

Universidad de **Cádiz**

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

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: Diseño de reactor catalítico para el proceso de obtención de Dimetil Éter a partir de metanol

Autor: Carlos CHICA PÉREZ

Fecha: Febrero 2008





Diseño de reactor para la obtención de dimetil éter mediante la deshidratación catalítica de metanol.

La búsqueda de combustibles que puedan reemplazar o complementar eficientemente a los combustibles actuales basados en el petróleo es uno de los principales problemas de la industria moderna y la economía mundial en general. Esto es debido a diversas razones, entre las que se pueden destacar la reducción de emisiones que disminuya el efecto invernadero y contribuya a frenar el cambio climático; razones estratégicas (disminuir la dependencia del petróleo procedente de regiones políticamente inestables); la creación de empleo y el desarrollo industrial en zonas rurales. Otro de los problemas de los combustibles basados en el petróleo es el temor de su escasez y agotamiento en un plazo de tiempo incierto, así como la continua elevación del precio del barril de petróleo.

El carbón y los aceites pesados han sido descartados ya como sustitutos puesto que producen elevadas emisiones de CO₂, y lo mismo ocurre con el gas natural y sus derivados, aunque en menor medida. Por otra parte, es posible emplear la electricidad, sin embargo, la electricidad no es una fuente de energía, sino un portador de energía, y por lo tanto su uso va a depender de la fuente de energía eléctrica que se emplee. La única fuente de energía que satisface los requisitos económicos y ambientales es la obtención de combustibles a partir de la biomasa; esta vía está actualmente en desarrollo y todavía no ha alcanzado la competitividad de los derivados del petróleo.

El dimetil éter, es un producto de potencial interés como futuro sustituto de los combustibles actuales. Actualmente, es empleado principalmente como propelente en la industria cosmética y como propelente para controlar la combustión de gasolinas y gasóleos. El DME tiene un significativo potencial en tres importantes mercados: en primer lugar, en la generación de energía (donde ya ha sido aprobado por fabricantes como Mitsubishi); en segundo lugar, como sustituto del gas licuado de petróleo doméstico y, finalmente, como combustible de automóviles, debido a su alto número de cetano y a la reducción de emisiones (no emiten óxidos de azufre). Además, el interés del DME reside en que es un gas limpio, fácil de licuar y de transportar.

El DME se produce a partir de la deshidratación catalítica de metanol que se obtiene del gas natural (y actualmente también de la biomasa). Dicha deshidratación,

se lleva a cabo sobre una zeolita ácida (HZSM-5), y es imprescindible que tenga lugar a temperaturas en un rango de 250°C a 400°C, y una presión superior a los 15 bar, para evitar así la severa desactivación del catalizador, así como la presencia significativa de reacciones laterales secundarias. Puesto que la etapa de reacción química constituye la etapa central del proceso productivo del DME, el presente proyecto se ha centrado en el diseño del reactor catalítico en el cual tiene lugar la transformación del metanol en DME y agua, así como en el dimensionamiento de los equipos complementarios que son necesarios para el pretratamiento de la corriente de alimentación al reactor, encargados de que las condiciones de presión y temperatura a la entrada sean las adecuadas para un óptimo funcionamiento del reactor. Se ha llevado a cabo también, el dimensionamiento de las líneas de tuberías que conectan los diferentes equipos implicados en dicho proceso, así como el diseño de un sistema de regulación automática eficiente que asegure la óptima operación de los equipos y la seguridad tanto de la instalación como de las personas que operan en ella. Finalmente, se ha llevado a cabo una estimación aproximada aunque rigurosa del coste de los diferentes equipos y materiales empleados, para poder elaborar un presupuesto que permita conocer, de modo orientativo, el coste final de la instalación.

La instalación estará constituida, en primer lugar, por el reactor catalítico. Éste operará en un régimen aproximadamente adiabático, para lo cual, dispondrá de un aislamiento térmico de poliuretano que minimice las pérdidas caloríficas. El reactor contendrá en su interior un lecho catalítico fijo de zeolita HZSM-5 de una longitud de 5,125 m, siendo el diámetro del mismo de 0,75 m. La virola del reactor tendrá una longitud de 5,30 m, y dispondrá de una cabeza y un fondo, ambos toriesféricos de tipo Korbbogen. El reactor se fabricará en acero inoxidable AISI-316 y tanto el espesor de la virola como de los fondos será de 9 mm. El catalizador estará soportado por una parrilla del mismo material y espesor de 8 mm. La conversión en el interior del reactor será de un 80%. La alimentación al reactor estará constituida por una corriente gaseosa constituida por metanol, agua y DME (procedente de la recirculación del proceso), que deberá encontrarse a 16 bar de presión y una temperatura de 250°C, por los motivos expuestos anteriormente.

Para el acondicionamiento de la corriente de alimentación, se empleará un intercambiador de calor de carcasa y tubos, con cabeza flotante, que elevará la temperatura de la alimentación de 25°C a 250°C, así como la vaporización de los componentes de la alimentación. Dispondrá de 3156 tubos de 1 ¼" de diámetro, que se encontrarán en el interior de una carcasa de 96" de diámetro. Los tubos tendrán

una disposición triangular y un pitch de $1 \frac{9}{16}$ ". Finalmente, para que la alimentación llegue al reactor en las condiciones necesarias de presión, se emplearán una electrobomba de 11 kW y un compresor rotativo de alta presión de 20 kW, que se encarguen de superar las pérdidas de energía mecánica que tienen lugar a través del sistema de tuberías y de los equipos implicados en el proceso.

El coste final de la instalación, una vez considerados todos los equipos y tuberías que la componen, así como los elementos e instrumentos que constituyen el sistema de control automático del proceso (sensores, medidores, controladores y actuadores); y habiendo considerado otros gastos adicionales relevantes, asciende a la cantidad de trescientos tres mil ciento cinco euros y diez céntimos.

Finalmente, cabe señalar que la instalación cumple rigurosamente con los aspectos de seguridad operativa y laboral, así como con los requisitos exigidos por las leyes de protección medioambiental.

Puerto Real, febrero de 2008
El Ingeniero Químico,

Fdo: D. Carlos Chica Pérez.

INDICE

DOCUMENTO 1: MEMORIA.

I. MEMORIA DESCRIPTIVA.

CAPÍTULO 1. DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO	1
1.0. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1. ÉTER DIMETÍLICO: MERCADOS ACTUALES Y POTENCIALES	1
1.1.0. <i>Introducción</i>	1
1.1.1. <i>DME: energía para el futuro</i>	3
1.1.2. <i>El DME: un significativo potencial en tres importantes mercados</i>	3
1.2. OBJETIVOS Y ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO	4
1.3. UBICACIÓN DE LA INSTALACIÓN	5
CAPÍTULO 2. PROCESO DE FABRICACIÓN DEL ÉTER DIMETÍLICO.....	6
2.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO.....	6
2.2. ESQUEMA DEL PROCESO.....	7
CAPÍTULO 3. REACTOR CATALÍTICO	9
3.0. INTRODUCCIÓN.....	9
3.1. TIPOS DE REACTORES.....	9
1.1. <i>Reactores de contacto superficial</i>	10
1.2. <i>Reactores de lecho filtrante (fijo) de catalizador</i>	11
1.3. <i>Reactores de lecho fluidizado de catalizador</i>	20
1.4. <i>Reactores con catalizador móvil</i>	22
3.2. ELECCIÓN DEL TIPO DE REACTOR	23
3.3. DESCRIPCIÓN DEL REACTOR	25
3.3.1. <i>Dimensiones</i>	28
3.3.2. <i>Material seleccionado</i>	28
3.3.3. <i>Catalizador</i>	29
3.3.4. <i>Parrilla porta-catalizador</i>	32

3.3.5. Aislamiento térmico del reactor.....	32
3.3.6. Carga y descarga del reactor.....	33
CAPÍTULO 4. INTERCAMBIADOR DE CALOR	34
4.0. INTRODUCCIÓN.....	34
4.1. TIPOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	34
4.1.1. Intercambiadores de calor tubulares.....	35
4.1.2. Intercambiadores de calor de placas	36
4.1.3. Intercambiadores de calor de doble tubo.....	37
4.2. ELECCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	38
4.3. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR TUBULAR	39
4.3.1. Selección de la trayectoria de flujo	40
4.3.2. Estudio de las partes fundamentales de los intercambiadores.....	41
CAPÍTULO 5. TUBERÍAS Y SISTEMAS DE IMPULSIÓN	49
5.0. INTRODUCCIÓN.....	49
5.1. SISTEMAS DE TUBERÍAS.....	49
5.1.1. Normalización	50
5.1.2. Normas ANSI y ASTM	50
5.1.3. Fabricación de tuberías.....	53
5.1.4. Bridas, válvulas y accesorios	54
5.2. DIMENSIONES.....	55
5.3. CALIDAD DE LOS MATERIALES	56
5.4. SISTEMAS DE IMPULSIÓN DE FLUIDOS	57
5.4.1. Bombas de desplazamiento positivo.....	58
5.4.2. Bombas alternativas.....	58
5.4.3. Bombas rotatorias.....	59
5.4.4. Bombas centrífugas	60
5.4.5. Impulsión de gases	61
5.5. SISTEMAS DE IMPULSIÓN EMPLEADOS EN LA INSTALACIÓN	65
5.5.1. Bombas.....	65
5.5.2. Compresor	66

CAPÍTULO 6. CONTROL DEL PROCESO	67
6.0. INTRODUCCIÓN.....	67
6.1. CONCEPTOS Y ELEMENTOS BÁSICOS DE UN SISTEMA DE CONTROL.....	69
6.1.1. Instrumentos de un sistema de control de procesos.....	70
6.2. CONTROLADORES PID	72
6.3. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN DEL PROCESO.....	73
CAPÍTULO 7. ASPECTOS GENERALES DEL MANTENIMIENTO.....	78
7.0. INTRODUCCIÓN.....	78
7.1. COSTES DE MANTENIMIENTO.....	80
7.2. PLAN DE MANTENIMIENTO	80
7.2.1. Mantenimiento preventivo.....	81
7.2.2. Mantenimiento predictivo	82
7.2.3. Mantenimiento correctivo.....	83
7.3. POLÍTICA DE MANTENIMIENTO	85
7.4. ADECUACIÓN DE LAS POLÍTICAS AL TIPO DE INDUSTRIA.....	87
7.5. MANTENIMIENTO DE MÁQUINAS Y EQUIPOS.....	88
7.5.1. Disponibilidad, fiabilidad y mantenibilidad.....	88
7.5.2. Factores que influyen sobre la disponibilidad	89
7.5.3. Disponibilidad según el enfoque de procesos.....	91
7.5.4. Métodos para mejorar la disponibilidad de los equipos	92
7.6. LA GESTIÓN DE REPUESTOS EN EL MANTENIMIENTO	93
CAPÍTULO 8. SEGURIDAD E HIGIENE.....	95
8.0. INTRODUCCIÓN.....	95
8.1. RIESGOS	95
8.1.1. Alcohol metílico (metanol).....	95
8.1.2. Dimetil éter (DME).....	99
8.2. CONTROL DE RIESGOS101	
8.3. INSTRUCCIONES Y ENTRENAMIENTO DEL PERSONAL.....	103
8.4. EQUIPOS DE PROTECCIÓN PERSONAL.....	104
8.5. MEDIDAS DE PRIMEROS AUXILIOS.....	106
8.6. ROTULACIONES E IDENTIFICACIÓN	107
8.7. TRANSPORTE Y ALMACENAMIENTO	109
8.7.1. Metanol	109

8.7.2. Éter dimetílico	112
8.8. RIESGO ECOLÓGICO. CONTROL DEL RIESGO ECOLÓGICO.....	113
CAPÍTULO 9. DISTRIBUCIÓN EN PLANTA.....	116
9.0. SELECCIÓN DEL EMPLAZAMIENTO	116
9.1. DISTRIBUCIÓN EN PLANTA DE LOS EQUIPOS	117
<u>II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.</u>	
CAPÍTULO 1. BALANCE MACROSCÓPICO DE MATERIA Y ENERGÍA AL PROCESO COMPLETO	120
1.0. INTRODUCCIÓN.....	120
1.1. BALANCE MACROSCÓPICO DE MATERIA AL PROCESO COMPLETO	120
1.2. BALANCE MACROSCÓPICO DE ENERGÍA AL PROCESO COMPLETO	129
CAPÍTULO 2. BALANCES MACROSCÓPICOS DE MATERIA Y ENERGÍA DEL REACTOR	130
2.0. INTRODUCCIÓN.....	130
2.1. BALANCE MACROSCÓPICO DE MATERIA AL REACTOR	130
2.2. BALANCE MACROSCÓPICO DE ENERGÍA AL REACTOR.....	131
CAPÍTULO 3. DISEÑO DEL REACTOR CATALÍTICO.....	137
3.0. INTRODUCCIÓN.....	137
3.1. ECUACIÓN DE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN.....	137
3.2. CURVA DE EQUILIBRIO.....	139
3.3. CURVA DE MÁXIMA VELOCIDAD DE REACCIÓN	139
3.4. OPERACIÓN ADIABÁTICA DEL REACTOR	140
3.4.0. Introducción.....	140
3.4.1. Operación adiabática en reactores de lecho fijo	140
3.5. RESOLUCIÓN DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA	142
3.6. DETERMINACIÓN DE LA MASA TOTAL DE CATALIZADOR	152
3.7. DETERMINACIÓN DE ESPESORES	152

3.7.1. <i>Espesor de la virola cilíndrica</i>	152
3.7.2. <i>Espesor de los fondos</i>	155
3.7.3. <i>Espesor de la parrilla que soporta el catalizador</i>	156
3.7.4. <i>Pestaña o faldilla</i>	158
3.7.5. <i>Cálculo de pesos y tensiones debidas a éstos en la elevación</i>	159
3.7.6. <i>Cálculo de tensiones</i>	161
3.7.7. <i>Presión de prueba</i>	166
3.7.8. <i>Accesorios</i>	168
3.8. AISLAMIENTO TÉRMICO DEL REACTOR	170
3.8.0. <i>Cálculo de las pérdidas caloríficas a través del reactor</i>	170
3.8.1. <i>Pérdidas caloríficas a través de la pared del reactor con aislamiento térmico</i>	174
CAPÍTULO 4. INTERCAMBIADOR DE CALOR	177
4.0. INTRODUCCIÓN.....	177
4.1. BALANCE DE ENERGÍA AL INTERCAMBIADOR DE CALOR	177
4.2. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR	180
4.2.0. <i>Datos de diseño del intercambiador de calor</i>	180
4.2.1. <i>Cálculo del coeficiente de película interior</i>	181
4.2.2. <i>Cálculo del coeficiente de película exterior</i>	182
4.2.3. <i>Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor</i>	184
4.2.4. <i>Cálculo del área total de transmisión de calor</i>	186
4.2.5. <i>Cálculo de las pérdidas de carga</i>	187
CAPÍTULO 5. CÁLCULO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS	190
5.0. INTRODUCCIÓN.....	190
5.1. DIÁMETROS NOMINALES	191
5.2. ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA EN LAS TUBERÍAS.....	194
5.3. ESTUDIO GLOBAL DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA	200
5.4. CÁLCULO DE LOS ESPESORES DE TUBERÍAS	201
5.5. AISLAMIENTO TÉRMICO DE TUBERÍAS	205
CAPÍTULO 6. IMPULSIÓN DE FLUIDOS	215
6.0. INTRODUCCIÓN.....	215

6.1. BOMBAS	215
6.2. COMPRESOR	218

DOCUMENTO 2: PLIEGO DE CONDICIONES.

CAPÍTULO 1. CONDICIONES GENERALES.....	220
1.1. OBJETIVOS	220
1.2. OBRAS OBJETO DEL PRESENTE PROYECTO.....	220
1.3. EXCLUSIONES.....	221
1.4. OBRAS ACCESORIAS NO ESPECIFICADAS EN EL PLIEGO	221
1.5. DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS	221
1.6. DIRECTOR DE LA OBRA.....	216
CAPÍTULO 2. CONDICIONES FACULTATIVAS	223
2.1. CONTRATO.....	223
2.2. COPIA DE LOS DOCUMENTOS	223
2.3. LIBRO DE ÓRDENES	223
2.4. INICIACIÓN Y PROGRAMACIÓN DE LA OBRA	223
2.5. FIANZAS.....	224
2.6. CONDICIONES GENERALES DE EJECUCIÓN DE LOS TRABAJOS	224
2.7. PROGRAMA DE MONTAJE.....	225
2.8. REPLANTEO	225
2.9. PRUEBAS.....	225
2.10. DEMOLICIONES Y CONSTRUCCIONES.....	226
2.11. MATERIALES NO UTILIZABLES O DEFECTUOSOS.....	226
2.12. MEDIOS AUXILIARES	227
2.13. MODIFICACIONES	227
2.14. FORMALIZACIÓN DEL PROYECTO REFORMADO.....	227
2.15. ACCIDENTES DE TRABAJO Y DAÑOS A TERCEROS	228
2.16. DESPIDO POR INSUBORDINACIÓN, INCAPACIDAD Y MALA FE	228
2.17. RECLAMACIONES.....	229
2.18. LITIGIOS.....	229
2.19. PARALIZACIONES.....	229
2.20. MEDIDAS DE PROTECCIÓN Y LIMPIEZA.....	230

2.21. RETIRADA DE LOS MEDIOS AUXILIARES	230
2.22. RECEPCIÓN PROVISIONAL DE LA OBRA	231
2.23. MEDICIÓN DEFINITIVA DE LOS TRABAJOS	231
2.24. PLAZO DE GARANTÍA.....	232
2.25. RECEPCIÓN DEFINITIVA.....	232

CAPÍTULO 3. CONDICIONES TÉCNICAS..... 233

3.1. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.....	233
3.2. PRUEBAS Y PUESTAS EN MARCHA.....	233
3.3. INSTALACIONES Y PROTECCIÓN.....	233
3.4. OBRAS O INSTALACIONES NO ESPECIFICADAS	233

CAPÍTULO 4. CONDICIONES LEGALES 235

4.1. CONTRATO.....	235
4.2. MEDICIÓN Y ABONO DE LAS OBRAS	235
4.3. LIQUIDACIÓN DE PAGOS.....	235
4.4. REVISIÓN DE PRECIOS	235
4.5. DEVOLUCIÓN	236
4.6. ENTREGA DE LA INSTALACIÓN. CESE DE OBLIGACIONES	236

CAPÍTULO 5. CONDICIONES DE SEGURIDAD E HIGIENE 237

5.1. PRECAUCIONES PARA LA SEGURIDAD PERSONAL.....	237
5.2. LEGISLACIÓN LABORAL	237
5.3. OBLIGACIONES GENERALES DEL CONTRATISTA Y DEL DIRECTOR DE OBRA	237
5.4. MEDIOS PERSONALES DE SEGURIDAD.....	238
5.5. ANDAMIOS, PASARELAS Y PUENTES DE SERVICIO.....	239
5.6. APARATOS A PRESIÓN.....	240
5.7. SANCIONES.....	240

DOCUMENTO 3: PRESUPUESTO.

CAPÍTULO 1. REACTOR CATALÍTICO	241
CAPÍTULO 2. INTERCAMBIADOR DE CALOR	242
CAPÍTULO 3. TUBERÍAS Y ACCESORIOS	242
CAPÍTULO 4. SISTEMAS DE IMPULSIÓN	244
CAPÍTULO 5. SISTEMAS DE CONTROL	244
CAPÍTULO 6. PRESUPUESTO FINAL.....	245

ANEXOS

ANEXO GRÁFICO	247
----------------------------	------------

<u>BIBLIOGRAFÍA</u>	259
----------------------------------	------------

DOCUMENTO 4: PLANOS.

I. MEMORIA DESCRIPTIVA.

I. **MEMORIA DESCRIPTIVA**

CAPÍTULO 1. DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO.

1.0.- INTRODUCCIÓN.

El proyecto que se propone consiste en el diseño de un reactor catalítico en el que tiene lugar la deshidratación del metanol para la síntesis del éter dimetílico o DME.

Debido a que este reactor constituye la etapa más significativa del proceso de producción del éter dimetílico a partir de la deshidratación del metanol, se dará a continuación, una perspectiva general del proceso industrial mediante el cual se obtiene dicho compuesto químico.

El proceso incluye, además de la deshidratación catalítica del metanol utilizando como catalizador una zeolita del tipo HZSM-5, una breve descripción de los demás procesos que tienen lugar, siendo la separación de los componentes de la corriente de salida del reactor mediante destilación (para purificar nuestro producto y recircular el reactante) el proceso de mayor importancia tras la etapa de reacción química.

1.1.- ÉTER DIMETÍLICO: MERCADOS ACTUALES Y POTENCIALES.

1.1.0.- Introducción.

La búsqueda de combustibles de automoción que puedan reemplazar o complementar de forma eficiente los combustibles actuales basados en el petróleo, sigue siendo tema de estudio cuando ya han pasado más de treinta años desde la crisis del petróleo de 1973. Los motivos que llevan a introducir combustibles

alternativos han variado con el paso de los años, pero entre los más importantes se pueden destacar:

- a) Estratégicos, de manera que se reduzca la dependencia del petróleo importado desde regiones políticamente inestables (Oriente Medio).
- b) Mejora de la calidad del aire, debido a la reducción de emisiones del tráfico rodado.
- c) Acciones contra el cambio climático, como la reducción de las emisiones de los gases responsables del efecto invernadero.
- d) Creación de nuevas oportunidades de empleo y desarrollo rural.

Pese a los innumerables esfuerzos realizados a lo largo del tiempo, se han conseguido resultados relativamente pobres. El principal motivo para ello es que el precio del crudo sigue manteniéndose a un nivel que hace imposible que los combustibles alternativos sean económicamente competitivos. Además, las industrias del petróleo han logrado que los combustibles fósiles generen menos emisiones.

El carbón y los aceites pesados se han abandonado como fuentes factibles para combustibles alternativos debido a las elevadas emisiones de CO₂, puesto que la disminución de los gases de efecto invernadero se encuentran dentro de los aspectos estratégicos más importantes a tener en cuenta. El gas natural y sus derivados se emplean actualmente a pequeña escala como combustibles alternativos. Sin embargo, el gas natural es un combustible fósil, lo cual contribuye a incrementar la concentración de CO₂ en la atmósfera, aunque en menor cantidad que el carbón y el petróleo.

La electricidad se puede emplear para “mover” motores de automoción. Sin embargo, la electricidad es un “portador” de energía y no una “fuente” de energía. Las ventajas y los inconvenientes de la electricidad van a depender de la fuente de energía que se emplee para producir dicha energía eléctrica.

La única fuente de energía basada en combustibles que satisface los requisitos enumerados anteriormente, es la biomasa, siempre y cuando la producción y conversión de la biomasa hasta combustibles de automoción se pueda conseguir con un balance positivo de gases de efecto invernadero, es decir, que se consuma menos energía fósil que combustible de automoción renovable se produzca. Hay básicamente

dos forma de convertir la biomasa en combustible de automoción. La primera (vía fermentativa) consiste en rotura de moléculas complejas de celulosa o almidón para formar sacarosa y su posterior fermentación hasta obtener etanol. La vía térmica incluye la oxidación parcial de la biomasa para obtener un gas de síntesis ($\text{CO}_2 + \text{H}_2$), a partir del cual se construyen nuevas moléculas como el metanol, hidrocarburos formados mediante la síntesis de Fischer – Trops, y éter dimetílico (DME). Éste último tiene unas propiedades muy interesantes (índice de cetano superior a 55, emisiones de NO_x y partículas inferiores al combustible diesel convencional) que lo convierten en alternativa para los motores diesel.

1.1.1.- El DME: energía para el futuro.

El gas natural ya es usado como alimentación en una gran variedad de procesos químicos, en particular para producir amoníaco, urea y metanol. El éter dimetílico, o DME, actualmente es producido por la deshidratación de metanol procedente del gas natural (también puede obtenerse a partir de biomasa). Actualmente, este proceso se realiza a muy pequeña escala - alrededor de 150,000 toneladas métricas por año – siendo utilizado, principalmente, como un propelente de aerosoles en la industria cosmética. El DME es un gas limpio, incoloro que es fácil de licuar y transportar. Por ello tiene un notable potencial como combustible para la generación de potencia, en usos domésticos, o como combustible potencial para los vehículos diesel. También se usa actualmente como propelente para controlar la combustión de gasolinas y gasóleos. Se trata de un compuesto miscible con la mayoría de disolventes orgánicos y además presenta una alta solubilidad en agua. El uso del éter dimetílico como aditivo para el gasóleo se debe a su alta volatilidad (que mejora el arranque del motor en frío) y a su elevado índice de cetano.

1.1.2.- El DME: un significativo potencial en tres importantes mercados.

a) **Generación de potencia.** Ya ha sido aprobado por fabricantes como Mitsubishi, Hitachi y el General Electric como un combustible para sus turbinas de gas, puesto que el DME es una alternativa eficiente a otras fuentes de energía para centrales eléctricas de tamaño mediano, sobre todo en islas o en regiones aisladas donde puede ser difícil

de transportar el gas natural y donde la construcción de terminales de nueva gasificación de gas natural líquido (GNL) no sería viable.

El DME es transportado a una temperatura de -25°C , haciéndolo más fácil de manejar que el GNL, que es transportado a -163°C . Su empleo reduciría gastos a través de la cadena de suministro porque la infraestructura de GLP (Gas Licuado de Petróleo) existente podría ser utilizada.

b) **El sustituto del GLP doméstico.** Probablemente, para tener una estructura en general más atractiva de precios que la GLP, el DME puede ser mezclado en una proporción del 15 a 20 % en GPL, sin hacer necesario modificaciones de equipos o redes de distribución.

c) **Combustible de automóviles.** A menudo descrito como "GLP diesel", el DME es una futura alternativa de combustible. La promoción de su empleo en empresas corporativas y públicas al principio reduciría los problemas de desarrollar una red de distribución limpia, aprovechando su alto número de cetano y sus ventajas ambientales, como particularmente las emisiones de azufre. El DME no emite óxido de azufre, se compone de gas natural y sólo emite dióxido de carbono en cantidades menores. Además, requerirían pocas modificaciones de motor. Su aplicabilidad directamente como combustible pasa por lograr un producto prácticamente exento de metanol y agua. Unido al objetivo de reducir el nivel de emisiones contaminantes y con la ventaja de reducir su dependencia de importación de oriente medio, Japón ha preparado la comercialización de una nueva generación de combustible para el pasado año 2006. La producción del "dimethyl-ether" (DME) o éter. dimetil (que se puede encontrar fácilmente en spray) está bajo las empresas Mitsubishi Gas Chemical y NKK Corporation, que consideran que el DME podría reemplazar al GLP o gasolina como principal combustible para algunos vehículos y generadores.

1.2.- OBJETIVOS Y ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO.

El objetivo de este proyecto consiste en el diseño de un reactor catalítico con una capacidad productiva de 50.000 toneladas anuales de éter dimetílico, de acuerdo con la normativa vigente en materia de seguridad e higiene y medio ambiente. El producto obtenido debe tener una pureza del 99,5% en peso. La alimentación del proceso consistirá en una corriente de metanol comercial (disolución con una riqueza

en peso del 99,84% en metanol y 0,16% en agua). La producción de 50.000 toneladas/año de DME de dicha composición, requerirá de un total de 79.000 toneladas anuales de reactivo (metanol comercial).

Además del diseño del reactor, en este proyecto también se dimensionarán los equipos complementarios necesarios para el pretratamiento de la corriente de alimentación al reactor, encargados de que las condiciones de temperatura y presión a la entrada del reactor sean las adecuadas para un óptimo funcionamiento posterior del reactor.

1.3.- UBICACIÓN DE LA INSTALACIÓN.

El reactor diseñado en el presente proyecto, se considerará ubicado en una planta de producción de éter dimetílico ubicada próxima a una zona costera, que permita expedir y recibir los productos tanto por vía marítima, como por vía férrea o por carretera. Un emplazamiento ideal para la construcción de una planta de estas características podría ser la Bahía de Algeciras, donde se sitúa una de las áreas industriales más importantes de Andalucía, en contacto por carretera con las principales ciudades de la provincia y Sevilla, en ferrocarril con la ciudad de Málaga, y con uno de los puertos más importantes del Mediterráneo, lo que aseguraría un abastecimiento eficiente por vía marítima. Por lo tanto, éste sería un entorno apropiado para construir una planta de estas características, encontrándose además en un emplazamiento bien comunicado.

CAPÍTULO 2. PROCESO DE FABRICACIÓN DEL ÉTER DIMETÍLICO.

2.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO.

La producción de éter dimetílico se realiza mediante la deshidratación catalítica de metanol sobre un catalizador zeolítico de naturaleza ácida, como es el HZSM-5. La reacción principal es la siguiente:



En el rango de temperaturas de operación normal no hay reacciones laterales que puedan considerarse significativas.

El metanol fresco de la alimentación del proceso se combina con la corriente de reciclo procedente de la segunda torre de destilación, y que contiene la mayor parte del metanol que no ha reaccionado, junto con una fracción mínima de agua y éter dimetílico que no han podido separarse en las torres de destilación. Tras la vaporización de la corriente mezclada, ésta es enviada al reactor catalítico de lecho fijo que operará adiabáticamente entre las temperaturas de 250°C y 358°C y una presión, como mínimo, de 15 bar, con el fin de evitar reacciones secundarias. La temperatura no debe superar nunca los 400°C, para evitar una severa desactivación del catalizador. En el rango de temperaturas de operación del reactor el efecto de la desactivación catalítica es despreciable, así como la presencia de reacciones laterales. Además, en este rango de temperaturas, la cinética de la reacción de deshidratación del metanol (síntesis de éter dimetílico) está descrita por la ecuación de Naccache – Bondiera, ecuación que será tratada con más detalle posteriormente. El reactor operará de forma adiabática, y la conversión por paso en el reactor será de un 80%. Para alcanzar la temperatura mínima de 250°C, pueden emplearse los gases de salida del reactor con el fin de aprovechar su calor para precalentar la alimentación al mismo.

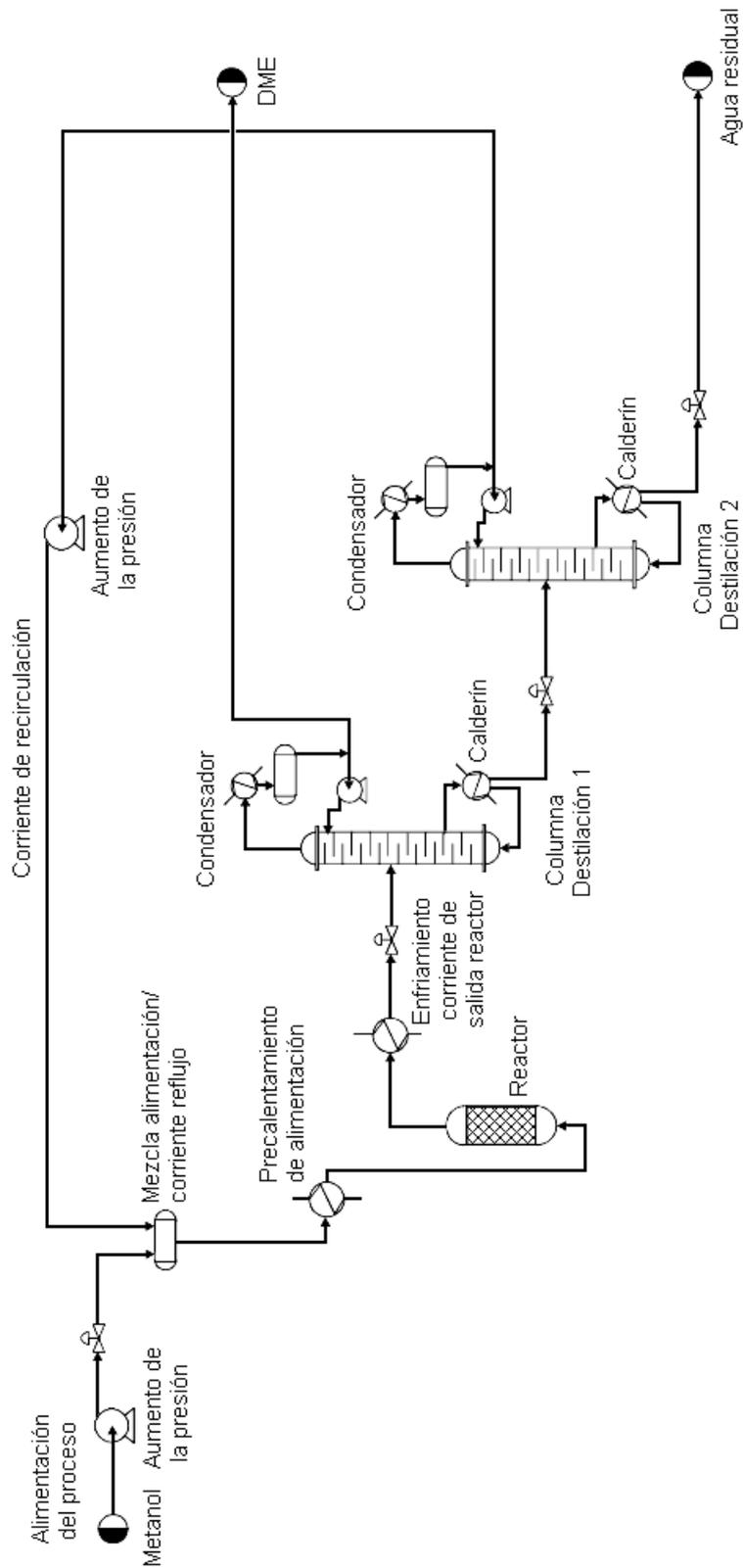
El efluente gaseoso que abandona el reactor debe enfriarse para lograr la vaporización del 20% de la mezcla resultante. Antes de enviar este efluente a las torres de destilación para obtener el éter dimetílico de la pureza deseada, es necesario

reducir la presión hasta aproximadamente 10,4 bar con una válvula de laminación. El producto de cabeza de la primera columna de destilación será por tanto el DME, mientras que el producto de fondo de esta primera columna se lleva a una segunda torre de destilación donde se separa el metanol que no ha reaccionado del agua, la cual tras ser enfriada se debe enviar a un proceso de tratamiento de aguas residuales para eliminar los restos de compuestos orgánicos que pudiese contener dicha corriente. El metanol que se obtiene por cabeza de la segunda torre de destilación se recicla y se mezclará con la alimentación fresca de metanol, al inicio del proceso.

El metanol fresco procederá de un almacenamiento que se llevará a cabo a 25°C (temperatura ambiente) y 1 bar (presión atmosférica).

2.2.- ESQUEMA DEL PROCESO.

A continuación se presenta el esquema 1, donde se muestra el proceso de producción del éter dimetílico, y se presenta una visión general de las principales etapas que tienen lugar, así como los principales equipos que son necesarios para la operación.



Esquema 1. Diagrama de flujo del proceso de producción de dimetil éter.

CAPÍTULO 3. REACTOR CATALÍTICO.

3.0.- INTRODUCCIÓN.

Puesto que la etapa central de todo el proceso de producción del éter dimetílico es la de reacción química, uno de los factores de mayor importancia a la hora de determinar la economía general del proceso es el diseño del reactor químico.

Un diseño adecuado deberá asegurar una estructura sencilla, un manejo fácil y sobre todo unos rendimientos elevados.

3.1.- TIPOS DE REACTORES.

La reacción de deshidratación del metanol para la formación de éter dimetílico es una reacción catalítica heterogénea, por ello, el siguiente estudio se centrará en los diferentes tipos de reactores heterogéneos disponibles en los que puede llevarse a cabo dicha reacción.

Los reactores destinados a realizar las reacciones catalíticas heterogéneas son específicos y variados, deben trabajar continuamente y asegurar un régimen de proceso óptimo, especialmente un régimen térmico óptimo. Al mismo tiempo deben reunir los siguientes requisitos:

- Resistencia hidráulica mínima.
- Estructura sencilla.
- Fácil manejo.

Estos reactores se pueden clasificar en función del estado de las fases de las sustancias reaccionantes, pudiéndose dividir en cuatro grupos:

1. Medio reaccionante gaseoso, catalizador sólido:
 - a. Reactores de contacto superficial.
 - b. Reactores de contacto con un lecho filtrante (fijo) de catalizador.
 - c. Reactores de contacto con lechos fluidizados de catalizador.

- d. Reactores de contacto con catalizador móvil.
- 2. Medio reaccionante líquido, catalizador sólido.
 - a. Reactores con catalizador inmóvil.
 - b. Reactores con lecho suspendido de catalizador.
 - c. Reactores con flujo de suspensión del catalizador en el líquido.
 - d. Reactores provistos de agitadores.
- 3. Las sustancias reaccionantes son gases y líquidos, y el catalizador es un líquido o una suspensión de un sólido en un líquido:
 - a. Columna con relleno (contacto de película entre el gas y el líquido).
 - b. Columna de burbujeo (burbujeo del gas a través del líquido o la suspensión del sólido en el líquido).
 - c. Reactores con agitadores.
- 4. Las sustancias reaccionantes son líquidos inmiscibles y el catalizador es un líquido:
 - a. Reactores con agitadores.

El proceso catalítico que se está analizando en el presente capítulo se encuentra dentro del primer grupo y, por lo tanto, el estudio se centrará en éstos.

3.1.1. Reactores de contacto superficial.

Los reactores de contacto superficial en que los que el catalizador se ubica en tubos o rejillas a través de las cuales se hace pasar el gas, son menos utilizados que los reactores con un lecho filtrante o en suspensión del catalizador.

Con el contacto superficial, la superficie activa del catalizador no es grande. Por ello, estos reactores conviene ser utilizados solamente para reacciones exotérmicas rápidas e irreversibles que se llevan a cabo en presencia de un catalizador de alta actividad que asegura un rendimiento próximo al teórico. Por tanto, en estas condiciones, en el aparato de contacto no se requiere alojar grandes cantidades de catalizador.

El esquema del aparato de contacto con catalizador en forma de rejillas se muestra en la siguiente figura:

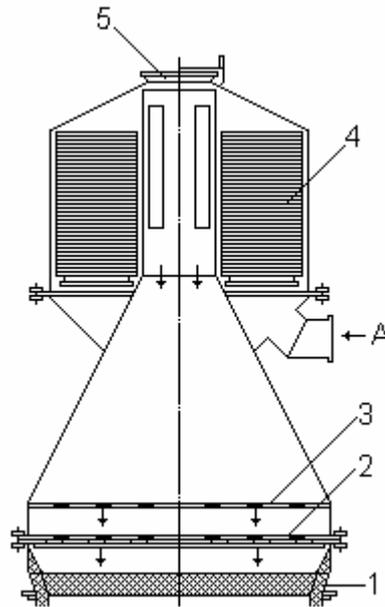


Figura 1. Aparato de contacto con el catalizador en forma de rejillas:

1. Anillos Rasching; 2. Rejillas formadas por el catalizador; 3. Rejilla de distribución; 4. Filtro de cartón; 5. Válvula de seguridad; A. Admisión de gas en el aparato.

En el cuerpo del reactor están sujetos horizontalmente, unas sobre otras, varias rejillas (paquetes de rejillas) fabricadas de un metal o aleación que sea activo para la reacción en cuestión. El calentamiento de gas hasta alcanzar la temperatura de encendido se lleva a cabo principalmente en el mismo aparato a costa del calor radiado por las rejillas calentadas. El tiempo de contacto del gas con la superficie de las rejillas constituye de milésimas a diezmilésimas partes de segundo. Tales reactores son de construcción sencilla y alto rendimiento.

3.1.2.- Reactores de lecho filtrante (fijo) de catalizador.

Estos reactores se utilizan para reacciones catalíticas de todo tipo. En ellos, uno o varios lechos de catalizador se encuentran inmóviles en un soporte de parrilla (solera), o están cargados en los tubos y a través del catalizador fijo se deja pasar la mezcla de los gases reactivos con un comportamiento próximo al flujo en pistón. Cuanto más alto sea el lecho de catalizador, tanto menor será la influencia ejercida por

la dispersión axial del gas y tanto más aplicable será para el cálculo del reactor un modelo de comportamiento ideal.

El catalizador generalmente se presenta en forma de granos de diferentes tamaños, pero por regla general no menores de 4 ó 5 mm de diámetro, ya que en caso de ser más pequeñas las partículas, crece bruscamente la resistencia hidráulica del catalizador y se produce más fácilmente su aglomeración.

La cantidad de catalizador cargado, la altura, el número de lechos y su disposición en el reactor dependen de la actividad del catalizador, del carácter de la reacción catalítica y de las condiciones de intercambio de calor. Cuanto más activo sea el catalizador y mayores los valores de la conversión de equilibrio y la velocidad de reacción, menor cantidad de masa de contacto se deberá cargar al aparato y tanto menor será la altura del lecho del catalizador.

Las particularidades estructurales de los reactores de contacto dependen principalmente de la forma de construcción de los dispositivos cambiadores de calor. Al diseñar los reactores de contacto, la tarea más compleja consiste en mantener el régimen óptimo de temperatura, ya que para muchos procesos catalíticos se requiere una regulación fina del régimen de temperatura para evitar reacciones secundarias. Por ejemplo, en el caso de las reacciones endotérmicas se necesita suministrar calor a la zona de catálisis, mientras que en el caso de las reacciones exotérmicas hay que asegurar una evacuación intensa e irregular, a lo largo del aparato, del calor de la zona de catálisis.

3.1.2.1.- Reactores con lecho filtrante desprovistos de dispositivos cambiadores de calor.

Estos reactores tienen una estructura más simple. Funcionan en un régimen térmico adiabático y el régimen de temperatura es regulado sólo por la variación de la composición del gas inicial y su temperatura. Tales reactores se pueden usar:

- a) Para reacciones exotérmicas prácticamente irreversibles que se efectúan en un lecho fino de catalizador muy activo (figura 2).
- b) Para reacciones con baja concentración de los reactivos.

c) Para reacciones endotérmicas o exotérmicas con efecto térmico pequeño (figura 3). La cantidad de catalizador cargado, al ser pequeña su actividad, puede ser muy grande y la altura del lecho es, a veces, de varios metros. En estos reactores, se opera en régimen adiabático; por consiguiente, en los procesos exotérmicos, la temperatura de los gases reactivos en el lecho del catalizador crece proporcionalmente al grado de transformación.

