contratista deberá percibir el importe de todas aquellas unidades de obra que haya ejecutado con arreglo y sujeción a los documentos del proyecto, a las condiciones de la contrata y a las órdenes e instrucciones que por escrito entregue la dirección facultativa, siempre dentro de las cifras a que ascienden los presupuestos aprobados.

Relaciones valoradas y certificaciones

En cada una de las épocas o fechas que estipule el documento privado o contrato entre propiedad y contratista, éste último presentara a la dirección facultativa una relación valorada de las obras ejecutadas durante los plazos previstos.

Liquidaciones parciales

Periódicamente el contratista tendrá derecho a percibir una cantidad proporcional a la obra ejecutada en aquel periodo. A la vista del calendario de obra, se fijara el alcance de cada uno de los periodos y las cantidades a percibir al final de ellos.

Liquidación general

Terminadas las obras se procederá a hacer la liquidación general, que constara de las mediciones y valoraciones de todas las unidades que constituyan la obra.

Pagos

Los pagos se efectuarán por el propietario al contratista en los plazos previamente establecidos, y su importe corresponderá precisamente al de las certificaciones de obra expedida por la dirección facultativa, en virtud de las cuales se verificarán aquellos.

Suspensión o retraso en el ritmo de los trabajos

En ningún caso podrá el contratista, alegando retraso en los pagos, suspender trabajos ni ejecutarlos a menor ritmo que el que corresponda, con arreglo al plazo en que deban terminarse. Cuando el contratista proceda de dicha forma, podrá el propietario rescindir la contrata.

CONDICIONES GENERALES

DE ÍNDOLE LEGAL

La normativa actualmente vigente y que deberá cumplirse en la realización del presente proyecto es la siguiente:

- Reglamento de Instalaciones Petrolíferas (Real Decreto 2085/1994, del 20 de octubre) y sus Instrucciones Técnicas Complementarias MI-IP 01 “*refinerías*” y MI-IP 02 “*Parques de almacenamiento de líquidos petrolíferos*”.
- Reglamento sobre Almacenamiento de Productos Químicos (Real Decreto 668/1980 del 8 de Febrero y 3485/1983 del 14 de Diciembre) y su Instrucción Técnica Complementaria MIE APQ - 001 “*Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles*”.
- Reglamento de Aparatos a Presión (Real Decreto 1244/1979 del 4 de Abril) y su Instrucción Técnica Complementaria ITC-MIE AP 6 “*Refinerías de Petróleo y Plantas Petroquímicas*”.
- Reglamento de Seguridad en Máquinas (Real Decreto 1495/1986).
- Reglamento de Instalaciones de Protección Contra Incendios (Real Decreto 1492/1993 del 5 de Noviembre).
- Ley de Prevención de Riesgos Laborales (Ley 31/1995).
- REAL DECRETO 61/2006, de 31 de enero, por el que se fijan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo, y el uso de biocarburantes.

1. EL CONTRATO

El contrato se formalizara mediante documento privado o público según convengan las partes, promotor y contratista, y en él se especificaran las particularidades que convengan a ambos.

El contratista y el promotor firmaran previamente, el presente pliego obligándose a su cumplimiento, siendo nulas las cláusulas que se opongan o anulen disposiciones del mismo.

La ejecución de las obras se contratará por unidades de obra, ejecutadas con arreglo a los documentos del proyecto. Se admitirán subcontratas con firmas especializadas, siempre que estén dentro de los precios que fije el presupuesto del proyecto.

2. ARBITRAJE OBLIGATORIO

Ambas partes se someterán a un Comité de Arbitraje y Conciliación, formado por un representante del proyectista; otro representante del contratista y tres ingenieros del colegio oficial correspondiente, uno de los cuales será forzosamente el director de obra.

3. JURISDICCIÓN COMPETENTE

Para el caso de que no se llegue a un acuerdo en el acto de Conciliación y Arbitraje, se sustanciará la controversia ante el órgano administrativo competente o ante la jurisdicción ordinaria.

4. RESPONSABILIDAD DEL CONTRATISTA

El contratista es responsable de la ejecución de las obras en las condiciones establecidas en el contrato y en los documentos que componen el proyecto. Son de exclusiva responsabilidad del contratista:

- Todos los accidentes que por inexperiencia o descuido sucedan a los operarios, tanto en la construcción como en los andamios, debiendo atenerse a lo dispuesto en la legislación vigente sobre accidentes de trabajo y demás preceptos, relacionados con la construcción, régimen laboral, seguros, subsidios, etc...
- El cumplimiento de las Ordenanzas y disposiciones Municipales en vigor. Y en general será responsable de la correcta ejecución de las obras que haya contratado, sin derecho a indemnización por el mayor precio que pudieran costarle los materiales o por erradas maniobras que cometiera, siendo de su cuenta y riesgo los perjuicios que pudieran ocasionarse.

5. CAUSAS DE RESCISIÓN DEL CONTRATO

- Si por negligencia o por cualquier otra causa, no cumpliera el contratista con alguna de las condiciones fijadas en este pliego de condiciones.
- Cuando sea aprobado por la Dirección que el contratista hubiera procedido de mala fe o ignorancia con el suministro de materiales o en la ejecución de las obras.

- Cuando se llevara en el desarrollo de la obra una lentitud perjudicial para la buena marcha y terminación de las mismas.
- Cuando el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas. En este caso el ingeniero, en nombre y representación del propietario, ordenara ejecutarlas a un tercero, con cargo a la fianza depositada, sin perjuicio de que el importe de la fianza no fuese suficiente para abonar los gastos efectuados en las unidades de obra que no fuesen de recibo.
- En caso de muerte o incapacidad del contratista.
- En caso de quiebra del contratista.
- Las modificaciones del proyecto en tal forma que represente alteraciones fundamentales del mismo a juicio del ingeniero y en cualquier caso siempre que la variación del presupuesto de ejecución como consecuencia de estas modificaciones representen en mas o en menos el 25% como mínimo del importe de aquél.
- Las suspensiones de obra comenzadas y en todo caso siempre que por causas ajenas a la contrata no se dé comienzo a la adjudicación, en este caso la devolución de la fianza, en caso de existir, será automática.
- La suspensión de obras comenzadas, siempre que el plazo de suspensión, haya excedido más de un año.
- El no dar comienzo la contrata a los trabajos dentro del plazo señalado en las condiciones particulares del proyecto. La terminación

del plazo de ejecución de la obra sin haber llegado a ésta.

- El abandono de la obra sin causa justificada.

CONDICIONES GENERALES TÉCNICAS DE LOS MATERIALES Y EQUIPOS

El presente apartado del pliego de condiciones tiene por objeto establecer las calidades y características de los equipos y dispositivos objeto de este proyecto, así como de los materiales que los constituyen.

1. REFERENCIAS Y NORMATIVAS

Se tendrán como de obligado cumplimiento las siguientes normas y estándares:

* Código de construcción de recipientes a presión ASME, Sección VIII, División I.

Se aplicarán las prescripciones de este código en los aspectos referentes a presiones y temperaturas de diseño, espesores de cuerpos y fondos, presiones de prueba, tests hidrostáticos y soldadura. Se aplicarán también las prescripciones de este código a la juntas.

* "Standards of the Tubular Exchangers Manufacturers Association" (TEMA). Sixth Edition, 1986.

* Norma API 610 para bombas de proceso en servicios de refino y petroquímica.

* Normas ASME B.31.3 para diseño de sistemas de tuberías para el transporte del petróleo.

* Norma ANSI B.36.10 para dimensiones de tuberías de acero al

carbono y aleada soldada y sin soldadura.

* Norma ANSI B.16.5 para clasificación presión- temperatura, bridas, espárragos para bridas, válvulas bridadas y accesorios bridados de acero.

* Norma ANSI B.18.2 para espárragos y tuercas.

* Norma ANSI B.16.9 para accesorios de acero para soldar a tope.

* Norma ANSI B.16.11 para accesorios de acero para soldar a enchufe y roscados.

* Norma ANSI B.16.10 para la definición de dimensiones de válvulas bridadas.

* Norma ANSI B.16.34 para válvulas para soldara a tope.

* Norma API 600 para válvulas de compuerta.

* Norma API 602 para válvulas de compuerta de pequeña dimensión.

* Norma API 598 para inspección y prueba de válvulas.

* Norma API RP 520 para el dimensionamiento de válvulas de seguridad para recipientes a presión.

* Norma ASTM A-234 WPB para accesorios de acero al carbono obtenidos de tubos para soldar a tope.

* Norma ASTM A-216 WCB para válvulas y accesorios bridados de acero al carbono fundido.

* Norma ASTM A-105 para bridas, válvulas y accesorios de acero al carbono forjado roscados y para soldar a enchufe.

* Norma ASME SA-285 gr. C para cuerpos cilíndricos y fondos de recipientes.

* Norma ASME SA-179 para tubos de intercambiador de calor.

* Norma ASME SA-212 gr. B para placas tubulares de intercambiador de calor.

2. CONDICIONES PARA LOS MATERIALES

Condiciones generales para los materiales

Todos los materiales tendrán las condiciones técnicas que dictan las normas citadas en el subapartado “referencias y normativas” del presente apartado del pliego de condiciones.

Las características de los mismos serán las expresadas en los subapartados que siguen, pudiendo la dirección técnica desechar aquellos que a su juicio no las reúnan.

No podrán ser en ningún caso distintos en sus características a los tipos proyectados. Si hubiese que variar la clase de algunos inicialmente aprobados, los nuevos no podrán ser instalados sin la previa autorización de la dirección de obra, la cual podrá someterlos a cuantas pruebas estime oportunas.

Cuando la procedencia de los materiales no esté fijada en el pliego de prescripciones técnicas, los materiales requeridos para la ejecución del contrato serán fijados por el contratista de las fuentes de suministro que este estime oportuno.

El contratista notificará al director, con la suficiente antelación, los materiales que se propone utilizar y su procedencia, aportando, cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad.

El no rechazo de un material no implica su aceptación. El no rechazo o la aceptación de una procedencia no impide el posterior rechazo de cualquier partida de material de ella que no cumpla las prescripciones,

ni incluso la eventual prohibición de dicha procedencia.

En ningún caso podrán ser acoplados y utilizados en los trabajos materiales cuya procedencia no haya sido aprobada por el director.

Manipulación de materiales: Todos los materiales se manipularán con cuidado, y de tal modo que se mantengan su calidad y aptitud para la obra.

Inspección de la planta: Si el volumen de la obra, la marcha de la construcción y otras consideraciones lo justifican, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.