Los reactores desprovistos de dispositivos cambiadores de calor presentan la ventaja de que su estructura es sencilla. Sin embargo, no aseguran completamente el régimen óptimo de temperatura y por eso se reemplazan por otros, más efectivos, provistos de intercambiadores de calor.

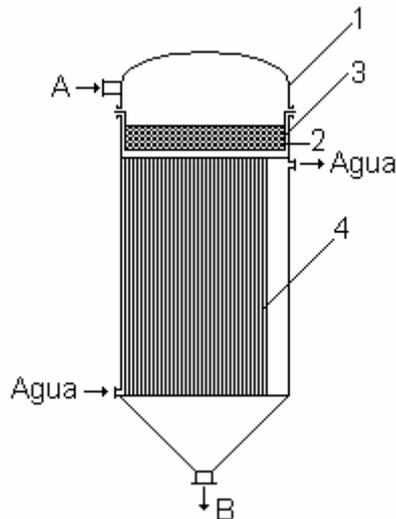


Figura 2. Reactor de contacto con un catalizador de alta actividad sin intercambio de calor de los gases:

1. Cuerpo del aparato; 2. Rejilla; 3. Catalizador; 4. Refrigerador; A. Gas inicial; B. Productos.

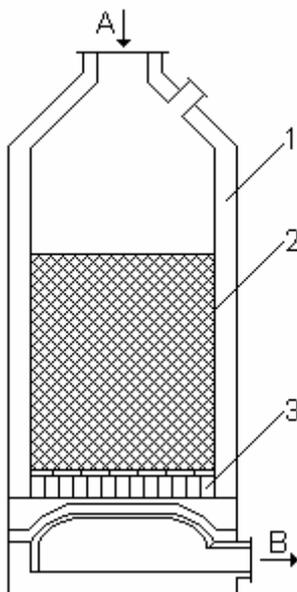


Figura 3. Reactor de contacto sin intercambio de calor para los procesos endotérmicos y exotérmicos con pequeño efecto térmico:

1. Cuerpo del aparato (revestido); 2. Catalizador; 3. Parrilla; A. Gas inicial; B. Producto.

3.1.2.2.- Reactores con lecho filtrante provistos de dispositivos cambiadores de calor.

Existen varios procedimientos de intercambio de calor en los reactores de contacto; en este caso los métodos de construcción, relativos a la evacuación de calor, del volumen de reacción y suministro de calor son de un mismo tipo para realizar reacciones endotérmicas y exotérmicas. En lo que se refiere a los procedimientos de evacuación del calor, los reactores de contacto con un lecho filtrante del catalizador suelen clasificarse en:

- Reactores de contacto con suministro y evacuación discontinuos de calor.
- Reactores de contacto con cambiadores de calor exteriores:
 - o A soleras.
- Reactores de contacto con cambiadores de calor interiores:
 - o A soleras.
 - o Tubulares.
- Reactores de contacto con combinaciones de varios métodos de intercambio de calor.

A.- Reactores de contacto con suministro y evacuación discontinuos de calor.

Se emplean especialmente para reacciones catalíticas endotérmicas. Son, por regla general, de un solo lecho. Exteriormente están revestidos de una capa aislante. El principio de su funcionamiento reside en que se suministran alternativamente, sustancias reactivas y agentes transmisores de calor. El agente transmisor de calor calienta el lecho del catalizador, la rejilla y el revestimiento hasta alcanzar la temperatura de reacción, después de lo cual se vuelve a dejar pasar la mezcla reactiva.

El catalizador, la rejilla y el revestimiento sirven de acumuladores de calor. A veces, sobre la rejilla, debajo del catalizador, se añade un lecho de material inerte, o sea, del agente transmisor que aumenta la capacidad calorífica del aparato y el período de trabajo.

Los reactores de este tipo tienen escaso rendimiento y se reemplazan actualmente por reactores de contacto con un lecho suspendido de catalizador, que son más adecuados y eficaces.

B.- Reactores de contacto con cambiadores de calor exteriores.

En estos reactores, el intercambio de calor se efectúa entre las etapas de puesta en contacto para mantener un régimen de temperatura próximo al óptimo (figura 4).

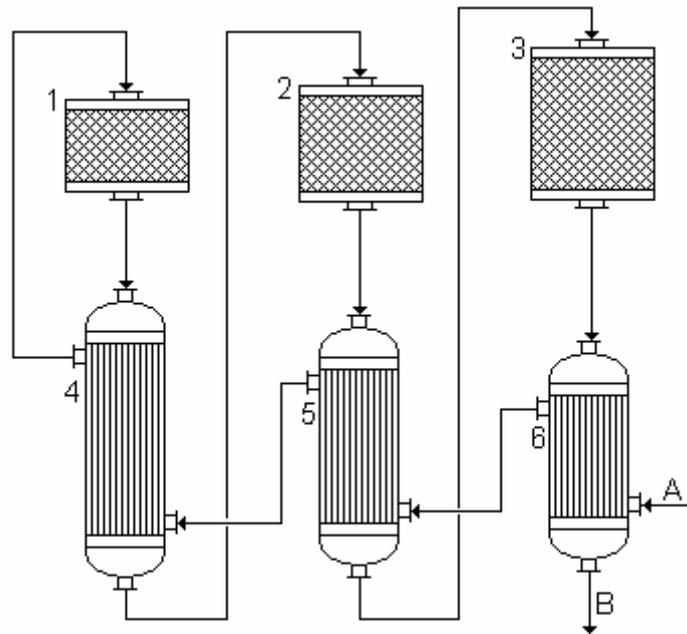


Figura 4. Esquema de contacto en escalones múltiples con cambiadores de calor exteriores:

1, 2, y 3. Reactores de contacto; 4, 5 y 6. Cambiadores de calor; A. Gas inicial; B. Productos.

Este tipo de reactores se utiliza habitualmente para desarrollar reacciones exotérmicas reversibles. El gas fresco se calienta en el cambiador de calor 6 a costa del calor de los productos de la reacción que han pasado las etapas de contacto y posteriormente por los espacios intertubulares de los cambiadores de calor 5 y 4 calentándose hasta alcanzar la temperatura de inicio de la reacción catalítica. Luego, el gas atraviesa sucesivamente los lechos de catalizador de los reactores de contacto

y por dentro de los tubos de los cambiadores de calor respectivos, aumentando el rendimiento del producto.

Conforme a las leyes cinéticas, al efectuar la catálisis el rendimiento del producto aumenta a medida que transcurre el tiempo de contacto. Sin embargo, el grado de transformación en cada aparato 1, 2 y 3, analizado por separado disminuye sucesivamente, lo que corresponde a la ley de acción de masas y a las curvas que la expresan (figura 5). El efecto térmico del proceso y la cantidad de calor que se debe evacuar de cada capa se reducen poco a poco. Las variaciones de la temperatura y del grado de conversión que ocurren con un contacto de escalones múltiples se muestran en la figura 6.

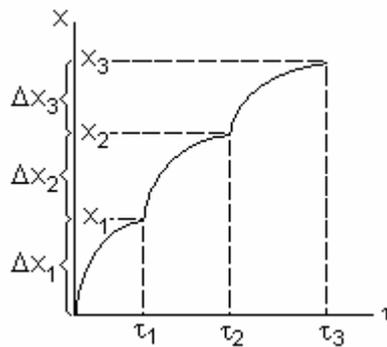


Figura 5. Conversión en función del tiempo para un reactor de tres etapas:

Δx_1 , Δx_2 , y Δx_3 representan grado de transformación en los reactores de contacto 1, 2, y 3; x_1 , x_2 y x_3 representan la conversión total para el tiempo t_1 , t_2 , t_3 .

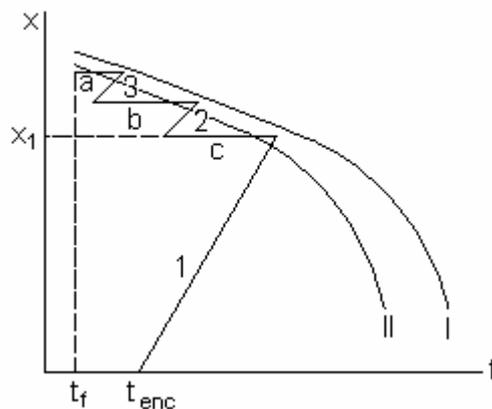


Figura 6. Conversión en función de la temperatura para un reactor de tres etapas con refrigeración intermedia del gas:

I. Curva de equilibrio; II. Curva óptima; 1, 2 y 3 representan el aumento adiabático de la temperatura que sufre el gas en cada una de las etapas; a, b, representan la refrigeración del gas entre cada una de las etapas.

Si el aislamiento térmico del reactor es bueno, en cada lecho de catalizador tiene lugar un proceso adiabático con un crecimiento de la temperatura proporcional a la elevación del grado de conversión, aspecto que está representado en la figura 6 por las curvas 1, 2 y 3. La refrigeración del gas en los cambiadores de calor se representa por las líneas horizontales a, b y c.

El grado de transformación en cada lecho de catalizador se limita por la intersección de la curva adiabática con la de equilibrio.

Cuanto mayor sea el número de escalones de contacto, más alto es el rendimiento en producto y más próximo al óptimo será el régimen de funcionamiento.

En los modernos reactores de contacto, el intercambio calorífico se establece en los intercambiadores ubicados entre las soleras de los lechos de catalizador.

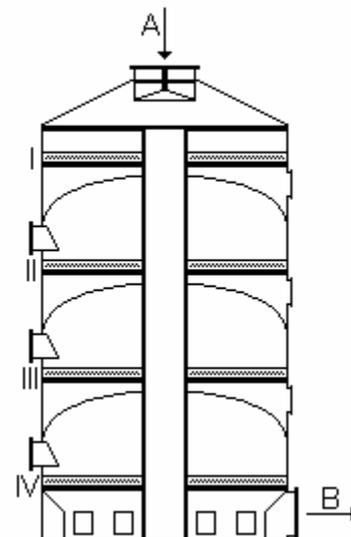
B.1.- Reactores de contacto provistos de soleras con intercambiadores de calor exteriores.

Constituyen uno de los tipos de reactores más difundidos y se caracterizan porque todos los lechos de catalizador se encuentran ubicados dentro de una misma carcasa. El gas al pasar por cada una de las etapas sale fuera del reactor y es introducido en los respectivos cambiadores de calor donde se enfría y es devuelto al reactor.

El esquema de este tipo de reactores es el que se muestra a continuación.

Figura 7. Reactor de contacto de soleras con cambiadores de calor exteriores:

I-IV. Lechos de la masa de contacto; A. Entrada de gas; B. Salida de los productos.



C.- Reactores de contacto con cambiadores de calor interiores.

C.1.- Reactores de contacto con cambiadores de calor entre soleras.

Estos reactores se diferencian de los anteriores únicamente en que la refrigeración del gas entre los lechos del catalizador se realiza en el mismo aparato de contacto. El esquema de estos reactores de contacto es el que a continuación se muestra.

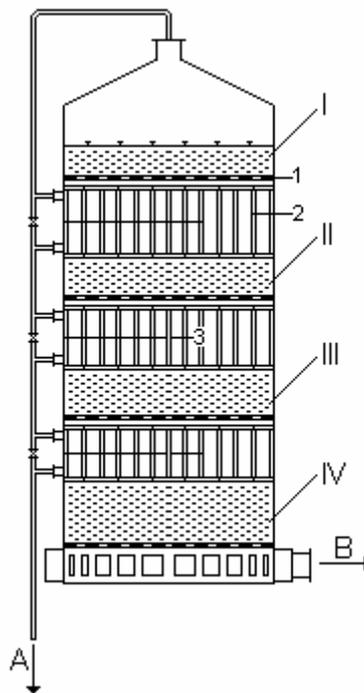


Figura 8. Aparato de contacto a soleras con cambiadores de calor entre los lechos:

1. Rejilla; 2. Cambiador de calor interior; 3. Tabique; I-IV. Lechos de catalizador.

C.2.- Reactores de contacto con refrigeración entre soleras introduciendo adicionalmente sustancias reaccionantes fijas.

La refrigeración intermedia entre las etapas de contacto se efectúa, a veces ubicando las sustancias refrigerantes entre los lechos del catalizador (figura 9). En algunos procesos catalíticos el enfriamiento intermedio se puede realizar introduciendo adicionalmente una de las sustancias reaccionantes entre las etapas de contacto.

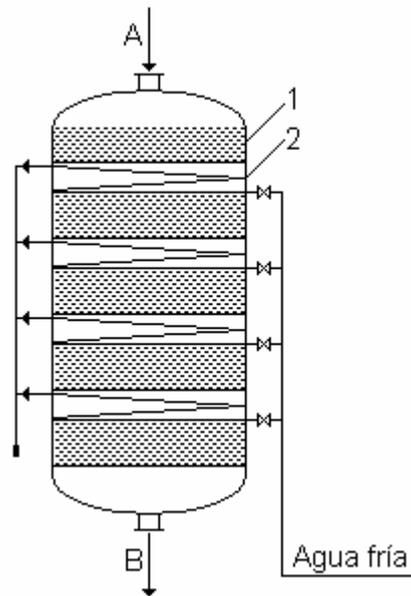


Figura 9. Aparato de contacto con soleras con refrigeradores de agua entre los lechos de catalizador:

1. Lecho de catalizador; 2. Refrigerador; A. Gas inicial; B. Productos.

C.3.- Reactores de contacto tubulares provistos de intercambiadores de calor exteriores.

En este tipo de reactores, el intercambio de calor se realiza de modo continuo y simultáneamente con la reacción catalítica. Los reactores con el catalizador en los tubos se usan también para las reacciones endotérmicas y exotérmicas.

Al desarrollar las reacciones exotérmicas en los reactores tubulares, el intercambio de calor se produce entre el catalizador y un gas frío que todavía no ha entrado en reacción. El catalizador se halla en tubos bañados por el gas frío o en el espacio intertubular. El esquema del aparato de contacto con catalizador en los tubos está representado en la figura 10. El gas fresco, asciende y baña los tubos con el catalizador y, llegando luego a ellos, pasa un lecho del catalizador de arriba abajo, en contracorriente, con respecto al agente frigorífico.

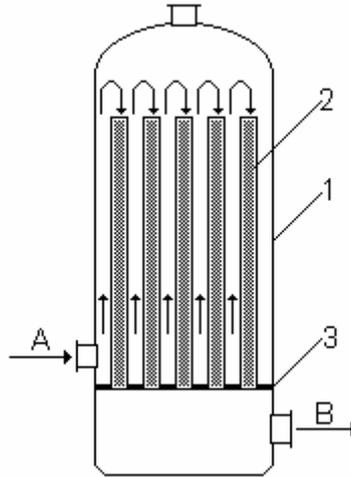


Figura 10. Aparato de contacto tubular con catalizador en los tubos:

1. Cuerpo del aparato; 2. Tubos con catalizador; 3. Rejilla de tubo; A. Gas inicial; B. Productos.

La evacuación del calor de la reacción tiene lugar continuamente en el proceso de reacción. A pesar de esto, el régimen de temperatura en tales reacciones está lejos de ser el óptimo y, frecuentemente, es menos favorable que en los reactores de solera. Para disminuir suavemente la temperatura a medida que se produce el contacto se requiere una evacuación irregular del calor por el lecho del catalizador, es decir, al principio del lecho se debe evacuar más calor que al final, ya que la velocidad de reacción y, por consiguiente, el desprendimiento de calor de reacción disminuye con la elevación del grado de conversión. Tal distribución de termotransferencia no se alcanza en los reactores tubulares y por eso la parte superior de los tubos sobre todo su parte media se sobrecalientan, mientras que la parte inferior se enfría hasta temperaturas en las que el catalizador es poco activo.

3.1.3. Reactores de lecho fluidizado de catalizador.

El lecho fluidizado de partículas de catalizador se forma en un flujo gaseoso o líquido de las sustancias reaccionantes. Para ello se hace pasar el gas en sentido ascendente por la rejilla en la que se halla el catalizador con una velocidad tal que las partículas del mismo se pongan en movimiento y todo el lecho pase de encontrarse fijo a encontrarse fluidizado.

En el lecho fluidizado los granos del catalizador se trasladan en todas direcciones, debido a lo cual se acelera la difusión de las sustancias reaccionantes del núcleo del flujo hacia las partículas del catalizador. La vista exterior del lecho se asemeja a un líquido hirviente, estando lleno de burbujas (por eso se llama también “lecho hirviente”).

En estos reactores, se utiliza un catalizador de grano fino con partículas de 0,5 a 2 mm de diámetro.

La evacuación del calor del catalizador se lleva a cabo con la ayuda de los refrigeradores de agua ubicados dentro de los lechos. Tal procedimiento de intercambio de calor permite evacuarlo intensamente y regular su intensidad de evacuación en los lechos.

Un esquema de este tipo de aparato es el que se muestra en la figura 11.

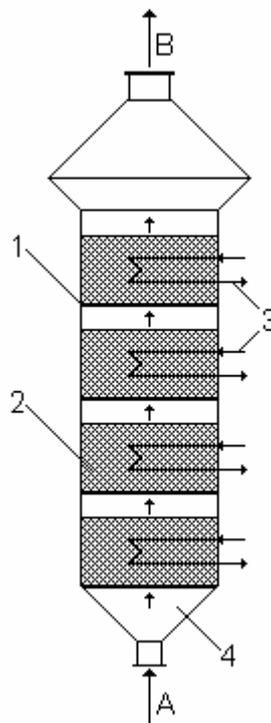


Figura 11. Reactor de contacto con lechos suspendidos de catalizador:

1. Rejilla; 2. Lecho suspendido de catalizador; 3. Refrigerador de agua; 4. Cono distribuidor del gas; A. Gas inicial; B. Productos.

3.1.4. Reactores con catalizador móvil.

Se aplican en gran escala para el craqueo de productos de petróleo en fase de vapor, pero pueden utilizarse también en otros procesos de catálisis en los que se requiere la circulación ininterrumpida del catalizador entre el reactor y el regenerador. En este caso compitan con los reactores de lecho fluidizado.

Como ejemplo de un esquema de este tipo de reactores se muestra el siguiente:

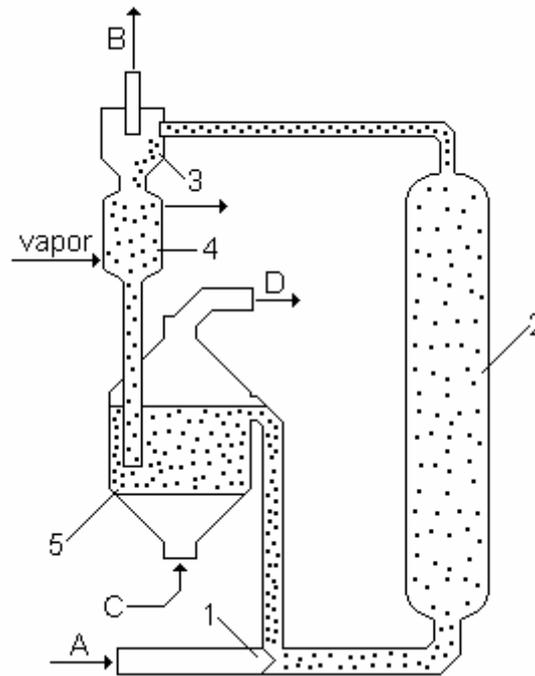


Figura 12. Esquema de un reactor de craqueo catalítico con flujo de suspensión del catalizador de polvo.

1. Eyector; 2. Aparato de contacto con catalizador en movimiento; 3. Separador; 4. Recipiente para separación de fracciones livianas con vapor; 5. Regenerador (reactor con lecho suspendido); A. Vapores de materia prima procedentes del horno tubular; B. Mezcla de vapor y gas para rectificación; C. Aire; D. Gases de combustión hacia la caldera de vapor.

La velocidad de la mezcla del gas y vapor es tan grande que las fuerzas de fricción del gas contra los granos del catalizador superan el peso de estos últimos. Como resultado, el catalizador triturado asciende con el flujo del gas, se separa de los productos reaccionantes en los separadores ciclónicos y pasa al regenerador donde

se queman las sustancias carbonosas con aire, eliminándolas de la superficie del catalizador.

El catalizador caliente regenerado es mezclado con los vapores de la materia prima y con ayuda del eyector vuelve a suministrarse al reactor.

El inconveniente de las instalaciones provistas de catalizador móvil consiste en la dificultad de separar por completo el catalizador del flujo de gas. En estas instalaciones ocupan gran volumen los captadores del polvo de catalizador, ciclones y electrofiltros.

3.2.- ELECCIÓN DEL TIPO DE REACTOR.

Puesto que uno de los factores de mayor importancia para determinar la economía general del proceso es la elección y diseño del tipo de reactor, se realizará en el presente apartado un análisis sobre las ventajas e inconvenientes de los diferentes tipos de reactores que han sido mencionados en el apartado anterior.

Existe una clasificación de los reactores que los asocia con reacciones catalíticas en fase homogénea y heterogénea. Como se ha visto anteriormente, la reacción de deshidratación que está siendo analizada es heterogénea, ya que el medio reaccionante gaseoso y el catalizador se emplea en estado sólido. Por consiguiente, las posibilidades de elección se reducen a cuatro tipos posibles de reactores de contacto:

Reactores de contacto superficial: son utilizados más raramente que los reactores con un lecho filtrante o fluidizado de catalizador. Dado que la superficie del catalizador no es grande, su empleo se hace aconsejable sólo para reacciones exotérmicas rápidas e irreversibles. Por lo tanto, se descartará el empleo de este tipo de reactor para el presente proyecto.

Reactores de lecho fluidizado: a pesar de presentar ventajas tan importantes como la simplificación considerable de su estructura, la fácil evacuación de los productos reaccionantes, la facilidad de evacuación del calor de los lechos mediante intercambiadores poco voluminosos, alto rendimiento de producto y sobre todo permitir

elevar la eficacia del catalizador como resultado de la disminución del tamaño de partículas y obtener una gran aproximación a la temperatura óptima, no deben ser utilizados para realizar la deshidratación catalítica del metanol, por las razones expuestas a continuación:

- Estos reactores imponen unas restricciones al tamaño del catalizador que en esta reacción no pueden satisfacerse.
- La fuerza motriz del proceso disminuye considerablemente, al tiempo que las pérdidas de cargas son considerables.
- Como consecuencia del mezclado, una parte del gas pasa en forma de grandes burbujas.

Reactores con catalizador móvil: su utilización para la deshidratación catalítica del metanol no es aconsejable debido al carácter de “polvo” que se exige al catalizador y a la dificultad de separar el polvo catalítico del flujo del gas. Además, en este caso, no se requiere la circulación ininterrumpida del catalizador entre el reactor y el regenerador, que es cuando realmente estos reactores son verdaderamente útiles.

Después de lo expuesto, se deduce que el tipo de reactor que mejor se ajusta a las condiciones de trabajo y requerimientos técnicos exigidos por el proyecto, corresponde al grupo de los reactores con lecho filtrante (inmóvil) del catalizador.

Dentro de este grupo se encuentran:

- Reactores tubulares (en los que el catalizador se introduce en unos tubos situados en el interior del reactor).
- Reactores con soleras (el catalizador se encuentra distribuido y soportado por una serie de parrillas colocadas a lo largo del reactor).

Estos reactores presentan las siguientes ventajas:

- Permiten trabajar en varias etapas donde los tiempos de contacto son pequeños, de manera que en cada una de ellas se opera en un régimen aproximadamente adiabático.
- Permiten evacuar parte del calor producido por la reacción. Para ello, se utilizan:
 - Reactores de contacto con suministro y evacuación discontinuos de calor.

- Reactores de contacto con cambiadores de calor interiores.
- Reactores de contacto con cambiadores de calor exteriores.

En el caso del reactor empleado en el presente proyecto, se dispondrá de un único lecho filtrante inmóvil de catalizador dispuesto sobre una parrilla de acero y no se dispondrá de ningún sistema de intercambio de calor que evacue el calor producido en la reacción. El dimensionamiento del lecho catalítico y la elección de las condiciones adecuadas de operación, así como la elección del aislamiento térmico adecuado, serán suficientes para que se alcance la conversión requerida en el interior del lecho, manteniéndose un régimen aproximadamente adiabático y sin que la elevación de la temperatura debido a la reacción exotérmica eleve la temperatura en el lecho hasta niveles que puedan afectar al transcurso de la reacción.

3.3.- DESCRIPCIÓN DEL REACTOR.

Una vez llevada a cabo la resolución conjunta del balance de materia, el balance de energía y la ecuación de Ergún, se puede conocer las variaciones de temperatura, presión, composición, caudales molares, entalpía de la reacción, etc., con la conversión en el interior del lecho catalítico; igualmente se podrá determinar la altura del lecho catalítico necesario para lograr dicha conversión. Algunas de las variaciones más significativas a lo largo del lecho catalítico se representan en las figuras que siguen a continuación (véase anexos de cálculo):

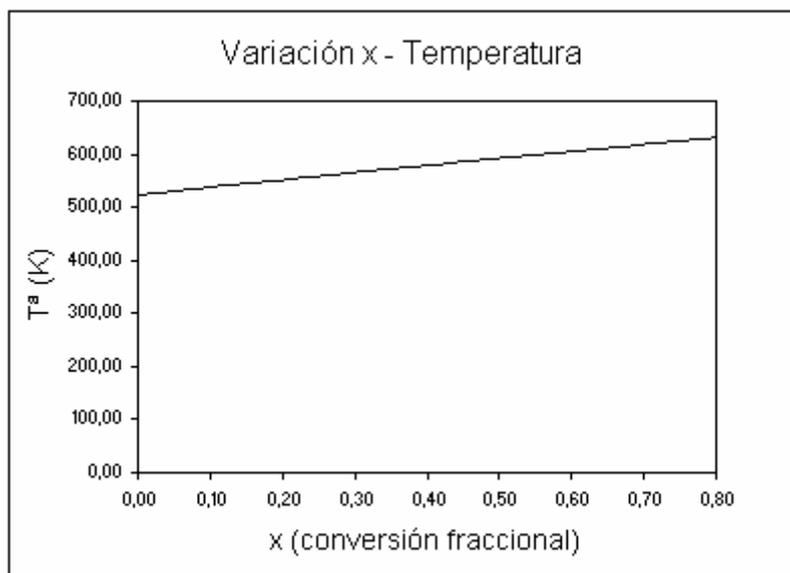


Figura 13. Variación de la temperatura en el lecho catalítico en función de la conversión fraccional.

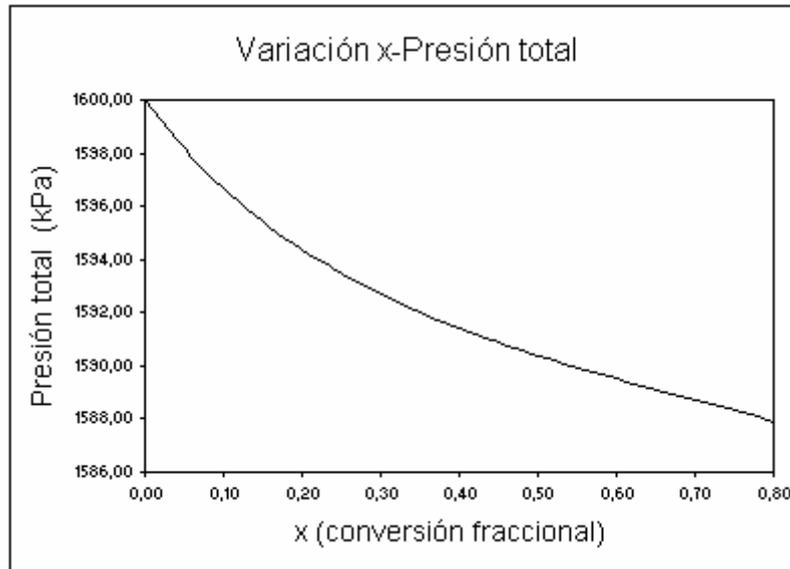


Figura 14. Variación de la presión total en el lecho catalítico en función de la conversión fraccional.

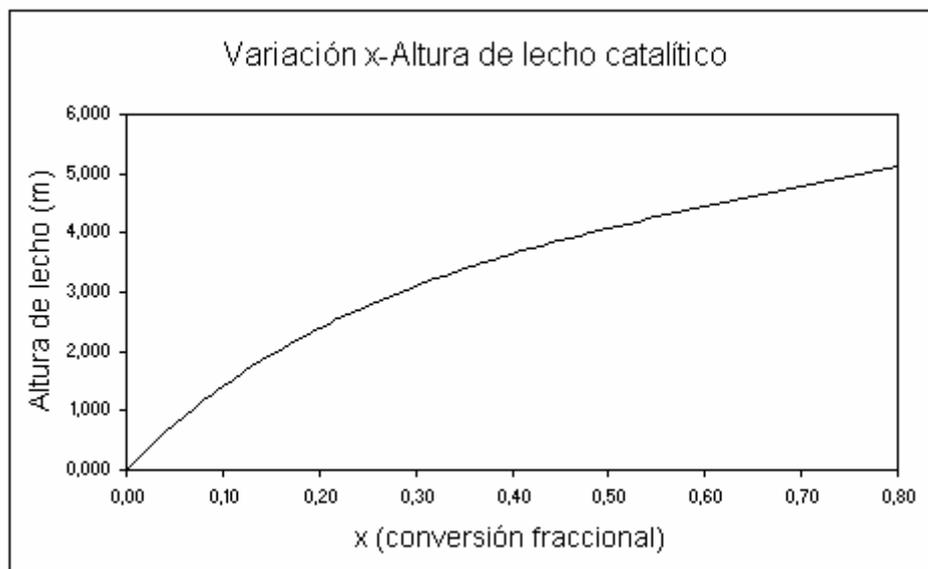


Figura 15. Variación de la altura del lecho catalítico en función de la conversión fraccional.

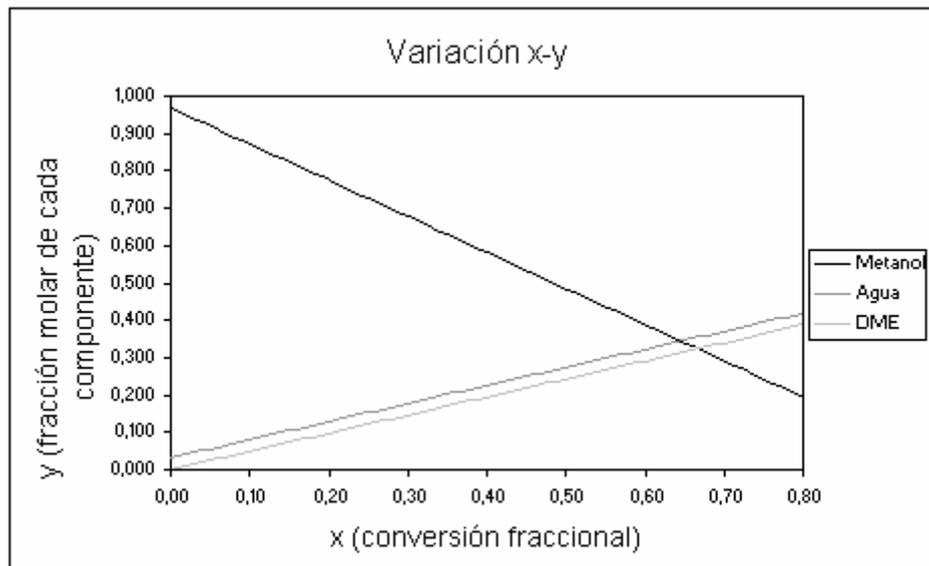


Figura 16. Variación de la composición de la corriente a lo largo del lecho catalítico en función de la conversión fraccional.

Como se puede observar de las gráficas anteriores, el aumento de la conversión hasta alcanzar el 80% que se había especificado, conllevará un aumento en la altura del lecho catalítico, con un progresivo aumento de la temperatura en el interior del lecho y un progresivo descenso de la presión en el interior del mismo. La alimentación al reactor, está constituida por una mezcla gaseosa compuesta por metanol, agua y dimetil éter (en una proporción mucho menor), procedentes de la etapa de precalentamiento, de modo que la temperatura a la entrada del reactor será de 250°C. Debido al carácter exotérmico de la reacción y a la operación adiabática, la temperatura en el interior del reactor aumenta de manera progresiva, por lo que la temperatura de salida del reactor será de 358°C. Como se puede observar, de este modo se ha conseguido evitar superar los 400°C, temperatura que nunca debe sobrepasarse para evitar una severa desactivación del catalizador y la aparición de reacciones laterales significativas. En segundo lugar, hay que destacar como la corriente de reactivo, que se encuentra a 16 bar a la entrada del reactor, sufre un descenso de presión como consecuencia de la resistencia al flujo que produce la presencia del lecho de catalizador sólido, de modo que experimenta una caída de presión de 0,3 bar, con lo que la presión a la salida del reactor es de 15,7 bar, con lo cual, se ha logrado que la presión no descienda nunca por debajo de los 15 bar exigidos en todo momento para lograr las condiciones adecuadas respecto a la

desactivación catalítica y la presencia de reacciones secundarias. Finalmente, para lograr la conversión deseada, manteniéndose las condiciones de presión y temperatura en los rangos deseados, será necesario un lecho catalítico de 5,1 m de longitud.

3.3.1.- Dimensiones.

Las principales dimensiones del reactor son las siguientes:

- Diámetro interior = 0,75 m.
- Altura del lecho catalítico = 5,1 m.
- Altura total (virola cilíndrica) = 5,3 m.
- Espesor de la pared (Norma Básica de Edificación NBE MV-102-1975 para aceros laminados de edificación) = 9 mm.
- Según aconseja el código ASME (American Society of Mechanical Engineers), en la sección VIII, División 1, el reactor dispondrá de dos fondos toriesféricos tipo Korbogogen, tanto en su parte superior como inferior, de espesor (Norma Básica de Edificación NBE MV-102-1975 para aceros laminados para edificación) de 9 mm.
- La bandeja encargada de soportar una masa total de 2406 kg de catalizador deberá ser de un espesor de 8 mm.

3.3.2.- Material seleccionado.

La elección del material para la construcción del reactor se ha realizado en función del intervalo de temperatura (250 – 358°C) y teniendo en cuenta que se trabaja a una presión no inferior de 15 bar. Además, se ha tenido en cuenta que en depósitos de acero al carbono se puede producir un leve efecto de corrosión debido a la presencia de metanol. También se ha tenido en cuenta que al tratarse de un equipo situado en una planta ubicada en un ambiente costero, el grado de salinidad en el ambiente puede contribuir también a un ligero efecto corrosivo en el exterior del equipo. Por ello, para evitar espesores excesivos y conseguir que el equipo sea resistente a las condiciones de operación y los efectos corrosivos, se ha seleccionado como material de construcción un acero inoxidable A.I.S.I. 316, debido a que su

contenido en cromo, níquel y molibdeno lo hacen aconsejable para dichas condiciones.

Se ha optado por este acero inoxidable a raíz de las tablas de resistencia química suministrada por diferentes fabricantes. Éstas se basan en datos acumulados de experimentos, de inmersión y, cuando están disponibles, de datos de las pruebas que incluyen la temperatura y la presión como, los factores de la tensión. Estos datos sirven como guía, donde los productos químicos mezclados y/o los factores de la alta o baja temperatura y de la presión se agregan a los factores químicos de la resistencia en el uso de un material en particular. A continuación se expone, en la figura 17, una tabla que muestran diferentes resistencias químicas, a partir de las cuales se ha optado por el material seleccionado.

- A Recomendado
- B Sujeto a ataque químico leve, se debe usar con cuidado
- C Atacado químicamente, no recomendado

Sustancia Química	Temp. °F	302/304	316	430
Alcohol Metílico	70°	A	A	A
	150°	B	A	B
Dimetil Éter	70°	A	A	A
	Vapor	A	A	A

Figura 17. Tabla de resistencia química de aceros inoxidables frente a metanol, dimetil éter y vapor de agua.

A partir de estos datos observamos que la resistencia del acero inoxidable 18 Cr y 8 Ni a temperatura moderada se empieza a mostrar susceptible al ataque por metanol, mientras que el estabilizado con Mo está recomendado.

3.3.3.- Catalizador.

La reacción de deshidratación del metanol para la formación de éter dimetílico es, como ya se ha dicho, una reacción exotérmica. Sin embargo, a bajas temperaturas la velocidad de reacción es pequeña, por lo que se hace preciso el empleo de catalizadores, que será tanto mejores cuanto menor sea su temperatura de trabajo. En

la práctica, la temperatura óptima de operación supone un compromiso entre la velocidad de reacción y el equilibrio.

Por lo general, para esta reacción, se usan catalizadores de tipo zeolita, que requieren de una temperatura de operación inferior a los 400°C para evitar una severa desactivación del mismo, siendo apreciable la velocidad de reacción y siendo despreciables las reacciones secundarias.

Concretamente, el catalizador empleado será una zeolita ZSM-5 de tipo pentasil, que ha sido el catalizador tradicionalmente usado en las reacciones del metanol a hidrocarburos. Es un catalizador microporoso que tiene como fórmula estructural $\text{Na}_n\text{Al}_n\text{Si}_{96-n}\text{O}_{192}\cdot\text{H}_2\text{O}$, con $n < 27$, normalmente con valores cercanos a 3. Las áreas superficiales son variables según el método y las variables de síntesis. Los valores habituales, sin embargo, se aproximan a los $400 \text{ m}^2/\text{g}$ de catalizador.

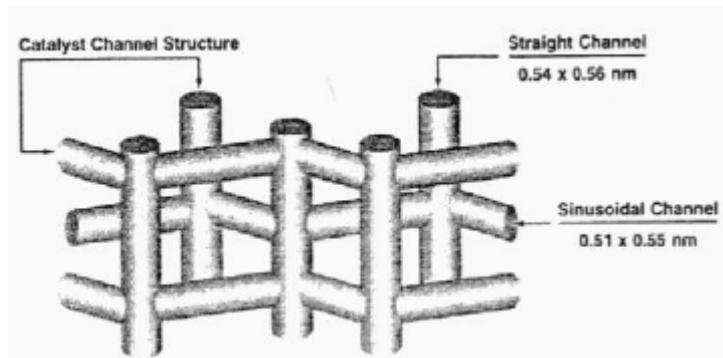


Figura 18. Esquema de los canales de una zeolita ZSM-5.

Las zeolitas, son catalizadores conocidos por sus propiedades ácidas. Están formadas por tetraedros de SiO_4 y AlO_4 de manera que dos tetraedros AlO_4 nunca están directamente conectados. El origen de la acidez se encuentra en la descompensación de carga que se produce por la sustitución isomórfica del silicio tetravalente por el aluminio trivalente, resultando así una carga negativa en toda la red. Con el objetivo de alcanzar la electroneutralidad, son incorporados a la red cationes los cuales compensan la carga negativa asociada a los tetraedros de aluminio. En principio, se puede decir que para cada átomo de aluminio en la red cristalina habrá un catión de compensación de carga +1. Los cationes utilizados son normalmente de los elementos de los grupos I y II de la tabla periódica, utilizándose también el catión amonio.

La relación Si/Al en las zeolitas es un indicador de la acidez de las mismas. En la mayoría de zeolitas cuando la relación Si/Al crece, disminuyen los centros ácidos, pero aumenta la fuerza ácida específica de cada uno de los centros. Este hecho se produce hasta valores de la relación Si/Al de 10 y se debe a la descompensación en la carga eléctrica que se produce al incrementar la distancia entre aluminios en la red. Para valores superiores a 10 en la relación Si/Al la acidez general de la zeolita disminuye con la disminución de la cantidad de aluminio. En el caso de la zeolita ZSM-5 parece que el aumento de aluminio lleva asociado un aumento de la actividad de manera lineal, no modificándose la fuerza relativa de cada uno de los centros activos. Esta relación Si/Al también influye en la selectividad de la zeolita, y en la estabilidad catalítica de la zeolita. El período de actividad catalítica estable crece con la relación Si/Al en las zeolitas ZSM-5, hasta alcanzar un máximo cuando la relación está entre 175 y 225. Si seguimos disminuyendo la cantidad de Al, el tiempo estable de actividad catalítica decrece lentamente. Relacionado con la cantidad de sodio se encontró que de una composición más rica en sodio resulta un tiempo de vida estable menor.

Una de las propiedades más importantes de las zeolitas es su capacidad de actuar como tamices moleculares, ya que sus canales tienen un tamaño del mismo orden que el de las moléculas. En general podemos distinguir tres tipos de selectividad: a reactivos, a productos y a estados de transición. Las zeolitas con un microporo de tamaño medio, como las ZSM-5, son conocidas por su selectividad a estados de transición, es decir, la ausencia de espacio dentro de los poros no permite que se formen estados de transición muy voluminosos lo que en nuestra reacción evita parcialmente la selectividad a productos como los compuestos aromáticos de más de dos ciclos o los alquilnaftalenos, que son los antecesores del coque, principal desactivante de la reacción de metanol a hidrocarburos.

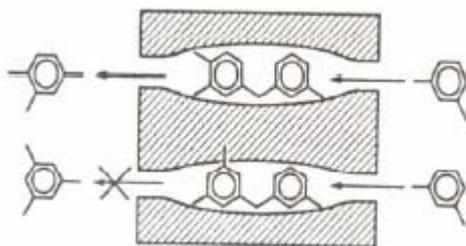


Figura 19. Esquema de la selectividad según los estados de transición.

En el presente Proyecto, la reacción de deshidratación del metanol se va a llevar a cabo en un lecho catalítico constituido por partículas esféricas de 6 mm de diámetro. La porosidad del lecho catalítico será de 0,58. Algunas de las principales propiedades del catalizador empleado vienen detalladas a continuación:

- Área superficial: 450 m²/g.
- Densidad aparente: 1,21 g/cm³.
- Densidad real: 2,53 g/cm³.

3.3.4.- Parrilla porta-catalizador.

Como se ha mencionado anteriormente, el reactor está constituido por un lecho catalítico soportado por una bandeja metálica que debe soportar el peso del lecho de catalizador. Dicha parrilla se construirá en acero inoxidable AISI 304, al igual que el reactor y los fondos, para soportar además del peso del catalizador, las temperaturas y posibles efectos de corrosión en el interior del reactor. Dicha parrilla deberá disponer de una serie de perforaciones que permitan el paso del gas, pero que a su vez impidan que el catalizador caiga. No será necesaria una bandeja en la parte superior del reactor ya que se está trabajando a velocidades lejanas a la velocidad de arrastre de las partículas del lecho catalítico. El espesor requerido, dependerá del peso de 2406 kg (aunque por seguridad se ha adoptando un peso de 2500 kg para el cálculo del espesor) que la bandeja deberá soportar (véase anexo de cálculo). El espesor, según la (Norma Básica de Edificación NBE MV-102-1975 para aceros laminados de edificación) será de 8 mm.

3.3.5. Aislamiento térmico del reactor.

Mediante el uso de un buen aislamiento térmico, la operación del reactor se aproxima a un proceso adiabático en el que aumenta la temperatura de un modo proporcional a la elevación del grado de transformación.

El material seleccionado en el presente proyecto será una espuma de poliuretano, conocida por ser un material aislante de muy buen rendimiento, que permite aplicar bajos espesores obteniendo rendimientos similares a los de otros materiales en espesores mucho mayores. Otra interesante característica de este material es que presenta retardo de llama, es decir, que es capaz de suprimir, reducir

de forma significativa o demorar la propagación de la llama. Por tanto es éste un material difícilmente inflamable.

Se empleará un revestimiento de 130 mm de espesor, que hace despreciables las pérdidas caloríficas en el balance energético del reactor, y reduce las pérdidas caloríficas a través de la pared del reactor a un 5% (inferior a 1kW).

3.3.6. Carga y descarga del reactor.

El equipo reactor deberá disponer de una cabeza desmontable, para poder así, llevar a cabo las operaciones de carga, limpieza y descarga del equipo. Para ello, se retirará la cabeza del reactor y mediante un carro-grúa se llevará a cabo la extracción del catalizador que se encuentra insertado en una rejilla. De este modo, podrá llevarse a cabo la limpieza del equipo para después, introducir nuevamente la rejilla cargada de catalizador nuevo o regenerado. Finalmente, se efectuará nuevamente el cierre del reactor cuya cabeza quedará perfectamente unida a la virola y con total estanqueidad mediante una unión bridada que fije íntimamente la cabeza al equipo.

Para un reactor del diámetro que éste posee, la normativa no hace obligatoria la existencia de una boca de hombre. En cualquier caso, ésta no será necesaria para la limpieza del equipo gracias al sistema propuesto en el párrafo anterior.

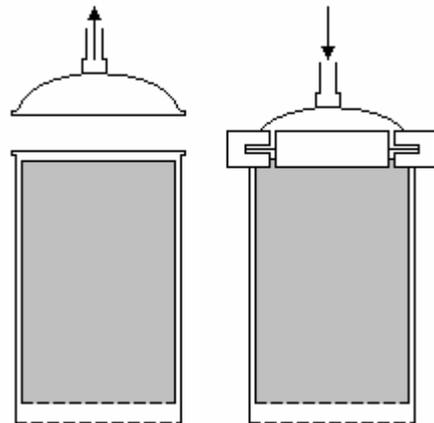


Figura 20. Operación de montaje y desmontaje de la cabeza del reactor catalítico.

CAPÍTULO 4. INTERCAMBIADOR DE CALOR.

4.0.- INTRODUCCIÓN.

Como ya se ha indicado anteriormente, la alimentación al reactor catalítico debe encontrarse a una temperatura de 250°C para su óptima operación, asimismo, es necesario llevar a cabo la vaporización de la alimentación del proceso debido a que ésta es inicialmente líquida. Por ello, es necesario un equipo intercambiador de calor que tendrá por objeto llevar a cabo el calentamiento de la alimentación hasta alcanzar la temperatura necesaria de 250°C y de vaporizar completamente la corriente líquida de alimentación fresca del proceso.

El mecanismo básico de transferencia de calor en un intercambiador de calor se puede sintetizar de la siguiente manera: el fluido caliente transmite por convección y conducción (generalmente la radiación no es significativa) una cierta cantidad de calor a una superficie sólida; ésta a su vez, transmite dicho calor a otro fluido cuyo nivel calorífico es menor. Como consecuencia, la corriente que entra en el intercambiador de calor a menor temperatura sufrirá un calentamiento a costa del enfriamiento de la corriente que entra a mayor temperatura. Para lograr el necesario grado de precalentamiento de la alimentación al reactor será fundamental elegir el adecuado tipo de intercambiador de calor, así como la elección del fluido calefactor más propicio, un óptimo diseño del equipo, y evitar toda resistencia debida al ensuciamiento.

4.1. TIPOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR.

A continuación se compararán los tipos de intercambiadores de calor más utilizados, con el fin de elegir el más adecuado para los fines requeridos en el presente Proyecto.

4.1.1.- Intercambiadores de calor tubulares.

Los intercambiadores de calor tubulares constituyen la parte más importante de los equipos sin combustión de transferencia de calor en plantas de procesos químicos. Estos dispositivos son utilizados, básicamente, para transferencia de calor gas-gas, líquido-líquido y líquido-gas.

El equipo está constituido por un haz de tubos montados sobre dos placas tubulares que llevan un número determinado de placas deflectoras. Por cada extremo se fijan las cajas de distribución que aseguran la circulación del fluido por el interior del haz. El haz está alojado en una carcasa provista de una tobera de entrada y otra de salida para el segundo fluido que circula por el exterior de los tubos, siguiendo el camino impuesto por las placas deflectoras. Todos los elementos que entran en la construcción de los intercambiadores, han sido objeto de una normalización publicada por TEMA (Standard of Tubular Exchanger Manufacturers Association), que especifica las características mecánicas y técnicas correspondientes a las diversas condiciones de funcionamiento.

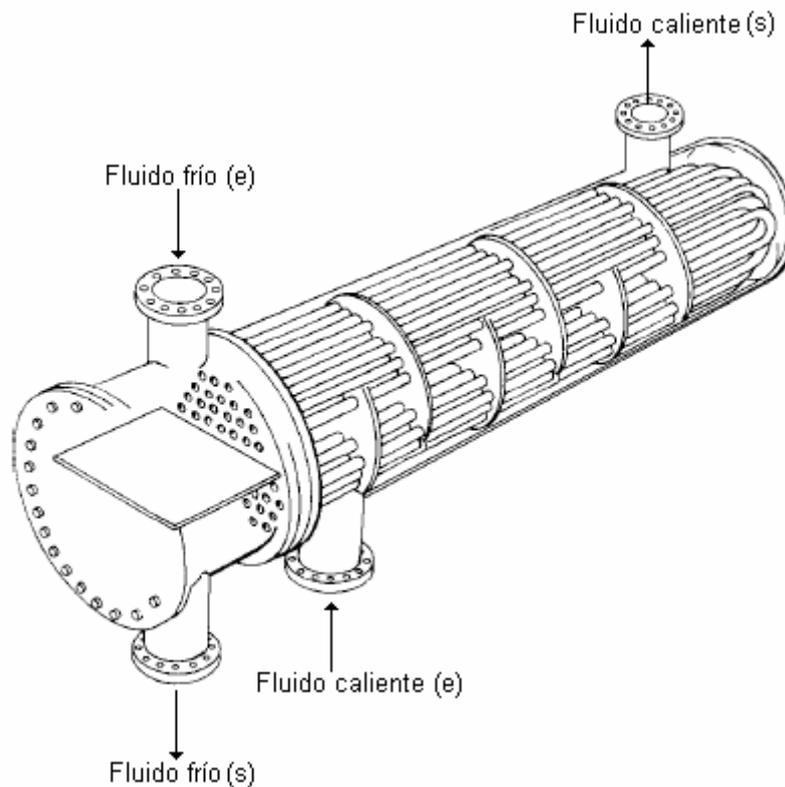


Figura 21. Intercambiador de calor de carcasa y tubos.

Estos intercambiadores son los más extendidos, ya que presentan una gran facilidad de limpieza y mantenimiento, así como una gran superficie de transferencia.

4.1.2.- Intercambiador de calor de placas.

Su diseño está basado en sustituir las superficies tubulares por superficies planas con ciertas rugosidades (figura 2). Estos dispositivos tienen dos placas soporte extremas, una fija y otra móvil, entre ellas se encuentran las placas o superficies de intercambio.

Los fluidos calientes y fríos fluyen alternativamente por los espacios entre las placas.

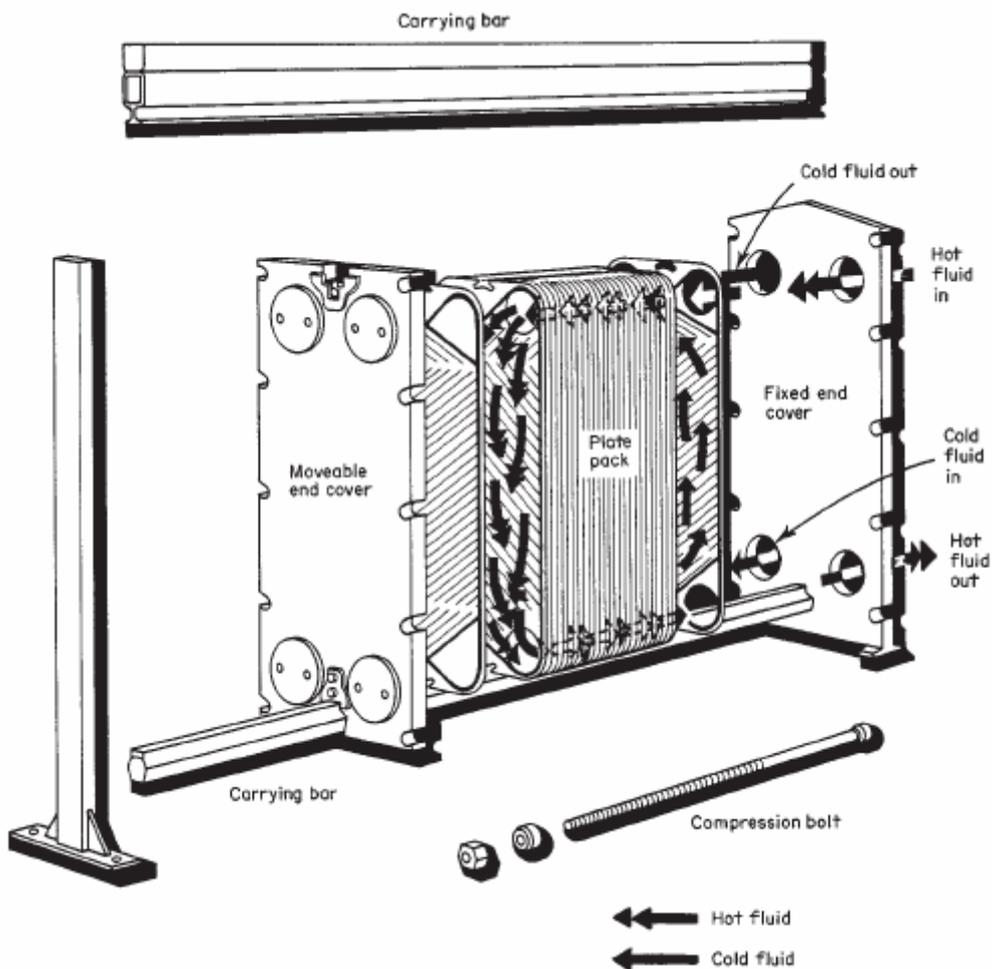


Figura 22. Intercambiador de calor de placas.

Las placas se construyen en una amplia gama de materiales. La estanqueidad entre ellas se consigue mediante la aplicación de juntas de materiales elastoméricos, siliconas y/o teflón.

Las ventajas de estos intercambiadores de calor en comparación con los tubulares son las siguientes:

- Tienen mayor tasa de transferencia de calor.
- Producen menos ensuciamiento.
- Son más fáciles de limpiar.
- Son de más fácil mantenimiento.
- Ocupan menos espacio.
- Son más económicos.

Entre las desventajas, se pueden destacar:

- La elección de los fluidos está limitada por la resistencia química de las placas y las juntas, así como por la temperatura de trabajo. El intervalo de temperatura de trabajo para este tipo de intercambiadores es de 25-150°C.
- El intervalo de presión no puede superar los 1,5 MPa.
- Las pérdidas de presión en los conductos o aberturas de las placas, limitan el caudal que fluye a través de ellas.
- Son muy caros.

4.1.3.- Intercambiadores de calor de doble tubo.

Están constituidos por elementos rectilíneos de dos tubos concéntricos unidos por sus extremidades mediante tubos (figura 3). Todos los elementos del aparato están unidos por empalmes que permiten desmontarlos rápidamente para la limpieza o la sustitución de los tubos. La expansión térmica entre los tubos interiores y exteriores se efectúa a través de prensa estopa.

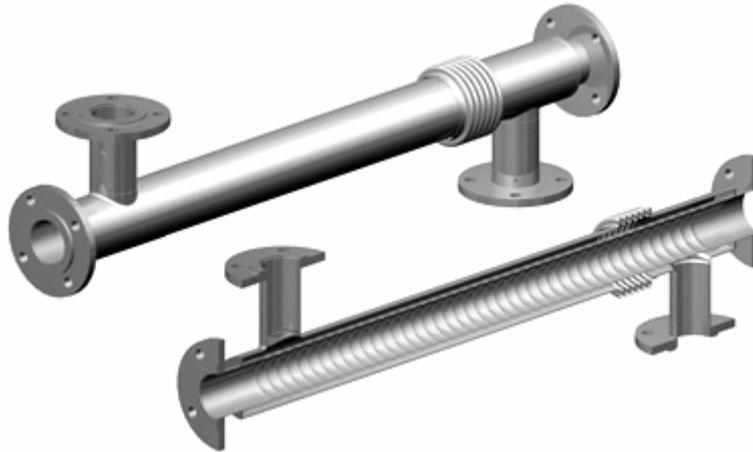


Figura 23. Intercambiador de calor de doble tubo.

Las ventajas de estos intercambiadores de calor son:

- Fáciles de desmontar.
- Operando en contracorriente pura, se obtienen altos rendimientos.

Entre sus inconvenientes se encuentran los siguientes:

- Riesgos de fugas en los empalmes.
- Flexión del tubo interior, si éste es largo.
- Superficies de transferencia pequeña en relación con el volumen global del aparato, como consecuencia del radio mínimo de los codos, que limita la aproximación de los tubos.
- El empleo de estos reactores está limitado a productos de pequeño caudal.

4.2.- ELECCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.

Después del análisis realizado, se puede afirmar que el empleo de un intercambiador de calor de placas es desaconsejable por las siguientes razones:

- El intervalo de temperatura de trabajo en la instalación (hasta los 250°C) es superior al de operación del intercambiador (25-150°C).
- Produce elevadas pérdidas de carga.

- La máxima presión de trabajo es de 16,64 kg/cm² para este tipo de intercambiador; en este proceso se opera en un rango de presión superior a los 16 kg/cm², por lo cual es desaconsejable usar un intercambiador de calor de placas.
- El elevado precio de este tipo de intercambiadores de calor.

Por otro lado, la aplicación de intercambiadores de calor de doble tubo en esta instalación tampoco es aconsejable por dos razones fundamentales:

- Al trabajar con gases inflamables (y tóxicos, en el caso del metanol), el hecho de que exista riesgo de fugas en estos intercambiadores hace que no sean adecuados para este tipo de instalaciones.
- La superficie de transferencia que presentan es pequeña.

Por todo ello y casi por exclusión, los intercambiadores más adecuados para el proceso que se estudia son los intercambiadores de calor tubulares, por su fácil mantenimiento y limpieza, y por su gran superficie de transferencia, como ya se ha puesto de manifiesto anteriormente.

4.3.- DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR TUBULAR.

El estudio y diseño de los intercambiadores de calor que se realiza en el presente Proyecto, sigue las normas publicadas por TEMA (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association) que especifican las características mecánicas y térmicas correspondientes a las diversas condiciones de funcionamiento.

La obra Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association sirve para complementar y definir el código ASME (American Society of Mechanical Engineers) para todas las aplicaciones de intercambio de calor del tipo de coraza y tubo.

Siguiendo las citadas normas TEMA, los distintos diseños de cambiadores de calor se pueden agrupar en las tres clases siguientes:

- a) Cambiadores de placas tubulares.

Las placas tubulares sobre las que van mandrilados los tubos, pueden ir directamente soldadas a la carcasa. La construcción es poco costosa y permite alojar el máximo número de tubos en el interior. No obstante, no se pueden utilizar si la diferencia de temperaturas entre el fluido caliente y el frío es grande, debido a los efectos de dilatación o de contracción del haz.

b) Cambiadores de cabeza flotante.

Una de las placas tubulares es fija, bloqueada entre las bridas de la carcasa y de la zona de distribución. La segunda placa lleva la zona de retorno del fluido y puede desplazarse libremente en el interior del espacio que cierra la carcasa. Estos cambiadores de calor permiten la expansión térmica del haz de tubos y son de fácil limpieza.

c) Cambiadores de tubos en U.

Estos cambiadores, doblados sus tubos en un extremo, suprimen una placa tubular y conservan, por tanto, la posibilidad de expansión térmica. No obstante su empleo es limitado por las dificultades de limpieza y por el menor número de tubos que pueden alojarse en una cierta carcasa debido al ángulo mínimo de doblado que es necesario mantener.

Dadas las condiciones de operación del proceso, altas temperaturas y presiones, con grandes diferencias de temperatura entre el fluido caliente y el fluido frío, se hace aconsejable la utilización de cambiadores de calor de cabeza flotante, que a diferencia de los de placas tubulares, permiten la expansión del haz de tubos. Por otro lado, éste permite alojar mayor número de tubos en la carcasa que los intercambiadores de tubos en U.

4.3.1.- Selección de la trayectoria del flujo.

La elección de la trayectoria de flujo para dos fluidos a través del intercambiador de calor, se realiza por distintos métodos pero, generalmente, el fluido que circula por el interior de los tubos es más corrosivo, está más sucio, más caliente o a una presión más alta; mientras que el fluido que circula por el exterior de los mismos es un líquido de viscosidad elevada, o bien, un gas.

En el cálculo del intercambiador de calor que forma parte de la instalación estudiada en el presente Proyecto, se ha seguido precisamente este criterio, es decir, el fluido más caliente circulará por el lado de los tubos, mientras que el fluido frío lo hará por el lado de la carcasa.

4.3.2.- Estudio de las partes fundamentales de los intercambiadores.

Un intercambiador de calor está compuesto por cuatro partes principales: los tubos, la envolvente, los cabezales de entrada y de retorno o salida y las mamparas. De acuerdo con los estándares de T.E.M.A., es recomendable que el tamaño y el tipo de cambiador se designe mediante números y letras, esto es, el tamaño de la unidad se designa por dos números que indican el diámetro nominal de la unidad, que corresponde al diámetro interno en pulgadas redondeado al entero más cercano, y a la longitud nominal expresada en pies, que para tubos rectos es la longitud total real y para tubos de "U" es la longitud recta del extremo del tubo a la tangente del doblado de los tubos exteriores del haz, por ejemplo 37" x 20'. El tipo de cambiador también se designa por letras que describen el cabezal estacionario, la envolvente y el cabezal de retorno en el orden mencionado.

Mientras que existe una amplia variedad de aspectos referentes al diseño de estos equipos, el número de componentes básicos es muy pequeño. A continuación se hace una breve descripción de cada uno de ellos.

a) Tubos.

Los tubos son los componentes básicos de los intercambiadores de calor, ya que son los que proveen la superficie de transferencia de calor entre los fluidos que van dentro y fuera de ellos. Los tubos metálicos generalmente son sin costura. Los materiales más usuales son: aceros al carbono, aceros de baja aleación, aceros inoxidable, cobres, admiralty, cuproníquel, inconel, aluminio (en varias aleaciones), titanio y algunos otros materiales específicos para aplicaciones especiales como el grafito. Los tubos pueden ser lisos o aleteados; se utilizan estos últimos cuando el fluido por el lado externo tiene un coeficiente de transferencia sustancialmente menor al interno.

Los tubos para intercambiadores de calor también se conocen como tubos para condensador, y no deben confundirse con tubos de acero u otro tipo de tubería comercial obtenida por extrusión a tamaños normales de tubería de hierro.

Se usan diámetros comprendidos en el rango de 5/8" a 2". Los diámetros más pequeños, de 5/8" a 1", se prefieren para la mayoría de servicios, ya que proporcionan cambiadores más compactos, y por tanto más baratos. Los tubos grandes son más fáciles de limpiar por métodos mecánicos y se seleccionan para fluidos que creen una gran suciedad.

El espesor de tubo se selecciona para soportar la presión interna y para proporcionar un adecuado sobreespesor de corrosión. Se pueden obtener diferentes groesos de pared, definidos por el calibrador Birmingham para alambre, que en la práctica se refiere como el calibrador BWG del tubo.

Las longitudes preferidas para los tubos en los intercambiadores de calor son 6 ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft y 24 ft, aunque en diseños especiales se llega a longitudes hasta de 48 ft. Para un área superficial dada, el uso de tubos largos reducirá el diámetro de la carcasa, que generalmente proporcionará una reducción en el coste del intercambiador, especialmente para altas presiones de operación. La longitud óptima del tubo en relación con el diámetro de la carcasa estará generalmente entre 5 y 10. Otros factores que afectan la longitud de los tubos del equipo son la disponibilidad de espacio en la planta, condicionantes económicos y la caída de presión permitida.

Los fluidos en los tubos se disponen generalmente para fluir hacia delante y hacia atrás en un número de "pasos" a través de grupos de tubos dispuestos en paralelo, para aumentar la trayectoria de flujo.

Para acertar con el diseño óptimo, es necesario realizar un tanteo entre las condiciones técnicas de operación y el coste económico de cada una de las posibilidades. Como este no es el objeto del presente proyecto, se ha optado por elegir, basado en referencias bibliográficas, tubos de un diámetro nominal 1 1/4", calibre B.W.G. 14 y una longitud de 24 pies.

Los materiales que se emplean en la construcción de los tubos dependen de las condiciones de funcionamiento, es decir:

- Acero al carbono. Aceros aleados cuando se emplean productos corrosivos y altas temperaturas.
- Latón para reactores que trabajan con agua de mar.
- Cobre y aluminio para bajas temperaturas.

Dadas las condiciones de operación, donde la atmósfera es moderadamente corrosiva pero la temperatura es elevada, se recurre al empleo de aceros aleados, en concreto y siguiendo las normas de las A.I.S.I. (American Iron and Steel Institute), se empleará un acero inoxidable A.I.S.I. 316, cuya composición es del 18% de cromo, 12% de níquel y 2-4% de molibdeno. Este tipo de acero se caracteriza por una resistencia mecánica alta además de una gran resistencia a la oxidación y la corrosión.

Los tubos pueden distribuirse de forma triangular o cuadrangular. La distribución cuadrangular presenta la ventaja de tener una mayor accesibilidad al limpiado externo de los tubos y una menor caída de presión.

La distribución triangular proporciona un mayor coeficiente de transmisión de calor y un mayor número de tubos en la carcasa para una misma separación entre los centros de los tubos. Presenta el inconveniente de una mayor caída de presión y una peor accesibilidad en su limpieza.

Dado que en el presente proyecto, la cantidad de calor a intercambiar es muy elevada, se ha optado por una distribución triangular, a pesar de ser mayor la caída de presión y la dificultad de limpieza, ya que el balance técnico-económico es favorable a esta distribución triangular, puesto que permite reducir la longitud del intercambiador (a pesar de esto la longitud de tubos es elevada debido a la elevadísima cantidad de calor que debe intercambiarse).

b) Tipos de arreglo y espaciamento (pitch).

Los orificios de los espejos no pueden taladrarse muy cerca uno del otro, ya que una franja demasiado estrecha de metal entre tubos adyacentes debilitaría estructuralmente el espejo; por lo anterior, deberá existir una distancia mínima entre tubos. El pitch es el espacio de centro a centro de los tubos, los cuales pueden estar arreglados en pitch triangular, triangular rotado, cuadrado y cuadrado rotado.

El pitch triangular se utiliza generalmente en cambiadores de espejos fijos, cuando no se necesita limpiar el exterior de los tubos ya sea mecánica o manualmente, debido a que este arreglo no permite el acceso mecánico a los tubos por su parte externa. Sin embargo, la limpieza puede efectuarse por medio de solventes químicos. El pitch cuadrado es recomendado cuando se tiene un fuerte ensuciamiento del fluido y es necesaria la limpieza mecánica, o en donde la caída de presión permisible por el lado de la envolvente está muy limitada.

c) Espejos.

Los espejos son placas circulares de metal barrenadas y ranuradas para colocar los tubos y las varillas separadoras, así como el círculo de tornillos y empaques para que embonen en la envolvente. Los tubos son sostenidos en su lugar al ser insertados en orificios practicados a los espejos y posteriormente son expandidos y soldados a éste. Sin embargo, cuando se requiere evitar totalmente el mezclado entre los fluidos debido a fugas en los barrenos del espejo. Se pueden utilizar espejos dobles con un considerable aumento del costo.

d) Envolvente y sus boquillas.

La envolvente es simplemente el recipiente del fluido externo a los tubos y las boquillas son la entrada y salida a él. La envolvente está hecha comúnmente de placas de metal, las cuales son cortadas a las dimensiones requeridas y soldadas de manera longitudinal. La envolventes de diámetro menor a 24 pulgadas se pueden construir de tubería comercial. La redondez de la envolvente es importante para fijar el diámetro máximo de las mamparas y el efecto de la fuga entre la envolvente y la mampara.

La boquilla de alimentación con frecuencia cuenta con una mampara de choque colocada inmediatamente bajo la entrada para dispersar el chorro del fluido alimentado, a fin de que no golpee y erosione las primeras hileras de tubos del haz. Para colocar la placa de choque y dejar suficiente área de flujo entre la envolvente y la placa, para que el fluido descargue sin una pérdida de presión excesiva, será necesario eliminar algunos tubos.

De acuerdo con T.E.M.A., s tienen seis diferentes tipos de envolvente en los equipos de tubos y envolventes: el tipo “E”, de un solo paso; la “F”, de dos pasos; “la “G”, llamada tipo Split; “H”, doble Split; la “J” de fluido dividido; la “K”, llamada tipo Kettle, y la “X”, de flujo cruzado.

Tomando como base la envolvente de un paso “E” puede decirse que la envolvente de dos pasos “F” se utiliza cuando existe cruce de temperaturas y se pretende lograr una contracorriente pura entre los fluidos de tubos y envolvente.

La envolvente tipo “G” de flujo Split presenta básicamente las cualidades de la envolvente “F”, sólo que su uso principal es la condensación de vapores. También se suele usar en rehervidores tipo termosifón horizontales.

La envolvente tipo “H”, doble Split, se utiliza para reducir la caída de presión en condensadores. La alimentación de vapor se divide en dos boquillas de entrada; la envolvente se divide en dos compartimientos, separados por un soporte transversal en el centro de la envolvente; el vapor fluye por cada mitad de la envolvente por encima de la mampara longitudinal y regresa por la parte inferior hacia la boquilla de salida y se unen prácticamente las dos en una línea. Las mamparas longitudinales distribuyen el flujo a lo largo del tubo. También es común usarlo en rehervidores de termosifón horizontales.

Un método alternativo para reducir la caída de presión en la envolvente lo proporciona la envolvente tipo “J” de flujo dividido. En esta envolvente el vapor se puede alimentar en dos boquillas, o si se está vaporizando el fluido se alimenta en forma contraria y se separa por medio de un soporte. La mezcla líquido-vapor fluye de las boquillas superiores a la inferior pasando por las mamparas. Los internos de esta envolvente son más sencillos que los de doble Split.

La envolvente tipo Kettle se utiliza cuando se requiere generar vapor y, por lo tanto, hay que mantener un nivel de líquido que se alimenta y deja todavía un espacio por encima de dicho nivel, para que el vapor producido no arrastre gotas de líquido.

Otro tipo de envolvente utilizado es la “X”, de flujo cruzado, en la cual se colocan una serie de boquillas de alimentación, y en posición contraria otras de salida. Este tipo de envolventes todavía no está incluido en el T.E.M.A.

e) Canales y boquillas.

Los canales y boquillas simplemente sirven para controlar el flujo que entra y sale por los tubos del intercambiador de calor. Generalmente el fluido más corrosivo va por el lado de los tubos, por lo cual los canales y boquillas se fabrican con alguna aleación compatible con los espejos y los tubos. Los cabezales de intercambiadores de calor son de tres tipos:

- Espejos fijos.
- Cabezales U (tubos en "U").
- Cabezales flotantes.

f) Mamparas.

Las mamparas tienen tres funciones: 1) soportar los tubos en la posición apropiada durante su ensamble y operación de equipo, 2) prevenir la vibración de los tubos, causadas por remolinos en el flujo, y 3) guiar al fluido de la envolvente en forma transversal al haz de tubos, aumentando su velocidad y el coeficiente de transferencia de calor.

El tipo de mamparas más común es la segmentada, con corte vertical, horizontal o inclinado. Las mamparas segmentadas son círculos de diámetro ligeramente menor que la envolvente, con un corte segmental que puede variar desde 10% hasta 35% del área de la mampara. El corte de la mampara generalmente es vertical en condensadores, rehervidores, vaporizadores e intercambiadores, cuyo servicio se realiza manejando materiales con sólidos en suspensión o fluidos pesados. Con este arreglo, en caso de tener gases condensables, pueden escapar en el tope del equipo. También es importante drenar el líquido que condensa.

g) Carcasas.

Se fabrican a partir de tubos de acero, bien de acero al carbono o aceros aleados dependiendo, al igual que los tubos, de la aplicación que tengan.

En este caso, las carcasas empleadas serán de acero inoxidable A.I.S.I. 316, por las mismas razones que se han expuesto anteriormente.

Las carcasas irán provistas de unas pantallas deflectoras, cuya utilidad es provocar la agitación del fluido que circula por el exterior de los tubos, mejorando así los coeficientes de transmisión de calor. Estas pantallas obligan al fluido a incidir verticalmente sobre los tubos. El fluido, al efectuar un camino sinuoso, adquiere una gran turbulencia con la consiguiente mejora en la transmisión de calor.

h) Cabezas.

Las cabezas constituyen las zonas de distribución, situadas en los extremos del intercambiador y, dentro de las diferentes formas, pueden ser de dos tipos: de cabeza fija y de cabeza flotante.

El intercambiador de calor seleccionado para la presente instalación será de cabeza flotante, pues en éste es posible la expansión en el haz de tubos, siendo además más fácil su extracción para la limpieza.

i) Número de pasos.

En esta instalación se han elegido intercambiadores con seis pasos, ya que las condiciones corrosivas no son especialmente elevadas y con el material elegido no existen problemas derivados de las temperaturas de operación.

El intercambiador seleccionado deberá operar en contracorriente, es decir, fluido que circula por la carcasa y el que circula por el interior de los tubos lo hacen en direcciones opuestas.

La operación en contracorriente es más eficiente que la operación en corrientes paralelas, ya que permite alcanzar temperaturas más altas para el fluido frío y, por consiguiente, más bajas para el caliente. Esto supone que se puede llegar a calentar más el fluido que se pretende calentar y enfriar más el que se desea enfriar. Además, la diferencia de temperatura media logarítmica a lo largo de todo el intercambiador, es mayor en contracorriente que en corriente paralela, por lo que para una misma superficie de intercambio, la primera operación reportaría una mayor cantidad de calor transmitida por unidad de tiempo y superficie.

A modo de resumen se puede definir el intercambiador de calor adoptado para el proceso de la siguiente forma:

“Intercambiador de calor tubular de cabeza flotante, de seis pasos y que opera en contracorriente. Los tubos son de 1 ¼”, distribuidos de forma triangular, con un pitch de 1 9/16” y una longitud de 24 pies” (véase anexos de cálculo).

El intercambiador de calor dispondrá de un total de 3156 tubos de 2,70 cm de diámetro interno; así como de una carcasa de 2,438 m de diámetro interno. El material seleccionado para el intercambiador de calor, tanto para la carcasa como para los tubos será un acero inoxidable A.I.S.I. 316, ya que es el que mejor se ajusta a las condiciones operativas. El fluido calefactor empleado será vapor sobrecalentado a una presión de 16 bar y una temperatura de 350°C.

CAPÍTULO 5. TUBERÍAS Y SISTEMAS DE IMPULSIÓN.

5.0.- INTRODUCCIÓN.

En el presente capítulo, se comenzará hablando sobre el sistema de tuberías que forma parte de la instalación, con un breve desarrollo teórico acerca de los sistemas de tuberías antes de exponer las características del sistema de tuberías empleado en el presente proyecto.

Una vez expuesto el sistema de tuberías, análogamente, se hará un breve desarrollo teórico sobre los sistemas de impulsión característicos de la industria, así como aquellos que serán empleados en la instalación descrita en este proyecto.

5.1.- SISTEMAS DE TUBERÍAS.

Las partes componentes de un sistema de tuberías pueden agruparse en cuatro grandes familias: tuberías, accesorios, bridas y válvulas. El simple examen de un diagrama de proceso deja sentir la importancia que tendrán los anteriores elementos en la construcción de una instalación industrial.

El paso del esquema a la realidad ofrece una gran variedad de problemas, ya que existen diversas soluciones técnicas, con diferentes ventajas en lo referente a las pérdidas de energía, la duración del material, la facilidad de utilización y el precio.

Los sistemas de tuberías representan, aproximadamente, un tercio del coste del material en una planta de proceso, requieren de un 30% a 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.

El objetivo de este capítulo es, solamente, realizar una introducción sobre la normalización existente relativa a las dimensiones y calidad de los materiales de las tuberías, accesorios, bridas y válvulas disponibles comercialmente.

5.1.1. Normalización.

Podría decirse que las normas constituyen o representan un lenguaje común para que exista un acuerdo entre fabricantes, compradores, vendedores, constructores y diseñadores.

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 España las ASA (American Standards Association), más recientemente agrupadas como normas ANSI (American National Standards Institute), las ASTM (American Society for Testing and Materials), las AISI (American Iron and Steel Institute), y también las API (American Petroleum Institute) o las MSS (Manufacturers Standardization Society), y otras normas como son la AENOR españolas u otras normas de países europeos tales como las AFNOR francesas, las UNI italianas, las BSS británicas o incluso las DIN alemanas, que en la actualidad tienen un ámbito de aplicación más restringido.

5.1.2. Normas ANSI y ASTM.

La utilización de estas normas está muy extendida, incluso en los países europeos que disponen de normativa propia, en todas las actividades relacionadas con el refino e industrias derivadas del petróleo.

Las normas ANSI rigen el diseño de las tuberías, en lo que se refiere exclusivamente al dimensionamiento geométrico y las clasifica, así como también a las válvulas, bridas y accesorios. Por su parte, las normas ASTM están referidas a la calidad de los materiales que deben emplearse en la fabricación de los sistemas de tuberías. De toda la amplia gama de códigos o conjunto de normas editadas por ANSI, hay tres que son de especial interés, estas son:

- ANSI B31.1. Power piping. Trata de centrales térmicas e instalaciones de producción de vapor y/o energía.
- ANSI B31.3. Petroleum refinery piping. Trata de plantas de proceso químico y refinerías de petróleo.

- ANSI B31.4. Liquid petroleum transportation piping systems. Trata del transporte de líquidos para hidrocarburos, gas líquido derivado del petróleo, amoníaco anhidro y alcoholes.
- ANSI B31.5. Tuberías para refrigeración.
- ANSI B31.8. Sistema de tuberías para transmisión y distribución de gas.
- ANSI B31.9. Tuberías para servicios en edificios.
- ANSI B31.11. Tuberías para el transporte de pastas aguadas.

Las tres primeras secciones del código pertenecen al código B31 patrocinado por ASME, que se titula “Code for Pressure Piping” (código para tuberías a presión), y cada una de ellas contiene un conjunto de normas (muchas de ellas comunes), que describen los procedimientos a seguir en cada caso. Entre las normas incluidas en cada una de las secciones citadas, unas han sido creadas por el ANSI y otras han sido creadas por otros organismos (como por ejemplo el API o la AWWA) y adoptadas por el ANSI.

Como se ha dicho anteriormente, las normas ASTM rigen la calidad de los materiales que deben ser empleados en la fabricación de los sistemas de tuberías. Particularmente, reúnen un conjunto de especificaciones acerca de la calidad que se exige para los aceros empleados en la fabricación de sistemas de tuberías. Las diferentes clasificaciones de los aceros hechas por ASTM se basan fundamentalmente en aspectos tales como:

- a) Análisis químico del acero.
 - a. Porcentaje de carbono.
 - b. Porcentaje de hierro y azufre.
 - c. Porcentaje de componentes que mejoran las calidades de los aceros tales como silicio, cromo, molibdeno y níquel.
- b) Cualidades mecánicas del acero.
 - a. Carga de rotura.
 - b. Límite elástico.
 - c. Alargamiento.
 - d. Resistencia.

En la elección de un determinado tipo de acero deberá tenerse en cuenta:

- La resistencia mecánica según la temperatura (ruptura y fluencia).

- Resistencia a la oxidación.
- Resistencia a la corrosión.

La resistencia mecánica a elevadas temperaturas, descubre toda la gama de aceros al molibdeno (0,5%) y al cromo-molibdeno: 0,5-1% de molibdeno y 0,5-5% de cromo. Las resistencias más altas se obtienen en aceros con alto contenido en cromo y níquel, de los que, la serie más utilizada, es la del 18Cr-9Ni. Estos aceros conservan apreciables características mecánicas a bajas temperaturas. Para estas temperaturas se utiliza con preferencia el acero con 9% de níquel, que es más económico, para calidades mecánicas equivalentes.

A los problemas de resistencia mecánica se superponen los de resistencia a la oxidación y la corrosión. En estos casos se recurre a las aleaciones de cromo, o las de níquel-cromo, que generalmente compatibilizan estas exigencias con una mejora de las cualidades mecánicas.

Las tuberías de calidades más frecuentes para el acero ordinario corresponden a las especificaciones ASTM, que distingue entre cuatro grupos:

- a) Acero al carbono (carbon steel). Consiste básicamente en un compuesto de hierro con un porcentaje de carbono inferior al 1,7% (normalmente entre el 0,3 y el 0,4%) y cantidades reducidas y variables de manganeso, fósforo, azufre y silicio. Las características más importantes del acero al carbono a efectos de piping son la resistencia a altas temperaturas, resistencia al choque, resiliencia, tenacidad, maquinabilidad y, sobre todo, su forjabilidad y soldabilidad.
- b) Aceros aleados (alloy steel). En esencia, es un acero al carbono que además de los componentes anteriormente citados, tiene una proporción inferior al 10% de cromo, y generalmente algo de níquel y/o pequeñas cantidades de molibdeno, vanadio, wolframio, etc. Un acero aleado ve mejoradas sus características con la presencia de elementos como éstos últimos citados. En cambio, se ve perjudicado por elementos como el arsénico, el oxígeno o el hidrógeno. El acero aleado tiene básicamente las mismas propiedades que el acero al carbono, pero su resistencia a las altas temperaturas y su tenacidad aumentan considerablemente. Además, la adición de cromo y níquel le aportan una mayor resistencia a la corrosión en general. El acero aleado es también forjable y soldable.

- c) Acero inoxidable (stainless steel). Es un acero aleado en el que la proporción de cromo supera el 10%. Posee todas las propiedades de un acero aleado, pero en general aumentadas, especialmente la resistencia a la corrosión, lo cual le proporciona un aspecto más brillante y pulido.
- d) Fundición o hierro fundido (cast iron). La fundición es un compuesto de hierro con un porcentaje de carbono superior al 1,7% (normalmente alrededor del 3%) y pequeñas cantidades de manganeso, silicio, fósforo y azufre. Las características más importantes de la fundición en relación con el acero al carbono son que posee menor resistencia a altas temperaturas, menor resistencia al choque, menor resiliencia y menor tenacidad. Algunas fundiciones son mecanizables, otras no; pero las características diferenciadoras básicas consisten en que es fundible, pero no es forjable ni soldable (sí es posible, pero no se utiliza en piping). Por otro lado, la fundición tiene mayor resistencia a la corrosión por intemperie que el acero al carbono.

En piping, no se utilizan soldaduras de un acero al carbono con uno aleado o inoxidable, aunque esto sí sea realizable en la práctica, sino que en general los materiales que se sueldan son siempre de una calidad semejante. En cuanto al coste, el material más caro de los mencionados anteriormente es el acero inoxidable, siendo el más barato la fundición de hierro.

5.1.3. Fabricación de tuberías.

Las tuberías de acero al carbono se suelen fabricar empleando diversas técnicas, cada una de las cuales permite obtener una tubería con unas determinadas características. Estas características incluyen su resistencia mecánica, espesor de pared, resistencia a la corrosión y limitaciones de temperatura y presión. Por ejemplo, tuberías con el mismo espesor pero fabricadas con diferentes métodos pueden variar en los límites de presión. Los principales métodos de fabricación a los que se está haciendo alusión son tres:

- Tuberías soldadas a tope. Se construyen a partir de una chapa plana a la que se da forma cilíndrica y posteriormente se emplea alguno de los métodos de soldadura conocido para unir sus bordes. Pueden clasificarse en tubos soldados por resistencia o tubos soldados por fusión (con o sin material de aportación).

- Tuberías sin soldadura. Se construyen trabajando en caliente el acero, y se parte de un troncho cilíndrico que es horadado en caliente por un mandril. Las tuberías sin costuras se fabrican en elementos rectos de aproximadamente 6 ó 12 metros de longitud. Las tuberías de gran diámetro (superiores a 24") están fabricadas formando un anillo circular a partir de una placa plana, uniéndola mediante un procedimiento de soldadura por arco sumergido.
- Tuberías soldadas en espiral. Están formadas por tiras de acero en forma de espiral, donde se unen sus orillas, se suelda una junta o costura. El uso de estas tuberías está limitado casi con exclusividad a sistemas de tuberías de baja debido a su pequeño espesor de pared.

Cada uno de los tres métodos expuestos tiene sus ventajas y sus inconvenientes. Las tuberías soldadas a tope tienen unos espesores de pared más uniformes a partir de planchas de acero que se van enrollando. Este método de fabricación es particularmente útil cuando se necesitan pequeños espesores y grandes longitudes de tubería. Por último, el código ANSI B31.1 asigna un factor de eficiencia de la resistencia mecánica del 85% para tuberías con costura, del 60% para tuberías soldadas en espiral y de un 100% para tuberías sin costura.

5.1.4. Bridas, válvulas y accesorios.

Las bridas son elementos que se utilizan para unir dos componentes de un sistema de tuberías, permitiendo que puedan ser desmontados sin operaciones destructivas, gracias a una circunferencia de agujeros a través de los cuales se montan pernos de unión. Los diseños más habituales son los de bridas de cuello para soldadura, bridas locas, lap joint, de enchufe y soldadura, roscadas, bridas ciegas, bridas de aislamiento eléctrico, bridas ciegas, etc. Las caras de las bridas están fabricadas de forma estándar para mantener unas dimensiones concretas. Las caras de las bridas estándar más habituales son: cara plana, cara con resalte y cara con anillo.