Inspección de los materiales: Con objeto de facilitar la inspección y prueba de los materiales, el contratista notificará al ingeniero con dos semanas como mínimo de antelación a la entrega.

Materiales defectuosos: todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del pliego de condiciones se consideran defectuosos y, por tanto, se retiraran inmediatamente del lugar de la obra, a menos que el ingeniero ordene lo contrario. Los materiales rechazados, cuyos defectos se hayan corregido substancialmente, no se utilizarán mientras no se les haya otorgado la aprobación.

Acopios

Quedará terminantemente prohibido, salvo autorización escrita del director, efectuar acopio de materiales, cualesquiera que sea su naturaleza, sobre la plataforma de obra y en aquellas zonas marginales que definan el director.

Se considera especialmente prohibido el depositar materiales, herramientas, maquinaria, escombros o cualquier otro elemento no deseable, en las siguientes zonas:

- Áreas de procesos adyacentes o limítrofes con la zona donde se realizan los trabajos.
- Desagües y zonas de trabajo en general.
- Vías de acceso a casetas de operación, puntos de reunión para estados de emergencia y puntos de situación de extintores.
- Calles y vías de circulación interior, tanto de la zona de construcción como de áreas de proceso adyacentes a ésta.
- En general, cualquier lugar en el que la presencia de materiales, herramientas o utensilios pueda entorpecer las labores de mantenimiento y operación de las unidades de proceso, o pueda dificultar el proceso de emergencia de la planta.

Los materiales se almacenaran en forma tal que se asegure la preservación de su calidad para su utilización en la obra, requisito que deberá de ser comprobado en el momento de su utilización.

Las superficies empleadas en la zona de acopios deberán acondicionarse de forma que, una vez terminada su utilización, recuperen su aspecto original. Todos los gastos que de ello se deriven correrán por cuenta del contratista.

Condiciones para las tuberías y tubos de los intercambiadores de calor

Las tuberías serán de los diámetros especificados en el apartado correspondiente de “Anexo a la memoria”. Serán de sección circular, de espesor uniforme y sin costura.

Estarán exentas de fisuras, grietas, poros, impurezas, deformaciones o faltas de homogeneidad, así como de otros defectos que pudieran disminuir su resistencia y apartar su comportamiento del esperado por sus características.

Las tuberías destinadas a las líneas serán de acero inoxidable 316L. Los tubos del intercambiador de calor serán de acero al carbono ASME SA- 179, de la longitud especificada en el apartado “Anexo a la memoria”.

Condiciones para las bridas

Las bridas estarán libres de defectos, irregularidades, rebabas, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso. Las bridas habrán de ser planas y paralelas, o presentar rigidez suficiente contra deformaciones debidas a la presión de los espárragos. Éstos habrán de apretarse en cruz con llave dinamométrica para controlar el par de apriete.

Condiciones para los accesorios soldables

Los accesorios para las tuberías (codos, tes, reducciones, etc.) serán de acero ASTM A-234 WPB para soldar a tope ó ASTM A-105 para roscar o soldar a enchufe, según corresponda, siendo su diámetro el correspondiente a las líneas en las que vayan instalados. Estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

Condiciones para las juntas

Las juntas serán espirometálicas. Estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

3. CONDICIONES PARA LOS EQUIPOS

Condiciones para los intercambiadores de calor y tanques

Las dimensiones de los equipos, así como sus características geométricas (tipo según TEMA, número de tubos, longitud, diámetro y espaciado de los mismos, número de pasos, etc.) serán determinados en el Anexo a la memoria destinado a cada uno de los equipos.

Tanto si son trasladados al lugar de emplazamiento montado, como si lo son por partes, el equipo o sus partes serán protegidos adecuadamente contra la lluvia, el polvo, los golpes o las deformaciones. Si desde que los equipos fueran recibidos desde el taller del fabricante hasta que fueran montados en el terreno hubiera de transcurrir un periodo de tiempo que la dirección técnica considerase razonablemente largo, serían almacenados bajo techado en lugar seco, y se tomarían precauciones para que no sufrieran contaminación, oxidación excesiva, acumulación de humedad o suciedad, así como golpes o deterioros.

El ingeniero director supervisará los equipos antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

En el lugar de emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para permitir la extracción del haz y los desmontajes de bridas y

cabezales durante las paradas. Durante la instalación de los haces se protegerán con láminas de madera o metal, sujetadas mediante cables a pares de tubos de dichos haces. El haz se apoyará sobre las placas tubulares o sobre los deflectores, y nunca sobre los propios tubos. El alzado se hará mediante bandas trenzadas, y se tendrá especial cuidado de que los haces no sufran deformaciones.

Previa la puesta en marcha, se harán las comprobaciones y operaciones que aparecen en el apartado “equipos a presión” del presente pliego de condiciones.

Condiciones para las bombas

Las bombas serán iguales a aquellas con las que formen pareja y junto a las cuales conformen un grupo de bombeo, estando diseñadas según las normas API 610 para bombas de proceso, y permaneciendo en reserva durante la operación normal de la unidad.

Las bombas se suministrarán con la correspondiente bancada, sobre la que se montará el conjunto bomba- motor. La bancada estará constituida por perfiles de acero, dimensionada de forma que soporte los esfuerzos de arranque, y garantizará la estabilidad del conjunto bomba-motor.

Cada bomba se instalará dejando una pendiente para la evacuación de posibles derrames. Esta pendiente se dirigirá hacia el lado opuesto del motor. El contratista presentará al ingeniero director los planos y memorias de las bombas a emplear, acompañados de los correspondientes certificados de pruebas de sobrecarga, rodaje, etc., efectuadas en el taller del fabricante.

Condiciones para los equipos reutilizados

Se aplicará a los equipos sometidos a una alteración en sus condiciones de servicio lo recogido en el apartado “equipos a presión” del presente pliego de condiciones, especialmente en lo que se refiere a inspecciones y pruebas en el lugar de emplazamiento del aparato antes de su puesta en servicio.

4. CONDICIONES SOBRE INSTALACIONES AUXILIARES

Condiciones sobre pintura y preparación de superficies

Todas las superficies exteriores de equipos y tuberías recibirán, antes del pintado, el tratamiento de preparación siguiente:

- Limpieza con disolventes de las zonas excesivamente cargadas de grasa o aceites, o que durante el proceso de instalación y manipulación hayan quedado impregnadas de estas sustancias o similares.

- Eliminación de depósitos de óxidos muy voluminosos mediante limpieza natural o mecánica. Esto puede hacerse mediante lijado de cordones y salpicaduras de soldadura.

- Redondeo de aristas vivas y alisado mediante lijado de cordones y salpicaduras de soldadura.

- Protección de zonas y anexos que no vayan a ser recubiertos.

- Limpieza con aspirador o aire a presión de residuos abrasivos, polvo, y demás partículas extrañas y contaminantes.

Condiciones para los aislamientos

Los equipos de nueva instalación contemplados en el presente proyecto, así como las líneas cuyo aislamiento se prevé, con la excepción de las líneas de purga, irán calorifugados con manta de lana de vidrio. Las mantas a utilizar no habrán tenido usos anteriores. Asimismo, no presentarán cortes o deformaciones que, a juicio del ingeniero director, pudieran afectar a su capacidad aislante. La malla metálica galvanizada estará en buen estado.

Las superficies a calorifugar habrán recibido su correspondiente pintado.

CONDICIONES GENERALES TÉCNICAS

DE LOS EQUIPOS A PRESIÓN

Dado que la totalidad de las líneas y equipos contemplados en el presente proyecto trabajan a presión superior a la atmosférica, se fijan las condiciones generales de fabricación, prueba, instalación, operación y funcionamiento de los mismos.

1. DEFINICIONES GENERALES

Con el fin de que la interpretación del presente pliego de condiciones sea clara e inequívoca, se proporcionarán, de acuerdo con el Reglamento de Aparatos a Presión del Ministerio de Industria y Energía, las siguientes definiciones.

Aparatos sometidos a presión

Aparato cuya presión máxima de servicio es superior a la atmosférica. Por lo que se refiere al presente proyecto, esta definición aplica a:

- Columna de Rectificación.
- Botellón de reflujo.
- Intercambiadores de calor (condensador, calderín, acondicionamiento de la alimentación y acondicionamiento de L.P.G.).
- Bombas.

Tuberías

Líneas de conducción de fluidos a presión o a vacío, no sometidas a fuego directo. Por lo que se refiere al presente proyecto esta definición

afecta a:

- Línea de alimentación.
- Líneas de impulsión de las bombas.
- Líneas de alimentación de los intercambiadores.
- Líneas de alimentación de los tanques.

Sistemas

Conjunto de aparatos a presión, normalmente conectados en secuencia de proceso y susceptibles de ser probados a presión conjuntamente.

Diseño mecánico

Consiste en la definición completa e inequívoca de un aparato a presión en función de los datos básicos de proceso, código de diseño, características de los materiales a utilizar, proceso de fabricación y control de calidad.

Ingeniero/a

Persona jurídica o técnico titulado competente que, mediante el conocimiento y aplicación correcta de los códigos de diseño de aparatos a presión, y a partir de los datos básicos necesarios, realiza el diseño mecánico de dichos aparatos. Estas ingenierías deberán estar inscritas en el Registro de Sociedades de Ingeniería o en el colegio oficial correspondiente, y cumplir los requisitos exigidos por la legislación vigente.

Las ingenierías extranjeras que no dispongan de delegación en España debidamente legalizada deberán tener autorizado por la Dirección General de Innovación Industrial y Tecnológica el correspondiente contrato de asistencia técnica, suscrito con el fabricante o con alguna ingeniería.

Fabricante

Persona física o jurídica que, a partir de un diseño mecánico y mediante el conocimiento y aplicación correcta de los códigos de construcción de aparatos a presión y disponiendo de personal cualificado y medios apropiados, realiza el acopio de materiales, la fabricación y ensamblaje total o parcial de los componentes de los aparatos a presión, debiendo estar inscritos, los ubicados en territorio español, en el Libro de Registro de Fabricantes de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se fabrica el aparato.

Reparador

Persona física o jurídica que, mediante el conocimiento e interpretación de los códigos, normas de construcción y de reparación de aparatos a presión, dispone de personal cualificado y medios apropiados para reparar los aparatos a presión, debiendo estar inscritos, los ubicados en territorio español, en el Libro de Registro de Reparadores de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se encuentren sus talleres de reparación.

Instalador

Persona física o jurídica que, mediante el conocimiento e interpretación de las normas de instalación de aparatos a presión y disponiendo de personal cualificado y medios apropiados, instala los aparatos a presión, debiendo estar inscritos, los ubicados en territorio español, en el Libro de Registro de Instaladores de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se encuentre el domicilio social o sus talleres.