Las válvulas son elementos que se emplean industrialmente para regular, permitir o impedir totalmente el paso de un fluido a través de un sistema de tuberías. Además, permiten ser integradas como elementos de control en los sistemas de regulación automáticas de procesos industriales. Algunas de las válvulas que se emplean con mayor frecuencia en la industria son las válvulas de globo, las válvulas

de retención, las válvulas de bola y las válvulas de compuerta. También existen válvulas de seguridad y válvulas antirretorno. Una válvula, está compuesta fundamentalmente por cinco elementos:

- **Cuerpo:** la parte a través de la cual transcurre el fluido.
- **Obturador:** el elemento que hace que la sección de paso varíe, regulando por tanto el caudal y por tanto la caída de presión.
- **Accionamiento:** parte de la válvula que hace de motor para que el obturador se sitúe en una posición concreta. Puede ser motorizado, manual, mecánico, neumático o electromagnético.
- **Cierre:** une el cuerpo de la válvula con su accionamiento. Hace que la cavidad del cuerpo y del obturador (donde hay fluido) sea estanco y no fugue.
- **Vástago:** es el eje que transmite la fuerza del accionamiento al obturador para que éste último se posicione.

5.2.- DIMENSIONES.

El estudio del dimensionado de las tuberías se ha llevado a cabo de acuerdo con las normas ANSI B31, de manera que para cada diámetro nominal (expresado en pulgadas), se comercializarán diferentes espesores normalizados, siendo idéntico el diámetro exterior.

La clasificación actual de las tuberías se realiza según unos números (Schedule number o número de cédula) a los que corresponde un determinado espesor según el tamaño nominal.

Las dimensiones de las tuberías utilizadas en la instalación se recogen en la tabla que figura en la página siguiente. Dichas tuberías constarán además de un aislamiento térmico de silicato de calcio, material ampliamente utilizado para el rango de temperaturas en que se opera en la instalación, y se ha determinado el espesor de aislamiento siguiendo criterios económicos, operativos y de seguridad.

Línea	Tubería 1	Tubería 2	Tubería 3
Diámetro nominal (mm)	76,2	76,2	101,6
Diámetro nominal (in)	3	3	4
Diámetro interior (mm)	84,7	84,7	110,1
Diámetro interior (in)	3,334	3,334	4,334
Espesor (mm)	2,108	2,108	2,108
Espesor (in)	0,083	0,083	0,083
Espesor aislamiento (mm)	No dispone	No dispone	38,1
Espesor aislamiento (in)	No dispone	No dispone	1 ½
Schedule number	5S	5S	5S
Longitud (m)	10	5	5

Línea	Tubería 4	Tubería 5	Tubería 6	Tubería 7
Diámetro nominal (mm)	101,6	101,6	76,2	76,2
Diámetro nominal (in)	4	4	3	3
Diámetro interior (mm)	110,1	108,2	84,7	82,8
Diámetro interior (in)	4,334	4,260	3,334	3,260
Espesor (mm)	2,108	3,048	2,108	3,048
Espesor (in)	0,083	0,120	0,083	0,120
Espesor de aislamiento (mm)	38,1	63,5	76,2	50,8
Espesor de aislamiento (in)	1 ½	2 ½	3	2
Schedule number	5S	10S	5S	10S
Longitud (m)	9	6	7	6

Tablas 1a y 1b. Características del sistema de tuberías de la instalación.

5.3.- CALIDAD DE LOS MATERIALES.

Dadas las condiciones de operación que se dan en el proceso que se está dimensionando (elevada temperatura y atmósfera levemente corrosiva), se ha optado por el empleo de tuberías de acero inoxidable A.I.S.I. 316 que, como ya se ha comentado anteriormente, es un acero inoxidable con un contenido del 18% en cromo, 12% en níquel y 2-4% en molibdeno. Este acero, por su elevado contenido en cromo y

níquel, soporta bien las altas temperaturas y los ambientes corrosivos (cuanto mayor sea el contenido en cromo y níquel, mayor serán estas resistencias).

5.4.- SISTEMAS DE IMPULSIÓN DE FLUIDOS.

Los fluidos se mueven a través de tuberías y equipos por medio de bombas, ventiladores, soplantes y compresores. En el caso especial de metales líquidos, la energía puede ser suministrada por medio de campos electromagnéticos giratorios. Los elevadores de aire, las trompas y los eyectores, mueven al fluido utilizando la energía de un segundo fluido. Sin embargo, el método más corriente de comunicar energía es por medio de un desplazamiento positivo o de una acción centrífuga suministrados por fuerzas exteriores. Estos métodos conducen a las dos clases principales de aparatos para el movimiento de fluidos: en primer lugar, los que aplican directamente presión al fluido y, en segundo lugar, los que producen rotación por medio de un par de fuerzas. En el primer grupo están incluidos los aparatos de presión y, en el segundo, las bombas centrífugas, soplantes y compresores. Por otra parte, en los aparatos que comunican presión por desplazamiento positivo, la fuerza debe ser aplicada al fluido, bien por medio de un émbolo que acciona dentro de un cilindro, o bien por dispositivos giratorios de presión. El primer grupo comprende las llamadas máquinas alternativas y el segundo corresponde a los aparatos de tipo rotatorio.

Los términos *bomba*, *ventilador*, *soplante* y *compresor*, no tienen siempre un significado preciso. Por ejemplo, una *bomba de vacío* y una *bomba de aire* son términos que se emplean para designar equipos que comprimen gases. Sin embargo, una bomba es generalmente un aparato para mover un líquido, y un ventilador, una soplante o un compresor comunican energía a un gas. Los ventiladores desplazan grandes volúmenes de gas (generalmente aire) en espacios abiertos o por el interior de conducciones de gran diámetro. Son máquinas rotatorias de baja velocidad y generan presiones relativamente bajas. Las soplantes son máquinas rotatorias de elevada velocidad, que operan con desplazamiento positivo o fuerza centrífuga, y que desarrollan presiones moderadas. Los compresores son capaces de desarrollar presiones muy elevadas.

Desde el punto de vista de la mecánica de fluidos, los fenómenos que tienen lugar en estos aparatos pueden clasificarse atendiendo a que el flujo sea compresible

o incompresible. En bombas y ventiladores la densidad del fluido no varía apreciablemente y en su tratamiento resulta adecuada la teoría del flujo incompresible. En soplantes y compresores, la variación de la densidad es demasiado grande para que pueda justificarse la suposición de densidad constante para el fluido, de forma que es preciso utilizar la teoría del flujo compresible.

En todos los aparatos son importantes las características de operación, así como las exigencias de eficacia. Evidentemente, son muy importantes la capacidad de flujo (generalmente medida en flujo volumétrico por unidad de tiempo para una densidad específica), los requerimientos de potencia y la eficacia mecánica. También son deseables la seguridad de operación y la facilidad de mantenimiento. En unidades pequeñas es más importante la sencillez de operación que un rendimiento mecánico elevado que ahorraría sólo unos pocos kilovatios de potencia.

En las bombas, la densidad del fluido es a la vez constante y elevada. Las diferencias de presión son generalmente considerables y se requiere una construcción robusta.

5.4.1. Bombas de desplazamiento positivo.

En el primera gran tipo de bombas un volumen determinado de líquido queda encerrado en una cámara que, alternativamente, se llena desde la entrada y se vacía a una presión más alta a través de la descarga. Existen dos subclases de bombas de desplazamiento positivo. En las bombas alternativas la cámara es un cilindro estacionario que contiene un émbolo, mientras que en las bombas rotatorias la cámara se mueve desde la entrada hasta la descarga y regresa nuevamente a la entrada.

5.4.2. Bombas alternativas.

Las bombas de émbolo, de émbolo macizo y de diafragma, son ejemplos de bombas alternativas. En una bomba de émbolo el líquido pasa a través de una válvula de entrada al interior del cilindro mediante la acción de un émbolo y posteriormente es forzado a través de una válvula de descarga durante la carrera de retroceso. La mayor parte de las bombas de émbolo, son de doble efecto, es decir, el líquido es admitido alternativamente a cada lado del émbolo, de forma que una parte del cilindro se está

llenando mientras la otra se está vaciando. Con frecuencia se utilizan dos o más cilindros en paralelo con cabezales de succión y descarga comunes, y la configuración de los pistones se ajusta con el fin de minimizar las fluctuaciones del flujo de descarga. El pistón puede ser accionado por un motor a través de una caja reductora o bien puede utilizarse una conexión directa a un cilindro accionado por vapor. La presión máxima de descarga de bombas de émbolo comerciales es del orden de 50 bar.

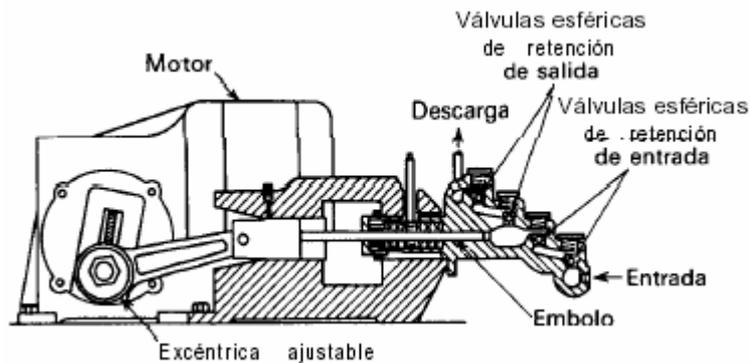


Figura 23. Esquema de una bomba alternativa.

Para presiones más elevadas se emplean bombas de émbolo macizo. Poseen un cilindro de pared gruesa y pequeño diámetro que contiene un émbolo alternativo, perfectamente ajustado, que es simplemente una prolongación del vástago del émbolo. Al final de la carrera, el émbolo ocupa prácticamente todo el espacio del cilindro. Las bombas de émbolo macizo son de simple efecto y generalmente están accionadas por un motor. Pueden descargarse frente a presiones de 1500 o más bar.

En una bomba de diafragma, el elemento alternativo es un diafragma flexible de metal, plástico o caucho. Esto elimina la necesidad de empaquetaduras o cierres que estén expuestos al líquido que se bombea, lo cual supone una gran ventaja cuando se manejan líquidos tóxicos o corrosivos. Las bombas de diafragma operan con cantidades pequeñas o moderadas de líquido y pueden desarrollar presiones superiores a 100 bar.

La eficacia mecánica de las bombas alternativas varía entre el 40 y el 50% para bombas pequeñas y entre el 70 y el 90% para las más grandes. Dicha eficacia es prácticamente independiente de la velocidad dentro de los límites normales de operación y disminuye ligeramente al aumentar la presión de descarga debido a las fugas y la fricción adicional.

5.4.3. Bombas rotatorias.

Existe una gran variedad de bombas rotatorias de desplazamiento positivo. Tienen nombres como bombas de engranaje, de lóbulos, de husillo, excéntricas y de paletas. Al contrario que las bombas alternativas, las rotatorias no contienen válvulas de retención. Cuanto mejor sea el ajuste entre las partes móviles y las partes estacionarias, menores son las fugas desde la cámara de descarga hacia la de succión; por otra parte, esto limita también la velocidad de operación.

Las bombas rotatorias trabajan mejor con fluidos limpios y moderadamente viscosos, tales como aceites lubricantes ligeros. Puede operarse con presiones de descarga superiores a 200 bar.

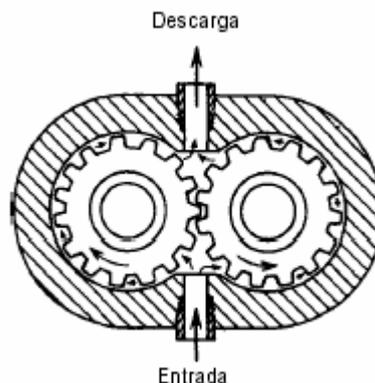


Figura 24. Esquema de una bomba rotatoria.

5.4.4. Bombas centrífugas.

En la segunda clase más importante de bombas, la energía mecánica del líquido se aumenta por acción centrífuga. El líquido penetra a través de una unión de succión, concéntrica con el eje de una pieza que gira a gran velocidad, llamada impulsor o rodete. El rodete está provisto de unos álabes radiales solidarios con el mismo. El líquido circula hacia fuera, por el interior de los espacios que existen entre los álabes, y abandona el rodete con una velocidad mucho mayor que a la entrada del mismo. En una bomba que funciona normalmente, el espacio comprendido entre los álabes está totalmente lleno de líquido que circula sin cavitación. El líquido que sale periféricamente del rodete se recoge en una carcasa en espiral, llamada voluta, y sale de la bomba a través de una conducción tangencial de descarga. En la voluta, la carga de velocidad del líquido procedente del rodete, se convierte en carga de presión. El

fluido recibe energía del rodete, que a su vez es transmitida al mismo mediante el par de un eje giratorio, generalmente accionado mediante conexión a un motor de velocidad constante.

En condiciones ideales de flujo sin fricción, el rendimiento mecánico de una bomba centrífuga es evidentemente del 100%, es decir, $\eta = 1$. Una bomba ideal que opera con una velocidad determinada, genera una velocidad de descarga constante para cada carga específica. Las bombas reales, debido a la fricción y a otras deficiencias, tienen un rendimiento algo menor.

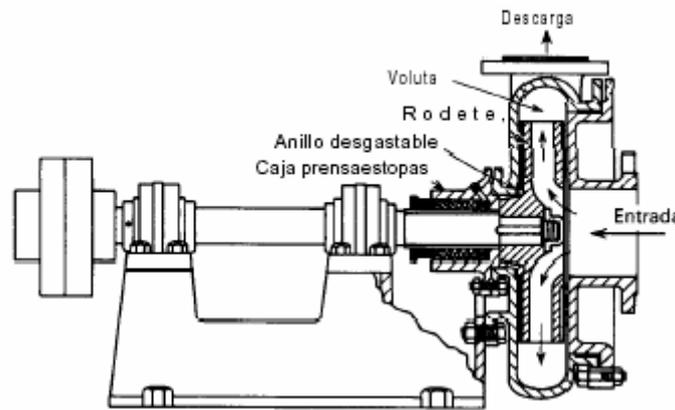


Figura 26. Esquema de una bomba centrífuga.

Las bombas centrífugas constituyen, en la práctica, el tipo más corriente de aparatos de bombeo. Existen muchos otros tipos de la sencilla máquina de voluta. Un tipo muy corriente emplea un rodete de doble succión, que toma el líquido por ambos lados. Por otra parte, el rodete puede ser abierto o bien puede estar cerrado o reforzado. En los manuales y libros sobre bombas y especialmente en los catálogos de las casas constructoras se pueden encontrar los diversos tipos, tamaños, y diseños de bombas centrífugas.

5.4.5. Impulsión de gases.

Los aparatos para la compresión y movimiento de gases se clasifican más convenientemente teniendo en cuenta el intervalo de diferencia de presión que pueden producir. Según este criterio el orden creciente es ventiladores – soplantes – compresores.

Los ventiladores de gran tamaño son generalmente centrífugos. El principio de funcionamiento es exactamente el mismo que el de las bombas centrífugas. Los rodets se montan dentro de una carcasa construida con una lámina de metal ligero. La holgura es grande y las cargas de salida son pequeñas. A veces, como ocurre en los aparatos de ventilación convencionales, prácticamente toda la energía suministrada se convierte en energía de velocidad y casi nada en energía de presión. De todas formas, el aumento de velocidad absorbe una cantidad apreciable de la energía suministrada y ha de incluirse al estimar el rendimiento mecánico de la bomba.

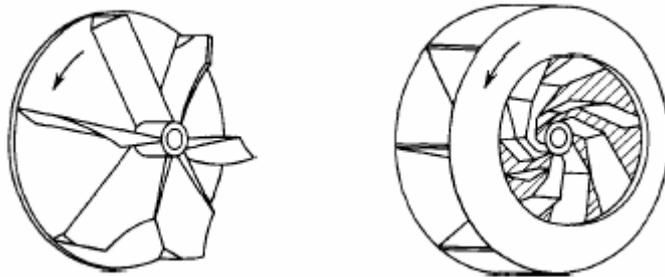


Figura 27. Esquema de un ventilador.

El rendimiento total, en cuyo cálculo, a la potencia de salida hay que sumar las cargas de presión y velocidad, es del orden del 70%. Puesto que la variación de densidad en un ventilador es pequeña, resultan adecuadas las ecuaciones utilizadas en el funcionamiento de las bombas centrífugas con fluidos incompresibles. Una diferencia entre bombas y aparatos para el flujo de gases radica en el efecto de la presión y temperatura sobre la densidad del gas que entra al sistema.

Soplantes y compresores. Al aumentar adiabáticamente la presión de un fluido compresible, aumenta también la temperatura del mismo. Este aumento de temperatura presenta varias desventajas. Puesto que el volumen específico del fluido aumenta con la temperatura, el trabajo que se requiere para comprimir una unidad de masa de fluido es mayor que si la compresión fuese isotérmica. Temperaturas excesivamente elevadas ocasionan problemas con los lubricantes, prensaestopas y materiales de construcción. Además, el fluido puede ser tal que no tolere temperaturas elevadas sin descomponerse.

Para el cambio isentrópico (adiabático y sin fricción) de presión de un gas ideal, la relación de temperatura, viene dada por la siguiente ecuación:

$$T_b/T_a = (P_b/P_a)^{1-1\gamma}$$

Donde T_a y T_b son las temperaturas absolutas de entrada y salida, respectivamente y P_a y P_b , las presiones correspondientes a entrada y salida respectivamente.

Para un gas dado, la relación de temperatura aumenta con la relación de compresión P_b/P_a . Esta relación es un parámetro básico en la ingeniería de soplantes y compresores. En el caso de las soplantes con una relación de compresión inferior a aproximadamente 3 ó 4, el aumento adiabático de temperatura no es grande y no se toman medidas especiales para reducirlo. Sin embargo, en compresores, donde la relación de compresión puede ser de 10 o más, la temperatura isentrópica es excesivamente elevada. Además, como los compresores reales no carecen de fricción, el calor que se genera en la fricción es también absorbido por el gas y se alcanzan temperaturas más altas que la temperatura isentrópica. Por tanto, los compresores se enfrían mediante encamisados a través de los cuales circula agua fría o un refrigerante. En compresores pequeños refrigerados la temperatura del gas a la salida puede acercarse a la de la entrada, alcanzándose una compresión esencialmente isotérmica. En las unidades muy pequeñas es suficiente utilizar aletas integradas con el cilindro y que intercambian calor al aire. En las unidades grandes, donde la capacidad de refrigeración es limitada, se sigue un camino, llamado compresión politrópica, que es diferente de la compresión adiabática y de la compresión isotérmica.

Las *soplantes de desplazamiento positivo* operan como las bombas de engranajes, excepto que, debido al especial diseño de los “dientes”, la holgura es de solamente unas pocas milésimas de pulgada. La posición relativa de los rodetes se mantiene de una forma muy precisa mediante unos robustos engranajes externos. Una soplante de simple etapa puede descargar gas de 0,4 a 1 bar de sobrepresión, y de 2 bar para soplantes de dos etapas.

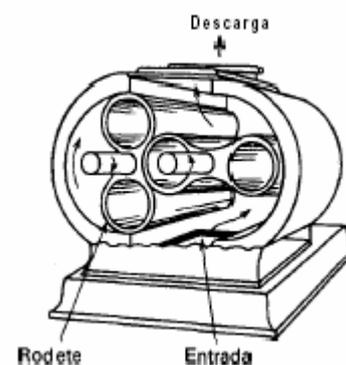


Figura 28. Esquema de una soplante de desplazamiento positivo.

Las *soplantes centrífugas* en apariencia recuerdan una bomba centrífuga, excepto que la carcasa es más estrecha mientras que los diámetros de la carcasa y de la voluta de descarga son relativamente mayores que en una bomba. Las velocidades de operación son bastante elevadas. La razón de la elevada velocidad y el gran diámetro del rodete reside en que para generar una presión moderada se necesitan cargas muy elevadas medidas en metros de un fluido de baja velocidad. Los compresores centrífugos son unidades de múltiple etapa que contienen varios rodetes sobre un solo eje que gira a alta velocidad en el interior de una pesada carcasa. Canalizaciones interiores conducen el fluido desde la descarga de un rodete a la entrada del siguiente. Estas máquinas comprimen volúmenes enormes de aire o de un gas de proceso hasta una presión de salida de 20 bar. Las máquinas más pequeñas descargan a presiones de hasta varios centenares de bar. En las unidades que operan a alta presión se necesita refrigeración entre las etapas. Las máquinas con flujo axial tratan aún mayores volúmenes de gas, pero con presiones de descarga menores, que van de 2 a 10 ó 12 bar. En estas unidades los álabes del rotor impulsan al gas axialmente desde un conjunto de álabes directamente al siguiente. Normalmente no requieren refrigeración entre las etapas.

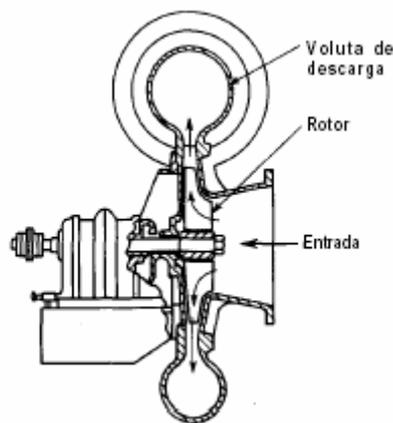


Figura 29. Esquema de una soplante centrífuga.

Los *compresores rotatorios de desplazamiento positivo* pueden emplearse para presiones de descarga del orden de 6 bar. La mayor parte de los compresores que operan con presiones de descarga superiores a 3 bar son máquinas alternativas de desplazamiento positivo. En la figura se puede ver un compresor de simple etapa. Estas máquinas operan mecánicamente de la misma forma que las bombas

alternativas, con las importantes diferencias de que la prevención de fugas es más difícil y de que el aumento de temperatura es considerable. Los cabezales y las paredes del cilindro están provistos de encamisados para enfriamiento con agua o un refrigerante. Los compresores alternativos están generalmente accionados por un motor y casi siempre son de doble efecto. Cuando la relación de compresión que se requiere es mayor que la que se puede alcanzar con un solo cilindro se utilizan compresores de etapa múltiple. Entre las etapas se disponen sistemas de enfriamiento, que son cambiadores tubulares enfriados con agua o refrigerante. Los sistemas de enfriamiento entre las etapas tienen suficiente capacidad de transmisión de calor para llevar las corrientes gaseosas entre las etapas hasta la temperatura inicial de succión. Con frecuencia se emplea un enfriador terminal para enfriar el gas de alta presión que sale de la última etapa.

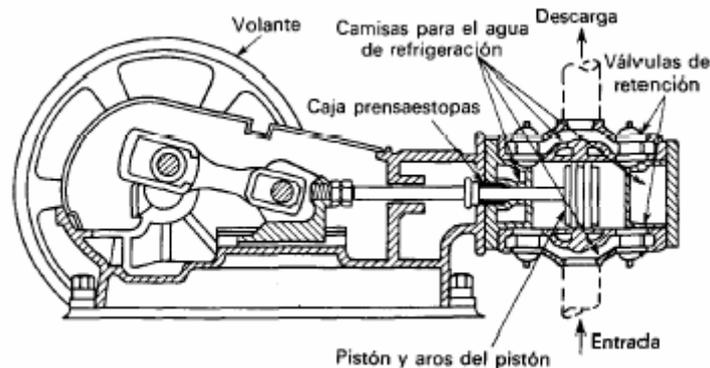


Figura 30. Esquema de un compresor rotatorio de desplazamiento positivo.

5.5.- SISTEMAS DE IMPULSIÓN EMPLEADOS EN LA INSTALACIÓN.

5.5.1. Bombas.

Las características de la bomba necesaria para impulsar la alimentación líquida se recogen a continuación:

- Potencia requerida: 9,05 kW.
- NPSH: 11,42 m.

El modelo seleccionado será la bomba SV1612 de la compañía ITT-Lowara. Los principales datos de dicho equipo se presentan aquí de forma resumida; las características constructivas se encuentran expuestas con un mayor nivel de detalle en la sección de anexos (véase anexo gráfico).

Modelo SV1612 – ITT Lowara

- *Potencia motor de la bomba: 11 kW.*
- *Presión (m.c.a.) para un caudal de 10,1 m³/h agua (que equivalen a los 12,3 m³/h de la alimentación): 185 m.c.a. (aproximadamente 17,7 bar).*
- *Bomba con motor antideflagrante.*
- *La bomba incorpora un modificador de velocidad para controlar así la presión de trabajo.*
- *Disponible en acero inoxidable A.I.S.I. 316.*
- *2900 rpm.*

5.5.2. Compresor.

Las características del compresor necesario para impulsar la alimentación en estado gaseoso se recogen a continuación:

- *Potencia requerida: 20 kW.*

El modelo de compresor seleccionado será el mostrado a continuación, de acuerdo con los requerimientos de la instalación (20 kW/16,6 bar/15,5 m³/min):

Compresor rotativo de alta presión a tornillo Sprint-N de Air Products Argentina.

- *Se suministran en presiones de 13 a 17 bar, y en potencias de 20 a 100 CV.*
- *Se fabrican para capacidades de 0,5 a 48 m³/min.*
- *Totalmente automáticos, insonorizados, refrigerados por aire y con microprocesador electrónico.*
- *El elemento compresor es de tecnología alemana y son ensamblados por Air Products Argentina.*

CAPÍTULO 6. CONTROL DEL PROCESO.

6.0.- INTRODUCCIÓN.

El objetivo general de una planta química es la transformación de unas materias primas en unos productos deseados de forma segura, económica y respetuosa con el medio ambiente. Para lograrlo, los equipos que integran la planta deben operar correctamente desde que la planta arranca hasta que, después de un período de tiempo más o menos largo, se realice una parada para una revisión general, reparar algún equipo, cambiar el catalizador o por cualquier otro motivo. Durante ese período de funcionamiento la planta química está sujeta a perturbaciones o influencias externas inevitables tales como cambios en la composición de las materias primas, cambios en la cantidad o en la calidad del producto fabricado, cambios en la calidad del vapor suministrado por la planta auxiliar, etc. Estas perturbaciones obligan a ejercer una vigilancia continua sobre el proceso y también a actuar constantemente sobre el mismo al objeto de corregir las desviaciones que se detecten. La automatización de un proceso o de una planta química consiste en efectuar ambas acciones – vigilancia y actuación correctora – de forma automática, mediante la instalación de un conjunto de instrumentos de medida y manipulación del proceso que constituyen el *sistema de control*.

El objetivo básico que debe satisfacer cualquier sistema de control es alcanzar una operación segura y estable en la planta. La seguridad de la operación es un requerimiento primario para evitar accidentes que puedan afectar al personal que trabaja en la planta y destruir parcial o totalmente la instalación productiva. Esta seguridad está ligada generalmente a que determinadas variables de operación tales como temperaturas, niveles, presiones o composiciones, no superen unos determinados valores límite.

Otro requerimiento básico que debe satisfacer el sistema de control es lograr una operación estable de la planta, esto es, una operación sin grandes oscilaciones en las variables que pudieran llevar al proceso a situaciones peligrosas o a períodos durante los cuales el producto obtenido está fuera de especificaciones. Para lograr una operación estable la acción correctora sobre la planta debe tener la intensidad adecuada y debe efectuarse en el momento preciso. Una actuación correctora

excesiva o a destiempo da lugar normalmente a una desviación de sentido contrario mayor y a grandes oscilaciones.

El sistema de control debe también impedir que se violen las restricciones de operación de los equipos para evitar el deterioro de los mismos o caídas de rendimiento inaceptables.

Otro objetivo que debe satisfacer el sistema de control es que la producción de la planta se ajuste a la demandada en cada momento, tanto en lo que refiere a cantidad como a calidad del producto. El sistema de control debe actuar sobre la composición de las materias primas, en el poder calorífico de un combustible o simplemente en la temperatura ambiente por ejemplo, provoquen que, durante el tiempo que duran esas perturbaciones, se pueda estar obteniendo un producto fuera de especificaciones que deba ser desechado o vendido a un precio inferior.

El cumplimiento de la normativa de protección medioambiental obliga a que los efluentes sólidos, líquidos y gaseosos de una planta química no superen ciertos valores límite de temperatura, pH o concentración de determinadas especies químicas. De nuevo aquí el sistema de control debe jugar un papel relevante, aunque no exclusivo, impidiendo que los estándares de emisión sean violados.

Cubiertos todos los objetivos anteriores puede pensarse en un sistema de control que además sea capaz de operar la planta en las condiciones óptimas, aquellas con las que se consigue el menor coste de operación y/o el máximo beneficio. El problema está en que esas condiciones óptimas no son constantes, sino que dependen de los valores que tengan las variables de perturbación en cada momento. Naturalmente, un sistema de control que además de satisfacer todos los requerimientos básicos consiga una optimización en tiempo real de la planta, será un sistema mucho más complejo y costoso. Sin embargo, en muchos casos el beneficio económico derivado de unos costes de operación menores o de rendimientos superiores, es suficiente para justificar esa mayor inversión.

6.1.- CONCEPTOS Y ELEMENTOS BÁSICOS DE UN SISTEMA DE CONTROL.

El sistema de control se dice que está *abierto* o *en manual* cuando el controlador no está conectado al proceso y, en consecuencia, la acción correctora calculada por aquél no se traduce en un cambio de la variable manipulada. En estas condiciones el operador puede actuar *manualmente* sobre el proceso a través del controlador, esto es, puede cambiar manualmente la señal que sale del control hacia el elemento final de control. Cuando el sistema de control está *cerrado* o *en automático*, la salida del control es la calculada por éste en función de la información recibida del proceso y la ley de control implementada. Durante el arranque de una planta química el sistema de control suele ponerse total o parcialmente en manual, a fin de que sean los operadores los que lleven el proceso a un estado próximo al nominal de operación. Una vez allí los lazos de control se ponen en automático hasta que haya que parar la planta, período durante el cual parte de los lazos se ponen también en manual.

a) Variable de proceso a controlar.

La variable controlada es la que se quiere mantener en un valor deseado. Estrictamente hablando, la variable que se controla no es la variable de proceso real, que nunca se conoce, sino la *variable medida* con un instrumento.

b) Punto de consigna o referencia.

Es el valor deseado para la variable a controlar. En procesos químicos, salvo en las operaciones de arranque y parada de la planta, los puntos de consigna o son constantes o varían con poca frecuencia. De aquí que el problema de control a resolver en procesos químicos sea el del *regulador* (punto de consigna constante) y no el del *servomecanismo* (seguimiento de un punto de consigna).

c) Variable manipulada o variable de control.

Es la variable de proceso que se emplea para compensar o corregir el efecto de las perturbaciones. Sin embargo, si se considera a la válvula de control como parte integradora del proceso, la variable manipulada será la señal de control que llegue al actuador de la misma procedente del controlador. En los tratamientos genéricos de

análisis y síntesis de sistemas de control, el elemento final de control, que en la mayoría de los casos es una válvula de regulación de caudal, se considerará parte integrante del proceso.

d) Variable de perturbación.

Las variables de perturbación son variables externas al sistema de control que afectan a las variables controladas. No se puede actuar sobre las variables de perturbación, cuyo valor está impuesto por el mundo exterior. Algunas variables de perturbación son fácilmente medibles (temperaturas, caudales) pero otras requieren instrumentos muy sofisticados y caros o no se pueden medir con suficiente precisión en tiempo real (composición de corrientes de proceso). En un proceso químico suele haber innumerables variables de perturbación pero sólo algunas son significativas, bien porque su efecto sea considerable o bien porque su valor cambie con mucha frecuencia. En un problema de regulación los cambios de punto de consigna se consideran también perturbaciones al proceso.

6.1.1.- Instrumentos de un sistema de control de procesos.

El sistema de control automático de cualquier proceso está constituido por cuatro tipos de elementos básicos que son los descritos a continuación:

- a) *Sensor*. Los sensores son los instrumentos que miden las variables a controlar, las variables de perturbación y las variables secundarias a partir de los cuales se infiere el valor de otras que no pueden medirse directamente o que es muy costoso hacerlo. Algunos ejemplos típicos de sensores son los termopares y las termorresistencias para medir temperatura, una placa de orificio para medir un caudal y un cromatógrafo para medir la composición de una corriente de proceso. Los sensores se basan en la medición de un fenómeno físico cuya magnitud está relacionada con el valor de la variable que se desea medir. En el caso de un termopar, por ejemplo, se aprovecha el efecto termoeléctrico consistente en que se genera una fuerza electromotriz, función de la temperatura, en la unión de dos hilos de metales diferentes. En una placa de orificio, la restricción en el área de flujo provoca una diferencia de presiones, fácilmente medible, que es proporcional al cuadrado del caudal volumétrico.

- b) *Transmisor o transductor.* El efecto físico producido en el sensor no suele ser directamente utilizable como señal que pueda ser procesada por el controlador para calcular la acción de control. Antes es preciso convertir la magnitud del efecto físico en una señal estándar eléctrica, neumática o digital, que pueda ser transmitida a distancia sin verse perturbada y que pueda ser entendida por un controlador, un registrador o un sistema de monitorización de cualquier fabricante. De esta tarea se encarga el transmisor que, en el caudal del caudalímetro de placa de orificio (transmisor de presión diferencial) convertirá la diferencia de presión existente entre las dos tomas de presión en una señal estándar eléctrica 4-20 mA o neumática 3-15 psi.
- c) *Controlador.* El controlador recibe la señal correspondiente a la variable medida y calcula la acción de control de acuerdo con el algoritmo de control (por realimentación, anticipativo, etc.) que se haya programado en él. Ese cálculo se traduce en un valor determinado de la señal estándar de salida que se envía al elemento final de control. Hasta hace relativamente pocos años todos los controladores eran analógicos, esto es, recibían, procesaban y enviaban señales eléctricas o neumáticas continuas en el tiempo. Hoy, la mayoría son digitales y están equipados con convertidores AD (analógico-digital) y DA (digital-analógico) para poder recibir señales analógicas eléctricas, convertirlas en señales digitales, procesar las señales digitales y convertirlas de nuevo en señales analógicas estándar que se envían a los elementos finales de control.
- d) *Actuador o elemento final de control.* Este elemento es el que manipula la variable de proceso de acuerdo con la acción calculada por el controlador, la cual le llega, como se ha comentado, en forma de señal analógica estándar. En procesos químicos la variable de proceso manipulada suele ser el caudal de una corriente y por ello el elemento final de control más utilizado es la *válvula de control*. Otra forma de manipular caudales es por medio de bombas, compresores y soplantes dotados con motores de velocidad variable. Para sólidos se emplean tornillos sinfín y válvulas alveolares movidos también con motores de velocidad variable.

6.3.- CONTROLADORES PID.

Las tres componentes de un controlador PID son la parte proporcional, la acción integral y la acción derivativa. El peso de la influencia que cada una de estas

partes tiene en la suma final, viene dado por la *constante proporcional*, el *tiempo integral* y el *tiempo derivativo*, respectivamente.

La parte proporcional consiste en el producto entre la señal de error y la constante proporcional. Esta componente PID toma un papel importante cuando la señal de error es grande pero su acción se ve mermada con la disminución de dicha señal. Este efecto tiene como consecuencia la aparición de un error permanente, que hace que la parte proporcional nunca llegue a solucionar por completo el error del sistema.

La constante proporcional determinará el error permanente, siendo éste menor cuanto mayor sea el valor de la constante proporcional. Se pueden establecer valores suficientemente altos en la constante proporcional como para que hagan que el error permanente sea casi nulo pero, en la mayoría de los casos, estos valores sólo serán óptimos para cada porción del rango. Sin embargo, existe también un valor límite en la constante proporcional a partir del cual, en algunos casos, el sistema alcanza valores superiores a los deseados. Este fenómeno se llama sobreoscilación y, por razones de seguridad, no debe sobrepasar el 30%, aunque es conveniente que la parte proporcional ni siquiera produzca sobreoscilación.

La parte proporcional no considera el tiempo, por tanto la mejor manera de solucionar el error permanente y hacer que el sistema contenga alguna componente que tenga en cuenta la variación con respecto al tiempo es incluyendo y configurando las acciones integral y derivativa.

El modo de control integral tiene como propósito disminuir y eliminar el error en estado estacionario, provocado por el modo proporcional.

El error es integrado, lo cual tiene la función de promediarlo o sumarlo por un periodo de tiempo determinado; luego es multiplicado por una constante I , que representa la constante de integración. Posteriormente, la respuesta integral es adicionada al modo proporcional para conformar el control $P + I$ con el propósito de obtener una respuesta estable del sistema sin error estacionario.

El modo integral presenta un desfaseamiento en la respuesta de $\pi/2$ que sumados a los π de la retroalimentación (negativa) acercan al proceso a tener un

retraso de $3\pi/2$, luego entonces sólo será necesario que el tiempo muerto contribuya con $\pi/2$ de retardo para provocar la oscilación del proceso. La ganancia total del lazo de control debe ser menor a 1, y así inducir una atenuación en la salida del controlador para conducir el proceso a la estabilidad del mismo.

Por otra parte, la acción derivativa se manifiesta cuando hay un cambio en el valor absoluto del error (si el error es constante, solamente actúan los modos proporcional e integral). El error es la desviación existente entre el punto de medida y el punto de consigna o set point.

La función de la acción derivativa es mantener el error al mínimo corrigiéndolo proporcionalmente a la velocidad misma en que se produce; de esta manera evita que el error se incremente.

Se deriva con respecto al tiempo y se multiplica por una constante D y luego se suma a las señales anteriores (P + I) para poder gobernar la respuesta de control a los cambios en el sistema ya que una mayor acción derivativa corresponde a un cambio más rápido y el controlador puede responder acordemente.

La constante P de proporcionalidad se puede ajustar como el valor de la ganancia del controlador o el porcentaje de banda proporcional. La constante I de integración indica la velocidad con la que se repite la acción proporcional. La constante D de derivación hace presente la respuesta de la acción proporcional (duplicándola), sin esperar (a que el error se duplique). El valor indicado por la constante de derivación es el lapso de tiempo durante el cual se presentará la acción proporcional correspondiente a dos veces el error y después desaparecerá. Tanto la acción integral como la acción derivativa afectan a la ganancia dinámica del proceso.

6.4.- CONTROL E INSTRUMENTACIÓN DEL PROCESO.

Medidas de seguridad.

El sistema de control del proceso, deberá estar dotado de todas las medidas de seguridad necesarias para garantizar el funcionamiento óptimo de la planta y salvaguardar la integridad y la vida del personal encargado de su operación. Se

dispondrá de cortinas de vapor de agua a presión y cubetos de retención junto a los equipos para en caso de fuga ésta pueda ser contenida sin poner en peligro la instalación y los operarios. Éstas deberán accionarse de forma automática y deberán tener un tiempo de respuesta muy bajo, para garantizar su óptimo funcionamiento. Debido a la solubilidad del metanol y el DME en agua, en caso de que se produjese una fuga (que constituye un elevado riesgo para la salud de los trabajadores y un elevado riesgo de inflamación con el consiguiente riesgo de que se produzca una explosión en la planta), el sistema creará una cortina de vapor de agua pulverizado a presión para disolver los productos de la fuga y que éstos no se propaguen. Por último, una vez disueltos, éstos se dirigirán hacia los cubetos de retención que dispondrán de una vía de evacuación que reconduzca los productos peligrosos a un emplazamiento adecuado para evitar todo riesgo de contaminación.

Todo el sistema de control se integrará en un mismo panel que se encontrará en un puesto de control anexo a la línea de proceso. Dicho panel recogerá periódicamente en sus monitores las medidas de las diferentes variables; además, deberá disponer de la opción para que el control del proceso pueda pasar de ser automático a manual en caso de necesidad. Por último, es conveniente que el sistema de control esté dotado de una alarma visual y acústica que se accione en caso de avería, de fuga, o de cualquier otra incidencia grave que pueda tener lugar. Deberá disponerse de un sistema de paro de emergencia por si fuera necesario detener el proceso para evitar una situación que pudiera poner en peligro la instalación y los operarios que en esta se encontrasen.

El esquema 2 representa cómo se lleva a cabo la regulación automática del proceso. En éste, se muestran los lazos de control necesarios para el control automatizado del proceso, así como la instrumentación necesaria (válvulas, sensores, medidores, controladores, etc.) para llevar a cabo dicha función. Se dispondrá además, de una serie de válvulas de seguridad para evitar una sobrepresión en las líneas de tuberías y en los equipos que pueda poner en riesgo los equipos que componen la instalación, así como los operarios que se encargan de controlar su funcionamiento.

El control adecuado del proceso expuesto en el presente proyecto, requerirá de una actuación eficiente sobre las variables para garantizar que el reactor funcione en los márgenes de presión y temperatura óptimos para que se garantice la calidad y

exigencias del producto final, así como para evitar todo incidente derivado de una incorrecta acción de control que pueda no sólo provocar un problema de no calidad, sino que además pueda poner en peligro la instalación y el personal encargado de su funcionamiento y control.

Los elementos de control de los que dispondrá el proceso se citan a continuación:

a) Control de Temperatura 1.

- Resumen: control de la temperatura de entrada al reactor mediante el control del flujo de vapor de calefacción que entra en el equipo cambiador de calor.
- Punto de consigna: temperatura de entrada de la corriente de alimentación al reactor = 250 °C.
- Sensor de temperatura empleado: termopar de Fe-Constantán.
- El controlador TC1 llevará a cabo su actuación sobre la válvula de control que regulará el caudal de vapor de agua suministrado.

b) Control de Temperatura 2.

- Resumen: control de la temperatura de salida del lecho catalítico del reactor mediante el control del caudal de alimentación al reactor.
- Punto de consigna: temperatura de la corriente convertida a la salida del lecho catalítico = 358 °C.
- Sensor de temperatura empleado: termopar de Fe-Constantán.
- El controlador TC2 llevará a cabo su actuación sobre la válvula de control que regulará el caudal de alimentación entrante al reactor.

c) Control de Presión 1.

- Resumen: control de la presión de entrada en el equipo reactor mediante el control de la presión de salida del equipo impulsor.
- Punto de consigna: presión de la corriente de alimentación a la entrada del reactor = 16 bar.
- Medidor de presión tipo preostato.
- El controlador PC1 llevará a cabo su actuación sobre una válvula de control que regulará la presión de salida de la bomba encargada de impulsar la corriente de alimentación al reactor.

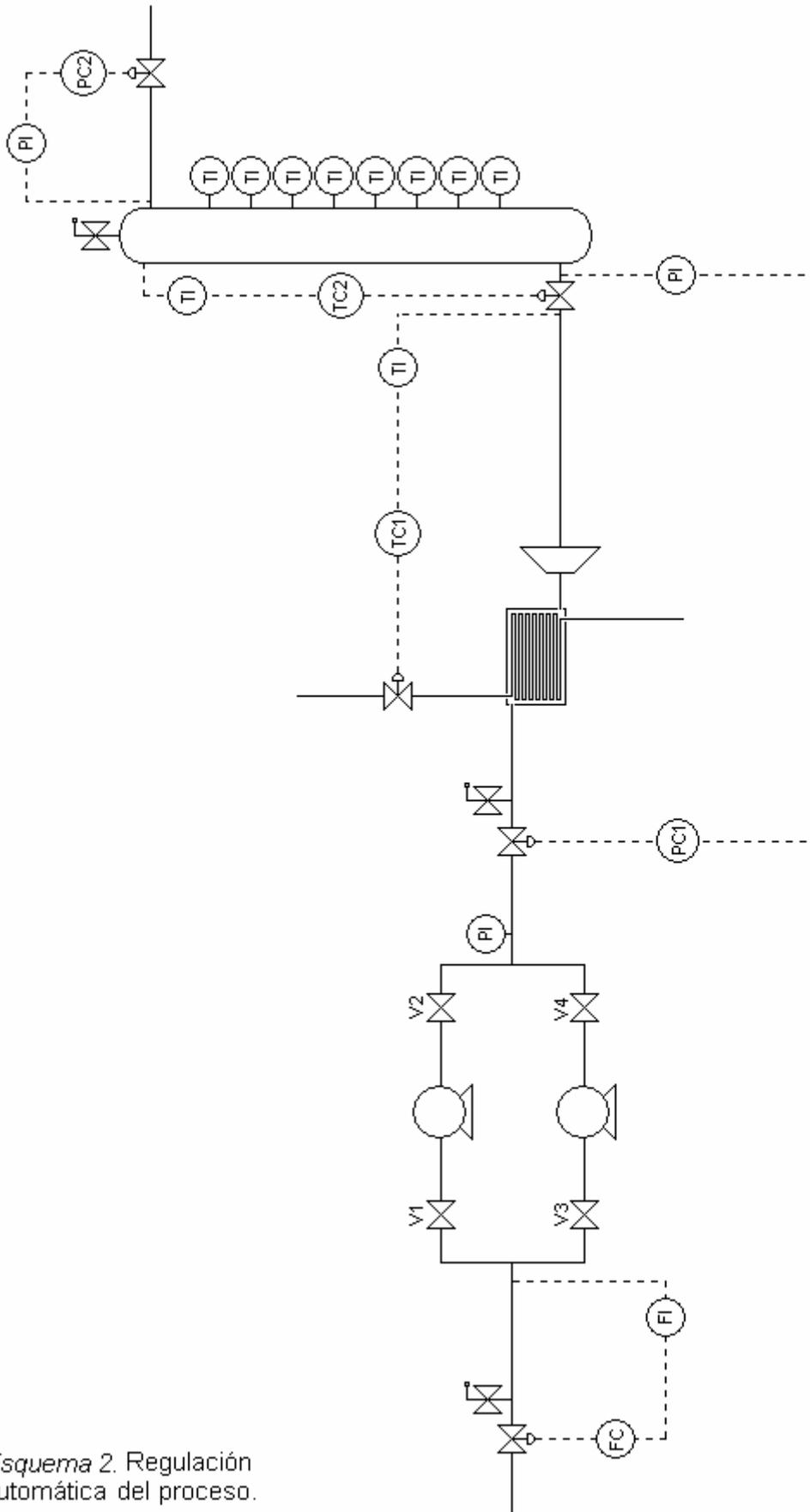
d) *Control de Presión 2.*

- Resumen: control de la presión de salida del reactor mediante el control del caudal de salida del reactor.
- Punto de consigna: presión de la corriente de salida del reactor = 15,2 bar.
- Medidor de presión tipo preostato.
- El controlador PC2 llevará a cabo su actuación sobre una válvula de control que regulará el caudal de salida del reactor.

e) *Control de Flujo.*

- Resumen: control del caudal de alimentación al proceso.
- Punto de consigna: caudal de alimentación al proceso = 10126,3 kg/h.
- Medidor de caudal de turbina.
- El controlador FC llevará a cabo su actuación sobre una válvula de control que regulará el caudal de alimentación al proceso.

Finalmente, además de la instrumentación anteriormente expuesta, el sistema de control también deberá disponer de las citadas válvulas de seguridad para evitar el riesgo de una sobrepresión en el sistema, así como de cuatro válvulas (mostradas en la figura como V1, V2, V3 y V4) que se utilizarán para seleccionar el equipo de bombeo empleado durante la operación (ya que el segundo equipo de bombeo sólo se utilizará cuando sea estrictamente necesario). También se dispondrá de un preostato a la salida del cuadro de bombeo para comprobar si la presión suministrada a la alimentación es la correcta. Por último, el lecho catalítico deberá disponer de ocho medidores de temperatura que nos permitan recoger periódicamente valores de temperatura a diferentes alturas del lecho catalítico para poder tener así un registro que permita controlar visualmente si el funcionamiento del reactor es el adecuado.



Esquema 2. Regulación automática del proceso.

CAPÍTULO 7. ASPECTOS GENERALES DEL MANTENIMIENTO.

7.0.- INTRODUCCIÓN.

El mantenimiento no es una función “miscelánea”, produce un bien real, que puede resumirse en: capacidad de producir con calidad, seguridad y rentabilidad. Existe un elevado nivel de exigencia debido a la existencia de una economía globalizada, con mercados altamente competitivos y un entorno variable donde la velocidad de cambio sobrepasa frecuentemente nuestra capacidad de respuesta.

Para el correcto funcionamiento de los equipos que conforman la planta es necesario, además de una correcta operación de los mismos, un mantenimiento adecuado. La labor del departamento de mantenimiento está relacionada muy estrechamente con la prevención de accidentes laborales ya que tiene la responsabilidad de mantener en buenas condiciones la maquinaria y equipos de trabajo, lo cual permite un mejor desenvolvimiento y seguridad evitando en parte riesgos en el área laboral.

Podría decirse que existen cuatro objetivos principales de todo plan de mantenimiento:

- Optimización de la disponibilidad del equipo productivo.
- Disminución de los costos de mantenimiento.
- Optimización de los recursos humanos.
- Maximización de la vida de la máquina.

El mantenimiento es, por lo tanto, un servicio que se encuadra dentro de la gestión de una empresa en la función de producción, y sin él, difícilmente se llegaría a realizar de forma continua un proceso industrial para obtener un determinado producto. Cualquier proceso industrial tiene como objetivo emplear el capital mínimo en instalaciones, maquinaria y mano de obra para que, obteniendo la calidad y cantidad deseada, puedan conseguirse los mayores beneficios dentro de un entorno social no especulativo.

El mayor nivel de productividad se alcanza con el empleo más racional, eficaz y económico de una planta industrial y del personal integrado en la misma. Está claro, que entre los factores que intervienen en el logro de este objetivo está el de mantener los equipos e instalaciones en perfectas condiciones de funcionamiento. Así pues, puede considerarse el mantenimiento industrial como las técnicas que permiten asegurar la correcta utilización de los edificios e instalaciones, así como el continuo funcionamiento de la maquinaria productiva.

La seguridad de funcionamiento de los sistemas de producción se puede definir como el conjunto de medidas, normas, medios y actuaciones que tienen como finalidad que el plan de producción se desarrolle tal y como estaba previsto, es decir dentro de los riesgos técnicos que han sido asumidos: fiabilidad, disponibilidad, calidad, tiempo de ciclo, etc.

Existen tres períodos durante los cuales se elaboran los programas de mantenimiento:

- Funcionamiento en régimen normal.
- Puesta en marcha.
- Detenciones programadas.

Durante la puesta en marcha de la planta, la estrategia de mantenimiento está enfocada hacia la inspección y prueba de equipos e instalaciones; observando su adecuado funcionamiento.

Antes de la puesta en marcha, es necesario inspeccionar individualmente los equipos a fin de verificar que se hayan seguido correctamente las instrucciones de instalación, cuyos procedimientos son entregados por el fabricante.

Esta labor deberá ser ejecutada por el personal de mantenimiento y operaciones, quienes harán un listado de inspección y pruebas antes de la puesta en marcha, a fin de asegurar que todos los equipos sean revisados con antelación.

Durante el período de operación en condiciones de régimen normal, la estrategia de mantenimiento está enfocada sobre la base de un plan preventivo, correctivo y predictivo.

Por último, será necesario llevar a cabo al menos una detención programada anual para la inspección y revisión general de los equipos que conforman la planta.

7.1.- COSTES DE MANTENIMIENTO.

Dentro de los costes totales de producción de la planta, se debe observar la incidencia de ciertos factores que apuntan hacia el aumento de dichos costes a lo largo del tiempo.

De este modo los costes de mantenimiento son una función del capital fijo instalado. Para este tipo de plantas, los costes varían entre un 2% y un 3% del capital fijo instalado por año.

Así, durante los primeros años de operación, los costos podrían ser substancialmente bajos, debido al funcionamiento óptimo de los equipos nuevos. Sin embargo, a lo largo del tiempo el desgaste de diversos componentes, ya sea por una incorrecta operación o por el tiempo de uso, inducen hacia el aumento de los costos de operación, situación que se hace crítica, en la medida que no se reconozcan algunos factores esenciales para el buen funcionamiento y reducción de costos en la planta, factores tales como:

- Mantenimiento preventivo.
- Material adecuado para las reparaciones.
- Mano de obra cualificada.
- Entrenamiento continuo.
- Operación correcta de equipos.

7.2.- PLAN DE MANTENIMIENTO.

La determinación del programa de mantenimiento, generalmente se elabora de acuerdo al comportamiento observado, durante la puesta en marcha y a lo largo del funcionamiento posterior; atendiendo, de forma rigurosa, a las recomendaciones de

uso y mantenimiento dadas por los fabricantes de equipos instalados. De este modo es posible establecer el plan de mantenimiento en tres aspectos:

- Mantenimiento preventivo.
- Mantenimiento predictivo.
- Mantenimiento correctivo.

7.2.1. Mantenimiento preventivo.

El mantenimiento preventivo consiste en la realización de ciertas reparaciones o cambios de componentes o piezas, según intervalos de tiempo o según determinados criterios prefijados para tratar de reducir la posibilidad de avería o pérdida de rendimiento de un equipo o instalación. Este tipo de mantenimiento está totalmente planificado, pudiendo basarse en períodos fijos de tiempo o en número de operaciones de un determinado componente.

Se trata pues, de un mantenimiento programado, con el fin de reducir al mínimo posible el número de paradas imprevistas de los equipos o instalaciones. Así, las revisiones se programan de acuerdo con las necesidades de la fabricación y la periodicidad se establece dependiendo del tipo, importancia y antecedentes del equipo en particular. Las intervenciones sobre los equipos se realizan con la periodicidad establecida, aunque los equipos intervenidos presenten en ése momento un correcto funcionamiento.

El éxito de éste tipo de mantenimiento se apoya en elegir bien el período de la inspección, de forma que no se lleguen a producir averías entre dichas inspecciones, pero sin acortarlas mucho, ya que esto lo encarecería considerablemente. Hay que buscar por lo tanto, un equilibrio en el binomio costos-efectividad para lograr este fin.

Hay que tener presente que las averías imprevistas serán máximas, así como el coste ocasionado por las mismas, cuando el mantenimiento preventivo es nulo, e irán disminuyendo según el grado de aplicación de éste. Por otra parte, aumenta el mantenimiento preventivo, aumentará el coste del mismo. El coste total del mantenimiento será la suma de ambos, siendo la intensidad de aplicación del mantenimiento preventivo óptima cuando el coste total sea mínimo. Dicho óptimo

existe, si bien su determinación resulta dificultosa y sólo al llevarlo a la práctica se podrá ir determinando, ajustándose así a la situación idónea.

Las principales ventajas de éste tipo de mantenimiento radica en la posibilidad de planificar y programa los trabajos de forma racional, lo que permite obtener en general una mayor calidad en las revisiones o reparaciones realizadas, que tiende a reducir el número de averías, emergencias y siniestros. Como consecuencias se logra una notoria mejora de la producción y de la calidad (mayor fiabilidad). El mantenimiento preventivo además, permite una mejor organización y rentabilidad del personal disponible, reduciendo trabajos extraordinarios; elimina las urgencias en las reparaciones, permite un estricto control de los repuestos (mayor previsión y conocimiento de los gastos de mantenimiento) y permite alargar considerablemente la vida de la máquina.

El principal inconveniente reside en sus altos costes, ya que se la mayoría de las veces se trata de revisar una máquina que está funcionando de forma correcta, buscando alguna deficiencia que se desconoce y que por tanto obliga a emplear mucho tiempo en revisiones y comprobaciones. Además, se requiere una elevada cantidad de repuestos para dichas comprobaciones y reparaciones. Otro inconveniente es que muchas veces las revisiones son estériles debido a que no se encuentran anomalías o incluso que como consecuencia de las revisiones se produzcan anomalías en máquinas que previamente funcionaban de forma correcta.

7.2.2. Mantenimiento predictivo.

Consiste en el conocimiento del estado de una máquina o equipo a través de la medición periódica o continua de algún parámetro significativo. La intervención de mantenimiento se condiciona a la detección precoz de los síntomas de las averías.

La idea central del mantenimiento predictivo es que la mayoría de los componentes de las máquinas avisan de alguna manera de su fallo antes de que éste tenga lugar.

El mantenimiento predictivo de averías es, por lo tanto, una metodología que tiene como objeto asegurar el correcto funcionamiento de los equipos a través de una

vigilancia continuada de sus parámetros específicos de funcionamiento, indicadores de su "condición". Se ejecuta con el equipo funcionando sin necesidad de recurrir a desmontajes y revisiones periódicas.

Las verificaciones periódicas o continuas permiten obtener los datos necesarios para que se pueda dictaminar a la vista de ellos sobre el tipo de anomalía que presenta y su alcance, y con ello poder diagnosticar sobre su normal o incorrecto servicio a fin de que en éste último caso se recomiende la acción a adoptar.

Las principales ventajas del mantenimiento predictivo son las que se mencionan a continuación:

- Es económicamente rentable porque permite detectar averías sin necesidad de parar la máquina.
- Permite reducir los costes de mano de obra y de repuestos.
- Facilita prever los repuestos que se van a necesitar en las reparaciones.
- Permite disponer de un completo historial de la máquina y de su comportamiento en operación.
- Evita que se produzcan averías graves y costosas.
- Permite realizar un seguimiento de la evolución del daño. El equipo es intervenido en el momento más adecuado.
- Permite hacer un control de calidad de la reparación una vez efectuada.
- Requiere muy poco personal.

Los principales inconvenientes del mismo son los siguientes:

- Que la anomalía no se detecte en la verificación efectuada.
- Que siendo detectada la anomalía no se haga un diagnóstico correcto o no se perciba la gravedad de la misma.
- Que estando todo controlado, no se permita, por motivos de producción, la reparación en el momento oportuno, dando así lugar a una evolución peligrosa del daño detectado.

7.2.3. Mantenimiento correctivo.

La elaboración de este plan obedece a la acción inmediata frente a daños ocasionales o previamente detectados en el plan preventivo de mantenimiento. Su objetivo esencial es mantener en correcto estado los equipos e instalaciones que operan, mediante el cambio o reparación de accesorios y partes componentes de los mismos.

De la incidencia de fallos observados en esta acción es recomendable elaborar informes y estadísticas que permitan cuantificar la frecuencia de episodios correctivos. Esto a su vez, permitirá elaborar un adecuado plan preventivo.

Al no estar el fallo previsto por el personal de mantenimiento puede ocurrir una de éstas dos cosas:

- Si el personal no es excesivo en número, cada operario tendrá su trabajo, y el equipo estará parado hasta que llegue el momento de su reparación, lo que motivará la pérdida en la utilización real del equipo y, a veces consecuencias irreparables en el proceso productivo.
- Si siempre puede acudir un operario a efectuar la reparación, es que la plantilla es excesiva, con la incidencia correspondiente en los gastos de mantenimiento.

Encontrar el punto óptimo entre éstos dos extremos, es mucho más difícil de lo que a primera vista pudiera parecer por la dispersión que a lo largo del tiempo sufren la frecuencia e importancia de las averías, ya que no se hace nada para centrar los valores de estas variables, que por otra parte son fundamentales de controlar para conseguir una gestión eficaz de los parámetros del mantenimiento.

La solución que en la práctica se utiliza, es dedicar gran parte del trabajo de los supervisores de mantenimiento, o de sus ayudantes, en quitar personal de una reparación y ponerlo en otra que parezca más urgente, lo que lleva consigo grandes pérdidas de tiempo y una gran desorientación entre el personal que efectúa las reparaciones.

Los principales inconvenientes del mantenimiento correctivo son los citados a continuación:

- Las averías se suelen producir de forma imprevisible y en momentos frecuentemente inoportunos, causando grandes perjuicios a la producción.

- Favorece el número de elementos dañados de las máquinas.
- Incrementa el consumo de repuestos.
- Reduce la vida útil de los órganos de la máquina.
- Riesgo de no disponer de repuestos.
- Riesgos de averías importantes.
- No permite planificar ni programar los trabajos.
- Con frecuencia obliga a imponer turnos y jornadas extraordinarias para realizar los trabajos.
- Debido, a que muchas veces las intervenciones se plantean con urgencias, se hacen reparaciones de baja calidad y poco fiables.

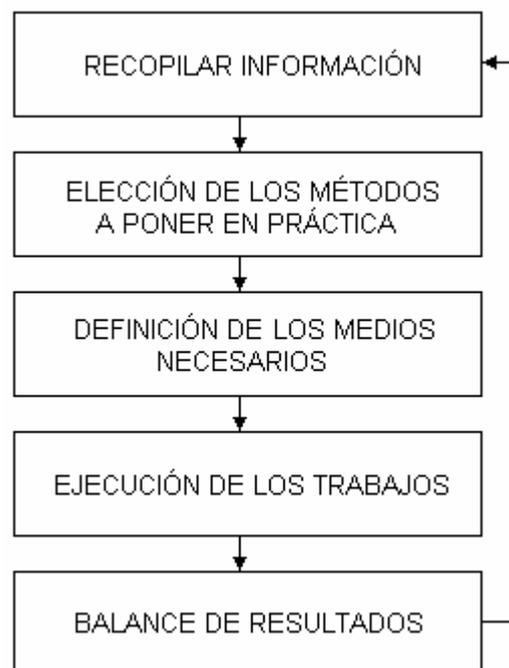
Por lo tanto, el objetivo que el mantenimiento debe perseguir es el de disminuir el número de trabajos llamados “después de la avería” o imprevistos y aumentar el número de trabajos planificados (mantenimiento preventivo y predictivo).

7.3. POLÍTICA DE MANTENIMIENTO.

La política o estrategia de mantenimiento consiste en definir los objetivos técnicos y económicos específicos del servicio de mantenimiento, relativos a su responsabilidad sobre los equipos e instalaciones y encaminados a conseguir los objetivos generales de la empresa.

La puesta en marcha de una política de mantenimiento representa una inversión, de la que se esperan beneficios. Por ello, es esencial que, en su diálogo con la dirección, el jefe del servicio de mantenimiento obtenga los medios necesarios para conseguir los objetivos que se han fijado. Corresponde al servicio de mantenimiento gestionar los medios que le han sido facilitados.

Las diferentes fases para la puesta en marcha de una política de



mantenimiento obedecen al esquema que se indica en la figura, que se inicia con la recopilación de la información y cierra el ciclo mediante el análisis de los resultados que retroalimenta el proceso como nueva información.

La puesta en práctica de una política supone la aceptación de unos compromisos que afectan a los factores: humanos; técnicos y económicos; dependiendo el valor relativo de cada uno de ellos de la naturaleza de la empresa (producción, transporte ó servicio). Un ejemplo de objetivos de un programa de mantenimiento podrían ser los siguientes:

- Objetivos operacionales:
 - o Mantener el equipo:
 - En un estado aceptable.
 - En perfecto estado.
 - En un estado de limpieza absoluta.
 - o Asegurar la disponibilidad de un equipo:
 - A un nivel fijado.
 - Al máximo, no importando el coste.
 - A un coste dado (presupuesto).
 - o Llevar una máquina al máximo rendimiento:
 - Durante dos años.
 - Durante cinco años.
 - Alargar la vida de la máquina el mayor tiempo posible.
 - o Organizar las intervenciones:
 - Con alta calidad (efectuando todas las comprobaciones necesarias).
 - Ultrarrápidas.
- Objetivos económicos y sociales:
 - o Garantizar una seguridad:
 - Máxima al personal y a las instalaciones.
 - Cumplir con los reglamentos en vigor.
 - o Disminuir los costes:
 - Indirectos (pérdidas de producción).
 - Directos de mantenimiento.
 - o Mejorar las relaciones con los clientes.
 - o Llevar a cabo una política de alta calidad.

- Reducir las existencias de repuestos.
- Aumentar la productividad del personal de mantenimiento.
- Objetivos de organización:
 - Alisar la carga de trabajo (disminuir lo fortuito).
 - Definir la política de:
 - Subcontratación.
 - Aprovisionamiento.

7.4. ADECUACIÓN DE LAS POLÍTICAS AL TIPO DE INDUSTRIA.

La selección y frecuencia tanto de la política de mantenimiento como del tipo de actuación se determina de acuerdo con las características económicas, fase de desarrollo y tipo de proceso que se lleve a cabo en la industria. Se pueden establecer los siguientes grupos básicos:

- Según el grado de desarrollo:
 - Industria en expansión.
 - Industria estabilizada.
 - Industria a extinguir.
- Según la secuencia de procesos:
 - Industria de fabricación por lotes.
 - Industria de proceso en línea.
- Según el grado de mecanización/automatización:
 - Industria no mecanizada.
 - Industria de procesos mecanizados.
 - Industria de procesos automatizados.
- Según período o régimen de trabajo:
 - Industria de funcionamiento en parte de la jornada laboral.
 - Industria de funcionamiento continuo.
 - Industria de temporada.
- Según procesos o productos fabricados.

No puede darse una orientación general para el conjunto, pero ante la realidad de que cada día se van automatizando más procesos, sea cual sea la especialidad, y se incrementa la adopción de técnicas y organizaciones científicas tanto en el aspecto laboral y productivo como económico, es lógico que el mantenimiento tenga que

afrontar sus responsabilidades utilizando y adecuando los mismos avances tecnológicos para que no resulten fallidos los conceptos de la moderna producción industrial.

Las nuevas tendencias contemplan a las empresas como un sistema horizontal en el que se ejecutan las tareas por medio de “procesos” (entre ellos el de mantenimiento), que “traspasan” las fronteras tradicionales.

En una empresa orientada hacia los procesos, los diferentes departamentos y áreas contribuyen a la optimización de dichos procesos y esos son sus objetivos. Ya no son válidos los objetivos departamentales establecidos en función de criterios que no sean la consecución de los objetivos de la empresa.

Producción, proyectos, compras, almacén, calidad, etc., tienen mucho que decir cada uno sobre cómo mejorar la disponibilidad de las instalaciones. Y mucho más si lo dicen en conjunto, escuchando la opinión de los demás en cuanto a cada problema existente o que pueda surgir. También mantenimiento tendrá una labor más fácil si sabe exactamente lo que los demás quieren y además tiene su compromiso y ayuda para llevarlo a cabo.

7.5. MANTENIMIENTO DE MÁQUINAS Y EQUIPOS.

7.5.1. Disponibilidad, fiabilidad y mantenibilidad.

Lo que una empresa pide a la organización de mantenimiento es la disponibilidad de las máquinas e instalaciones y costes reducidos. Según la British Standard Institution: “la disponibilidad de un ítem en un período determinado es la fracción de dicho período durante el cual es capaz de realizar una función especificada a un determinado nivel de rendimiento”. Ítem, es todo elemento, equipo ó sistema susceptible de ser considerado, examinado y comprobado por separado.

En la definición hay que destacar dos aspectos fundamentales. El primero es que el estado de “disponible” no implica necesariamente que un ítem esté funcionando en el instante o período considerado, sino que basta con que se encuentre en la situación de “apto para funcionar”. El segundo es que un ítem que se encuentra

“funcionando” no tiene forzosamente la categoría de “disponible” ya que para ello ha de funcionar de acuerdo con una forma especificada previamente.

La disponibilidad de un ítem durante un período puede expresarse de la siguiente manera:

$$\text{DISPONIBILIDAD} = \frac{\text{TF}}{\text{TF} + \text{TP}}$$

Donde:

- TF es el tiempo durante el cual el ítem está funcionando o disponible para funcionar.
- TP es el tiempo de parada en el que está fuera de servicio por la intervención de mantenimiento o a la espera de que se produzca tal intervención.

Evidentemente (TF + TP) es el período considerado en el que se quiere conocer la disponibilidad del ítem concreto al que nos estamos refiriendo.

7.5.2. Factores que inciden sobre la disponibilidad.

Parece lógico pensar que si una parte del objetivo de mantenimiento consiste en conseguir variar los valores de la disponibilidad de una forma determinada, será conveniente conocer los valores que puedan afectar a dicho valor. De acuerdo con la expresión mencionada en el apartado anterior, éstos factores son los mismos que actúan sobre los tiempos de funcionamiento y parada haciendo que aumenten ó disminuyan.

7.5.2.1. Factores que influyen sobre TF.

El tiempo de funcionamiento de un ítem está básicamente influenciado por fiabilidad de dicho ítem, entendiéndose como tal “la probabilidad de que un ítem realice su función específica bajo unas condiciones establecidas y durante un período de tiempo también establecido”.

La fiabilidad depende del proyecto, entendido éste en su más amplio sentido: desde la concepción de la idea del nuevo equipo hasta su construcción y puesta en marcha, cada paso que se da está condicionando la fiabilidad del mismo, la probabilidad de que se averíe con más o menos frecuencia.

Mejorar la fiabilidad de un ítem es tanto más cara cuanto más avanzado está el proyecto en desarrollo y construcción y la organización de mantenimiento puede colaborar mediante un sistema de realimentación que permita al proyecto aprovechar la experiencia acumulada por la resolución de problemas de baja fiabilidad en las instalaciones existentes.

En segundo lugar, la actuación de mantenimiento sobre instalaciones condiciona el futuro comportamiento de las mismas: un ajuste mal hecho, la utilización de un repuesto que no es el adecuado, el desconocimiento de las normas del fabricante ó de técnicas específicas de mantenimiento, pueden dejar en el equipo el germen para que se presente antes de lo previsible la próxima avería. Por otra parte un plan de mantenimiento preventivo adecuado podrá alargar el ciclo de aparición de las averías que se pretenden controlar.

Finalmente, el tipo de operación que se practica con el equipo ó instalación puede afectar de forma clara sobre el tiempo de funcionamiento. Así pues, los cambios en el rendimiento, en la capacidad, en el tiempo de carga y en la forma misma de operar, tienen una gran incidencia en la disponibilidad real que se obtiene.

7.5.2.2. Factores que influyen sobre el TP.

En cuanto a las causas que afectan a la duración del tiempo de parada, se encuentra en primer lugar, la mantenibilidad que es “una función de la rapidez y facilidad con que pueden ejecutarse las operaciones de mantenimiento encaminadas a prevenir averías ó corregirlas si se presentan”. Al igual que la fiabilidad, la mantenibilidad es una característica del diseño y el montaje y se presenta bajo los aspectos de accesibilidad, sencillez, tipificación de equipos similares, normalización de montajes, etc.

Una parte importante del tiempo de parada viene también condicionado por la actuación de mantenimiento en sus aspectos de duración de las reparaciones y de algunas intervenciones de mantenimiento preventivo. No cabe duda de que el nivel de organización, los métodos de trabajo, el tipo de supervisión y las técnicas de diagnóstico tienen su influencia en los tiempos de intervención de mantenimiento. Un adecuado sistema de medición podrá controlar estos aspectos.

Finalmente hay que señalar que los retrasos que se presenten, antes y durante la actuación de mantenimiento sobre un ítem fuera de servicio, por muy distintos motivos: los tiempos empleados por operación para la entrega de equipos, los empleados conjuntamente en la gestión de permisos de seguridad, las esperas durante la consecución y asignación de hombres, repuestos, equipos, herramientas, planos, etc.

De lo anterior se deduce que son muchos los condicionantes que van a influir en la disponibilidad final de una instalación. Por tanto, un método que nos permita medir la disponibilidad nos permitirá conocer también qué factores de los expuestos son los que más pueden mejorar los resultados obtenidos en dichas instalaciones.

7.5.3. Disponibilidad según el enfoque de procesos.

Del tiempo total disponible que posee una instalación para funcionar, existen una serie de tiempos que se pierden por diversos conceptos:

- Si falta demanda, el tiempo se emplea para realizar el mantenimiento programado de las instalaciones, para parar las máquinas en horas caras de energía y, si aún sobre tiempo, se paran las instalaciones o se baja su rendimiento. Lo que queda del tiempo una vez deducido este tiempo es el *tiempo de producción requerido*.
- Otra parte del tiempo se puede emplear, si las instalaciones están cerca de su capacidad máxima y el tiempo de falta de demanda es por lo tanto pequeño, para realizar el mantenimiento programado necesario que no se puede hacer en el tiempo de falta de demanda. El tiempo que queda disponible, una vez descontado éste concepto se denomina *tiempo programado para producción*.

- Una parte del tiempo programado para producción se pierde por averías de las instalaciones. Por lo tanto, el tiempo que le queda a producción para realizar su trabajo es menor y se denomina *tiempo disponible para producción*.
- Producción también detiene las instalaciones por otros motivos: los paros directos e indirectos de las instalaciones. El tiempo que queda al restarle este concepto se denomina *tiempo real de producción*.
- También hay ineficiencias durante el proceso productivo por lo que se debe comparar el tiempo en que se ha realizado la producción real, con el tiempo en que se podría haber hecho si todo hubiera ido perfectamente y las instalaciones hubiesen podido trabajar a su capacidad máxima. Este tiempo se denomina *tiempo de producción efectiva*.

La eficacia será el cociente entre el tiempo de producción efectiva y el tiempo de producción requerido.

7.5.4. Métodos para mejorar la disponibilidad de los equipos.

El funcionamiento de una máquina en condiciones normales de utilización puede verse perturbado por tres tipos de averías:

- Averías que se producen poco tiempo después de la puesta en funcionamiento y se deben a defectos de concepción o de fabricación, o incluso de reparación.
- Averías verdaderas o repentinas, debidas a fallos estructurales ocultos.
- Averías relacionadas con el envejecimiento de los componentes y con el desgaste de los materiales.

La puesta en práctica de métodos para mejorar la fiabilidad de los equipos desde el momento de la concepción son sumamente importantes. El primer paso consiste en tener en cuenta todo aquello que pueda hacer una máquina o instalación intrínsecamente más fiable y posible de mantener. Para ello es necesario que participe el mayor número de especialistas en la fase de estudio y diseño.

El segundo paso complementario consiste en determinar los fallos durante la explotación a fin de alimentar el banco de datos que permitirá crear nuevas concepciones a partir de las anomalías encontradas en las anteriores.

Otros métodos que conciernen más bien al examen del funcionamiento de los equipos en su entorno industrial consisten en:

- Eliminar las averías más repetitivas.
- Poner en marcha mecanismos de captación que permitan aplicar el mantenimiento condicional, interviniendo antes de que aparezca la avería.
- Mejorar el nivel de conocimiento de las máquinas por parte de los operadores.
- Mejorar la mantenibilidad.
- Disminuir la incidencia de algunas averías mediante la aplicación de sistemas redundantes.

Algunas directrices o principios que no deben olvidarse si se pretende mejorar la eficacia son:

- Para dominar las averías es preciso saber identificarlas y medir su incidencia.
- Hay que analizarlas y buscar, a partir de un efecto comprobado, la causa raíz del fallo.
- Hay que identificar las situaciones que generan conflictos dentro de la empresa y poner en práctica dispositivos para corregirlas.
- Hay que favorecer el conocimiento de la máquina por el operario y que éste la reconozca como algo suyo, ya que de ésta forma la cuidará mejor.

7.6. LA GESTIÓN DE REPUESTOS EN EL MANTENIMIENTO.

En cualquier instalación industrial, para poder conseguir un nivel de disponibilidad aceptable de las máquinas, es necesario mantener un stock de repuestos cuyo peso económico es, en general, respetable, lo que da una gran importancia al problema de la gestión de esos repuestos.

De acuerdo con éste planteamiento, el primer objetivo de la gestión de repuestos, debe ser la determinación de los distintos niveles de stock que reduzcan al mínimo el coste conjunto de mantenimiento de dicho stock y de la pérdida de producción debida a la falta de disponibilidad de los repuestos.

La consecución de éste objetivo implica a su vez una serie de necesidades que complican el problema de la gestión de repuestos. Dichas necesidades que constituyen la fase preliminar para la implantación de una gestión de stocks eficaz, son:

- La correcta identificación del repuesto en sí, lo que presupone la existencia de un sistema de codificación racional.
- El cálculo de las necesidades de piezas a mantener en stock, para lo que es necesario un buen sistema de recogida de datos que nos permitan una continua actualización.

Así mismo, deberán establecerse políticas eficaces y hacer uso de herramientas de análisis y seguimiento que permitan optimizar la gestión de los repuestos.

CAPÍTULO 8. SEGURIDAD E HIGIENE.

8.0.- INTRODUCCIÓN.

En este capítulo se va a comentar brevemente los riesgos que presentan las principales sustancias que intervienen en la instalación que está siendo estudiada, así como las principales medidas de seguridad e higiene que deben tenerse en cuenta.

8.1.- RIESGOS.

Los trabajadores deben estar perfectamente informados acerca de los riesgos que implica el inadecuado manejo del metanol, así como del dimetil éter, con el objetivo de tomar las precauciones necesarias, de evitar derrames, fugas, inhalación de vapores, etc. Además, deben estar bien informados de los procedimientos de actuación para casos de emergencia y sobre la forma de proporcionar primeros auxilios en caso de contacto.

Las principales características de las citadas sustancias se muestran a continuación.

8.1.1. Alcohol metílico (metanol).

INFORMACIÓN GENERAL.

El metanol, también llamado alcohol metílico, alcohol de madera, carbinol e hidrato de metilo, es el primero de los alcoholes. Su fórmula química es CH₃OH.

La estructura química del metanol es muy similar a la del agua, con la diferencia de que el ángulo del enlace C-O-H en el metanol (108.9°) es un poco mayor que en el agua (104.5°), porque el grupo metilo es mucho mayor que un átomo de hidrógeno.

En condiciones normales es un líquido incoloro, de escasa viscosidad y de olor y sabor frutal penetrante, miscible en agua y con la mayoría de los solventes orgánicos, muy tóxico e inflamable.

Es considerado como un producto petroquímico básico, a partir del cual se obtienen varios productos secundarios. Es un líquido ligero, incoloro, inflamable y tóxico que se emplea como anticongelante, disolvente y combustible.

INFORMACIÓN QUÍMICO/FÍSICA.

Las propiedades físicas más relevantes del metanol, en condiciones normales de presión y temperatura, se listan a continuación:

- Identificación de la sustancia: metanol, alcohol metílico, hidrato de metilo, hidróxido de metilo, carbinol.
- Fórmula química: CH_3OH .
- Número ONU: 1230.
- Peso molecular: 32,0 g/mol.
- Punto de ebullición: (65 °C) a 1 atm.
- Punto de congelación: (-94 °C).
- Densidad relativa del líquido (agua = 1): 0,79.
- Solubilidad en agua: completamente soluble.
- Soluble en: etanol, éter, acetona y cloroformo.
- Presión de vapor a 20 °C: 12,3 kPa.
- Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1,10.
- Densidad relativa de la mezcla vapor/aire a 20 °C (aire = 1): 1,01.
- Punto de inflamación: (c.c.) 12 °C.
- Temperatura de autoignición: 385 °C.
- Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 6 – 35,6.
- Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: -0,82/-0,66.
- Corrosividad: El metanol no es corrosivo en contacto con la mayoría de los metales a temperatura ambiente, excepto plomo y magnesio. Revestimientos de cobre (o aleaciones), cinc (p.ej. acero galvanizado) o aluminio no son adecuados ya que son atacados lentamente. También ataca al platino.
- Velocidad de evaporación con respecto al acetato butílico : 5,9.

- Velocidad de evaporación con respecto al éter : 5,3.

De los puntos de ebullición y de fusión se deduce que el metanol es un líquido volátil a temperatura y presión atmosféricas. Esto es destacable ya que tiene un peso molecular similar al del etano (30 g/mol), y éste es un gas en condiciones normales.

La causa de la diferencia entre los puntos de ebullición entre los alcoholes y los hidrocarburos de similares pesos moleculares es que las moléculas de los primeros se atraen entre sí con mayor fuerza. En el caso del metanol estas fuerzas son de puente de hidrógeno, por lo tanto esta diferencia es más remarcada.

El metanol y el agua tienen propiedades semejantes debido a que ambos tienen grupos hidroxilo que pueden formar puente de hidrógeno. El metanol forma puente de hidrógeno con el agua y por lo tanto es miscible (soluble en todas las proporciones) en este solvente. Igualmente el metanol es muy buen solvente de sustancias polares, pudiéndose disolver sustancias iónicas como el cloruro de sodio en cantidades apreciables.

De igual manera que el protón del hidroxilo del agua, el protón del hidroxilo del metanol es débilmente ácido. Se puede afirmar que la acidez del metanol es equivalente a la del agua. Una reacción característica del alcohol metílico es la formación de metóxido de sodio cuando se lo combina con este.

Para finalizar, cabe destacar que el metanol es un compuesto orgánico muy importante ya que el grupo hidroxilo se convierte con facilidad en cualquier otro grupo funcional. Así el metanol se oxida para obtener formaldehído (formol) y ácido fórmico; mientras que por su reducción obtenemos metano. Igualmente importantes son las reacciones de éter y esterificación.

RIESGOS GENERALES.

- Umbral olfativo detección: 4,2 - 5960 ppm. Media geométrica de 160 ppm.
- Umbral olfativo reconocimiento: 53 – 8940 ppm. Media geométrica de 690 ppm.
- Riesgos: El vapor se mezcla fácilmente con el aire, lo que origina mezclas explosivas. La sustancia se descompone al calentarla intensamente, produciendo monóxido de carbono y formaldehído (éste último cancerígeno).

Reacciona violentamente con oxidantes, lo que da lugar a un elevado peligro de incendio y explosión. Es altamente inflamable y arde. El metanol quema con una llama limpia y incolora que es casi invisible a la luz del día. Ataca al plomo y al aluminio. Posible carga electrostática con riesgo de ignición.

- TLV-TWA: 200 ppm; 262 mg/m³ (piel).
- TLV-STEL: 250 ppm; 328 mg/m³ (piel).

RIESGOS PARA LA SALUD.

Los efectos de una exposición intensa a corto plazo son los siguientes:

- a) Riesgo por inhalación: la inhalación de concentraciones en el aire puede irritar las mucosas, causar dolores de cabeza, insomnio, náusea, confusión, pérdida de conocimiento, perturbaciones digestivas y visuales y aún la muerte. El umbral olfativo del metanol es varias veces superior al del TLV-TWA. Dependiendo de la severidad del envenenamiento y de cuán pronto se recibe tratamiento, los sobrevivientes pueden recuperarse totalmente, o pueden sufrir ceguera permanente, problemas de visión y/u otros efectos en el sistema nervioso. Las concentraciones de más de 1000 ppm pueden causar la irritación de las membranas mucosas.
- b) Riesgo por contacto con la piel: el metanol es un irritante moderado a la piel. Puede ser absorbido por esta vía, y se han reportado efectos nocivos cuando entra por esta ruta. Estos efectos son similares a los descritos por inhalación.
- c) Riesgo por contacto con los ojos: el metanol es un irritante de leve a moderado a los ojos. La alta concentración de vapor o contacto líquido con los ojos causa irritación, lágrimas y ardor.
- d) Riesgo por ingestión: la ingestión de metanol, aunque sea en pequeñas cantidades, tiene el riesgo de provocar ceguera e incluso la muerte. Los efectos de dosis no letales, pueden incluir náuseas, dolores de cabeza, dolores abdominales, vómito y problemas visuales desde visión borrosa hasta sensibilidad a la luz.

Los efectos de exposición crónica a largo plazo, ya sea por inhalación o por absorción puede causar un envenenamiento sistémico, desórdenes cerebrales, disminución de visión y ceguera. La inhalación puede empeorar condiciones tales como el enfisema o la bronquitis. El contacto repetido con la piel puede causar irritación, sequedad y agrietamiento de la piel.

8.1.2. Dimetil éter (DME).

INFORMACIÓN GENERAL.

El éter dimetílico es un gas comprimido o líquido incoloro. Se utiliza principalmente como refrigerante, disolvente, impulsor para atomizadores de aerosol y en la fabricación de ciertos plásticos.

INFORMACIÓN QUÍMICO/FÍSICA.

Las principales propiedades químicas y físicas del dimetil éter se mencionan a continuación:

- Nombre: dimetileter, éter dimetílico, óxido de metilo, DME.
- Fórmula química : $(\text{CH}_3)_2\text{O}$.
- Peso molecular : 46 g/mol.
- Número de identificación del producto (Nº ONU) : 1033.
- Temperatura de fusión : $-141,5\text{ }^\circ\text{C}$.
- Temperatura de ebullición : $-24,8\text{ }^\circ\text{C}$.
- Densidad relativa del gas (aire = 1): 1,78 a 15°C .
- Densidad relativa del líquido (agua = 1): 0,73 a $-24,8\text{ }^\circ\text{C}$.
- Presión de vapor: 5,1 bar a $20\text{ }^\circ\text{C}$.
- Presión crítica: 52,69 bar.
- Solubilidad en agua: $197\text{ cm}^3/\text{l}$ a $24\text{ }^\circ\text{C}$ y 5,07 bar.
- Temperatura de autoinflamación: $235\text{ }^\circ\text{C}$.
- Rango de inflamabilidad (% en el aire): 3 a 27.