Usuario

Persona física o jurídica propietaria o explotadora de la refinería

de petróleos o planta petroquímica donde se instalan los aparatos a presión.

Inspecciones y pruebas periódicas

Toda inspección y prueba posterior a la puesta en servicio de un aparato o sistema.

Inspector propio

Personal técnico competente designado por el usuario o contratado, con experiencia en la inspección de aparatos a presión de refinerías y plantas petroquímicas.

Inspecciones y pruebas previas

Toda inspección anterior a la puesta en servicio o durante la misma de un aparato o sistema.

Control de calidad

Se entiende como tal el de la ingeniería, fabricante o instalador, cuando una inspección o prueba previa se realiza bajo su competencia y responsabilidad.

2. DEFINICIONES DE ÁMBITO TÉCNICO

Presión de diseño (P_d): Se entiende como el valor de la presión que se toma para el cálculo del espesor del aparato, a la temperatura de diseño. La presión de diseño no podrá ser menor que la presión máxima de servicio.

Presión máxima de servicio (P_{ms}): Se entiende como la presión más alta que se puede dar en el aparato o sistema, en condiciones extre-

mas de funcionamiento del proceso.

Presión de precinto: Se entiende como la presión a la que están tarados los elementos de seguridad que protegen al aparato o al sistema.

Presión de servicio (P_s): Se entiende como la presión normal de trabajo del aparato o sistema a la temperatura de servicio.

Presión de prueba (P_p): Se entiende como aquella presión a la que se somete el aparato o sistema para comprobar su resistencia en las condiciones estáticas para las que fue diseñado. Corresponde a la mayor presión efectiva que se ejerce en el punto más alto del aparato o sistema durante la prueba de presión.

Temperatura de diseño (T_d): Es el valor de la temperatura que se toma para el cálculo del espesor del aparato.

Temperatura máxima de servicio (T_{ms}): Es el máximo valor de la temperatura que se estima, puede producirse en el interior del aparato o sistema, en condiciones extremas de funcionamiento.

Temperatura de servicio (T_s): Es el valor de la temperatura alcanzada en el interior del aparato o sistema en condiciones normales de funcionamiento a la presión de servicio.

3. CONDICIONES GENERALES PARA TODOS LOS APARATOS

Todas las prescripciones expresadas a continuación se aplicarán a los equipos de nueva instalación relacionados en el subapartado “aparato

sometido a presión” del presente apartado del pliego de condiciones, y, de entre ellas, las correspondientes a inspecciones y pruebas, al resto de los equipos disponibles.

Manual de diseño

De acuerdo con lo estipulado en el Reglamento de Aparatos a Presión del Ministerio de Industria y Energía, se entregará una copia al usuario del manual de diseño del aparato considerado, que comprenderá:

a) Identificación de la ingeniería.

b) Datos básicos de proceso necesarios para el diseño.

c) Código de diseño o sistema de cálculo, ambos de reconocida solvencia técnica, y normas de construcción elegidas, cálculos justificativos, vida mínima estimada del equipo y demás especificaciones técnicas complementarias no contempladas por el código elegido y que la buena práctica requiera.

d) Planos básicos normalizados según UNE, con indicación de los materiales a emplear y de los elementos que, por formar parte integrante del equipo a presión, puedan afectar a la seguridad del mismo.

e) Especificación de prueba de presión.

La ingeniería que elabore el manual de diseño certificará que dicho manual cumple con el código de diseño elegido y que el aparato que se fabrique de acuerdo con él, será adecuado para el fin al que se destina.

Certificados

Los materiales utilizados en la construcción de los elementos resistentes de los aparatos a presión deberán poseer los certificados de calidad correspondientes.

Los materiales de aportación que se utilicen en las soldaduras de los componentes de los aparatos a presión estarán clasificados bajo norma de reconocida solvencia técnica.

Proceso de fabricación

Para el proceso de fabricación deberán utilizarse unas normas de construcción, control y pruebas acordes con el código de diseño.

Legalización de aparatos a presión

Para cada aparato a presión construido, con la excepción de las tuberías, el fabricante deberá elaborar un manual de construcción acorde al manual de diseño, del cual entregará copia al usuario, que comprenderá:

a) Número de inscripción en el Libro de Fabricantes de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se fabrique el aparato.

b) Nombre, razón social y domicilio de la ingeniería.

c) Planos constructivos complementarios de los básicos que figuren en manual de diseño, comprobados por la ingeniería si fuese requerido contractualmente para ello por el fabricante o el usuario.

d) Certificados de calidad de los materiales de base y materiales de aportación y de los componentes del aparato empleado en su construcción, aprobados por el control de calidad del fabricante, que puede ser

propio o contratado a una ingeniería o entidad colaboradora.

e) Procedimientos de conformado, soldadura, tratamientos térmicos y controles, calificación de procedimientos de soldaduras y soldadores, todo ello aprobado por el control de calidad del fabricante, que puede ser propio o contratado a una ingeniería o entidad colaboradora.

f) Plano de situación de las zonas sometidas a control por ensayos no destructivos, ensayos requeridos, extensión de los mismos y resultados. Las placas radiográficas serán conservadas adecuadamente por el fabricante durante cinco años como mínimo, a partir de la fecha de fabricación del aparato.

g) Certificado de ensayos y pruebas realizadas durante la construcción, aprobados por el control de calidad del fabricante o una entidad colaboradora, indistintamente, y comprobados por la ingeniería si fuera requerida contractualmente para ello por el usuario.

h) Acta de la prueba a presión realizada por el fabricante y aprobada por el control de calidad del fabricante.

i) Certificado del fabricante del aparato, en el que se hará constar que éste ha sido construido de acuerdo con el manual de diseño, el código y normas utilizadas en su fabricación.

El fabricante, al solicitar de la Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía la placa de diseño, con su número de registro, presentará los documentos comprendidos en los puntos g), h) e i).

El fabricante de un aparato a presión es responsable de que dicho aparato ofrezca las garantías debidas para el fin a que se destina.

Instalación

Para cada instalación el instalador deberá elaborar un expediente de instalación acorde con los manuales de diseño y construcción, el cuál entregará copia al usuario. Este expediente comprenderá:

a) Número de inscripción en el Libro de Registro de Instaladores de la respectiva Delegación Provincial del Ministerio de Industria y Energía de la provincia donde se encuentre su domicilio social.

b) Nombre, razón social y domicilio tanto del fabricante como del instalador.

c) Relación de aparatos a instalar.

d) Procedimientos de soldadura y calificación de la mano de obra, aprobados por el control de calidad del instalador.

El instalador de todo sistema a presión es responsable de cualquier deficiencia que pudiera observarse o derivarse de las operaciones de instalación.

Inspecciones y pruebas

1) Inspecciones y pruebas oficiales.

Todos los aparatos a presión especificados en el subapartado “aparato sometido a presión” deberán ser sometidos a las inspecciones y pruebas previas a la puesta en servicio ya citadas.

2) Inspecciones y pruebas en el taller del fabricante.

Se comprobará por el control de calidad del fabricante que cada equipo ha sido construido de acuerdo con los manuales de diseño y cons-

trucción, y quedará constancia de que se han cumplido cada uno de los requisitos previstos en los citados manuales, en cuyo caso se someterán a las siguientes inspecciones y pruebas:

- Examen visual y control dimensional del aparato. Al objeto de poder examinar debidamente el aparato, la placa se hallará desprovista de pintura o de cualquier recubrimiento que pueda disimular los posibles defectos.
- Prueba de presión con el aparato completamente lleno de fluido de prueba.

Si existiesen razones por las que dicha prueba no sea factible de realizar en el taller del fabricante, se realizará en el lugar de emplazamiento.

3) Inspecciones y pruebas en el lugar de emplazamiento del equipo.

Cada equipo se someterá a las siguientes inspecciones y pruebas en el lugar de emplazamiento:

- Examen visual y control dimensional del aparato, si no se ha realizado anteriormente en el taller del fabricante.
- Prueba de presión de valor igual a la primera en el caso de que evidentemente el aparato haya sufrido alguna anomalía durante el transporte o la manipulación, que la inspección detecte algún fallo real o aparente que así lo aconseje, que el ingeniero director tenga dudas sobre la capacidad de un equipo para resistir las condiciones de servicio previstas, que confluyan circunstancias inesperadas que las hagan recomendables, o siempre que la

prueba no se haya efectuado en el taller del fabricante.

En caso de tener que realizarse la prueba de presión en el lugar de emplazamiento, se seguirán las siguientes condiciones:

a) Observación del procedimiento de prueba descrito por el fabricante en el manual de construcción. Este deberá ser lo suficientemente detallado, incluyendo las condiciones de prueba, los equipos necesarios para su ejecución, los aparatos de medidas de control (debidamente contrastados y con la sensibilidad adecuada, procurándose que la lectura se sitúe en el tercio central de la escala del aparato), sistema de llenado y vaciado y tiempo de mantenimiento de la presión de prueba, que en ningún caso será inferior a 30 minutos.

b) Observación de las condiciones de seguridad durante las pruebas de presión, comprobándose que el equipo para pruebas es correcto y que las conexiones son las adecuadas a las presiones máximas que se van a alcanzar, así como la disposición de las medidas de seguridad suficientes para evitar no sobrepasar la presión de prueba, ni en ningún momento estar por debajo de la temperatura señalada en el manual de diseño, ni dañar los elementos internos del aparato.

Se comprobará antes de la prueba que las estructuras y fundaciones que sustenten el aparato o sistema a probar estén en condiciones de resistir la carga a que van a ser sometidas.

Se cuidará que el personal se mantenga alejado durante el desarrollo de las pruebas de los fondos, tapas y piezas roscadas, y se evitará la presencia de personas ajenas a la prueba.

Los manómetros se instalarán fuera de la proyección vertical y se

preferirá situarlos lateralmente o en posición superior.

Durante el llenado con fluido de prueba se cuidará de ventear bien el circuito para evitar que queden cámaras de aire o vapor.

c) El fluido de prueba será agua a la temperatura ambiente, siempre que dicha temperatura no sea inferior a 10 °C. El valor de la presión de prueba será el correspondiente a la siguiente expresión:

$$P_p > 1,25 \cdot P_d \cdot S_p/S_d$$

Donde “P_p” representa la presión de prueba, “P_d” la presión de diseño, “S_p” la tensión máxima admisible del material a la temperatura de prueba y “S_d” la tensión máxima admisible a la temperatura de diseño.

En el lugar de emplazamiento se realizará, antes de cualquier otra operación, una inspección visual tanto interior como exterior del aparato.

Placas

Todos los aparatos a presión comprendidos en el presente proyecto, con excepción de las tuberías, deberán ir provistos de placas de diseño e identificación, conforme a lo estipulado en el artículo 19 del Reglamento de Aparatos a Presión del Ministerio de Industria y Energía. En dichas placas se grabará:

- Placa de diseño: presión de diseño, y en su caso, la presión máxima de servicio, número de registro del aparato y fecha de la primera prueba y sucesivas.
- Placa de identificación: nombre o razón social del fabricante, contraseña y fecha de registro del tipo, número de fabricación y caracte-

terísticas principales.

Las placas de diseño e identificación se fijarán mediante remaches, soldadura o cualquier otro medio que asegure su inamovilidad, en un sitio visible del aparato, y en ningún caso podrán retirarse del mismo.

Elementos de seguridad

Todos los aparatos y sistemas comprendidos en el presente proyecto deben ir provistos de los elementos de seguridad que prescriban los códigos de diseños empleados y los adicionales especificados en el manual de diseño.

Todas las válvulas de seguridad deben ser de apertura total y sistema de resorte, debiéndose cumplir la condición de que la apertura total de la válvula deberá ser ayudada por la presión del fluido evacuado, de tal manera que la apertura asegure una sección de paso a través de la válvula igual al 80% de la sección neta de paso en el asiento después de la deducción de la sección transversal de los obstáculos en el orificio, debido a las guías y a la forma del cuerpo de la válvula en la posición de apertura máxima. No se permitirá el uso de válvulas de seguridad de peso ni de palanca de contrapeso.

La descarga de las válvulas de seguridad deberá realizarse de tal forma que impida eficazmente que el fluido evacuado pueda producir daños a personas o cosas.

Durante las inspecciones interiores periódicas de los aparatos o sistemas a presión la válvula o válvulas de seguridad que protejan dichos aparatos o sistemas se desmontarán ya ajustarán para, a continuación, probarlas y precintarlas.

4. PRUEBAS PARA LAS TUBERÍAS

Para todas las tuberías contempladas en este proyecto se realizarán las siguientes pruebas y comprobaciones en el lugar de emplazamiento:

- Examen visual, control de espesores e identificación de los materiales.
- Primera prueba de presión, en el caso de no haber sido probadas en el taller.

5. PRUEBA DE LOS SISTEMAS ANTES DE LA PUESTA EN MARCHA

Prueba hidrostática

Se deberá comprobar hidrostáticamente todas las líneas y equipos después de terminar la construcción del circuito, con los equipos interconectados entre sí (comprobación del sistema). El sistema se llenará con agua y se comprobará al menos a 1,25 veces la presión de diseño.

Las válvulas de control y placas de orificio deberán quitarse de servicio, así como los instrumentos. Las válvulas de seguridad estarán aisladas. Las secciones cuyas presiones de prueba sean diferentes serán separadas mediante juntas ciegas temporales.

Durante la prueba, se comprobará que no existen fugas, especialmente por las bridas atornilladas y por los asientos de las válvulas.

Lavado del equipo

Esta operación tiene por objeto eliminar cuerpos extraños que, durante el montaje, hayan podido quedar en las líneas o en los equipos, tales como virutas de metal o de madera. Estos restos pueden provocar durante la operación atascos en las líneas, bloqueos en válvulas o destrozarse partes móviles de las bombas.

El lavado se llevará a cabo mediante circulación de agua, a la que previamente se habrá añadido la cantidad adecuada de inhibidor de corrosión. Las bombas habrán sido alineadas, comprobadas y rodadas de acuerdo con las instrucciones del fabricante. Se instalarán en ellas filtros de aspiración, que deberán limpiarse tan a menudo como sea necesario. Mientras dure el rodaje de las máquinas se vigilarán estrechamente todos los aspectos relacionados con sobrecalentamientos, vibraciones, posibles fugas y consumo eléctrico de motores.

Durante el lavado en los puntos bajos, líneas desconectadas, etc., se debe purgar para eliminar materiales sólidos. Los cambiadores de calor serán incluidos en el circuito al final de la operación. Así como las conexiones a los instrumentos, teniendo sus purgas abiertas.

Cuando se observe que los filtros instalados en las bombas han dejado de ensuciarse y el agua que se purga aparece limpia, puede darse por concluida la operación de lavado. Se parará entonces la circulación y se drenará completamente de agua el sistema.

Por último, se instalarán las válvulas automáticas y las placas de orificio, verificándose su posición.

Comprobación de servicios auxiliares

1) Equipo eléctrico

Se comprobará la tensión de los equipos. Los motores eléctricos deberán ser rodados de acuerdo con las instrucciones del fabricante, desconectados del equipo impulsor.

2) Agua de refrigeración

El sistema debe ser comprobado antes de la puesta en marcha, atendiendo a la disponibilidad, presión y libre circulación.

3) Aire de instrumentos

Los colectores deben ser soplados para la eliminación de la posible suciedad. Toda red debe ser comprobada bajo presión.

4) Red contra incendios

Se comprobará la llegada de agua a los hidrantes, así como el libre y rápido acceso a los mismos.

5) Sistema de drenaje

Se comprobará que todos los drenajes y arquetas desalojan adecuadamente.

6) Seguridad

Se comprobará que todas las válvulas de seguridad estén instaladas sin discos ciegos ni cerrojos.

EJECUCIÓN DE LAS OBRAS

1. EJECUCIÓN EN GENERAL

El contratista tiene obligación de ejecutar esmeradamente las obras, cumplir estrictamente todas las condiciones estipuladas y cuantas órdenes le sean dadas por el director de obra, entendiéndose que deben entregarse completamente terminadas cuantas obras afecten a este compromiso.

Si a juicio del citado director, hubiese alguna parte de la obra mal ejecutada, tendrá el contratista obligación de volverla a ejecutar cuantas veces sean necesarias, hasta quedar a satisfacción de aquel, no siendo motivos estos aumentos de trabajo para pedir indemnización alguna.

2. REPLANTEO

Antes de comenzar los trabajos se realizará el replanteo general del trazado de cables y tuberías por el contratista o su representante bajo las órdenes del director de obra, marcando las alineaciones con los puntos necesarios para que, con el auxilio de los planos, pueda el contratista ejecutar debidamente las obras.

Será obligación del contratista la custodia y reposición de las señales que se establezcan en el replanteo. Para la realización del replanteo el contratista deberá aportar todo el material y personal necesario para la ejecución de esta operación.

Comprobación del replanteo

En el plazo de quince días a partir de la adjudicación definitiva se comprobarán, en presencia del adjudicatario o de su representante, en replanteo de las obras efectuadas antes de la licitación, extendiéndose la correspondiente acta de comprobación del replanteo.

El acta de comprobación del replanteo reflejará la conformidad o la disconformidad del replanteo respecto a los documentos contractuales del proyecto, refiriéndose expresamente a las características geométricas de los trabajos, así como cualquier punto que en caso de disconformidad pueda afectar al cumplimiento del contrato.

Cuando el acta de comprobación del replanteo refleje alguna variación respecto a los documentos contractuales del proyecto, deberá ser acompañada de un nuevo presupuesto, valorado a los precios del contrato.

Fijación de los puntos de replanteo

La comprobación del replanteo deberá incluir como mínimo los datos y referencias previstos para poder materializar las obras, así como los puntos fijos o auxiliares necesarios para los sucesivos replanteos de detalles y de otros elementos que puedan estimarse precisos.

Los puntos de referencia para los sucesivos replanteos se marcarán con los medios adecuados para evitar su desaparición.

Los datos, cotas y puntos fijados se anotarán en un anexo al acta de comprobación del replanteo, el cual se unirá al expediente de las obras, entregándose una copia al contratista.

El contratista se responsabilizará de la conservación de las señales

de los puntos que hayan sido entregados.

Programación de los trabajos

En el plazo que se determine en días hábiles a partir de la aprobación del acta de comprobación del replanteo, el adjudicatario presentará el programa de trabajos de las obras. Dicho programa de trabajo incluirá los siguientes datos:

- Fijación de las clases de obras y trabajos que integran el proyecto e indicación de las mismas.
- Determinación de los medios necesarios (instalaciones, equipos y materiales).
- Valoración mensual y acumulada de la obra, programada sobre la base de los precios unitarios de adjudicación.
- Representación gráfica de las diversas actividades, en un gráfico de barras o en un diagrama espacio / tiempo.

Cuando del programa de trabajos se deduzca la necesidad de modificar cualquier condición contractual, dicho programa deberá ser redactado por el adjudicatario y por la dirección técnica de las obras, acompañándose de la correspondiente propuesta de modificación para su tramitación reglamentaria.

3. ENSAYOS

El número de ensayo y frecuencia, tanto sobre materiales como unidades de obras terminadas, será fijado por el ingeniero director, y se

efectuaran con arreglo a las normas que afecten a cada unidad de obra, o, en su defecto, con arreglo a las instrucciones que dicte el director.

El adjudicatario abonará el costo de los ensayos que se realicen, que no podrán superar el 1% del presupuesto de adjudicación.

El contratista está obligado a realizar su autocontrol de cotas, tolerancias y geométrico en general, así como el de calidad, mediante ensayos materiales, densidades de compactación, etc. se entiende que no se comunicará al dirección de obra que una unidad de obra está terminada a juicio del contratista para su comprobación hasta que el mismo contratista, mediante su personal facultativo para el caso, haya hecho sus propias comprobaciones y ensayos y se haya asegurado cumplir las especificaciones.

Así, el contratista está obligado a disponer de los equipos necesarios para dichas mediciones y ensayos.

4. ORDEN DE LOS TRABAJOS

El técnico director encargado de las obras fijará el orden en que deben llevarse a cabo estos trabajos, y la contrata está obligada a cumplir exactamente cuánto se disponga sobre el particular.

5. MARCHA DE LAS OBRAS

Una vez iniciadas las obras deberán continuarse sin interrupción y terminarse en el plazo estipulado. Los retrasos, cuando sean justificados, podrán ser aceptados por la dirección de la obra.

DOCUMENTO Nº 4

P
R
E
S
U
P
U
E
S
T
O

1.- ALCANCE DEL PRESUPUESTO

El alcance técnico de la ingeniería básica del presente PFC, por consiguiente se procede a presentar el presupuesto pertinente a esta obra. Se pretende disponer del coste real de la instalación una vez construida e instalada.

2.- MÉTODO DE CÁLCULO DEL PRESUPUESTO

El presupuesto se divide partidas, agrupadas por equipos y líneas de proceso, cuya suma da lugar al coste total de la instalación.