Como podemos observar del dato de la densidad del gas, el dimetil éter es más pesado que el aire; por ello puede acumularse fácilmente en espacios confinados, particularmente en sótanos y a nivel de suelo.

RIESGOS GENERALES.

- El dimetil éter es un líquido o gas extremadamente inflamable, por lo que representa un grave peligro de incendio, de modo que la exposición al fuego de los recipientes puede provocar la rotura o la explosión. Inflamación posible por contacto con una chispa, con el riesgo añadido de que se propaga por el suelo.
- Su combustión incompleta puede dar lugar a la formación de monóxido de carbono.

RIESGOS PARA LA SALUD.

Los efectos agudos (a corto plazo) que produce el DME en el organismo humano son los siguientes:

- a) Los vapores pueden causar irritación en los ojos, la nariz y la garganta.
- b) La alta exposición puede provocar mareos, dolores de cabeza, sensación de mareo y hasta pérdida de conocimiento.
- c) El éter dimetílico líquido puede causar congelación grave por contacto con la piel.
- d) Puede causar asfixia en altas concentraciones por desplazamiento del aire. Los síntomas de asfixia pueden incluir la pérdida de consciencia o movilidad. La víctima puede no haberse dado cuenta de que se asfixia.
- e) La ingestión no está considerada como vía potencial de exposición.

Los efectos crónicos sobre la salud debidos a una exposición prolongada al éter dimetílico, que pueden ocurrir algún tiempo después de la exposición al DME y pueden durar meses o años no han sido demostrados. No se han realizado pruebas que puedan determinar si la exposición a esta sustancia puede producir cáncer, afectar a la reproducción, o producir otros efectos crónicos sobre la salud de las personas y/o animales.

Por último, cabe señalar que no se han establecido los límites de exposición ocupacional al éter dimetílico. A pesar de ello, esta sustancia puede ser nociva, y se debe cumplir con las prácticas laborales seguras.

8.2.- CONTROL DE RIESGOS.

Los principales riesgos del metanol y del éter dimetílico, no relacionados con la salud humana, están relacionados por su inflamabilidad, y el elevado riesgo de incendio y explosión que entrañan ambas sustancias. Por ello, en primer lugar, trataremos las medidas más adecuadas a adoptar para la prevención de este riesgo, así como las medidas de actuación en caso de una emergencia de este tipo.

Como ya se ha mencionado, el metanol arde con una llama limpia incolora que es casi invisible a la luz del día. Debe mantenerse siempre a favor de viento. Se debe aislar y limitar el uso de las áreas de acceso. Las concentraciones de metanol en agua de más del 25% se pueden encender. Debe usarse un rocío fino o neblina para controlar la propagación y enfríe las estructuras o recipientes adyacentes. Contenga el agua para controlar los incendios para desecharla más tarde. Los bomberos deben usar una careta que proteja la cara completamente, con presión positiva, aparatos de respiración o líneas de aire autónomos y ropa protectora. La ropa estructural de protección contra incendios no es una protección eficaz contra el metanol. Se debe evitar caminar por los charcos formados por el producto derramado.

Para incendios pequeños, puede emplearse polvo, anhídrido carbónico, halones, agua pulverizada y espuma regular. En incendios mayores, deben usarse agua pulverizada y espuma AFFF[®] (Aqueous Film Forming Foam (resistente al alcohol) con sistema dosificador de espuma al 3% o 6%). Debe evitarse el empleo de agua a chorro para la extinción del incendio ya que resulta ineficaz en estos casos.

Puesto que el metanol es un líquido inflamable que puede arder sin tener una llama visible, su derrame o fuga puede provocar un riesgo inmediato de incendio y explosión. Se deben eliminar todas las fuentes de ignición, parar las fugas y emplear materiales absorbentes no combustibles. Se puede diluir el metanol con agua para reducir el riesgo de incendio. Se debe contener el derrame en diques si es necesario. También se pueden utilizar espumas de fluorocarbono resistentes al alcohol para contener el derrame y disminuir los peligros de vapores y fuegos. Se debe intentar

recuperar la mayor cantidad posible de metanol vertido para reciclarlo o volver a usarlo, para ello pueden emplearse bombas antideflagrantes. Se deberá restringir el uso a todas las áreas de acceso hasta que se hayan finalizado las operaciones de limpieza. Es imprescindible asegurarse que solamente se encargue de la limpieza el personal debidamente capacitado, que deben utilizar los equipos de protección adecuados a la situación y a la peligrosidad de la sustancia. Debe notificarse de la situación a las agencias gubernamentales de acuerdo con las disposiciones legales. Es esencial evitar que el metanol entre en el sistema de alcantarillado, espacios confinados, desagües y vías acuáticas. El metanol, además de suponer un grave peligro para la salud, es peligroso por su eco-toxicidad, de la que se hablará posteriormente.

En áreas confinadas es necesario contar con ventilación local y general para mantener las concentraciones en el aire debajo de los límites admisibles de exposición. Los sistemas de ventilación deben estar diseñados de acuerdo a las normas aprobadas en ingeniería.

Debe haber duchas y lugares para enjuagarse los ojos cerca de las áreas de trabajo. No se debe considerar los equipos de protección personal (PPE) como una solución a largo plazo para controlar el riesgo de exposición. El uso del PPE debe ser suplementado por programas impartidos por la empresa que instruyan acerca de cómo seleccionar, mantener, limpiar, adaptar y usar los equipos debidamente.

Para el caso del éter dimetílico, los procedimientos de actuación son muy similares a los del metanol. A continuación se citan las principales medidas a adoptar para la actuación ante el riesgo de incendio (con el consiguiente riesgo de explosión) y de fuga o derrame:

- En caso de incendio, pueden emplearse todos los agentes extintores conocidos. Deben sacarse los recipientes al exterior o enfriarlos con agua pulverizada desde un lugar seguro, y continuar vertiendo agua pulverizada sobre los mismos hasta que permanezcan fríos. No extinguir la fuga de gas ardiendo si no es absolutamente necesario. Se puede producir la reignición espontánea explosiva. Extinguir los otros fuegos. Para la actuación contra fuegos, deben emplearse equipos de respiración autónoma de presión positiva en espacios confinados.

- En caso de fuga o escape, la primera medida a adoptar es la evacuación de la zona afectada. Se deben usar equipos de respiración autónoma de presión positiva cuando se entre en una zona contaminada, a menos que se compruebe que la atmósfera es respirable. Se debe asegurar la adecuación ventilación en el área y la eliminación de toda posible fuente de ignición. Debe intentarse detener el escape o derrame, y prevenir la entrada del producto en las alcantarillas, sótanos, fosos de trabajo o cualquier otro lugar donde la acumulación pueda ser peligrosa.

8.3.- INSTRUCCIONES Y ENTRENAMIENTO DE PERSONAL.

La seguridad en una planta de dimetil éter depende, en gran parte, de la instrucción recibida por el personal, del entrenamiento correcto en las prácticas de seguridad, del uso de los equipos de seguridad y de una supervisión adecuada.

Con objeto de que los trabajadores estén informados sobre los riesgos a los que se expondrían en caso de realizar maniobras inadecuadas, y para que además sepan cómo actuar cuando se presente una emergencia, se deberán impartir periódicamente prácticas, tanto a lo trabajadores nuevos como a los que llevan años de servicio, sobre los siguientes aspectos principales:

- a) Localización y uso de los equipos de protección personal, regaderas de seguridad, fuentes para lavado de ojos, duchas y demás equipos necesarios en casos de emergencia.
- b) Localización y uso del equipo contra incendio, alarmas y equipo de emergencia, tales como válvulas o interruptores.
- c) Medios para una adecuada ventilación y evitar la inhalación de vapores.
- d) Forma de actuar, procedimientos a seguir en casos de emergencia y medidas de primeros auxilios.
- e) Precauciones y procedimientos a seguir durante la carga, transporte, almacenamiento y descarga de estos productos.

8.4.- EQUIPOS DE PROTECCIÓN PERSONAL.

Los equipos de protección individual para evitar y controlar la exposición de los trabajadores estarán compuestos por los siguientes elementos:

- a) Protección respiratoria: se deberá emplear un respiradote de pieza facial completa aprobada por el NIOSH (nacional Institute for Occupational Safety and Health), operando en modalidad de presión-demanda u otra modalidad de presión positiva cuando las concentraciones en el aire excedan los límites de exposición. Para mayor protección, úselo en combinación con un aparato de respiración autónomo con cilindro de escape, operado en una modalidad de presión-demanda u otra modalidad de presión positiva.
- b) Protección de la piel: Deben emplearse guantes de caucho butílico o nitrílico. Asimismo deben emplearse pantalones y chaquetas resistentes a químicos, preferiblemente de caucho butílico o nitrílico. Se debe consultar con el fabricante. Dado el peligro que supone el dimetil éter por congelación por el contacto con la piel, si existe la posibilidad de exposición a equipos, líquidos o vapores fríos, los empleados deben estar provistos con ropa especial, diseñada para impedir la congelación de los tejidos corporales.
- c) Protección de los ojos y la cara: Se debe usar una pantalla facial y gafas de seguridad con protecciones laterales antiimpacto y antisalpicaduras químicas con ventilación indirecta cuando se esté trabajando con líquidos. Cuando se trabaje con humos, gases o vapores, se debe usar gafas antiimpacto sin ventilación.
- d) Calzado: resistente a agentes químicos.

Algunos procedimientos que deben tenerse en cuenta y deben llevarse a cabo para mantener la seguridad de las instalaciones y los trabajadores son (recordemos que las buenas prácticas laborales pueden facilitar la reducción de exposiciones peligrosas):

- Toda la ropa de protección (trajes, guantes, calzado, protección para cabeza) debe estar limpia, disponible todos los días y debe ponerse antes de comenzar a trabajar.
- Los trabajadores cuya ropa haya sido contaminada por éter dimetílico deben cambiarse sin demora y ponerse ropa limpia.

- La ropa de trabajo contaminada debe ser lavada por individuos que estén informados acerca de los peligros de la exposición al éter dimetílico.
- El área de trabajo inmediata debe estar provista de lavaojos para uso de emergencia.
- Si existe posibilidad de exposición de la piel, deben suministrarse instalaciones de duchas de emergencia.
- Si el éter dimetílico entra en contacto con la piel, se debe lavar o duchar inmediatamente para eliminar la sustancia química. Al final del turno laboral, se debe lavar cualquier parte del cuerpo que pueda haber estado en contacto con el éter dimetílico, aunque se no esté seguro si hubo contacto.
- No se debe comer, fumar ni beber donde se manipule, procese o almacena el éter dimetílico, ya que podría tragarse la sustancia química. Se deben lavar las manos cuidadosamente antes de comer, beber, fumar o usar el baño.
- No se debe fumar en el área de trabajo. Aun un poco de vapor, inhalado a través de un cigarrillo, puro o pipa encendidos, puede convertirse en sustancias sumamente tóxicas.
- Además, se recomiendan las siguientes medidas de control:
 - a) Donde sea posible, se debe transferir el éter dimetílico automáticamente desde los cilindros u otros recipientes de almacenamiento a los recipientes de procesamiento.
 - b) Antes de entrar en un espacio confinado donde podría haber éter dimetílico, se debe verificar que no haya una concentración explosiva.

RECOMENDACIONES PARA EL USO Y CONSERVACIÓN DEL EQUIPO.

Todo equipo de protección personal deberá ser proporcionado por la empresa, y el trabajador deberá:

- Estar entrenado en su manejo.
- Identificarlo con su área de trabajo.
- Conocer el tiempo que le dará servicio.
- Asegurarse de que el equipo se encuentra en buen estado.
- Conocer en qué condiciones higiénicas se encuentra.
- Mantener los equipos en unas condiciones higiénicas óptimas.

- Denunciar al departamento de "Seguridad e Higiene" cualquier defecto que pudiera encontrarse.

Para su óptimo funcionamiento, se deberá tomar en cuenta estas medidas de seguridad, conservación y estado higiénico del equipo, a fin e evitar riesgos.

8.5.- MEDIDAS DE PRIMEROS AUXILIOS.

Las principales medidas de primeros auxilios que se deben adoptar en caso de exposición a una de las sustancias anteriormente se mencionan a continuación:

- a) En caso de contacto ocular se debe lavar con abundante agua durante quince minutos, levantando los párpados inferior y superior, para asegurar un buen lavado. Consultar al médico/servicio médico.
- b) En caso de contacto con la piel se deberá retirar la ropa antes de lavarse, y lavarse con abundante agua y jabón durante quince minutos. Se deberá consultar al médico/servicio médico en caso de producirse irritaciones.
- c) Tras una inhalación, llevar a la víctima a un espacio ventilado. Si fuese necesario deberá practicarse la respiración artificial. Consultar al médico/servicio médico.
- d) La ingestión constituye un caso de extrema gravedad, ya que en el caso del metanol, su ingestión pone en peligro la propia vida del individuo. Pueden transcurrir 18 hasta 24 horas entre su exposición y la aparición de los primeros síntomas. Si el paciente está consciente y la ayuda médica no puede llegar inmediatamente, se debe evitar por todos los medios que la víctima vomite. Consultar al médico/servicio médico.
- e) Se debe mantener a la víctima caliente y en reposo.

INDICACIONES PARA EL MÉDICO EN CASO DE EXPOSICIÓN AL METANOL.

La exposición agua, ya sea ocasionada por ingestión o inhalación de altas concentraciones de vapores, puede originar efectos que se manifiestan entre los 40 minutos y las 72 horas. Los síntomas se limitan usualmente al sistema nervioso central, a los ojos y al tracto gastrointestinal. Debido a los síntomas iniciales del

sistema nervioso central tales como cefaleas, vértigo, letargo y confusión, se podría dar la impresión que se trata de una intoxicación por etanol. Visión borrosa o disminuida, y fotofobia son quejas comunes. Tratamiento con ipecac o lavado gástrico es indicado cuando el paciente presenta los síntomas dentro de las dos horas que siguen a la ingestión. En casos de envenenamiento severo se produce una acidosis metabólica profunda y los niveles de bicarbonato en el suero son una medida más exacta de la severidad que los niveles de metanol en el suero. Los protocolos de tratamiento son disponibles en la mayoría de los hospitales y se recomienda acudir al hospital o a un servicio de urgencias adecuado lo más pronto posible.

8.6.- ROTULACIONES E IDENTIFICACIÓN.

En el Real Decreto 485/1997 del 14 de abril, se establecen las disposiciones mínimas de carácter general relativas a la señalización de seguridad y salud a fin de:

- Atraer la atención de los trabajadores sobre la existencia de determinados riesgos, prohibiciones y/u obligaciones.
- Dar a conocer el peligro con suficiente antelación, para que el trabajador pueda tomar las medidas de seguridad convenientes.
- Orientar sobre la conducta a seguir.
- Facilitar a los trabajadores la localización e identificación de determinados medios o instalaciones de protección, evacuación, emergencia o primeros auxilios.

Los tipos de señales son los siguientes:

FORMA	COLORES			SIGNIFICADO	APLICACIÓN
	Fondo	Contraste	Símbolo		
Redonda.	Rojo.	Blanco.	Negro.	Parada, prohibición.	Señales de parada o prohibición. Dispositivos de desconexión de urgencia.

Triangular.	Amarillo.	Negro.	Negro.	Atención. Zona de riesgo.	Señalización de riesgos. Señalización de obstáculos.
Rectangular.	Verde.	Blanco.	Blanco.	Situación de seguridad. Primeros auxilios.	Señalización de salidas de emergencia. Puestos de primeros auxilios.
Redonda.	Azul.	Blanco.	Blanco.	Señales de obligación. Indicaciones.	Obligación de protección personal. Emplazamiento e teléfonos, talleres, etc.
Rectangular o cuadrada.	Rojo.	Blanco.	Negro.		Equipos de lucha contra incendios.

- Cinta de señalización: en caso de tener que señalar obstáculos, zonas de caída de objetos, caída de personas a distinto nivel, choques, golpes, etc., se señalará con los paneles anteriormente citados o bien se delimitará la zona de exposición al riesgo con cintas de tela o materiales plásticos con franjas alternadas oblicuas en color amarillo y negro, inclinadas 45°.
- Cinta de delimitación de zona de trabajo: las zonas de trabajo se delimitarán con cintas de franjas alternas verticales de colores blanco y rojo.

8.7.- TRANSPORTE Y ALMACENAMIENTO.

En esta sección, se van a exponer una serie de directrices que deben ser seguidas a la hora de llevar a cabo el transporte y el almacenamiento de las sustancias implicadas que, por su peligrosidad, podrían producir accidentes que pudiesen en riesgo el estado de la instalación o la seguridad de las personas que operan en ella. Dichas medidas, deberán llevarse a la práctica de forma rigurosa para garantizar una operación, transporte y almacenamiento seguro de dichos productos.

8.7.1.- Metanol.

TRANSPORTE.

- a) Clasificación según la ONU:
 - a. Número ONU: 1230.
 - b. Clase: 3.
 - c. Sub risks: 6.1.
 - d. Grupo de embalaje grupo: II.
 - e. Designación de la mercancía: UN 1230, Metanol.
- b) ADR (transporte por carretera):
 - a. Clase: 3.
 - b. Grupo de embalaje grupo: II.
 - c. Etiquetas de peligro cisternas: 3+6.1.
 - d. Etiquetas de peligro bultos: 3+6.1.
 - e. Hazchem: 2WE.
- c) RID (transporte ferroviario):
 - a. Clase: 3.
 - b. Grupo de embalaje grupo: II.
 - c. Etiquetas de peligro cisternas: 3+6.1.
 - d. Etiquetas de peligro bultos: 3+6.1.
- d) ADN (navegación interior):
 - a. Clase: 3.
 - b. Grupo de embalaje grupo: II.
 - c. Etiquetas de peligro cisternas: 3+6.1.

- d. Etiquetas de peligro bultos: 3+6.1.
- e) IMDG (transporte marítimo):
 - a. Clase: 3.
 - b. Sub risks: 6.1.
 - c. Grupo de embalaje grupo: II.
 - d. MFAG: 19 (IMDG suppl. 2002 p.40).
 - e. EMS: F-E, S-D.
 - f. Marine Pollutant: -.
- f) ICAO (transporte aéreo):
 - a. Clase: 3.
 - b. Sub risks: 6.1.
 - c. Grupo de embalaje grupo: II.
 - d. Instrucción envasado passenger aircraft: 305/Y305.
 - e. Instrucción envasado cargo aircraft: 307.
- g) Precauciones especiales en relación con el transporte: no hay.
- h) Limited quantities (LQ): cuando las mercancías y sus envases cumplan las condiciones de la sección 3.4 del ADR/RID/ADNR, sólo las prescripciones siguientes deberán ser aplicadas:
 - a. Cada bulto deberá llevar una inscripción enmarcada de un cuadrado: 'UN 1230'.
 - b. En caso de que se transporten en un mismo bulto mercancías diferentes con distintos números de identificación: las letras 'LQ'.

Enumerada en Anexo I de la directiva 67/548/CEE y siguientes:



Fácilmente inflamable



Tóxico

- R11: Fácilmente inflamable.
- R23/24/25: Tóxico por inhalación, por ingestión y en contacto con la piel.
- R39/23/24/25: Tóxico: peligro de efectos irreversibles muy graves por inhalación, contacto con la piel e ingestión.
- S(01/02): (Consérvese bajo llave y manténgase fuera del alcance de los niños).

- S07: Mantener el recipiente bien cerrado.
- S16: Manténgase alejado de cualquier fuente de ignición – No fumar.
- S36/37: Úsese indumentario y guantes de protección adecuados.
- S45. En caso de accidente o malestar, acuda inmediatamente al médico (si es posible, muéstrole la etiqueta).

MANIPULACIÓN.

- Evitar/limitar la exposición y/o el contacto.
- Mantener el recipiente bien cerrado.
- No fumar y evitar las llamas descubiertas.
- Aparatos/lámparas con seguridad de chispas y explosión.
- Tomar precauciones contra cargas electrostáticas.
- Manipular recipientes vacíos sucios como los llenos.

ALMACENAMIENTO.

- Conservar alejado del calor y de fuentes de ignición, agentes de oxidación, ácidos y bases.
- Almacenar en un lugar seco y bien ventilado.
- Almacenar en un sistema totalmente cerrado.
- Conexión de la cisterna a tierra.
- Se necesita una cubeta para recoger derrames líquidos.

MATERIAL DE ENVASADO ADECUADO.

- El metanol no es corrosivo en contacto con la mayoría de los metales a temperatura ambiente, excepto plomo y magnesio.
- Revestimientos de cobre (o aleaciones), cinc (p.ej. acero galvanizado) o aluminio no son adecuado ya que son atacados lentamente.
- Se recomienda acero dulce como material de construcción de cisternas.

ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD.

- Es estable en condiciones normales.
- Debe conservarse alejado de: fuentes de calor, fuentes de ignición, agentes de oxidación, ácidos, halógenos, bases, aminas.
- Reacciona con agentes de oxidación, ácidos fuertes y bases fuertes.
- Puede corroer plomo y aluminio.
- Productos de descomposición peligrosos: formaldehído, monóxido de carbono y dióxido de carbono.

8.7.2. Éter dimetílico.

TRANSPORTE.

- N° de identificación del producto (N° ONU): 1033.
- Clase y división: 2.1.
- Clasificación para el transporte por carretera y ferrocarril (ADR/RID): 2,2 °F.
- N° de identificación del riesgo para el transporte por carretera y ferrocarril (ADR/RID): 23.
- Etiquetas de peligro para el transporte por carretera y ferrocarril (ADR/RID): N° 3 (gas inflamable).
- Recomendaciones de seguridad para caso de accidente (TREM CARD):
 - o N° para el producto: 676.
 - o N° para el grupo: 20g11.
- Transporte marítimo, N° página Código IMCO/IMDG: 2133.
- Clasificación para transporte aéreo, Código IATA/ICAO: 2.1. Solamente aeronaves de carga.
- Antes de transportar los recipientes asegurarse una ventilación adecuada.
- Asegurarse que el conductor conoce los riesgos potenciales de la carga y sabe qué hacer en caso de accidente o emergencia.
- Antes de transportar las botellas asegurarse que las válvulas están cerradas y no fugan y que el tapón del acoplamiento de la válvula y la tulipa o caperuza (cuando existan) están adecuadamente apretadas.

- Transportarlo solamente en vehículos donde el espacio de la carga esté separado del compartimento del conductor.
- Asegurarse de cumplir la legislación aplicable.

MANIPULACIÓN Y ALMACENAMIENTO.

- Asegurarse que la instalación está adecuadamente conectada a tierra.
- Debe prevenirse la entrada de agua al recipiente. No permitir el retroceso de sustancias hacia el interior del recipiente.
- Purgar el aire de las instalaciones antes de introducir el producto.
- Utilizar únicamente equipo específicamente aprobado para este producto y para la presión y temperatura de utilización. En caso de duda contacte con el suministrador.
- Separar de los gases oxidantes y otros materiales oxidantes durante el almacenamiento.
- Mantener los recipientes por debajo de 50°C, en un lugar bien ventilado.
- Solicitar al proveedor las instrucciones para la manipulación de los recipientes.
- Abrir las válvulas lentamente y cerrarlas cuando no se utilice el producto.

INFORMACIONES REGLAMENTARIAS.

- Nº de la sustancia según el Anexo I del Real Decreto 363/1995 sobre etiquetado: 603-019-00-8.
- Clasificación CEE: F+; R12.
- Pictogramas: extremadamente inflamable.
- Frases R: 12.
- Frases S: 9-16-33.
- Etiquetado de los recipientes:
 - o Pictogramas: Nº 3. Gas inflamable.
 - o Frases de riesgo: gas licuado a presión.
 - R12: Extremadamente inflamable.
 - o Frases de seguridad:

- S9/16/33: Consérvase el recipiente en lugar bien ventilado, lejos de fuentes de ignición, incluyendo descargas de electricidad estática.

8.8.- RIESGO ECOLÓGICO. CONTROL DEL RIESGO ECOLÓGICO.

El dimetil éter puede producir daños en la vida animal. El efecto anestésico experimentado sobre los animales en ensayos clínicos indica la posibilidad de efectos nocivos sobre el sistema nervioso central, el hígado y el sistema cardiovascular. En cuanto a la vida vegetal, no existe información referente a efectos nocivos de dicho compuesto sobre la vegetación. Tampoco existen evidencias disponibles de posibles efectos nocivos del dimetil éter sobre la vida acuática. Este gas puede disiparse rápidamente en áreas bien ventiladas.

El metanol es un compuesto potencialmente nocivo para la vida animal y vegetal. Igualmente, puede producir el mismo efecto sobre plantas y animales acuáticos. Se ha calculado para el metanol una DBO_5 de 0,6 a 1,12 lb/lb; $\log K_{ow} = -0,77$. El factor de bio concentración BCF para el metanol se estima en 0,2. El metanol puede degradarse disolviéndose en otros compuestos orgánicos de naturaleza semejante.

Debido a la peligrosidad de dichas sustancias (en particular la elevada peligrosidad del metanol), la planta deberá disponer 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.

Estas redes deberán ser independientes entre sí, de forma que no haya mezcla entre efluentes contaminados y susceptibles de sufrir tratamientos de depuración con los efluentes no contaminados.

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

Las aguas contaminadas deberán sufrir un proceso de depuración (depuraciones químicas y biológicas) antes de su vertido final al medio, siempre por debajo de las cantidades y concentraciones marcadas por la reglamentación. El control de dichos vertidos será llevado a cabo exclusivamente por el personal acreditado para ello.

CAPÍTULO 9. DISTRIBUCIÓN EN PLANTA.

9.0. SELECCIÓN DEL EMPLAZAMIENTO.

Será preferente que el emplazamiento sea llano, no sujeto a inundaciones, separado de las grandes concentraciones de población, libre de problemas de tráfico en su entrada principal, y suficientemente cerca de parques de bomberos, hospitales y fuentes de agua.

Las unidades de proceso de la planta deberán estar separadas entre sí según lo dispuesto en la distribución en planta expuesta en el capítulo siguiente. A sotavento y por encima de las fuentes de ignición o concentraciones de personal de la planta.

Los edificios de la administración y mantenimiento se situarán en la periferia, separados de las áreas de mayor peligrosidad a barlovento de las zonas de tanques y almacenamiento.

Las zonas de almacenamiento dispondrán de la separación entre tanques prevista de 3,5 m. como mínimo, dimensionado adecuado de cubetos y diques, aislamiento de las zonas de mayor peligrosidad y concentraciones de personal. Los recipientes horizontales se orientarán de modo que su eje no esté en dirección a instalaciones en las que existan hornos, recipientes de almacenamiento o estaciones de sistemas contra incendios. Deben dejarse las salidas libres en previsión de una posible explosión catastrófica de los mismos, y la proyección axial de sus fondos.

Se dispondrán carreteras, calles y caminos interiores anchos, con buenos desagües, con dos caminos de entrada y acceso a cada uno de los cuatro costados de la unidad.

Las líneas de energía eléctrica se instalarán bajo tierra, si es posible, las de usos críticos. Estarán separadas de las estructuras elevadas, que podrían caer sobre los cables y se evitará su paso sobre las unidades críticas. También es aconsejable que la planta pueda disponer de un generador eléctrico de emergencia para que, en caso de cortes de electricidad debidos a causas externos, la planta pueda funcionar de forma autónoma durante el tiempo necesario para que no sea necesario parar la producción.

Las distancias entre los distintos equipos dentro de la unidad según IRI IM 2.5.2. se muestran en la segunda gráfica.

Tanques de techo flotante o fijo <477 m ³	1	0,5 . D ^a								
Tanques de techo flotante o fijo entre 477 y 1590 m ³	2	0,5 . D	0,5 . D							
Tanques de techo flotante entre 1590 y 47700 m ³	3	1 x D	1 x D	1 x D						
Tanques de techo flotante >47700 m ³	4	1 x D	1 x D	1 x D	1 x D					
Tanques de techo fijo para productos de clases II y III entre 1590 y 47700 m ³	5	0,5 . D	0,5 . D	1 x D	1 x D	0,5 . D				
Tanques de techo fijo para productos de clases I**inertizados entre 1590 y 23850 m ³	6	1 x D	1 x D	1 x D	1 x D	1 x D	1 x D			
Recipientes para almacenamiento a presión (esferas y esferoides).	7	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	2 x D	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN		
Recipientes para almacenamiento a presión (depósitos y puros)	8	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	2 x D	1,5 . D 100' MIN	1,5 . D 100' MIN	1 x D 100' MIN	1 x D	
Tanques para almacenamiento refrigerado (con cúpula)	9	2 x D 100' MIN	2 x D 100' MIN	2 x D 100' MIN	2 x D	2 x D 100' MIN	2 x D 100' MIN	1 x D 100' MIN	1 x D 100' MIN	1 x D 100' MIN
		1	2	3	4	5	6	7	8	9

figura. Distancias recomendadas entre tanques de almacenamiento

Figura 32. Distancias recomendadas entre depósitos de almacenamiento.

Las bombas de la planta se considerarán de alto riesgo por impulsar líquidos inflamables por encima de su temperatura de inflamación, y se situarán todas en el interior de la estación de bombeo guardando las distancias de seguridad, operación, mantenimiento y desmontaje marcadas por el fabricante. Por razones idénticas se va a considerar el reactor catalítico como un reactor de alto riesgo debido a que se opera con fluidos inflamables a alta temperatura.

El plano de disposición general muestra la distribución en planta de los equipos siempre con las distancias de seguridad entre equipos impuestas por la legislación vigente.

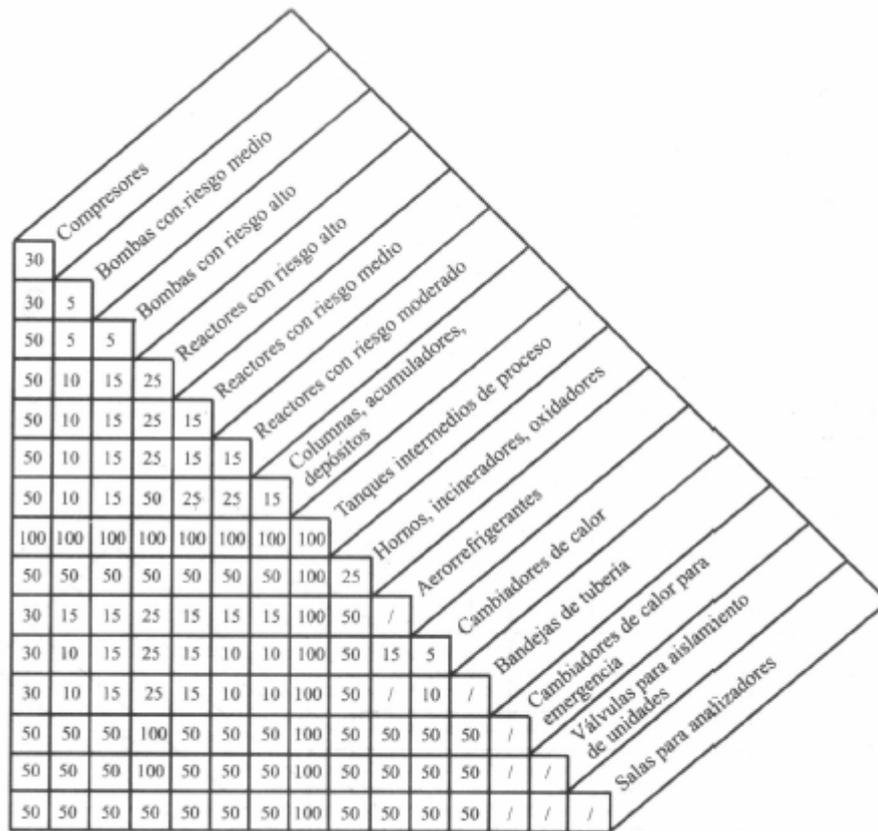


figura. Distancias recomendadas (pies) entre elementos de equipo dentro de las unidades.

Figura 33. Distancias recomendadas entre elementos de equipo dentro de las unidades.

II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.

CAPÍTULO 1. BALANCE MACROSCÓPICO DE MATERIA Y ENERGÍA AL PROCESO COMPLETO.

1.0.- INTRODUCCIÓN.

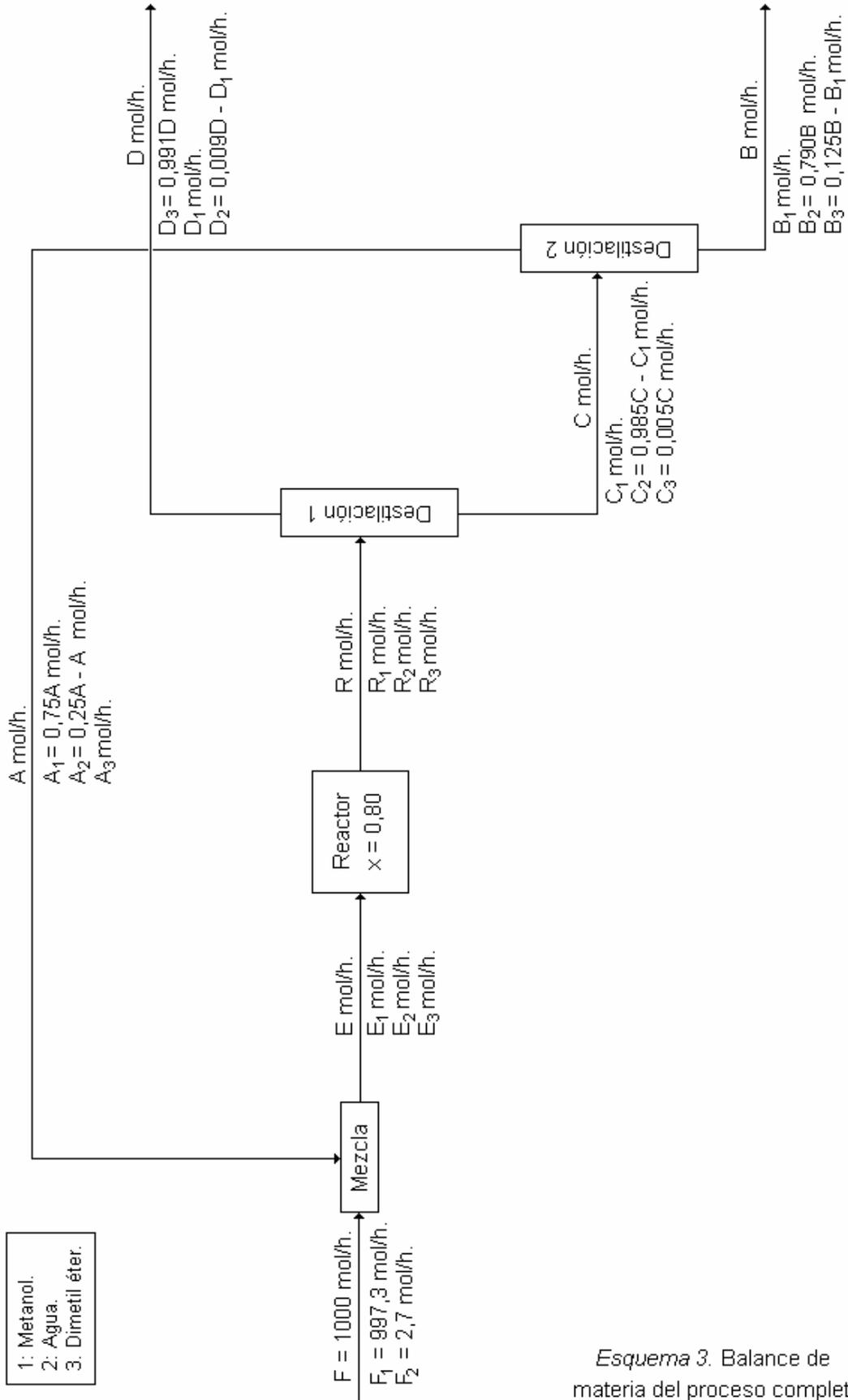
Se va a exponer a continuación, el balance macroscópico de materia al proceso completo de producción del DME, teniendo en cuenta que se deben cumplir las especificaciones del proyecto, es decir, deben producirse 50.000 toneladas anuales de DME de una riqueza en peso del 99,5%.

Las etapas que tendrán lugar tras la etapa de reacción química no serán tratadas con detalle, puesto que en el presente proyecto no van a ser dimensionados los equipos posteriores al reactor químico, de modo que este estudio se centrará principalmente en la etapa de reacción química y etapas previas; dejando de lado el estudio detallado de las dos torres de destilación y sus corrientes, aunque si se las tendrá en cuenta en la resolución del balance del proceso completo, ya que todas las corrientes del proceso están interrelacionadas.

1.1.- BALANCE MACROSCÓPICO DE MATERIA DEL PROCESO COMPLETO.

El balance de materia del proceso completo, que se presenta a continuación, se va a realizar para una base de cálculo de 1000 mol/h de alimentación fresca al proceso para, una vez resuelto, redimensionar las corrientes para una corriente de cabeza del proceso de 50.000 toneladas anuales (especificación del proyecto). La razón por la cual se va a realizar el balance en caudales molares y no en caudales máscicos reside en una mayor sencillez en la realización de los cálculos cuando se emplean los caudales molares, y por tratarse éste de un proceso reactivo.

A continuación se muestra el esquema del balance de materia del proceso completo:



Esquema 3. Balance de materia del proceso completo.

La reacción que va a tener lugar en el reactor, y que va a ser el centro de todo nuestro proceso, va a ser la siguiente:



Se han tenido en cuenta las siguientes especificaciones a la hora de plantear las ecuaciones del balance así como en su resolución:

- Composición de la corriente F: $x_{\text{metanol}} = 0,9973$ (dicha composición molar corresponde con una composición másica de un 99,84% en metanol, composición de metanol comercial).
- Composición de la corriente D: $x_{\text{DME}} = 0,9910$, que corresponde con una composición másica de un 99,50% en DME, especificación del proyecto.
- Composición de la corriente B: $x_{\text{agua}} = 0,790$. Valor considerado a efectos de cálculo (especificación impuesta por consideración propia). Dentro de un margen razonable, nos interesa que la corriente de salida de aguas residuales del proceso contenga una proporción relativamente baja de sustancias contaminantes para facilitar el tratamiento de dichas aguas en una planta depuradora.
- Composición de la corriente A: $x_{\text{metanol}} = 0,750$. Valor considerado a efectos de cálculo (especificación impuesta por consideración propia). Dentro de un margen razonable, nos interesa recuperar una cantidad considerable de metanol para reciclarla al proceso, para un mejor aprovechamiento del reactivo.
- Composición de la corriente C: $x_{\text{DME}} = 0,005$. Valor considerado a efectos de cálculo (especificación impuesta por consideración propia). Debido a que nos interesa que se pierda la menor cantidad del producto DME, dentro de unos márgenes razonables.

Una vez se ha presentado el diagrama de flujo de materia del proceso, así como se han definido los valores de composiciones de las corrientes, justificándose la razón de dicha elección, se procederá a resolver los balances materiales de cada una de las diferentes etapas que se pueden distinguir en el diagrama, para finalmente realizar la contabilidad del balance, plantear todas las ecuaciones y las incógnitas que se pueden plantear en el balance, y conocer así los grados de libertad de que se dispone para la resolución del problema.

Por último se debe definir la denominación que se dará a los tres componentes presentes para la resolución del balance de materia. El componente 1 será el metanol, componente 2 será el agua y, finalmente, componente 3 será el DME. Todas las corrientes estarán expresadas en mol/h.

Balance de materia en el punto de mezcla.

En el punto de mezcla no tiene lugar ninguna reacción química, y además se considerará que se alcanza el estado estacionario, por lo tanto, los términos de acumulación, generación y consumo tienen valor cero, y dicho balance será de la forma: (Entrada) = (Salida).

1. Metanol: $997,3 + 0,75 A = E_1$.
2. Agua: $2,7 + 0,25 A - A_3 = E_2$.
3. DME: $A_3 = E_2$.

Balance de materia del reactor químico.

En esta etapa tiene una reacción química. Aunque el término de acumulación sigue siendo cero por la consideración de estado estacionario, se tendrá que tener en cuenta si hay una generación o consumo de un determinado componente. Se deberá tener en cuenta la estequiometría de la reacción química, así como la conversión por paso del reactor. El balance de materia será: (Entrada) + (Generación) = (Salida) + (Consumo). La conversión será $x(\text{metanol}) = 0,80$.



1. Metanol (reactivo): $(E) = (S) + (C) \rightarrow E_1 = R_1 + 0,80 E_1; 0,20 E_1 = R_1$.
2. Agua (producto): $(E) + (G) = (S) \rightarrow E_2 + 0,4 E_1 = R_2$.
3. DME (producto): $(E) + (G) = (S) \rightarrow E_3 + 0,4 E_1 = R_3$.

(Por cada mol de metanol, se consume 0,8 y se produce 0,4 mol de DME y 0,4 mol de agua; de modo que queda sin reaccionar 0,2 mol de metanol).

Balance de materia a la torre de destilación 1.

El término de acumulación en esta etapa será cero debido a la consideración de estado estacionario. Puesto que no tiene lugar reacción química, los términos de generación y consumo valdrán cero, de modo que el balance resultante es: (Entrada) = (Salida).

1. Metanol: $R_1 = C_1 + D_1$.
2. Agua: $R_2 = 0,009 D - D_1 + 0,985 C - C_1$.
3. DME: $R_3 = 0,015 C + 0,991 D$.

Balance de materia a la torre de destilación 2.

El término de acumulación en esta etapa será cero debido a la consideración de estado estacionario. Puesto que no tiene lugar reacción química, los términos de generación y consumo valdrán cero, de modo que el balance resultante es: (Entrada) = (Salida).

1. Metanol: $C_1 = B_1 + 0,750 A$.
2. Agua: $0,985 C - C_1 = 0,875 B + 0,250 A - A_3$.
3. DME: $0,015 C = 0,125 B - B_1 + A_3$.

Contabilidad y resolución del balance

- Número de ecuaciones independientes del balance: 12 (tres ecuaciones por cada una de las cuatro etapa).
- Número de variables: 14: $E_1, E_2, E_3, A, A_3, R_1, R_2, R_3, C, C_1, D, D_1, B$ y B_1 .

Por tanto este balance va a tener dos grados de libertad, a los cuales daremos valores coherentes para poder resolver el balance de materia. Se elegirá como grados de libertad las composiciones de entrada al reactor de metanol y agua, es decir E_1 y E_2 .