El coste al que asciende cada una de las partidas se determina a partir del coste del equipo o línea al que se hace referencia. Dicho coste se determina, a su vez, a partir de datos reales y de correlaciones experimentales.

El método utilizado para el cálculo del presupuesto es el “Método Chilton”, particularizado para instalaciones típicas de refinerías de petróleo a partir de datos proporcionados por la experimentación. Dichos datos se basan en una recopilación de situaciones normales de suministros y montajes, tales que permiten deducir una serie de costos asociados al equipo expresándose éstos en forma de un porcentaje sobre el costo de dicho equipo.

Las partidas en las que se dividen los costes asociados a los equipos son:

Tubería: Incluye todo el material de tuberías, válvulas y accesorios para el montaje de la unidad.

Obra civil: Incluye hormigón, acero, encofrados y mano de obra necesaria para cimentaciones y estructuras, tanto de hormigón como de acero, realizado por subcontrato de la obra, necesarias para el equipo. No incluye almacenes ni edificios complementarios.

Instrumentos: Incluye material y montaje de todos los instrumentos de la planta, incluyendo la parte proporcional de panel central de control.

Electricidad: Todo el material eléctrico para mandos de motores, celdas, cables, etc., con la mano de obra de su montaje. No incluye los motores ni los edificios, si los hubiese.

Calorifugado: Material y mano de obra por contratas.

Pintura: Material y mano de obra por contratas.

Montaje mecánico: Incluye el montaje de los equipos, fabricados en el taller, en su emplazamiento así como todo el material de tuberías y accesorios por contratas.

3.- JUSTIFICACIÓN DEL COSTE DE SUMINISTRO DE LOS EQUIPOS

En este punto se incluyen los cálculos necesarios para la determinación de las características de cada equipo que permite hallar los costes de suministro de cada equipo según las tablas que se disponen para tal fin.

En este caso se detallan los pasos efectuados para la determinación de los datos necesarios para hallar el coste de cada uno de los equipos presentes en el proyecto.

Como las tablas que sirven de base para la determinación de los costes de los suministros de los equipos no pertenecen al año actual (2011), sino que pertenecen al año 1979, es necesario actualizar los valores obtenidos. Para ello es necesario aplicar un factor de corrección (Fe), que se calcula según la variación de los datos del I.P.C desde el año correspondiente hasta 2011.

De la misma forma, a la hora de calcular los honorarios tanto por la redacción del proyecto como por la dirección de la obra, hay que aplicar una serie de factores, primero al precio de ejecución material (P.E.M) para corregirlo y después a ese dato según la actividad profesional que se desarrolla

Variación del I.P.C

Con los datos de variación del I.P.C desde el año 1979 hasta el año actual (2011), se obtiene un factor de corrección que será de aplicación en el presente presupuesto.

Este factor de corrección se ha obtenido del Instituto Nacional de Estadística (INE) y acusando un valor de 5,02. ($F_{2011} = 5,02$)

Coficiente para el cálculo de honorarios

El valor al que ascienden los honorarios profesionales, correspondientes al beneficio del autor del proyecto, en concepto de realización de cálculos, diseño de planos y redacción de los documentos del proyecto, se determina como un porcentaje del precio total denominado “precio de ejecución corregido”.

Según la actividad que se trate, el porcentaje que se aplica al P.E.M, varía. En el presente caso el valor que hay que aplicar está cuantificado en un 10% del P.E.M corregido.

Hay que tener en cuenta una serie de factores para poder hacer la corrección pertinente al P.E.M, para disminuirlo hasta un valor sobre el que se aplica el 10% anterior, y que son los siguientes:

- Hasta 6.000 euros, se aplica un coeficiente de 1.
- Al exceso hasta 30.000 euros, se aplica un coeficiente de 0,6.
- Al exceso hasta 150.000 euros, se aplica un coeficiente de 0,5.
- Al exceso hasta 300.000 euros, se aplica un coeficiente de 0,4.
- Al exceso hasta 600.000 euros, se aplica un coeficiente de 0,3.
- Exceso superior a 600.000 euros, se aplica un coeficiente de 0,2.

4.- COSTE DE LOS EQUIPOS

Coste de la columna de rectificación

El estudio económico de la columna de rectificación se divide en dos partes: por un lado se calcula el coste de la torre y por otro el de los platos para dar un coste final de de dicha columna.

El coste del suministro del equipo viene determinado por el peso total del mismo, es decir, el peso del cuerpo, de las tubuladuras y de las bocas de hombre.

Hay que remitirse al Anexo III “Diseño de la Columna de Rectificación”, dentro del Documento I, en su apartado referente al diseño mecánico de la misma, para encontrar el valor del peso total de la columna. En este caso es de 5147,74 kg.

Hay que añadirle el peso de las tubuladuras, a partir del código ASME sección VIII capítulo I, este peso se estima en el 7% del peso de la torre. Siendo el peso de las tubuladuras de 360,34 kg.

Por último el peso de las bocas de hombre viene establecido dependiendo del diámetro de éstas, como se puede reflejar en la *Tabla 1*.

Tabla 1.- Relación de pesos para las bocas de hombre.

DIÁMETRO BOCA DE HOMBRE (in)	Peso (kg)
16	120
18	140
20	180
24	240

El diámetro establecido a las bocas de hombre, es de 20 in. Como se han colocado 3 bocas de hombre, el peso total referente a las bocas de hombre asciende a 540 kg. El peso total final de la torre será de 6048,08 kilogramos de acero al carbono.

De la base de datos del programa PRESTO 8.8 se obtiene un coste actual para el acero inoxidable 316L de 2,20 euros/kg.

Por tanto el coste del suministro de la columna es de: 13305,78 €.

$$\text{Coste}_{\text{suministro}} = \text{Coste base} \cdot \text{Peso columna} = 13.305,78 \text{ €}$$

Para determinar el coste de montaje se aplica la siguiente expresión:

$$\text{Coste}_{\text{total 1979}} = \text{Coste}_{\text{suministro}} (1+k)$$

Donde k (constante para columnas) es de 0,90.

$$\text{Coste}_{\text{total 1979}} = 25280,87 \text{ €} \rightarrow \text{Coste}_{\text{total 2011}} = 126.909,97 \text{ euros}$$

Para poder finalizar el coste de la columna de rectificación, hay que saber el precio de cada uno de los platos que la componen. El número de platos que contiene la torre es de 8, con un diámetro de 0,70 metros y su material es acero al carbono.

Con la ayuda de la *Figura 1* (las figuras se encuentra al final del presente Documento) se obtiene:

Coste unitario por plato = 50 € → Coste de los 9 platos = 540 €

Aplicando la expresión que aparece en la figura mencionada, se halla el coste de de los platos total en 1979.

$$\text{Coste}_{\text{total 1979}} = \text{Coste}_{\text{suministro}} \cdot F_{\text{tp}} \cdot F_{\text{mp}} \cdot F_{\text{n}} \cdot F_{\text{m}} \cdot F_{\text{es}}$$

Donde:

F_{tp} → influencia del tipo de plato- perforado.

F_{np} → Influencia del número de pasos.

F_{n} → influencia de número de platos iguales.

F_{m} → influencia tipo material.

F_{es} → influencia del espesor.

Estos factores se encuentran referenciados en la *Figura 2*.

Sustituyendo los valores se obtiene:

$$\text{Coste}_{\text{total 1979}} = 450 \cdot 0,7 \cdot 1 \cdot 1 \cdot 1 \cdot 1 = 346,5 \text{ €} \rightarrow \text{Coste}_{\text{total 2011}} = 1739,43 \text{ €}$$

Por tanto el precio total de la columna de Rectificación será:

$$\text{Coste}_{\text{total 2011}} = \text{Coste}_{\text{columna}} + \text{Coste}_{\text{platos}}$$

$$\text{Coste}_{\text{total 2011}} = 126.909,97 (\text{€}) + 1.739,43 (\text{€}) = 128.649, \text{€}$$

Coste de los equipos de transmisión de calor

En el presente proyecto se cuenta con 4 intercambiadores de calor de carcasa y tubos que cuentan con fluidos refrigerantes/ calefactores: agua/ vapor de agua.

Para hallar el coste de suministro de los intercambiadores de calor es necesario contar con el área de cada uno. Partiendo de ese dato y de la *Figura 3*, se obtiene:

Tabla. 2.- Coste base de los equipos de transmisión de calor.

Intercambiador	Identificador	Coste Base €/m ²	Área m ²	Coste Base €
Condensador	IC-1	180	95,98	17.126,4
Calderín	IC-2	----	----	2563,5
Alimentación	IC-3	240	84,48	20.275,2
LPG	IC-4	210	232,95	48.919,5

El coste base del intercambiador IC-2, ha sido calculado por una expresión experimental, muy utilizada dentro de la industria para estimar el coste base orientativo de intercambiadores pequeños de una manera rápida.

$$\text{Coste}_{\text{base}} = \left[1000 \left(\frac{\text{€}}{\text{m}} \right) + [F_{\text{tubo}}] \left(\frac{\text{€}}{\text{m}} \right) \right] \cdot (L_{\text{carcasa}}) (\text{m}) \cdot 1,5$$

Siendo L_{carcasa} la longitud de la carcasa, y F_{tubo} un factor referente al número de tubos. Este factor está dentro del intervalo 400-700. El 1,5 es referente al incremento del precio debido al montaje del intercambiador.

$$\text{Coste}_{\text{base}} = \left[1000 \left(\frac{\text{€}}{\text{m}} \right) \cdot (1,83) (\text{m}) + [400] \left(\frac{\text{€}}{\text{m}} \right) \cdot (1,83) (\text{m}) \right] \cdot 1,5 = 2.563,5 \text{€}$$

Para saber el valor exacto del coste total referente a 1979, hay que aplicar la siguiente expresión.

$$\text{Coste}_{\text{total 1979}} = \text{Coste base} \cdot F_p \cdot F_L \cdot F_m$$

Atendiendo a las *Figuras 4 y 5* se encuentra que:

$F_L \rightarrow$ Influencia de la longitud de tubos.

$F_p \rightarrow$ Influencia de presión.

$F_m \rightarrow$ Influencia material acero.

$$\text{IC-1} \rightarrow \text{Coste}_{\text{total 1979}} = 17.126,4 \cdot 1,09 \cdot 1,03 \cdot 1 = 19.227,81\text{€}$$

$$\text{Coste}_{\text{total 2011}} = 96.523,60 \text{ €}$$

$$\text{IC-2} \rightarrow \text{Coste}_{\text{total 1979}} = 2.563,5 \cdot 1,09 \cdot 1,03 \cdot 1 = 2.878,04\text{€}$$

$$\text{Coste}_{\text{total 2011}} = 14.447,77\text{€}$$

$$\text{IC-3} \rightarrow \text{Coste}_{\text{total 1979}} = 20.275,2 \cdot 1,09 \cdot 1,03 \cdot 1 = 22.762,67 \text{ €}$$

$$\text{Coste}_{\text{total 2011}} = 114.270,09\text{€}$$

$$\text{IC-4} \rightarrow \text{Coste}_{\text{total 1979}} = 48.919,5 \cdot 1,02 \cdot 1,03 \cdot 1 = 51.394,83 \text{ €}$$

$$\text{Coste}_{\text{total 2011}} = 258.002,03\text{€}$$

El coste total de los equipos de transmisión de calor se puede ver reflejado en la tabla siguiente:

Tabla 3.- Coste de los intercambiadores de calor.

INTERCAMBIADOR	COSTE 2011 €
IC-1 (Condensador)	96.523,60
IC-2 (Calderín)	14.447,77
IC-3 (Alimentación)	114.270,09
IC-4 (L.P.G.)	258.002,03
TOTAL	483.243,49 euros

Equipos de almacenamiento

En el presente proyecto se han diseñado dos equipos cuya función será la de almacenar un producto determinado.

- Acumulador de reflujo
- Esfera de Almacenamiento del L.P.G.

El coste para los dos equipos de almacenamiento se estima en 200.000 euros (los dos equipos). Este es un coste aproximado de tanques comerciales reales. El dato se obtiene como media de las diferentes referencias dadas por las casas comerciales consultadas.

Equipos de impulsión

En este caso, los equipos auxiliares son las bombas. Las bombas que se han diseñado tienen un coste aproximado de 9.000 euros/bomba (acero inoxidable).

La instalación cuenta con tres bombas por duplicado. Con lo cual el coste de suministro es de 54.000 euros para las seis bombas totales de la instalación.

5.- COSTE ASOCIADO A LOS EQUIPOS

Se presentan cada una de las partidas asociadas a cada uno de los equipos del proceso. Para ello se han aplicado una serie de factores al precio de suministro, obteniendo con ello cual es el precio de cada una de las partidas que componen el coste asociado del equipo.

Para el cálculo de estos costes asociados se emplea la *Figura 7*.

Coste asociado a la columna de rectificación

Considerando que el coste del suministro es de 128.649,4 euros, se halla el coste asociado del equipo aplicando una serie de porcentajes, para cada una de las partidas que componen el coste, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 4.- Coste asociado a la columna de rectificación.

CONCEPTO	FACTOR	IMPORTE €
Tuberías	0,595	76.546,40
Instrumentos	0,148	19.040,11
Electricidad	0,103	13.250,89
Obra Civil	0,268	34.478,04
Calorifugado	0,151	19.426,06
Pinturas	0,066	8.490,86
Coste asociado		171.232,36 euros

Coste asociado a los intercambiadores de calor

Considerando que el coste del suministro es de 483.243,49 euros, se obtendrán a continuación los costes asociados:

Tabla 5.- Coste asociado a los equipos de transmisión de calor.

CONCEPTO	FACTOR	IMPORTE €
Tuberías	0,447	216.009,84
Instrumentos	0,404	195.230,37
Electricidad	0,042	20.296,23
Obra Civil	0,197	95.198,97
Calorifugado	0,640	309.275,83
Pinturas	0,026	12.564,33
Coste asociado		848.575,57 euros

Coste asociado a los tanques de almacenamiento

Considerando que el coste del suministro es de 200.000 euros, se obtendrán a continuación los costes asociados:

Tabla 6.- Coste asociado a los equipos de almacenamiento.

CONCEPTO	FACTOR	IMPORTE €
Tuberías	0,397	79400
Instrumentos	0,078	15600
Electricidad	0,105	21000
Obra Civil	0,18	36000
Calorifugado	0,095	19000
Pinturas	0,026	5200
Coste asociado		176.200 euros

Coste asociado a los equipos de impulsión de fluidos

El coste de suministro es de 54.000 euros para las seis bombas totales de la instalación.

Tabla 7.- Coste asociado a los equipos de impulsión.

CONCEPTO	FACTOR	IMPORTE €
Tuberías	0,269	14.526
Instrumentos	0,038	2.052
Electricidad	0,54	29.160
Obra Civil	0,114	6.156
Calorifugado	0,048	2.592
Montaje mecánico	0,474	25.596
Pinturas	0,041	2.214
Coste asociado		82.296 euros

6.- PRECIOS FINALES

En el presente apartado se presenta una tabla donde se muestra el resumen de los costes del suministro y los costes asociados a cada uno de los equipos que componen este proyecto, así como los costes totales de los mismos.

Tabla 8.- Cuadro de precios finales.

EQUIPOS	C. SUMINISTRO Euros	C. ASOCIADO Euros	C. TOTAL Euros
Columna	128.649,4	171.232,36	299.881,76
Intercambiadores	483.243,49	848.575,57	1.331.819,06
Almacenamiento	200.000	176.200	376.200
Impulsión	54.000	82.296	136.296
Total	865.892,89	1.278.300,93	2.144.193,82

El coste total final expone el precio de ejecución material (P.E.M) y se obtiene como resultado de la suma del coste de suministro y coste asociado de todos los equipos.

Precio de ejecución por contrata

El precio de ejecución por contrata (P.E.C) tiene en cuenta el beneficio industrial de la contrata que realiza la obra, y su valor se deter-

mina incrementando en un 18% el precio de ejecución material. Esto es:

$$P.E.C = 1,18 \cdot P.E.M = 1,18 \cdot 2.144.193,82 = 2.530.148,71 \text{ euros}$$

Impuesto sobre el valor añadido

El valor del impuesto sobre el valor añadido (I.V.A) se determina como el 18% del precio de ejecución por contrata. De esta forma:

$$I.V.A = 0,18 \cdot P.E.C = 0,18 \cdot 2.530.148,71 = 455.426,77 \text{ euros}$$

Honorarios profesionales

Como ya se comentó anteriormente, apartado número 3 del presente documento, los honorarios profesionales que corresponden al beneficio del autor del presente proyecto, en concepto de realización de cálculos, diseño de planos y redacción de los documentos del proyecto, se determina como un porcentaje del precio total denominado “precio de ejecución corregido”. El P.E.M corregido está referenciado al P.E.M y a un coeficiente determinado (ver explicación en el apartado 3).

$$P.E.M_{\text{corregido}} = (P.E.M + \text{exceso}) \cdot 0,2 = 548.838,80 \text{ euros}$$

Los honorarios profesionales para este tipo de proyectos corresponden al 10% del precio de ejecución material corregido.

$$\text{Honorarios profesionales} = P.E.M_{\text{corregido}} \cdot 0,1 = 54.883,88 \text{ euros}$$

7.- PRESUPUESTO FINAL

El valor al que asciende el coste total de la plante se obtiene como resultado de sumar las cantidades correspondientes al precio de ejecución por contrata, el impuesto sobre el valor añadido y los honorarios

profesionales.

Coste total = P.E.C + I.V.A + Honorarios profesionales

Coste total = 2.530.148,71 + 455.426,77 + 54.883,88 = 3.040.459,36 euros

COSTE TOTAL= 3.040.459,36 euros

El presupuesto del presente Proyecto Fin de Carrera titulado “*Diseño de un proceso de separación para la obtención de L.P.G como combustible de automoción, a partir de una mezcla de hidrocarburos C_2 , C_3 y C_4* ” asciende a un total de **tres millones cuarenta mil cuatrocientos cincuenta y nueve con treinta y seis.**

Puerto Real, Noviembre de 2011.

Fdo: Sheila-Ahinnoa Peña Peña

8.- ESTUDIO ECONÓMICO-FINANCIERO

Costes anuales

Precio crudo actual: 497,20 euros/tonelada

El crudo pasa por distintas unidades antes de llegar a la unidad objeto de diseño del presente proyecto, se revaloriza. Teniendo en cuenta que depende de cada unidad por el que pase, así como el crudo utilizado, la revalorización es distinta para cada tipo de proceso. Por ello no se va a tener en cuenta en el presente estudio económico-financiero no se tendrá en cuenta dicha revalorización. De este modo el coste de la materia prima que entra en el “Splitter” será de 497,20 euros/ tonelada.

$$\text{Coste anual de materia prima} = 497,20 \frac{\text{€}}{\text{tn}} \cdot 245,280 \frac{\text{tn}}{\text{año}} = 121.953.216 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

Para el desarrollo diario de la unidad se contará con el siguiente personal:

- 6 operarios (que trabajarán a turnos de 8 horas)
- 3 panelistas (que trabajarán a turnos de 8 horas)
- 1 ingeniero de procesos
- 1 jefe de planta

El coste anual de personal se estima en 285.600 euros/año

En concepto de gastos generales (mantenimiento, abastecimiento eléctrico...) se destinan 1.000.000 euros anuales.

COSTE TOTAL ANUAL = 123.238.816 euros

COSTE DIARIO (FONDO MANIOBRA) = 337.640,64 euros

Activo fijo

Son los bienes que han sido adquiridos para usarlos en la operación social y sin propósito de venderlos o ponerlos en circulación.

Para el presente caso, el activo fijo corresponde al coste total de la unidad.

ACTIVO FIJO = 3.040.459,36 euros

El activo fijo (la unidad) tendrá una vida útil de 10 años, siendo su cuota de amortización anual de 3.040.459,36 euros/año. (Está dentro de los límites permitidos por el Estado para este tipo de activos)

Ventas anuales

La producción anual de la unidad es de 198.319,57 toneladas y el precio de mercado del LPG es de 710 euros/tonelada.

VENTAS ANUALES = 140.806.895 euros

El presente estudio económico financiero se realiza para los próximos cuatro años.

Flujos de caja

Los movimientos de entrada y salida y los correspondientes beneficios se presentan en la *Tabla 9*.

Como se observa en la siguiente tabla, se obtiene un beneficio constante para todos los años. Suponiendo que, al finalizar el 4º año, la maquinaria no será vendida y que tanto los cobros como los pagos serán constantes para todo el periodo, se observa que el proyecto es rentable.

Tabla 9.- Flujos de caja.