La resolución de este balance se llevará a cabo mediante el empleo de una hoja de cálculo, en la cual se definirán los valores ya conocidos de la base de cálculo y composiciones y se introducirán las ecuaciones de los balances. Dándole valores a los dos grados de libertad establecidos, resolveremos el balance, y podremos conocer el valor de todas las variables que intervienen en el balance de materia del proceso completo. Dándole a los dos grados de libertad los valores de $E_1 = 1100 \text{ mol/h}$ y $E_2 = 36 \text{ mol/h}$, se resuelve el balance de materia para dar los siguientes valores de las incógnitas (se puede comprobar que con los valores obtenidos las ecuaciones se cumplen perfectamente y todos los balances cuadran):

E_1	1100 mol/h
E_2	36 mol/h
E_3	0,93 mol/h
A	136,93 mol/h
A_3	0,93 mol/h
R_1	220 mol/h
R_2	476 mol/h
R_3	440,93 mol/h
C	695,50 mol/h
C_1	217,46 mol/h
D	441,43 mol/h
D_1	437,46 mol/h
B	558,57 mol/h
B_1	114,76 mol/h

Tabla 3. Resolución del balance de materia al proceso completo.

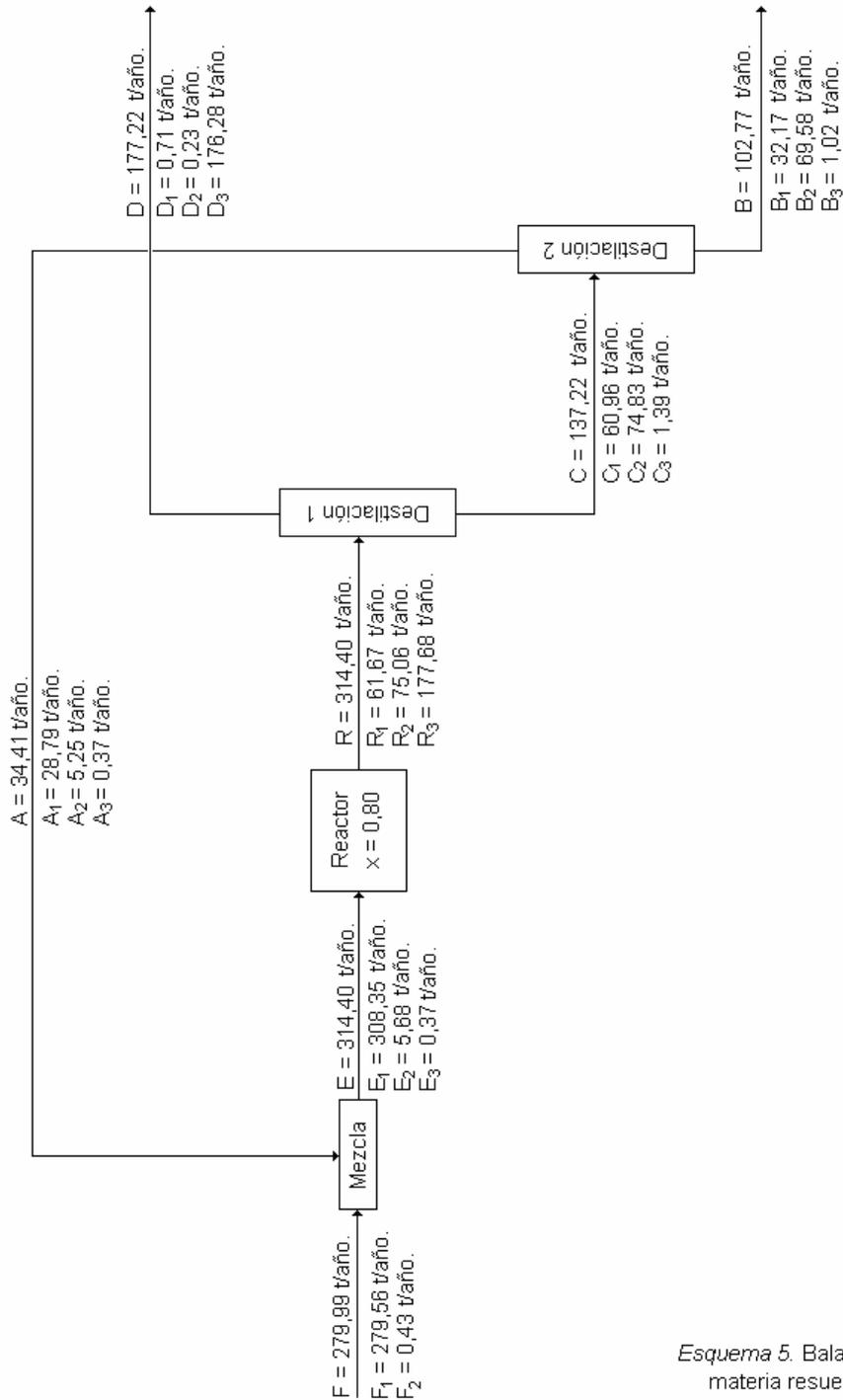
El esquema del balance de materia del proceso completo ya resuelto se muestra en la página siguiente. El paso siguiente será expresar todas las corrientes en toneladas anuales. Para ello tendremos que tener en cuenta los pesos molares de los tres componentes: 18 g/mol para el agua; 32 g/mol para el metanol y 46 g/mol para el DME. También se deberá tener en cuenta los factores de conversión para expresar las corrientes en toneladas/año:

- $10^6 \text{ g} = 1 \text{ tonelada.}$
- $8760 \text{ h} = 1 \text{ año.}$

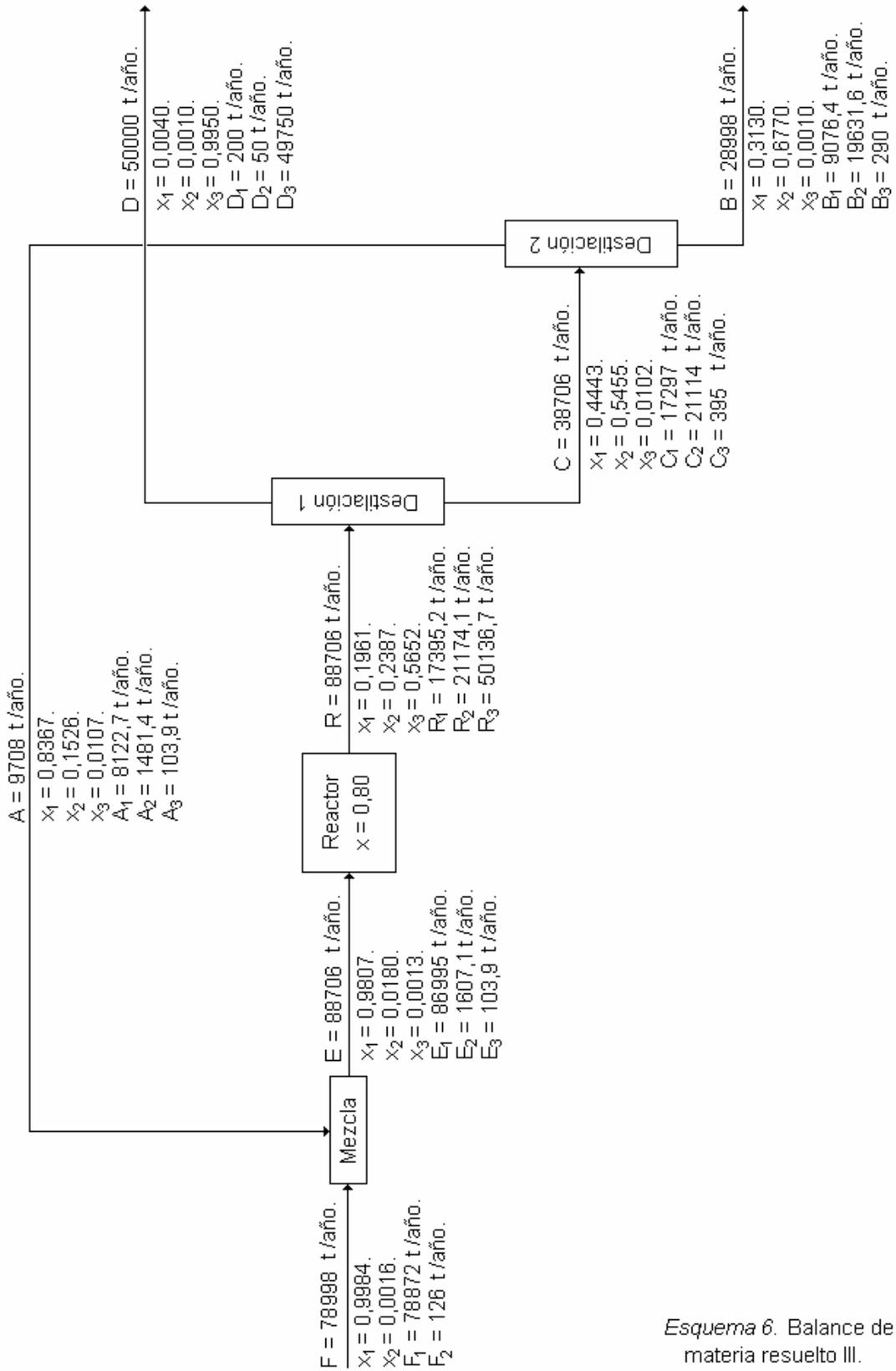


Esquema 4. Resolución del balance de materia al proceso completo.

Una vez tengamos todas las corrientes expresadas en toneladas anuales y todas las composiciones expresadas como composiciones molares, deberemos multiplicar todas las corrientes por un factor de escala para que el balance quede resuelto para 50,000 toneladas anuales de producto, especificación del proyecto. Dicho factor de escala será $\varepsilon = 50,000/177,22 = 282,1352$.



Esquema 5. Balance de materia resuelto II.



Esquema 6. Balance de materia resuelto III.

1.2. BALANCE MACROSCÓPICO DE ENERGÍA DEL PROCESO COMPLETO.

En lo que se respecta al balance macroscópico de energía del proceso completo, no se llevará aquí un estudio detallado del mismo debido a que el objetivo del presente proyecto sólo centra en el reactor químico y en los equipos necesarios para el tratamiento de la corriente de entrada al reactor, consistente en un precalentamiento de la misma para alcanzar los 250°C, y un aumento de su presión hasta alcanzar los 16 bar necesarios para el funcionamiento óptimo del reactor.

Por ello, el presente proyecto se centrará en el balance macroscópico de energía del reactor químico, la etapa fundamental del proceso, del intercambio de calor necesario para el precalentamiento de la alimentación, y los efectos caloríficos asociados con la compresión de fluidos y pérdidas energéticas. Todos estos efectos energéticos serán estudiados en profundidad en los capítulos dedicados a los equipos asociados a los mismos.

CAPÍTULO 2. BALANCES MACROSCÓPICOS DE MATERIA Y ENERGÍA DEL REACTOR.

2.0. INTRODUCCIÓN.

Como se ha indicado anteriormente, la etapa de mayor relevancia dentro del proceso de fabricación del éter dimetílico es la etapa de reacción química, siendo ésta la etapa en la que se centra el objetivo de este proyecto. Por ello, se presenta a continuación el balance macroscópico de materia del reactor, teniendo en cuenta que se pretende conseguir una producción anual de 50.000 toneladas de éter dimetílico de un 99,5% de pureza como cabeza del proceso, tal como se ha planteado en el balance material del proceso completo.

Por otra parte, en el reactor, que opera de forma adiabática, va a tener lugar una reacción exotérmica que va a producir un incremento en la temperatura en el interior del mismo y que va a afectar por tanto a la velocidad de reacción, de modo que ésta y, consecuentemente, el diseño del reactor, van a quedar condicionados por los efectos térmicos asociados a la reacción química. Por ello, será necesario resolver el balance de energía del reactor, para poder así conocer el incremento de temperatura que se va a producir a lo largo del mismo como consecuencia de la energía liberada por la reacción de deshidratación del metanol.

2.1. BALANCE MACROSCÓPICO DE MATERIA DEL REACTOR.

El balance macroscópico de materia del reactor ha quedado resuelto con el balance material del proceso completo, planteado en el capítulo anterior. Se ha calculado dicho balance para una producción de éter dimetílico conocida de 50.000 toneladas anuales de una pureza del 99,5% w/w, y una conversión por paso del reactor de un 80%. Para estas especificaciones, el balance macroscópico de materia del reactor queda resuelto tal como se indica a continuación:

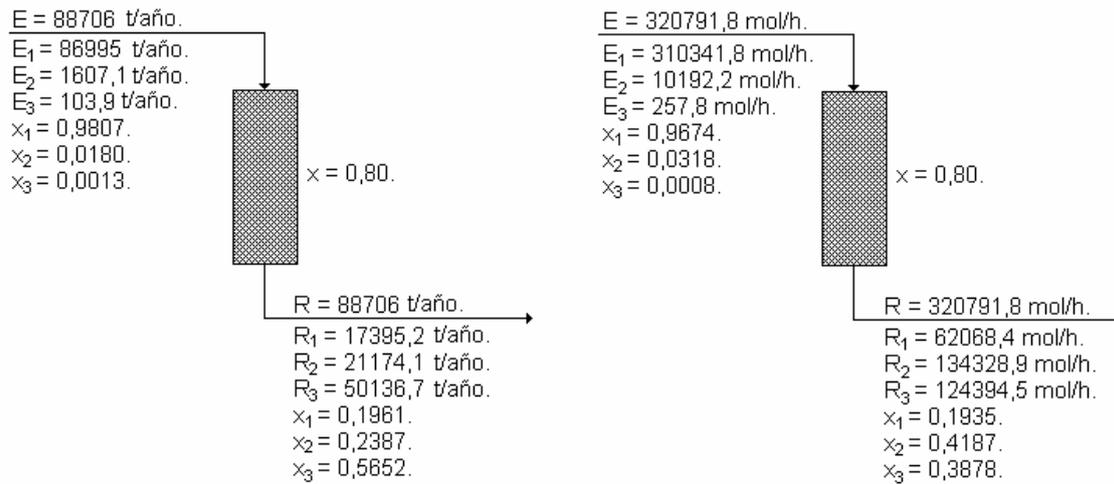


Figura 34. Balances de materia al reactor.

Los subíndices 1, 2 y 3 están nuevamente referidos a los tres componentes de las corrientes de entrada y salida del reactor, es decir, metanol, agua y éter dimetílico, respectivamente.

2.2. BALANCE MACROSCÓPICO DE ENERGÍA DEL REACTOR.

En el reactor tiene lugar la reacción exotérmica: $2 \text{ CH}_3\text{OH} \rightarrow (\text{CH}_3)_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$, cuya entalpía estándar de reacción es $(\Delta H_R^0) = -22,4 \text{ kJ/mol DME}$ [21]. Refiriendo la entalpía estándar de reacción a la cantidad de metanol consumido en lugar de referirlo a la cantidad de éter dimetílico formado, se tiene que $(\Delta H_R^0) = -10,7 \text{ kJ/mol metanol}$. A efectos de cálculo, se considerará que en dicho reactor tienen lugar dos balances, uno de un proceso reactivo (la reacción química que tiene lugar en esta etapa) y otro de un proceso no reactivo (en la corriente de alimentación al reactor hay agua y DME procedentes de la corriente de reciclado del proceso y que, obviamente, no participan en la reacción química que tiene lugar en el reactor). Se considerará el estándar de temperatura en 25°C ($298,15 \text{ K}$). También se considerarán despreciables las variaciones de energía cinética y potencial y, a priori, las pérdidas caloríficas.

$$\Delta H = [(\Delta H_R^0) \cdot x \cdot F_m] / v_m + H_{\text{total, salida}} + H_{\text{total, entrada}} = 0 \quad (1)$$

Para poder realizar el balance energético del reactor, será necesario conocer la expresión que relaciona las capacidades caloríficas a presión constante de los tres componentes con la temperatura. Dicha expresión viene dada por la ecuación:

$C_p(T) = 0,001 (a + bT + cT^2 + dT^3)$ kJ/mol·°C, donde la temperatura viene expresada en °C, y los valores de a, b, c y d están recogidos en la siguiente tabla:

	a	$b \cdot 10^2$	$c \cdot 10^5$	$d \cdot 10^8$
Metanol.	21,15	7,0920	2,5870	- 2,8520
Agua.	31,94	0,1436	2,4320	- 1,1760
Éter dimetílico.	17,02	17,9100	- 5,2340	- 0,1918

Tabla 4. Parámetros para la estimación de la capacidad calorífica.

Para cada caso, se estimará la capacidad calorífica de cada componente en cada intervalo de temperaturas como la media aritmética de las capacidades caloríficas en los dos extremos del intervalo. Se sabe que la temperatura de entrada al reactor debe ser de 250°C, y que la temperatura de salida no deberá sobrepasar los 400°C para evitar reacciones secundarias y una severa desactivación del catalizador. Calcularemos las capacidades caloríficas de los componentes de la corriente de entrada como una media entre la capacidad calorífica a la temperatura estándar de 25°C y la temperatura de entrada de la corriente de 250°C. Análogamente, las capacidades caloríficas de los componentes de la corriente de salida se estimarán como la media entre la capacidad calorífica a la temperatura estándar, y el valor de la misma a una temperatura de 400°C. Los valores de las capacidades caloríficas promedio se muestran en la tabla que sigue a continuación:

C_p (kJ/mol·°C) · 10 ²	Metanol	Agua	Éter dimetílico
25°C – 250°C	5,2575	3,5940	8,0895
25°C – 400°C	6,1465	3,7280	8,9495

Tabla 5. Valores de las capacidades caloríficas promedio para los diversos componentes.

En primer lugar, se planteará el balance energético del proceso reactivo, que viene descrito en la figura 35. En este caso, la corriente de entrada sólo estará constituida por el reactivo metanol, mientras que la corriente de salida estará constituida por los componentes agua y éter dimetílico, productos de la reacción, así como por el metanol que no ha reaccionado.

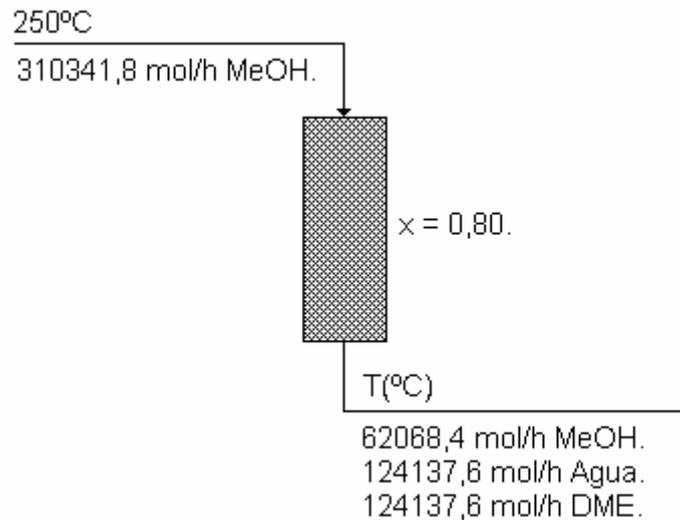


Figura 35. Balance macroscópico de energía del reactor. Proceso reactivo.

Corriente de entrada al reactor:

$$H_{i,e} = C_{pi,e} \cdot (T - 25)_e \quad (2)$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en $\text{kJ/mol}\cdot^{\circ}\text{C}$, y las temperaturas en $^{\circ}\text{C}$.

- Metanol: $H_{m,e} = 5,2535 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/mol}\cdot^{\circ}\text{C} \cdot (250 - 25)^{\circ}\text{C} = 11,8204 \text{ kJ/mol}$.

$$H_e = \{F_m \cdot H_m\}_e = 310341,8 \text{ mol/h} \cdot 11,8204 \text{ kJ/mol} = 3668356,45 \text{ kJ/h}$$

Corriente de salida del reactor:

$$H_{i,s} = C_{pi,s} \cdot (T - 25)_s \quad (3)$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en kJ/mol·°C, y las temperaturas en °C.

- Metanol: $H_{m,s} = 6,1465 \cdot 10^{-2} \cdot (T - 25)$ kJ/mol.
- Agua: $H_{a,s} = 3,728 \cdot 10^{-2} \cdot (T - 25)$ kJ/mol.
- DME: $H_{d,s} = 8,9495 \cdot 10^{-2} \cdot (T - 25)$ kJ/mol.

$$H_s = \{F_m \cdot H_m + F_a \cdot H_a + F_d \cdot H_d\}_s =$$

$$= 62068,4 \text{ mol/h} \cdot 0,061465 (T - 25) \text{ kJ/mol} + 124137,6 \text{ mol/h} \cdot 0,03728 (T - 25) \text{ kJ/mol} + 124137,6 \text{ mol/h} \cdot 0,089495 (T - 25) \text{ kJ/mol} = 3815,034 \cdot (T - 25) \text{ kJ/h} + 4627,849 (T - 25) \text{ kJ/h} + 11109,69 (T - 25) \text{ kJ/h} =$$

$$= 19552,60 \cdot (T - 25) \text{ kJ/h.}$$

Término de reacción:

$$R = [(\Delta H_R^0) \cdot x \cdot F_m] / v_m \quad (4)$$

$$R = (-23,40 \text{ kJ/mol} \cdot 0,80 \cdot 310341,8 \text{ mol/h}) / 2 = -2904820 \text{ kJ/h.}$$

Una vez calculados los términos energéticos correspondientes al balance del proceso reactivo, debemos calcular aquellos concernientes al balance del proceso no reactivo, que está representado en el esquema de la figura 36.

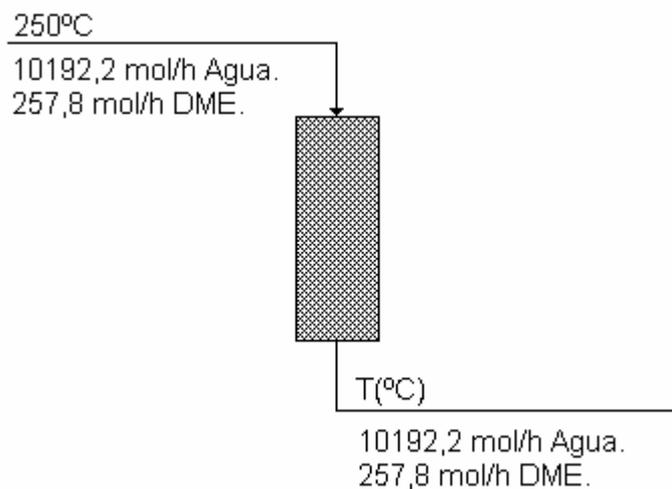


Figura 36. Balance macroscópico de energía del reactor. Proceso no reactivo.

Corriente de entrada al reactor:

$$H_{i,e} = C_{pi,e} \cdot (T - 25)_e \quad (5)$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en kJ/mol·°C, y las temperaturas en °C.

- Agua: $H_{a,e} = 3,5940 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/mol}\cdot^{\circ}\text{C} \cdot (250 - 25)^{\circ}\text{C} = 8,0865 \text{ kJ/mol}$.
- DME: $H_{d,e} = 8,0895 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/mol}\cdot^{\circ}\text{C} \cdot (250 - 25)^{\circ}\text{C} = 18,2014 \text{ kJ/mol}$.

$$H_e = \{F_a \cdot H_a + F_d \cdot H_d\}_e = 10192,2 \text{ mol/h} \cdot 8,0865 \text{ kJ/mol} + 257,8 \text{ kJ/mol} \cdot 18,2014 \text{ kJ/mol} = 87111,54 \text{ kJ/h}$$

Corriente de salida del reactor:

$$H_{i,s} = C_{pi,s} \cdot (T - 25)_s \quad (6)$$

Donde las capacidades caloríficas se expresan en kJ/mol·°C, y las temperaturas en °C.

- Agua: $H_{a,s} = C_{pa,s} (T - 25)_s = 3,5940 \cdot 10^{-2} \cdot (T - 25) \text{ kJ/mol}$.
- DME: $H_{d,s} = C_{pd,s} (T - 25)_s = 8,0895 \cdot 10^{-2} \cdot (T - 25) \text{ kJ/mol}$.

$$H_s = \{F_a \cdot H_a + F_d \cdot H_d\}_e = 10192,2 \text{ mol/h} \cdot 0,035940 \cdot (T - 25) \text{ kJ/mol} + 257,8 \text{ kJ/mol} \cdot 0,080895 \cdot (T - 25) \text{ kJ/mol} = 403,03 \cdot (T - 25) \text{ kJ/h}$$

Balance completo de energía del reactor:

Teniendo en cuenta que el proceso es adiabático es decir, $Q = 0$, el balance de energía del reactor se plantea de la siguiente forma:

$$H_e = R + H_s \quad (7)$$

$$(3668356,45 + 871111,54) \text{ kJ/h} = - 2904820 \text{ kJ/h} + [19552,60 \cdot (T - 25) + 403,03 \cdot (T - 25)] \text{ kJ/h}$$

$$3755470 \text{ kJ/h} = - 2904820 \text{ kJ/h} + 19955,9 \cdot (T - 25) \text{ kJ/h.}$$

Despejando de la expresión anterior, obtenemos que la temperatura de salida del reactor $T = 357,8 \text{ }^\circ\text{C}$.

CAPÍTULO 3. DISEÑO DEL REACTOR CATALÍTICO.

3.0. INTRODUCCIÓN.

El estudio del reactor catalítico comprenderá el estudio termodinámico y cinético de la reacción de deshidratación catalítica del metanol, los cálculos referentes al propio reactor, así como la determinación de la masa de catalizador necesaria para el funcionamiento del mismo.

De un buen o mal diseño dependerá que pueda alcanzarse un régimen de operación próximo al óptimo, sobre todo un régimen térmico óptimo. Un buen diseño permitirá alcanzar valores de conversión óptimos de metanol a éter dimetílico, asegurando las mejores condiciones de velocidad de reacción, de pérdidas de carga y menores cantidades de catalizador.

En el diseño del reactor también tendrán una gran importancia las características físico-químicas del catalizador, tales como su densidad real y aparente, el área superficial y su porosidad, entre otras.

Todos estos factores repercutirán en la obtención de mejores rendimientos globales del proceso.

Por último, cabe destacar que un buen diseño deberá asegurar una estructura sencilla, un manejo fácil y sobre todo, un buen rendimiento.

3.1. ECUACIÓN DE VELOCIDAD DE LA REACCIÓN.

La velocidad de reacción correspondiente a la reacción de deshidratación catalítica del metanol, sobre un catalizador zeolítico, viene expresada por la ecuación de *Bandiera y Naccache* (*"Kinetics of methanol dehydration in dealuminated H-modernite: model with acid and base active centres"*, *Bandiera & Naccache, 1991*):



$$(-r_{\text{metanol}})_v = k_0 \cdot P_{\text{metanol}} \cdot e^{-E_a/RT} \quad (8)$$

donde:

- k_0 , constante cinética de la reacción. $k_0 = 1,21 \cdot 10^9 \text{ mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$.
- E_a , energía de activación de la reacción. $E_a = 80,48 \text{ kJ/mol}$.
- P_{metanol} , presión parcial del metanol, expresada en kPa.
- R , constante universal de los gases. $R = 8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/mol} \cdot \text{K}$.
- T , temperatura de la reacción expresada en Kelvin.
- $(-r_{\text{metanol}})$, velocidad de la reacción, expresada en $\text{mol}/\text{m}^3 \cdot \text{h}$.

A efectos prácticos, no es interesante la expresión de la velocidad de reacción en función de la presión parcial del reactante metanol, sino que lo más usual y más práctico consiste en expresar la velocidad de la reacción en función de la presión total dentro del reactor y por tanto, de la conversión del metanol, ya que tanto la presión total como la conversión tendrá una variación axial a lo largo de la longitud del lecho catalítico del reactor. Por ello, será necesario examinar la relación existente entre la presión total, la presión parcial del metanol en la mezcla gaseosa, y la conversión. Se llamará P a la presión total, expresada en kPa, dentro del reactor; siendo x la conversión en el mismo.



Por cada $2 \cdot (1 - x)$ moles de CH_3OH que se consumen, se generarán x moles de DME y otros x moles de agua. Por lo tanto, la fracción molar de CH_3OH en función de la conversión, vendrá dada por:

$$y_{\text{metanol}} = n_{\text{metanol}}/n_{\text{total}} = 2 \cdot (1 - x)/\{[2 \cdot (1 - x)] + x + x\} = (1 - x)$$

$$\text{Puesto que: } P_{\text{metanol}} = y_{\text{metanol}} \cdot P;$$

$$P_{\text{metanol}} = (1 - x) \cdot P$$

De esta forma, se podrá expresar la ecuación de velocidad de reacción de Bandiera – Naccache en función de la presión total y la conversión. Cabe destacar que la presión total a lo largo del lecho va a ir disminuyendo debido al efecto de la caída de presión que se va a producir a través del lecho catalítico. La ecuación de la velocidad de reacción quedará de la siguiente forma:

$$(-r_{\text{metanol}})_v = k_0 \cdot P \cdot (1 - x) \cdot e^{-E_a/RT} \quad (9)$$

Sin embargo, lo más común es expresar la velocidad de reacción en función de la masa de catalizador empleado, en lugar de hacerlo en función del volumen de reacción. Por lo tanto, será conveniente transformar la anterior ecuación de modo que quede expresada en función la masa de catalizador, para posteriormente poder ser utilizada.

- $(-r_{\text{metanol}})_v \cdot V_R = (-r_{\text{metanol}})_m \cdot m_{\text{catalizador}}$; $(-r_{\text{metanol}})_m = (-r_{\text{metanol}})_v \cdot V_R / m_{\text{catalizador}}$.
- $m_{\text{catalizador}} = \rho_{\text{catalizador}} \cdot V_{\text{catalizador}} = \rho_{\text{catalizador}} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot V_{\text{lecho}}$; donde la densidad del catalizador y la porosidad del lecho son conocidas, y donde el volumen de lecho coincide con el volumen de reacción, de modo que se puede considerar que $V_{\text{lecho}} = V_R$.

Por lo tanto, la ecuación de la velocidad de reacción de Bandiera y Naccache, en función de la masa de catalizador queda expresada de la siguiente forma:

$$(-r_{\text{metanol}})_m = \{k_0 \cdot P \cdot (1 - x) \cdot e^{-E_a/RT}\} / (1 - \varepsilon) \cdot \rho_{\text{catalizador}} \quad (10)$$

3.2.- CURVA DE EQUILIBRIO.

La expresión de la constante de equilibrio para esta reacción viene dada por:

$$\ln K = -2,205 + \{2708/T\} \quad K = [\text{H}_2\text{O}] \cdot [\text{DME}] / [\text{CH}_3\text{OH}]^2 \quad (11)$$

Como se puede observar, conforme aumenta la temperatura disminuye el valor de la constante de equilibrio, y por lo tanto disminuye la conversión de equilibrio. Por lo tanto, la conversión de equilibrio se ve favorecida a temperaturas relativamente bajas.

3.3.- CURVA DE MÁXIMA VELOCIDAD DE REACCIÓN.

Como se puede observar de la expresión de la velocidad de reacción, para un determinado valor de conversión, la velocidad de reacción aumenta conforme aumenta

con la temperatura, por lo tanto, la máxima velocidad de reacción se alcanzará a temperaturas relativamente elevadas.

3.4.- OPERACIÓN ADIABÁTICA DEL REACTOR.

3.4.0.- Introducción.

Como se ha mencionado anteriormente, la temperatura óptima de trabajo supone un compromiso entre dos efectos contrapuestos: la conversión de equilibrio se ve favorecida a bajas temperaturas, mientras que la velocidad de la reacción es favorable a temperaturas mayores.

Por otra parte, para la reacción de deshidratación catalítica del metanol, será necesario la operación en un rango de temperaturas comprendido entre los 250°C y los 400°C, consiguiendo así que no existan reacciones laterales significativas, y evitando al mismo tiempo una severa desactivación del catalizador que tiene lugar por encima de los 400°C; además, en dicho intervalo de temperaturas, se podrá alcanzar el necesario compromiso entre los dos efectos mencionados anteriormente.

Aunque, a priori, para que fuera mayor el rendimiento interesaría eliminar el calor desprendido durante la deshidratación (operación isotérmica), las dificultades que presenta la eliminación del calor de la reacción de la masa catalítica hace que se haya optado en el presente Proyecto por la operación en un régimen aproximadamente adiabático.

3.4.1. Operación adiabática en reactores de lecho fijo [7].

Los reactores de gran diámetro o bien aislados se aproximan más a la operación adiabática que a la isotérmica. Por consiguiente, un modelo unidimensional adiabático puede ser una buena representación del comportamiento real. Con este modelo, como en el caso de la operación isotérmica, los gradientes radiales de concentraciones y temperatura suelen ser pequeños, pues su causa radica exclusivamente en la variación radial de la velocidad axial.

Si se incluye la dispersión axial del calor, la ecuación bidimensional de conservación de la energía es:

$$(k_e)_r \{1/r \cdot dT/dr + d^2T/dr^2\} - (u\rho)c_p \cdot dT/dz + (k_e)_L \cdot d^2T/dz^2 - r_p\rho_B(\Delta H) = 0 \quad (12)$$

Esta expresión es análoga a la ecuación (13) para la transferencia de masa e implica los mismos tipos de suposiciones. Se obtiene de la ecuación (14) incluyendo términos para la transferencia axial y radial de calor. Las cantidades $(k_e)_r$ y $(k_e)_L$ son conductividades térmicas efectivas en las direcciones radial y axial y son análogas a las difusividades $(D_e)_r$ y $(D_e)_L$.

$$(D_e)_r \{1/r \cdot dC/dr + d^2C/dr^2\} - u \cdot dC/dz + (D_e)_L \cdot d^2C/dz^2 - r_p\rho_B = 0 \quad (13)$$

{Energía en las corrientes de entrada al elemento de volumen} – {Energía en las corrientes que salen del elemento de volumen} + {Energía transferida de los alrededores al elemento de volumen} = {Acumulación de energía en el elemento de volumen} (14)

Para el modelo adiabático, el término de dispersión radial desaparece, por lo que la ecuación (12) se transforma en:

$$- (u\rho)c_p \cdot dT/dz + (k_e)_L \cdot d^2T/dz^2 - r_p\rho_B(\Delta H) = 0 \quad (15)$$

Y de forma análoga, la ecuación (13) queda simplificada de la forma:

$$- u \cdot dC/dz + (D_e)_L \cdot d^2C/dz^2 - r_p\rho_B = 0 \quad (16)$$

El término de dispersión axial en la ecuación de conservación de la energía puede ser más importante que la dispersión axial de la masa. Sin embargo, para las velocidades relativamente altas y las grandes profundidades de lechos que existen en los reactores comerciales, es normal que se desprece la dispersión axial tanto del calor como de la masa. Si esto no es así, la solución de las ecuaciones (15) y (16) se transforma en un problema de valores límite, cuyas condiciones se aplican a la entrada y a la salida del lecho catalítico. Como participan tanto la ecuación de la conservación de la masa como la ecuación de la conservación de la energía, se hacen necesarias

resoluciones numéricas complejas. Estas soluciones requieren mucho tiempo aún con computadores de alta velocidad.

Si se considera despreciable la dispersión axial del calor y la masa, la ecuación (15) se reduce a:

$$u\rho c_p \cdot dT/dz = r_p \rho_B (-\Delta H) \quad (17)$$

y la expresión de la conservación de la masa es la ecuación (18).

$$r_p dW = F dx \quad (18)$$

Si combinamos las ecuaciones (17) y (18) para integrar la ecuación de la energía y sustituyendo r_p de la forma diferencial, obtenemos:

$$\begin{aligned} u\rho c_p \cdot dT/dz &= \rho_B (-\Delta H) F \cdot dx/dW \\ dT &= \{ \rho_B (-\Delta H) F / u\rho c_p \} \cdot (dz/dW) \cdot dx \end{aligned}$$

Puesto que $dW = (\rho_p A_c dz)$ y $u\rho A_c = F_t$,

$$dT = (-\Delta H) \{ F / F_t c_p \} dx \quad (19)$$

Las velocidades de flujo F y F_t son velocidades de alimentación de masa del reactante y de la mezcla total. Para ΔH constante, la integración nos da:

$$T - T_f = (-\Delta H) \{ F / F_t c_p \} \{ x - x_f \} \quad (20)$$

Donde x_f y T_f son la conversión y la temperatura de la alimentación. Con la temperatura dada por la ecuación (20), se puede evaluar la velocidad total a cualquier conversión. Entonces, sólo es necesario integrar la ecuación (18) y así determinar la conversión para cualquier profundidad de lecho catalítico o masa W .

3.5.- RESOLUCIÓN DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA.

A continuación, en vista de lo anteriormente expuesto, se van a plantear las ecuaciones de materia y energía para el reactor adiabático que se va a diseñar, de

modo que así se pueda conocer la variación de la temperatura, presión, altura de lecho, flujos molares, etc., en el reactor en función de la conversión fraccional en el interior del mismo. Sin embargo, la casuística en el caso del reactor que se va a dimensionar, no es tan sencilla como la expuesta en el apartado anterior, ya que, como se ha mostrado en el análisis de la ecuación de velocidad de reacción, ésta depende de la presión en el interior del reactor (ya que la mezcla reactante es gaseosa) y, puesto que a través del lecho catalítico se produce una caída de presión, la velocidad de reacción se va a ver modificada a lo largo del lecho de catalizador, por lo que tendremos que considerar también una ecuación que nos relacione la caída de presión (y por consiguiente la presión) con la longitud del lecho poroso. Por otra parte, en las ecuaciones mencionadas en el apartado anterior se consideraba la entalpía de la reacción constante con la temperatura; sin embargo, en esta reacción hay una apreciable variación de la misma con la temperatura, por lo cual también deberá ser considerada en el balance de energía para llevar a cabo el cálculo con mayor exactitud.

La expresión que nos relaciona la entalpía de la reacción (expresada en kJ/mol) con la temperatura (expresada en K) de la misma es la siguiente:

$$(-\Delta H_r) = -11,7 + (2a_1 - a_2 - a_3) \{298 - T/1000\} + (2b_1 - b_2 - b_3) \{298^2 - T^2/2000\} + (2c_1 - c_2 - c_3) \{298^3 - T^3/3000\} + (2d_1 - d_2 - d_3) \{298^4 - T^4/4000\} \quad (21)$$

Donde los coeficientes anteriores vienen dados por la siguiente tabla:

	a	b	c	d	C _p (J/mol.K)
Metanol (1)	2,115E+01	7,092E-02	2,587E-05	-2,852E-08	6,124E+01
Agua (2)	3,194E+01	1,436E-03	2,432E-05	-1,176E-08	3,766E+01
DME (3)	1,702E+01	1,791E-01	-5,234E-05	-1,918E-09	9,610E+01

La expresión que nos relaciona la caída de presión con la longitud del lecho poroso es la ecuación de Ergún:

$$dP/dz = \{G/\rho_0 g_c D_p\} \cdot \{1 - \varepsilon/\varepsilon^3\} \cdot \{[150(1-\varepsilon)\mu/D_p] + 1,75G\} \quad (22)$$

Donde:

G: velocidad másica superficial.

ρ_0 : densidad de la mezcla gaseosa a la entrada del lecho.

D_p : diámetro de las partículas del lecho (catalizador).

ε : porosidad del lecho catalítico.

μ : viscosidad de la mezcla gaseosa a través del lecho.

Como se recordará, la ecuación del balance de materia era $r_p dW = F dx$, y puesto que $dW = \rho_B A_c dz$, obtenemos que $\rho_B r_p A_c dz = F dx$. Despejando en esta ecuación se obtiene:

$$dz/dx = F/\rho_B r_p A_c$$

$$\text{como } (-r_{\text{metanol}}) = \{k_0 \cdot P \cdot (1 - x) \cdot e^{-E_a/RT}\}/(1 - \varepsilon) \cdot \rho_B,$$

$$dz/dx = F \cdot e^{-E_a/RT} / \rho_B k_0 A_c P (1 - x) \quad (23)$$

que será la ecuación del balance de materia para el reactor una vez sustituida la expresión de la velocidad de reacción, y donde:

ρ_B : densidad del catalizador.

E_a : energía de activación de la reacción.

R : constante universal de los gases.

A_c : área de la sección transversal del lecho catalítico.

F : flujo másico de reactante.

P : presión en el interior del reactor.

x : conversión fraccional.

k_0 : constante cinética de la reacción.

Por último, la ecuación del balance de energía quedará expresada de la siguiente forma:

$$dT/dx = (-\Delta H_R)F/F_t c_p \quad (24)$$

Donde:

F_t : flujo másico total de la corriente de alimentación.

c_p : capacidad calorífica de la alimentación.

Las ecuaciones (21), (22), (23) y (24) están interrelacionadas, de modo que puede llevarse a cabo una resolución simultánea de éstas, mediante la aplicación de métodos de cálculo numérico iterativos, mediante el uso de una hoja de cálculo,

utilizando el método de Runge-Kutta para resolver las ecuaciones diferenciales planteadas. La resolución se llevará a cabo de la siguiente forma:

- Considerando en la primera iteración, $T_0 = 523$ K (temperatura de entrada en el reactor) se estima el valor de $(-\Delta H_R)_0$ a partir de la ecuación (21).
- Con la temperatura de la iteración anterior T_0 y $(-\Delta H_R)_0$, aplicando el método de Runge-Kutta a la ecuación (24) considerando intervalos de conversión de $x = 0,01$; se estimará la temperatura T_1 . La conversión $x_0 = 0,00$.
- La longitud de lecho z_1 , se calculará tomando $z_0 = 0$ m, la temperatura $T_0 = 523$ K, y la presión $P_0 = 1600$ kPa que hay a la entrada del lecho, aplicando nuevamente el método de Runge-Kutta a la ecuación (23) con intervalos de conversión de $x = 0,01$.
- Por último, la caída de presión en la primera iteración y por tanto P_1 , se estimará aplicando el método de Runge-Kutta a la ecuación (22), considerando un intervalo de $\Delta z = z_1 - z_0$.