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
Ventas (+)	140.806.895	140.806.8957	140.806.895	140.806.895
Pagos (-)	123.238.816	123.238.816	123.238.816	123.238.816
Flujo de caja antes del impuesto (=)	17.568.079	17.568.079	17.568.079	17.568.079
Cuota de amortización fiscal (-)	3.040.459,36	3.040.459,36	3.040.459,36	3.040.459,36
Base imponible	14.527.619,64	14.527.619,64	14.527.619,64	14.527.619,64
Impuesto (25%) (-)	10.895.714,73	10.895.714,73	10.895.714,73	10.895.714,73
Flujo de caja después de impuesto (=)	6.672.364,27	6.672.364,27	6.672.364,27	6.672.364,27

Financiación del proyecto

El desembolso inicial (aunque solamente sea para un día de producción):

$$\text{Financiación} = \text{Activo Fijo} + \text{Incremento Fondo de maniobra}$$

$$\text{Financiación} = 3.040.459,36\text{€} + 337.640,64\text{€} = 3.378.100\text{€}$$

El proyecto se financiará a través de:

- Emisión de acciones (378.100 euros). Se les ofrece a los accionistas unos dividendos del 10% acumulativo anual.
- Préstamo bancario (3.000.000 euros). Tendrá un interés del 10% sobre el capital de amortización de cada año.

A continuación se presentan los datos de financiación anual del proyecto:

Tabla 10.- Financiación.

FINANCIACIÓN		Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
Acciones	Amor. cap	-----	-----	-----	-378.100
	Dividendos	-37.810	-41.591	-45.750	-50.325
Préstamo	Cuotas	-750.000	-750.000	-750.000	-750.000
	Cargas Finan	-75.000	-75.000	-75.000	-75.000
Salidas de cajas		-862.810	-866.591	-870.750	-1.253.425

Durante los primeros cuatro años se sufrirán pérdidas debido a que los gastos de financiación son mayores que las ganancias.

A partir del cuarto año, una vez sufragados los gastos, se empiezan a obtener beneficios.

REFERENCIAS GRÁFICAS

DEL PRESUPUESTO

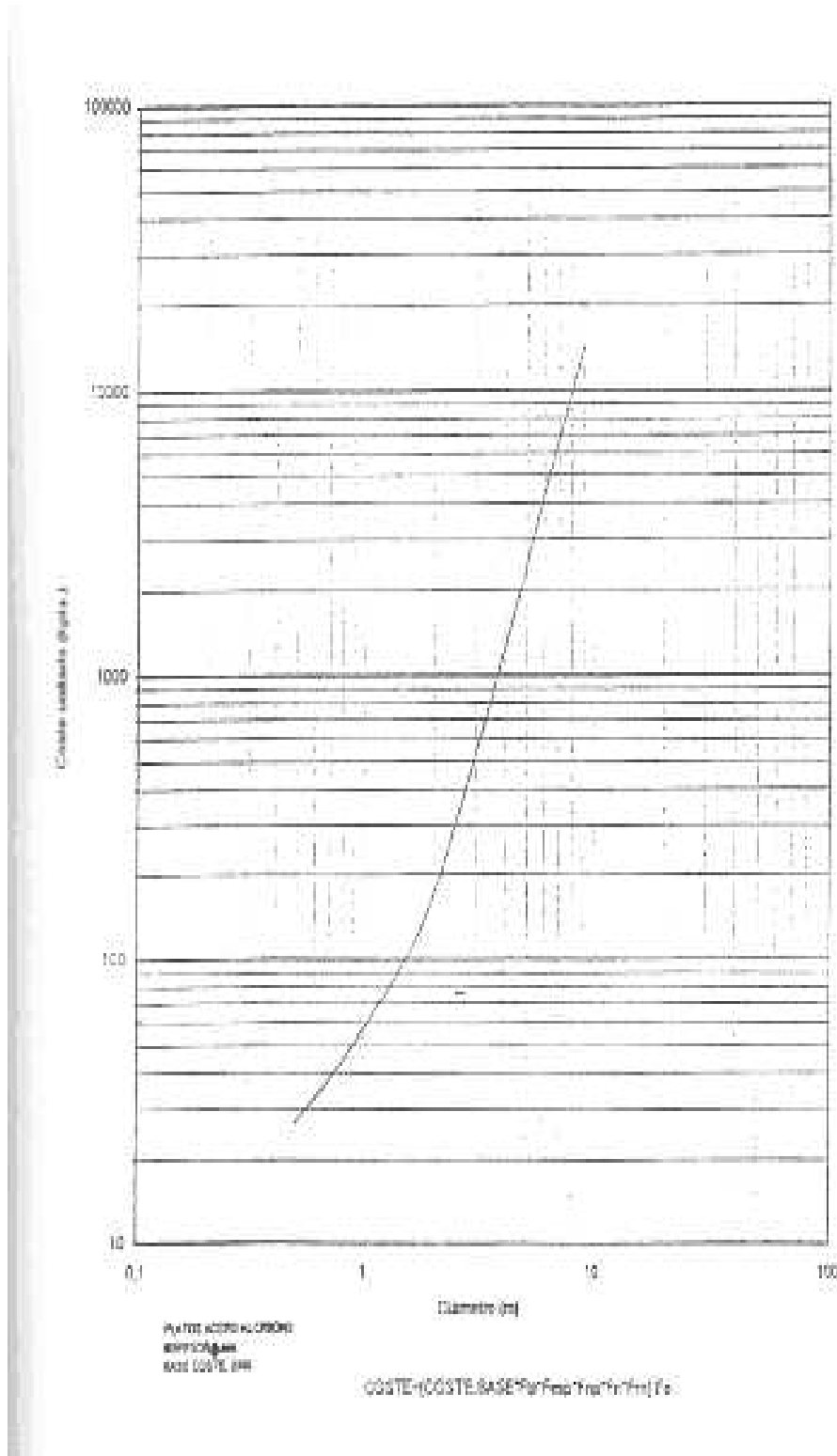


Figura 1.- Coste Platos

INFLUENCIA DEL TIPO DE PLATO (F_{TP})

<u>TIPO DE PLATO</u>	<u>F_{TP}</u>
Campana	1,45
Válvula	1,00
Perforado	0,70

INFLUENCIA DEL ESPESOR (F_{ESP})

<u>ESPESOR (m.m.)</u>	<u>F_{ESP}</u>
3	1,0
6	1,6
10	2,4
12	2,8

INFLUENCIA DEL NUMERO DE PASOS (F_{NP})

<u>Nº DE PASOS</u>	<u>F_{NP}</u>
1	1,0
2	1,12
4	

INFLUENCIA Nº DE PLATOS IGUALES (F_n)

<u>Nº DE PLATOS</u>	<u>F_n</u>
0 - 15	1,0
15 - 50	0,95
50 - 75	0,92
> 75	0,90

Figura. 2.- Influencia el Tipo de Plato.

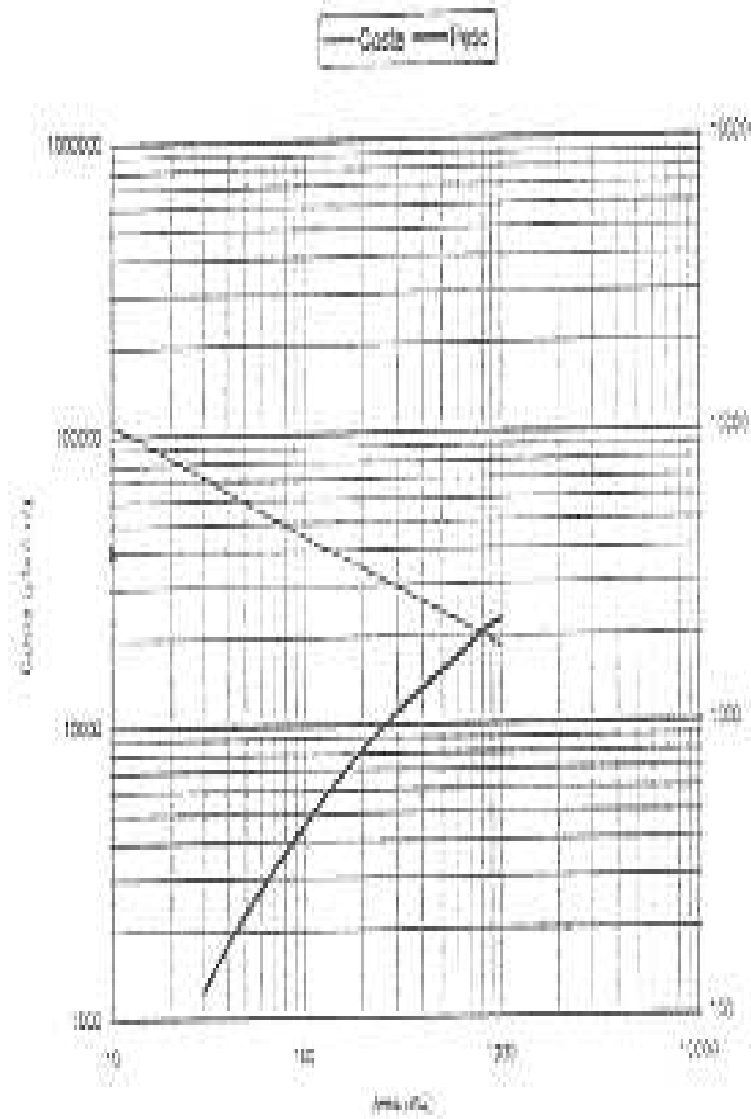


Figura 3.- Coste de Intercambiadores de Calor de Carcasa y Tubos.

INFLUENCIA DEL TIPO DE MATERIAL (F_m)

<u>MATERIAL</u>	<u>F_m</u>
AC	1,0
INOX 304	3,0
INOX 316	3,4
MONEL	9,0
INCONEL	11,0

Figura 4.- Influencia en los Costes de los Intercambiadores de Calor (I).

Influencia del número de filas

<u>nº de filas</u>	<u>F_n</u>
4	1,15
5	1,05
6	1,00
8	0,90
10	0,85

Influencia longitud de tubos

<u>Longitud (m)</u>	<u>F_L</u>
6	1,09
8	1,02
9	1,00
10	0,97
12	0,85

Influencia presión

<u>Presión Diseño (Kg/cm²)</u>	<u>F_p</u>
10	1,00
10 - 20	1,03
20 - 30	1,06
30 - 50	1,10
50 - 75	1,13
75 - 100	1,15
100 - 150	1,20

Figura 5.- Influencia en los Costes de los Intercambiadores de Calor (II).

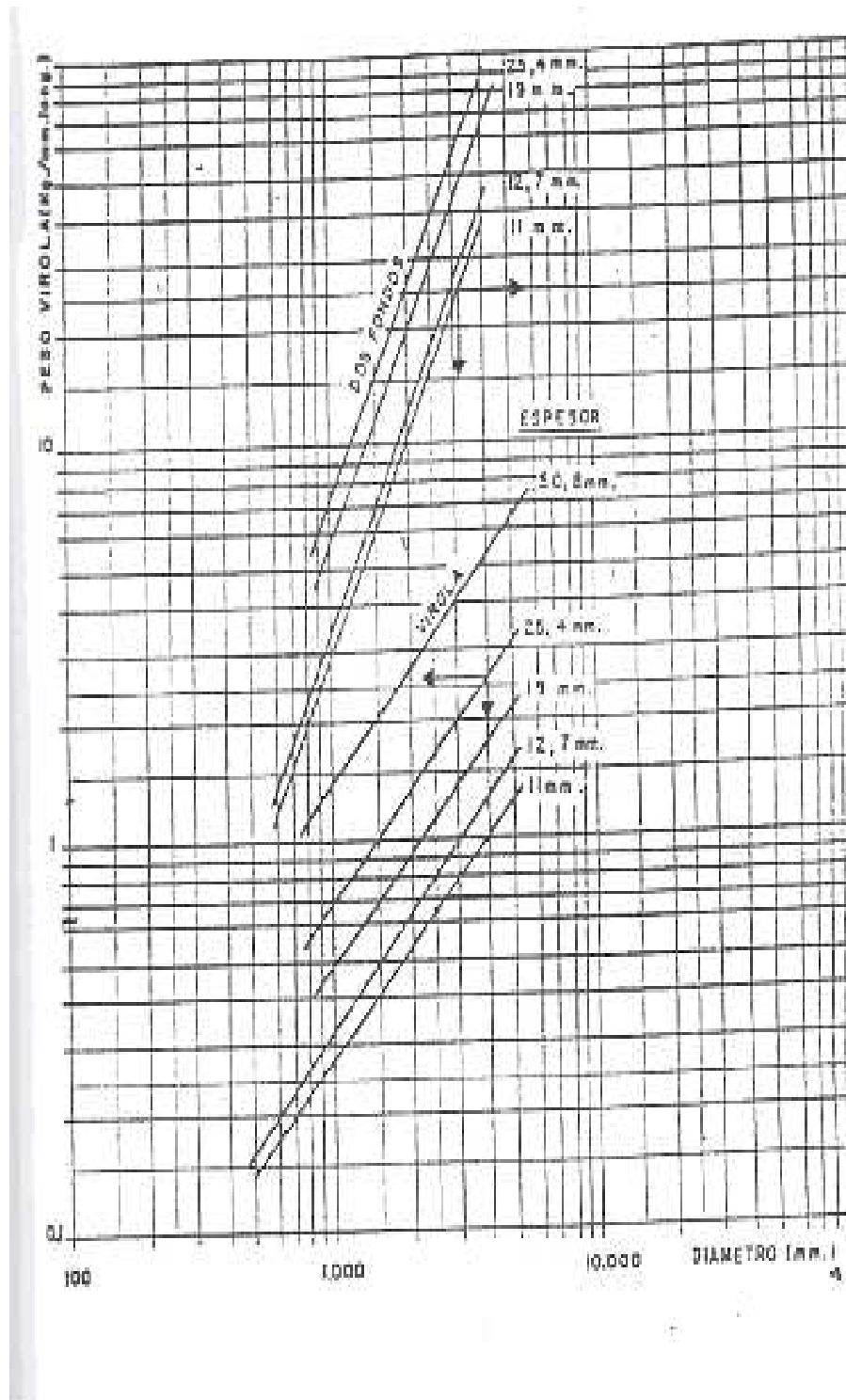


Figura 6.- Peso Virola y Fondos.

EQUIPOS	TUBERIAS	INSTRUMENTOS	ELECTRICIDAD	OBRA CIVIL	MONTAJE MECANICO	CALORIFICADO	PERITAJA	FACTOR EQUIPO	(L/M)
HORNO	17.7	5.1	4.2	26.9	23.0	-	-	1.27	1.30
CAMBADORES	44.7	10.4	4.2	19.7	64.0	11.8	2.6	2.57	1.31
AEROSREFRIGERANTES	13.9	4.8	19.5	4.2	22.5	-	3.1	1.68	1.17
COLUMNA	55.5	14.8	10.3	25.0	21.4	15.1	6.0	3.25	1.17
RECIPIENTES HORIZ.	39.7	7.8	10.5	16.0	59.7	9.3	2.6	2.47	1.41
CONDENS.	29.6	3.8	50.0	11.4	47.4	4.8	4.1	2.55	1.38
COMPRESORES	20.1	10.4	10.5	19	36.8	4.9	2.5	2.04	1.50
AGITADORES	-	-	52.5	-	5.0	-	-	1.58	1.30
CRISTALIZADORES	14	7.8	52.5	50	28.4	-	-	2.57	1.22
CENTRIFUGAS	12	11.7	46.0	23	22.6	-	-	2.15	1.28
SECADORES	18	-	21.0	11	30.04	7.8	-	2.10	1.49
RELACION (L/M)	0	0.3	1.1	1.3	-	1.45	1.0		

BASE: EQUIPO MAYOR = 1000

= FACTORES EN % SOBRE EL COSTE DE LA PARTIDA DE EQUIPO MAYOR; CON EXCEPCION DEL FACTOR EQUIPO, EN TANTO POR CIENTO.

Figura 7.- Costes Asociados a los Equipos.

FICHAS TÉCNICAS DE SEGURIDAD

Fichas Internacionales de Seguridad Química

BUTANO (gas licuado)

ICSC: 0232



n-Butano (gas licuado)



Masa molecular: 58.1
(licuado)
(botella)

Nº ICSC 0232
Nº CAS 106-97-8
Nº RTECS EJ4200000
Nº NU 1011
Nº CE 601-004-00-0



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

DERRAMES Y FUGAS

ALMACENAMIENTO

ENVASADO Y ETIQUETADO

Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Eliminar toda fuente de ignición
Ventilar. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).

A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco.

Nu (transporte): Ver pictogramas en cabecera.
Clasificación de Peligros NU: 2.1
CE:
Nota: C
símbolo F+
R: 12
S: 2-9-16-33



VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE

ICSC: 0232

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

Fichas Internacionales de Seguridad Química

BUTANO (gas licuado)

ICSC: 0232

D
A
T
O
S
I
M
P
O
R
T
A
N
T
E
S

ESTADO FISICO: ASPECTO:

Gas licuado comprimido inodoro, incoloro.

PELIGROS FISICOS:

El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. Puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.

LIMITES DE EXPOSICION:

TLV: 800 ppm como TWA; (ACGIH 2003).
MAK: 1000 ppm, 2400 mg/m³;
Categoría de limitación de pico: II(4); IIc: No clasificado en cuanto a riesgo para el embarazo. (DFG 2003).

VIAS DE EXPOSICION:

La sustancia se puede absorber por inhalación.

RIESGO DE INHALACION:

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

EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:

La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central.

PROPIEDADES FISICAS

Punto de ebullición: -0.5°C
Punto de fusión: -138°C
Densidad relativa (agua = 1): 0.6
Solubilidad en agua, g/100 ml a 20°C: 0.0061
Presión de vapor, kPa a 21.1°C: 213.7
Densidad relativa de vapor (aire = 1): 2.1

Punto de inflamación: -60°C
Temperatura de autoignición: 287°C
Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 1.8-8.4
Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 2.89

DATOS AMBIENTALES

NOTAS

Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. La información excepto propiedades físicas también pueden aplicarse para el Isobutano (CAS 75-28-5). Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte.

Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20S1011
Código NFPA: H 1; F 4; R 0;

INFORMACION ADICIONAL

Los valores LEP pueden consultarse en línea en la siguiente dirección: <http://www.mtas.es/insht/practice/vlas.htm>

Última revisión IPCS: 2003
Traducción al español y actualización de valores límite y etiquetado:
2003
FISQ: 1-046

ICSC: 0232

BUTANO (gas licuado)

© CE, IPCS, 2003

NOTA LEGAL IMPORTANTE:

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

Fichas Internacionales de Seguridad Química

PROPANO

ICSC: 0319



n-Propano
 $C_3H_8 / CH_3CH_2CH_3$
 Masa molecular: 44.1
 (botella)
 (licuado)

Nº ICSC 0319
 Nº CAS 74-98-6
 Nº RTECS TX2275000
 Nº NU 1978
 Nº CE 601-003-00-5



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

DERRAMES Y FUGAS

ALMACENAMIENTO

ENVASADO Y ETIQUETADO

Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Eliminar toda fuente de ignición
Ventilar. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido. (Protección personal adicional: equipo autónomo de respiración).

A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco.

NU (transporte): Ver pictograma en cabecera.
Clasificación de Peligros NU: 2.1
CE:
símbolo F+
R: 12
S: 2-9-16



VEASE AL DORSO INFORMACION IMPORTANTE

ICSC: 0319

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

Fichas Internacionales de Seguridad Química

PROPANO

ICSC: 0319

D
A
T
O
S
I
M
P
O
R
T
A
N
T
E
S

ESTADO FISICO: ASPECTO:

Gas licuado comprimido inodoro, incoloro.

PELIGROS FISICOS:

El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. Puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.

LIMITES DE EXPOSICION:

TLV: 2500 ppm como TWA; (ACGIH 2003).
MAK: 1000 ppm, 1800 mg/m³;
Categoría de limitación de pico: II(2);
Ilc: No clasificado en cuanto a riesgo para el embarazo (DFG 2003).

VIAS DE EXPOSICION:

La sustancia se puede absorber por inhalación.

RIESGO DE INHALACION:

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

EFFECTOS DE EXPOSICION DE CORTA DURACION:

La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central.

PROPIEDADES FISICAS

Punto de ebullición: -42°C
Punto de fusión: -189.7°C
Densidad relativa (agua = 1): 0.5
Solubilidad en agua, g/100 ml a 20°C: 0.007
Presión de vapor, kPa a 20°C: 840
Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.6
Temperatura crítica: 39°C (no en la ficha)

Punto de inflamación: -104°C
Temperatura de autoignición: 450°C
Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 2.1-9.5
Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 2.36
Energía mínima de ignición: 25 mJ (no en la ficha)

DATOS AMBIENTALES

NOTAS

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

Ficha de emergencia de transporte (Transport Emergency Card): TEC (R)-20S1978
Código NFPA: H 1; F 4; R 0;

INFORMACION ADICIONAL

Los valores LEP pueden consultarse en línea en la siguiente dirección: <http://www.mtas.es/insht/practice/vlas.htm>

Última revisión IPCS: 2003
Traducción al español y actualización de valores límite y etiquetado:
2003
FISQ: 2-164

ICSC: 0319

PROPANO

© CE, IPCS, 2003

NOTA LEGAL IMPORTANTE:

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