Los valores de las constantes que aparecen en las ecuaciones anteriores son los siguientes:

$$F = 9931 \text{ kg de metanol/h.}$$

$$F_t = 10126 \text{ kg/h.}$$

$$c_p = 6,05 \cdot 10^{-2} \text{ kJ/molK.}$$

$$\rho_B = 2530 \text{ kg/m}^3.$$

$$r \text{ (radio del lecho catalítico)} = 0,375 \text{ m.}$$

$$A_c = 0,4118 \text{ m}^2.$$

$$k_0 = 1,21 \cdot 10^9 \text{ mol/hm}^3\text{kPa.}$$

$$E_a = 80,48 \text{ kJ/mol.}$$

$$R = 8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/molK.}$$

$$G = 6,379 \text{ kg/m}^2\text{s.}$$

$$\phi = 0,58.$$

$$D_p = 6 \cdot 10^{-3} \text{ m.}$$

$$\rho_0 = 11,017 \text{ kg/m}^3.$$

$$\mu \text{ (tomada como promedio entre entrada y salida del reactor)} = 1,894 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms.}$$

$$T_0 = 523 \text{ K.}$$

$$P_0 = 1600 \text{ kPa.}$$

Aplicando el método anteriormente expuesto, conocidos los valores de todos los parámetros y constantes y las ecuaciones que deben ser resueltas, obtenemos:

x	T (K)	ΔH_r (kJ/mol)	P (kPa)	z (m)
0,00	523,00	-9,002	1600,00	0,000
0,01	524,44	-8,985	1599,61	0,167
0,02	525,88	-8,969	1599,23	0,328
0,03	527,31	-8,953	1598,86	0,482
0,04	528,74	-8,937	1598,51	0,631
0,05	530,17	-8,921	1598,17	0,773
0,06	531,60	-8,905	1597,85	0,911
0,07	533,02	-8,889	1597,54	1,043
0,08	534,44	-8,873	1597,24	1,170
0,09	535,86	-8,857	1596,95	1,292
0,10	537,27	-8,842	1596,67	1,411
0,11	538,69	-8,826	1596,40	1,525
0,12	540,10	-8,810	1596,14	1,635
0,13	541,51	-8,794	1595,89	1,741
0,14	542,91	-8,779	1595,65	1,843
0,15	544,32	-8,763	1595,42	1,942
0,16	545,72	-8,748	1595,19	2,038
0,17	547,12	-8,732	1594,97	2,130
0,18	548,51	-8,717	1594,76	2,220
0,19	549,91	-8,701	1594,56	2,306
0,20	551,30	-8,686	1594,36	2,390
0,21	552,68	-8,671	1594,17	2,472
0,22	554,07	-8,656	1593,98	2,550
0,23	555,45	-8,640	1593,80	2,627
0,24	556,84	-8,625	1593,63	2,701
0,25	558,21	-8,610	1593,46	2,773
0,26	559,59	-8,595	1593,29	2,842
0,27	560,97	-8,580	1593,13	2,910
0,28	562,34	-8,565	1592,98	2,976
0,29	563,71	-8,550	1592,82	3,040
0,30	565,07	-8,535	1592,68	3,102
0,31	566,44	-8,520	1592,53	3,163
0,32	567,80	-8,506	1592,39	3,222
0,33	569,16	-8,491	1592,26	3,280
0,34	570,52	-8,476	1592,13	3,336
0,35	571,87	-8,461	1592,00	3,390
0,36	573,22	-8,447	1591,87	3,444
0,37	574,57	-8,432	1591,75	3,496
0,38	575,92	-8,418	1591,63	3,546
0,39	577,27	-8,403	1591,51	3,596
0,40	578,61	-8,389	1591,40	3,645
0,41	579,95	-8,374	1591,29	3,692
0,42	581,29	-8,360	1591,18	3,739
0,43	582,63	-8,346	1591,07	3,784
0,44	583,96	-8,331	1590,96	3,829

0,45	585,29	-8,317	1590,86	3,872
0,46	586,62	-8,303	1590,76	3,915
0,47	587,95	-8,289	1590,66	3,957
0,48	589,28	-8,275	1590,56	3,998
0,49	590,60	-8,261	1590,47	4,039
0,50	591,92	-8,247	1590,37	4,079
0,51	593,24	-8,233	1590,28	4,118
0,52	594,55	-8,219	1590,19	4,157
0,53	595,87	-8,205	1590,10	4,195
0,54	597,18	-8,191	1590,01	4,232
0,55	598,49	-8,177	1589,92	4,269
0,56	599,80	-8,163	1589,84	4,305
0,57	601,10	-8,150	1589,75	4,341
0,58	602,40	-8,136	1589,67	4,377
0,59	603,70	-8,122	1589,59	4,412
0,60	605,00	-8,109	1589,50	4,447
0,61	606,30	-8,095	1589,42	4,482
0,62	607,59	-8,082	1589,34	4,516
0,63	608,89	-8,068	1589,26	4,550
0,64	610,17	-8,055	1589,18	4,583
0,65	611,46	-8,041	1589,10	4,617
0,66	612,75	-8,028	1589,02	4,650
0,67	614,03	-8,015	1588,94	4,684
0,68	615,31	-8,001	1588,87	4,717
0,69	616,59	-7,988	1588,79	4,750
0,70	617,87	-7,975	1588,71	4,783
0,71	619,14	-7,962	1588,63	4,816
0,72	620,42	-7,948	1588,55	4,849
0,73	621,69	-7,935	1588,47	4,883
0,74	622,96	-7,922	1588,40	4,916
0,75	624,22	-7,909	1588,32	4,950
0,76	625,49	-7,896	1588,24	4,984
0,77	626,75	-7,883	1588,15	5,018
0,78	628,01	-7,870	1588,07	5,053
0,79	629,27	-7,857	1587,99	5,089
0,80	630,52	-7,845	1587,90	5,124

Tabla 7. Variación de la temperatura, entalpía de reacción, presión total y altura de lecho con la conversión catalítica.

x	y (metanol)	y (agua)	y (DME)
0,00	0,967	0,032	0,001
0,01	0,958	0,037	0,006
0,02	0,948	0,041	0,010
0,03	0,938	0,046	0,015
0,04	0,929	0,051	0,020
0,05	0,919	0,056	0,025
0,06	0,909	0,061	0,030
0,07	0,900	0,066	0,035
0,08	0,890	0,070	0,040
0,09	0,880	0,075	0,044
0,10	0,871	0,080	0,049
0,11	0,861	0,085	0,054
0,12	0,851	0,090	0,059
0,13	0,842	0,095	0,064
0,14	0,832	0,099	0,069
0,15	0,822	0,104	0,073
0,16	0,813	0,109	0,078
0,17	0,803	0,114	0,083
0,18	0,793	0,119	0,088
0,19	0,784	0,124	0,093
0,20	0,774	0,129	0,098
0,21	0,764	0,133	0,102
0,22	0,755	0,138	0,107
0,23	0,745	0,143	0,112
0,24	0,735	0,148	0,117
0,25	0,726	0,153	0,122
0,26	0,716	0,158	0,127
0,27	0,706	0,162	0,131
0,28	0,697	0,167	0,136
0,29	0,687	0,172	0,141
0,30	0,677	0,177	0,146
0,31	0,668	0,182	0,151
0,32	0,658	0,187	0,156
0,33	0,648	0,191	0,160
0,34	0,639	0,196	0,165
0,35	0,629	0,201	0,170
0,36	0,619	0,206	0,175
0,37	0,609	0,211	0,180
0,38	0,600	0,216	0,185
0,39	0,590	0,220	0,189
0,40	0,580	0,225	0,194
0,41	0,571	0,230	0,199
0,42	0,561	0,235	0,204
0,43	0,551	0,240	0,209
0,44	0,542	0,245	0,214
0,45	0,532	0,249	0,218
0,46	0,522	0,254	0,223
0,47	0,513	0,259	0,228

0,48	0,503	0,264	0,233
0,49	0,493	0,269	0,238
0,50	0,484	0,274	0,243
0,51	0,474	0,278	0,247
0,52	0,464	0,283	0,252
0,53	0,455	0,288	0,257
0,54	0,445	0,293	0,262
0,55	0,435	0,298	0,267
0,56	0,426	0,303	0,272
0,57	0,416	0,307	0,277
0,58	0,406	0,312	0,281
0,59	0,397	0,317	0,286
0,60	0,387	0,322	0,291
0,61	0,377	0,327	0,296
0,62	0,368	0,332	0,301
0,63	0,358	0,337	0,306
0,64	0,348	0,341	0,310
0,65	0,339	0,346	0,315
0,66	0,329	0,351	0,320
0,67	0,319	0,356	0,325
0,68	0,310	0,361	0,330
0,69	0,300	0,366	0,335
0,70	0,290	0,370	0,339
0,71	0,281	0,375	0,344
0,72	0,271	0,380	0,349
0,73	0,261	0,385	0,354
0,74	0,252	0,390	0,359
0,75	0,242	0,395	0,364
0,76	0,232	0,399	0,368
0,77	0,223	0,404	0,373
0,78	0,213	0,409	0,378
0,79	0,203	0,414	0,383
0,80	0,193	0,419	0,388

Tabla 8. Variación de las composiciones molares de los tres componentes con la altura del lecho catalítico.

x	Fm (mol/h)	Fa (mol/h)	Fd (mol/h)
0,00	310341,80	10192,20	257,80
0,01	307238,38	11743,91	1809,51
0,02	304134,96	13295,62	3361,22
0,03	301031,55	14847,33	4912,93
0,04	297928,13	16399,04	6464,64
0,05	294824,71	17950,75	8016,35
0,06	291721,29	19502,45	9568,05
0,07	288617,87	21054,16	11119,76
0,08	285514,46	22605,87	12671,47
0,09	282411,04	24157,58	14223,18
0,10	279307,62	25709,29	15774,89
0,11	276204,20	27261,00	17326,60
0,12	273100,78	28812,71	18878,31
0,13	269997,37	30364,42	20430,02
0,14	266893,95	31916,13	21981,73
0,15	263790,53	33467,84	23533,44
0,16	260687,11	35019,54	25085,14
0,17	257583,69	36571,25	26636,85
0,18	254480,28	38122,96	28188,56
0,19	251376,86	39674,67	29740,27
0,20	248273,44	41226,38	31291,98
0,21	245170,02	42778,09	32843,69
0,22	242066,60	44329,80	34395,40
0,23	238963,19	45881,51	35947,11
0,24	235859,77	47433,22	37498,82
0,25	232756,35	48984,93	39050,53
0,26	229652,93	50536,63	40602,23
0,27	226549,51	52088,34	42153,94
0,28	223446,10	53640,05	43705,65
0,29	220342,68	55191,76	45257,36
0,30	217239,26	56743,47	46809,07
0,31	214135,84	58295,18	48360,78
0,32	211032,42	59846,89	49912,49
0,33	207929,01	61398,60	51464,20
0,34	204825,59	62950,31	53015,91
0,35	201722,17	64502,02	54567,62
0,36	198618,75	66053,72	56119,32
0,37	195515,33	67605,43	57671,03
0,38	192411,92	69157,14	59222,74
0,39	189308,50	70708,85	60774,45
0,40	186205,08	72260,56	62326,16
0,41	183101,66	73812,27	63877,87
0,42	179998,24	75363,98	65429,58
0,43	176894,83	76915,69	66981,29
0,44	173791,41	78467,40	68533,00
0,45	170687,99	80019,11	70084,71
0,46	167584,57	81570,81	71636,41
0,47	164481,15	83122,52	73188,12
0,48	161377,74	84674,23	74739,83

0,48	161377,74	84674,23	74739,83
0,49	158274,32	86225,94	76291,54
0,50	155170,90	87777,65	77843,25
0,51	152067,48	89329,36	79394,96
0,52	148964,06	90881,07	80946,67
0,53	145860,65	92432,78	82498,38
0,54	142757,23	93984,49	84050,09
0,55	139653,81	95536,20	85601,80
0,56	136550,39	97087,90	87153,50
0,57	133446,97	98639,61	88705,21
0,58	130343,56	100191,32	90256,92
0,59	127240,14	101743,03	91808,63
0,60	124136,72	103294,74	93360,34
0,61	121033,30	104846,45	94912,05
0,62	117929,88	106398,16	96463,76
0,63	114826,47	107949,87	98015,47
0,64	111723,05	109501,58	99567,18
0,65	108619,63	111053,29	101118,89
0,66	105516,21	112604,99	102670,59
0,67	102412,79	114156,70	104222,30
0,68	99309,38	115708,41	105774,01
0,69	96205,96	117260,12	107325,72
0,70	93102,54	118811,83	108877,43
0,71	89999,12	120363,54	110429,14
0,72	86895,70	121915,25	111980,85
0,73	83792,29	123466,96	113532,56
0,74	80688,87	125018,67	115084,27
0,75	77585,45	126570,38	116635,98
0,76	74482,03	128122,08	118187,68
0,77	71378,61	129673,79	119739,39
0,78	68275,20	131225,50	121291,10
0,79	65171,78	132777,21	122842,81
0,80	62068,36	134328,92	124394,52

Tabla 9. Variación de los caudales molares de los tres componentes con la conversión catalítica.

De este modo obtenemos las dimensiones del lecho catalítico que será necesario para nuestras condiciones de operación:

- Longitud (lecho) = 5,124 m.
- Diámetro = 0,75 m.
- Caída de presión a través del lecho = 0,3 bar.

En las suposiciones que se han tenido en cuenta para la simplificación de las ecuaciones generales de los balances de materia y energía en un reactor de lecho fijo que opera adiabáticamente, consideraba despreciable las dispersiones axial y radial. Para que esta suposición sea correcta, deben cumplirse las siguientes condiciones:

- La dispersión axial se puede despreciar cuando L/d_p sea mayor o igual a 100 [22].
- La dispersión radial se puede despreciar cuando se cumpla que D/d_p sea mayor o igual a 30 [21].

Donde:

L = altura total del lecho del reactor.

D = diámetro del lecho del reactor.

d_p = diámetro de las partículas catalíticas.

De las dos condiciones anteriores, se puede llegar a la tercera conclusión de que, para poder despreciar las dispersiones axial y radial, L/D debe ser mayor o igual a 3,3. Estas condiciones requeridas se cumplen sobradamente en el reactor ($L/D = 6,8$) por lo que ha sido correcta la suposición inicial.

3.6.- DETERMINACIÓN DE LA MASA TOTAL DE CATALIZADOR.

Para estimar la masa total de catalizador necesaria, se va a considerar el lecho del reactor como un cilindro de base A_c y altura L , que se encuentra relleno por el catalizador poroso, de modo que todo el cilindro no va a estar ocupado por el volumen del catalizador, sino que también estará ocupado por un volumen de huecos. El volumen del cilindro considerado será:

$$V_t = L \cdot A_c = 5,124 \text{ m} \cdot 0,4418 \text{ m}^2 = 2,264 \text{ m}^3.$$

La porosidad del lecho nos relaciona la fracción de volumen de huecos respecto al volumen total del lecho V_h/V_t . La estimación del volumen ocupado por el catalizador se lleva a cabo a partir del volumen total del lecho y de la definición de porosidad:

$$\phi = V_h/V_t$$

$$V_h = \phi \cdot V_t$$

$$V_{\text{catalizador}} = V_t - V_h = V_t \cdot (1 - \phi)$$

$$M_{\text{catalizador}} = V_{\text{catalizador}} \cdot \rho_{\text{catalizador}} = V_t \rho_B \cdot (1 - \phi) \quad (25)$$

$$M_{\text{catalizador}} = 2,264 \text{ m}^3 \cdot 2530 \text{ kg/m}^3 \cdot (1 - 0,58) = \underline{2406 \text{ kg de catalizador.}}$$

3.7.- DETERMINACIÓN DE LOS ESPEORES.

3.7.1. Espesor de la virola cilíndrica.

En este apartado se van a calcular tanto el espesor de la pared del reactor (virola y fondos necesarios) como el espesor que debe tener la parrilla necesaria para soportar el peso del catalizador.

El cálculo de los espesores se va a realizar según A.S.M.E. (American Society of Mechanical Engineering) Boiler and Pressure Vessel Code, según se especifica en la Sección VIII, División I.

El material que se va a emplear para la fabricación, tanto de la virola cilíndrica como de los fondos va a ser un acero inoxidable AISI-316. En primer lugar, para llevar a cabo el cálculo del espesor de la pared de la virola, es necesario definir la presión de diseño y la temperatura de diseño; y fijar un valor para el sobreespesor de corrosión admisible y una eficiencia de soldadura. Con estos valores y, conocidas las

dimensiones del reactor así como las características del acero empleado, se podrá determinar el espesor requerido.

La presión de diseño se estima como el valor máximo de entre los criterios que se mencionan a continuación, teniendo en cuenta que la presión máxima de operación en el reactor es, precisamente, la presión a la entrada del mismo, es decir, 16 bar (16,32 kg/cm²).

- 110% de la presión máxima de operación (kg/cm²).
- Presión máxima de operación + 2 kg/cm².
- 3,50 kg/cm².

Sustituyendo:

- $P_D = 1,1 \cdot P_{m\acute{a}x} = 1,1 \cdot 16,32 \text{ kg/cm}^2 = 17,95 \text{ kg/cm}^2$.
- $P_D = P_{m\acute{a}x} + 2 \text{ kg/cm}^2 = 16,32 \text{ kg/cm}^2 + 2 \text{ kg/cm}^2 = 18,32 \text{ kg/cm}^2$.
- $P_D = 3,50 \text{ kg/cm}^2$.

Se obtiene que la presión de diseño es $P_D = 18,32 \text{ kg/cm}^2$.

La temperatura de diseño se estima como:

$$T_D = T_{m\acute{a}x} + 20^\circ\text{C}.$$

La temperatura máxima de operación es la que se produce a la salida del reactor, es decir, 358°C. Por lo tanto, la temperatura de diseño será $T_D = 378^\circ\text{C}$.

Para las condiciones de operación, teniendo en cuenta que el efecto de la corrosión bajo dichas condiciones no es elevado y, teniendo en cuenta el material considerado, se va a tomar un valor de corrosión admisible de 0,8 mm.

Para las soldaduras que se van a emplear en la virola y en los fondos, se va a considerar una eficiencia de soldadura de 0,85. Serán soldaduras a tope, con un grado de examen radiográfico parcial.

Las dimensiones del reactor que se va a diseñar serán de 0,75 m de diámetro interno y 5,30 m de longitud.

Una vez establecidos los datos necesarios, se lleva a cabo el cálculo del espesor de la virola tomando el valor máximo de los siguientes:

- Criterio de especificación:
 - o $t \text{ (mm)} = 2,5 + C = 2,5 \text{ mm} + 0,8 \text{ mm} = 3,3 \text{ mm}.$
 - o $t \text{ (mm)} = 0,001 \cdot D_0 + 2,54 + C = 0,001 \cdot 750 \text{ mm} + 2,54 \text{ mm} + 0,8 \text{ mm} = 4,09.$
 - o $t \text{ (mm)} = 3 \text{ mm}$ (aceros inoxidables).

- Criterio de esfuerzos circunferenciales:

$$t \text{ (mm)} = \{P_D R_i / (SE - 0,6P_D)\} + C \quad (26)$$

- Criterio de esfuerzos longitudinales :

$$t \text{ (mm)} = \{P_D R_i / (SE + 0,4P_D)\} + C \quad (27)$$

Donde :

C = corrosión admisible: 0,8 mm.

D_0 = diámetro interno del reactor: 750 mm.

P_D = presión de diseño: 18,32 kg/cm².

E = eficiencia de la soldadura: 0,85.

R_i = radio interno del reactor + C: 375,8 mm.

S = esfuerzo máximo admisible para el acero AISI-316 a la temperatura de diseño: 1121,66 kg/cm².

Sustituyendo:

- Esfuerzos circunferenciales:

$$t \text{ (mm)} = \{18,32 \text{ kg/cm}^2 \cdot 375,8 \text{ mm} / (0,85 \cdot 1121,66 \text{ kg/cm}^2 - 0,6 \cdot 18,32 \text{ kg/cm}^2)\} + 0,8 \text{ mm} = 8,1 \text{ mm}.$$

- Esfuerzos longitudinales :

$$t \text{ (mm)} = \{18,32 \text{ kg/cm}^2 \cdot 375,8 \text{ mm} / (0,85 \cdot 1121,66 \text{ kg/cm}^2 + 0,4 \cdot 18,32 \text{ kg/cm}^2)\} + 0,8 \text{ mm} = 4,4 \text{ mm}.$$

El valor máximo obtenido y, por lo tanto, el que se va a tomar es $t = 8,1 \text{ mm}$, que se obtiene para el espesor calculado por esfuerzos circunferenciales.

Según la Norma Básica de Edificación “NBE-MV 102-1975: aceros laminados para estructuras de edificación”, recogida en el anexo I, el espesor finalmente adoptado será de:

$$\underline{t = 9 \text{ mm.}}$$

3.7.2. Espesor de los fondos.

En el presente proyecto se ha adoptado la solución recomendada por las normas A.S.M.E. para recipientes sometidos a presión interna moderada, de modo que se van a adoptar dos fondos toriesféricos de tipo Korbbogen.

En los fondos, por lo general, los esfuerzos circunferenciales son de mayor magnitud que los longitudinales, de modo que estos son despreciables. Por lo tanto, además de considerar el criterio de las especificaciones anteriormente mencionadas, sólo se tendrá en cuenta el criterio de los esfuerzos circunferenciales. Nuevamente, se tomará el máximo valor de todos los criterios, sin que el espesor del fondo sobrepase al de la virola. El criterio de cálculo del espesor según esfuerzos circunferenciales para fondos toriesféricos Korbbogen viene dado por la siguiente expresión:

$$t \text{ (mm)} = \{P_D L_i M / (2SE - 0,2P_D)\} + C \quad (28)$$

Donde :

$$L_i = 0,8D_0, L_i = 600 \text{ mm.}$$

$$r = 0,154D_0, r = 115,5 \text{ mm.}$$

$$M = 0,125 \{3 + (L_i/r)^{1/2}\}, M = 1,32.$$

Sustituyendo en la fórmula:

$$t \text{ (mm)} = \{18,32 \text{ kg/cm}^2 \cdot 600 \text{ mm} \cdot 1,32 / (2 \cdot 0,85 \cdot 1121,66 \text{ kg/cm}^2 - 0,2 \cdot 1121,66 \text{ kg/cm}^2)\} + 0,8 \text{ mm} = 8,42 \text{ mm.}$$

Tomando el máximo valor de entre todos los obtenidos obtenemos un valor de $t = 8,42 \text{ mm}$ (que puede verificarse realizando la comprobación del mismo), obtenido

para el cálculo del espesor según los esfuerzos circunferenciales. Para este cálculo se han vuelto a adoptar los mismos valores de eficiencia de soldadura y corrosión admisible que en el cálculo del espesor de la virola cilíndrica. Los fondos también serán fabricados, al igual que la carcasa, en acero inoxidable AISI-316.

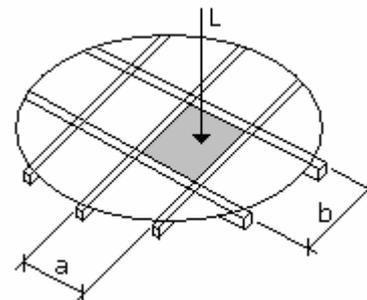
Según la Norma Básica de Edificación “NBE-MV 102-1975: aceros laminados para estructuras de edificación”, recogida en el anexo I, el espesor finalmente adoptado será de:

$$t = 9 \text{ mm.}$$

3.7.3. Espesor de la parrilla que soporta el catalizador.

La parrilla que a continuación se va a dimensionar debe ser capaz de soportar el peso del catalizador. Por ello, y dado que las masas de catalizador son considerables, es necesario el cálculo del espesor que debe tener la parrilla para evitar que pueda sufrir una flexión o torsión. Nuevamente el material seleccionado será el acero inoxidable AISI-316.

El cálculo consiste en considerar una zona rectangular de dimensiones a x b, sometida a una carga uniformemente repartida de valor L.



a/b	1	1,2	1,4	1,6	1,8	2	3	4	5	infinito
B ₁	0,99	0,38	0,46	0,52	0,81	0,71	0,74	0,74	0,75	0,75
B ₂	0,59	0,35	0,21	0,11	0,04					

Tabla 10. Valores de B₁ y B₂ para la determinación del espesor de parrilla [23].

El espesor viene dado por la siguiente expresión:

$$t = \{ [B_1 \cdot L \cdot b^2 / \sigma] + [3 \cdot P / 2 \cdot \pi \cdot m \cdot \sigma] + [(m+1) \cdot \log(a \cdot b / \pi \cdot D) + 1 - m \cdot B_2] \}^{1/2} \quad (29)$$

Donde:

B_1, B_2 = coeficientes estimados según la tabla 10.

L = carga uniformemente repartida.

P = carga concentrada.

m = inverso al módulo de Poisson ($\nu = 0,3$).

σ = máxima tensión admisible en la chapa del plato.

La parrilla deberá soportar un peso de masa de catalizador de 2406 kg, sin embargo, para tener un margen de seguridad, se adoptará que la masa de catalizador que debe soportar es de 2500 kg.

El área rectangular considerada será la misma para todas las parrillas, siendo sus dimensiones de 0,25 m x 0,25 m.

Sustituyendo:

$$\sigma = 1121,66 \text{ kg/cm}^2.$$

$$L = 0,566 \text{ kg/cm}^2.$$

$$P = 2500 \text{ kg.}$$

$$a/b = 1.$$

$$B_1 = 0,99.$$

$$B_2 = 0,59.$$

$$m = 3,33.$$

Resultando:

$$t = 7,7 \text{ mm.}$$

Según la Norma Básica de Edificación “*NBE-MV 102-1975: aceros laminados para estructuras de edificación*”, recogida en el anexo I, el espesor finalmente adoptado será de:

$$\underline{t = 8 \text{ mm.}}$$

3.7.4. Pestaña o faldilla.

En todo fondo se produce una transición desde una figura bombeada a otra cilíndrica. Ésta zona está sometida a grandes tensiones axiales, lo que se traduce en fuertes tensiones locales. Éste es el punto más débil por tanto de todo el recipiente, por ello no es aconsejable realizar la soldadura de unión fondo-carcasa a lo largo de ésta línea, llamada “línea de tangencia”.

Por ello, en fondos bombeados y en algunos fondos de tipo cónico, se construyen con un tramo cilíndrico, llamado pestaña o faldilla, cuya altura mínima varía según la norma o código, pero en general no menor que el mayor de los siguientes criterios:

- h debe ser mayor o igual a $0,3 \cdot (D_e t_f)^{1/2}$, donde D_e es el diámetro exterior de la carcasa en mm, y t_f es el espesor de la pared del fondo en mm.
- h debe ser mayor o igual a $3 \cdot t_f$.
- h debe ser mayor o igual a 25 mm.

Si llevamos a cabo los cálculos anteriores obtenemos que:

- h debe ser mayor o igual a 24,9 mm ($D_e = 768$ mm; $t_f = 9$ mm).
- h debe ser mayor o igual a 27 mm.
- h debe ser mayor o igual a 25 mm.

Por lo tanto, según los resultados obtenidos, la faldilla de los fondos toriesféricos debería ser de al menos 27 mm. Por motivos de seguridad se tomará un valor final de la faldilla de 30 mm.

3.7.5. Cálculo de pesos y tensiones debidas a éstos en la elevación.

Será necesario llevar a cabo la estimación del peso total del reactor en condiciones de operación normal, ya que esto condicionará la selección y el diseño de los anclajes necesarios para mantener el equipo en su posición vertical.

Este peso, será el resultado de sumar el peso de la virola cilíndrica y los dos fondos toriesféricos, el peso de la masa de catalizador contenida en el reactor, y el peso de fluido almacenado en la virola y los fondos:

$$W_{\text{Total}} = W_{\text{virola}} + 2 \cdot W_{\text{fondo}} + W_{\text{catalizador}} + W_{\text{parrilla}} + W_{\text{fluido}} \quad (30)$$

Los pesos anteriormente mencionados se estimarán de la siguiente forma:

Peso de la virola cilíndrica:

$$W_{\text{virola}} = V_{\text{virola}} \cdot \rho_{\text{acero}} = \pi \cdot (1/4) \cdot (D_{\text{ext}}^2 - D_{\text{int}}^2) \cdot L \cdot \rho_{\text{acero}} \quad (31)$$

$$W_{\text{virola}} = \pi \cdot (1/4) \cdot (0,768^2 - 0,750^2) \text{ m}^2 \cdot 5,30 \text{ m} \cdot 7850 \text{ kg/m}^3 = 892,9 \text{ kg.}$$

Peso de un fondo toriesférico Korbboogen:

A partir de la tabla STD-RP008 contenida en el Capítulo VIII, sección I del Código A.S.M.E. (véase anexo gráfico), se puede estimar el valor del peso del fondo en kg/mm de espesor, de modo que se podrá estimar el peso del fondo como:

$$W_{\text{fondo}} = P(\text{kg/mm}) \cdot t_f \quad (32)$$

$$W_{\text{fondo}} = 5,50 \text{ kg/mm} \cdot 9 \text{ mm} = 49,5 \text{ kg;}$$

Donde el valor de 5,50 kg/mm está obtenido para un diámetro interno del fondo de 750 mm.

Puesto que son dos fondos, el peso total de los mismos será de 99 kg.

Peso de catalizador.

La masa del catalizador ya ha sido estimada anteriormente, y su valor es de 2406 kg.

Peso de fluido en el interior del reactor.

Parte del interior del reactor se encuentra ocupado por el lecho catalítico poroso, por lo que, el volumen en el interior del reactor y que, por lo tanto, sería el volumen ocupado por el fluido, no es la totalidad del volumen que a priori podría

estimarse. El volumen ocupado por fluido en el interior del reactor sería el resultado del volumen en el interior de los dos fondos toriesféricos y el volumen libre (sin catalizador) en el interior de la carcasa.

El volumen interior de un fondo toriesférico Korbbogen de diámetro interno de 750 mm, se estima nuevamente mediante la tabla STD-RP008 y se obtiene un volumen de 0,0545 m³. Puesto que son dos fondos, el volumen total será 0,109 m³.

El volumen en el interior de la carcasa será la suma del volumen en la sección no ocupada por el lecho catalítico más el volumen libre en el interior del lecho poroso:

$$V_{\text{virola}} = V_{\text{sin lecho}} + V_{\text{lecho}} = \left\{ \pi \cdot D_{\text{int}}^2 \cdot L_{\text{sin lecho}} / 4 \right\} + \left\{ \pi \cdot D_{\text{int}}^2 \cdot L_{\text{lecho}} \cdot \phi / 4 \right\} \quad (33)$$

$$V_{\text{virola}} = \left\{ \pi \cdot (0,750)^2 \text{ m}^2 \cdot 0,20 \text{ m} / 4 \right\} + \left\{ \pi \cdot (0,750)^2 \text{ m}^2 \cdot 5,1 \text{ m} \cdot 0,58 / 4 \right\} = 1,40 \text{ m}^3.$$

Por lo tanto, el volumen ocupado por el fluido en el interior del reactor será 1,509 m³. El peso del fluido contenido se calculará como el producto del volumen ocupado por el mismo y la densidad media del fluido (ya que esta es una mezcla gaseosa). La densidad media de la mezcla a través del reactor se ha estimado en 11,017 kg/m³, por lo tanto, el peso del fluido contenido en el reactor será de 16,8 kg.

Peso de la parrilla soporta catalizador.

Se calculará como el peso de un pequeño cilindro de acero, de 8 mm de espesor y 0,750 mm de diámetro. La densidad del acero en que está construida es de 7850 kg/m³.

$$W_{\text{parrilla}} = \left\{ \pi \cdot (0,75 \text{ m})^2 \cdot 0,008 \text{ m} / 4 \right\} \cdot 7850 \text{ kg/m}^3 = 27,7 \text{ kg}.$$

Peso total del reactor.

El peso total del reactor, calculado como la suma de los pesos anteriormente estimados será:

$$W_{\text{total}} = 892,9 \text{ kg} + 99 \text{ kg} + 2406 \text{ kg} + 16,8 \text{ kg} + 27,7 \text{ kg} = 3442,4 \text{ kg}.$$

Para el diseño de los anclajes del reactor se tomará, por motivos de seguridad y por el peso de tuberías, aislamiento, anclajes y conexiones al reactor, un peso de un 10% añadido, por lo que el peso considerado será de 3800 kg.

La tensión debida al peso será la siguiente:

$$\sigma = 4 \cdot W_{\text{total}} / \{\pi \cdot [D_0^2 - (D + 2C)^2]\} \quad (34)$$

Sustituyendo:

$$\sigma_w = 4 \cdot 3800 \text{ kg} / \{\pi \cdot [(76,8 \text{ cm})^2 - (75,16 \text{ cm})^2]\} = 19,41 \text{ kg/cm}^2.$$

3.7.6.- Cálculo de tensiones.

a) Cálculo de tensiones longitudinales en la envolvente debidas a la presión interna.

Se calcula la tensión longitudinal originada por la presión interior en la envolvente mediante la siguiente expresión:

$$\sigma_{PA} = P \cdot (D + 2C) / \{4 \cdot (t - C)\} \quad (35)$$

Donde:

P = presión máxima interna, kg/cm².

D = diámetro interior del reactor, mm.

C = espesor de corrosión, mm.

t = espesor total del recipiente, mm.

Sustituyendo:

$$\sigma_{PA} = 16,32 \text{ kg/cm}^2 \cdot (750 \text{ mm} + 2 \cdot 0,8 \text{ mm}) / \{4 \cdot (9 \text{ mm} - 0,8 \text{ mm})\} = 374 \text{ kg/cm}^2.$$

b) Cálculo de tensiones debidas al viento en las condiciones de operación.

La presión del viento se obtendrá de acuerdo con la fórmula siguiente:

$$P = p \cdot c \cdot k \cdot m \quad (36)$$

Donde:

p = presión dinámica del viento, tabla 5.1. NBE-EA "acciones en la edificación". En el caso considerado, $p = 0,010 \text{ kg/cm}^2$.

c = coeficiente eólico, tabla 5.3. NBE-EA, para una construcción cilíndrica de superficie rugosa o nervada $c = 0,8$.

k = coeficiente eólico de esbeltez, tabla 5.5. NBE-EA. Para $H/D_0 = 7,07$, $k = 1,125$.

m = coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras. Para un diámetro exterior $1000 < D < 1500$, $m = 1,30$ (se considera también en este caso el espesor de aislamiento).

altura de coronación en m (sobre el terreno)		velocidad del viento		presión dinámica
normal	expuesta	m/s	km/h	kg/m^2
"0-10"	-	28	102	50
"11-30"	-	34	125	75
"31-100"	"0-30"	40	144	100
">100"	"31-100"	45	161	125
-	">100"	49	176	150

Tabla 5.1 NBE-EA.

Tabla 11. NBE-EA.

$\frac{H}{D_0}$	coeficiente de esbeltez
1	1
5	1
10	1,25
30	1,35
70	1,5
>70	1,5

Tabla. Coeficiente de esbeltez

Tabla 12. Coeficiente de esbeltez.

Diámetro exterior D (mm)	coeficiente m
<500	1,5
500<D<1000	1,4
1000<D<1500	1,3
1500<D<2000	1,25
2000<D<2500	1,2
2500<D	1,15

Tabla. Coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras.

Tabla 13. Coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras.

La altura considerada será la suma de la longitud entre las líneas de tangencia L_x , la flecha del fondo H (22,5 cm) y la longitud del faldón considerada $L_F = 75$ cm:

$$X = 530 \text{ cm} + 22,5 \text{ cm} + 75 \text{ cm} = 627,5 \text{ cm} = 6,275 \text{ m.}$$

La presión efectiva del viento será:

$$P = p \cdot c \cdot k \cdot m = 0,010 \text{ kg/cm}^2 \cdot 0,8 \cdot 1,125 \cdot 1,30 = 0,0117 \text{ kg/cm}^2.$$

La fuerza horizontal será:

$$F = P \cdot D_c \text{ (cm)} \cdot X = 0,0117 \text{ kg/cm}^2 \cdot 102,8 \text{ cm} \cdot 627,5 \text{ cm} = 754,73 \text{ kg.}$$

El momento flector causado por la fuerza horizontal será:

$$M_v = 0,5 \cdot P \cdot D_c \cdot X^2 = 236800 \text{ kgcm}$$

Calculamos el módulo resistente como:

$$Z = \pi \cdot [D_0^4 - (D + 2C)^4] / (32 \cdot D_0)$$

$$Z = \pi \cdot [(76,8)^4 - (75,16)^4] / (32 \cdot 76,8) = 3678,7 \text{ cm}^3.$$

Calculamos finalmente la tensión debida al viento:

$$\sigma_v = M_v/Z = 236800 \text{ kgcm}/3678,7 \text{ cm}^3 = 64,37 \text{ kg/cm}^2.$$

c) Cálculo de fatigas admisibles.

Se expresan los cálculos de las fatigas admisibles a tracción, compresión y pandeo en la siguiente tabla.

CÁLCULO DE LAS FATIGAS ADMISIBLES		
T _{máx} operación	358	°C
A tracción SE	953,40	kg/cm ²
Límite elástico	2528,90	kg/cm ²
Carga de rotura	5761,28	kg/cm ²
Módulo de elasticidad	1715462,43	kg/cm ²
Espesor de cálculo (t – C)	8,20	mm
Radio exterior R ₀	384	mm
SE	953,4	Kg/cm ²
A = (t – C)/4 · R ₀	0,00534	
B	457,00	Kg/cm ²
A compresión	457,00	Kg/cm ²
1/3 límite elástico	842,97	Kg/cm ²
1,05 · 10 ⁵ · (t – C)/R ₀	2242,19	Kg/cm ²
A pandeo	842,97	Kg/cm ²

Tabla 14. Cálculo de fatigas admisibles.

La fatiga máxima admisible a compresión se tomará el menor valor entre SE y B. B se calcula a partir de la gráfica UHA-28.4.

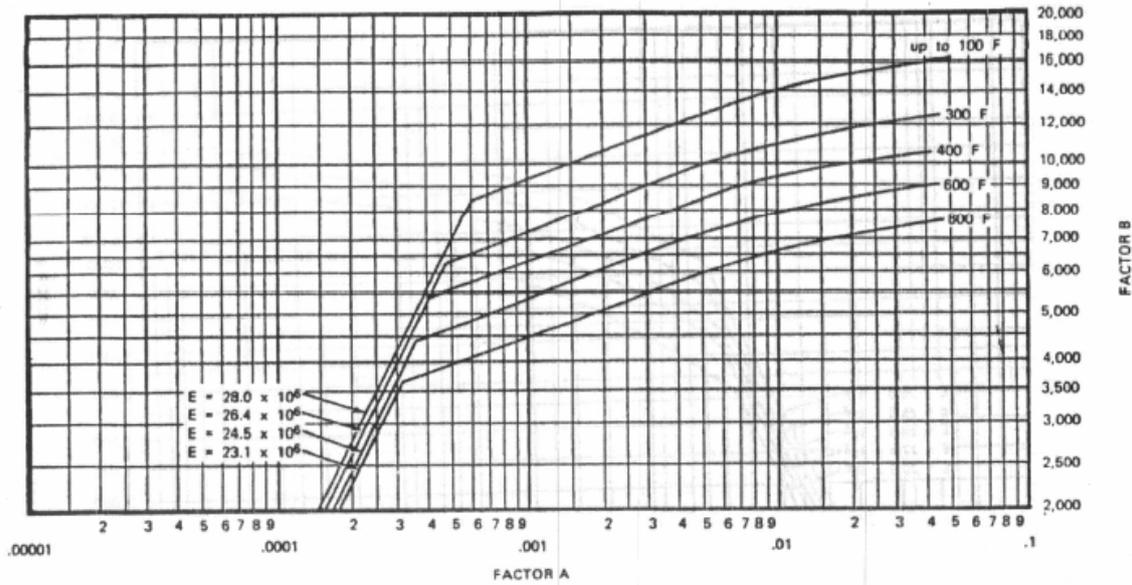


figura. UHA-28.4

Figura 37. Fatiga máxima admisible a compresión según UHA-28.4.

La fatiga máxima admisible a pandeo se tomará el menor valor entre $1/3$ del límite elástico (σ_E) y $1,05 \cdot 10^5 \cdot (t - C)/R_0$.

Se comprueba que las tensiones a las que está sometido el recipiente no superan las tensiones admisibles:

$$\text{A tracción} \quad \sigma_v + \sigma_{PA} - \sigma_w < SE \quad (37)$$

$$64,37 \text{ kg/cm}^2 + 374 \text{ kg/cm}^2 - 19,41 \text{ kg/cm}^2 = 418,96 \text{ kg/cm}^2 < 953,40 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{A compresión} \quad \sigma_v + \sigma_w - \sigma_{PA} < S_{\text{compresión}} \quad (38)$$

$$64,37 \text{ kg/cm}^2 + 19,41 \text{ kg/cm}^2 - 374 \text{ kg/cm}^2 = -290,22 \text{ kg/cm}^2 < 457 \text{ kg/cm}^2$$

$$\text{A pandeo} \quad \sigma_v + \sigma_w < S_{\text{pandeo}} \quad (39)$$

$$64,37 \text{ kg/cm}^2 + 19,41 \text{ kg/cm}^2 = 83,78 \text{ kg/cm}^2 < 842,97 \text{ kg/cm}^2$$

3.7.7.- Presión de prueba.

A todo recipiente a presión se le deben realizar tres pruebas hidráulicas:

- En el taller del fabricante, en posición de fabricación y, si es posible, en posición de operación.
- Una prueba inicial en el lugar de la instalación, en posición de operación.
- Pruebas periódicas de mantenimiento.

El procedimiento que se debe llevar a cabo para realizar dichas pruebas hidráulicas es el que sigue a continuación:

- a) Una vez que el equipo está finalizado y los controles terminados, se llevará a cabo la prueba de presión.
- b) El equipo debe ser inspeccionado adecuadamente, y deben adoptarse medidas de seguridad para no sobrepasar la presión hidráulica de prueba. Sólo deberá estar presente el personal imprescindible para la prueba.
- c) Para la prueba se empleará agua limpia a 16°C.
- d) Deberá haber dos manómetros calibrados en la parte superior e inferior del recipiente, de tal presión que la presión de prueba quede en el tercio central de la escala.
- e) El llenado se realizará por una tubuladura inferior, dejando la superior abierta para venteo. Aquellas que no vayan a ser usadas deberán taparse debidamente con discos ciegos y juntas de la misma calidad que las de servicio.
- f) Se llevará a cabo una subida escalonada de presión. Al alcanzar la presión de prueba se desconecta la bomba del equipo. El recipiente debe quedar desconectado de equipos exteriores.
- g) A dicha presión de prueba se debe permanecer el tiempo necesario para la inspección, nunca inferior a treinta minutos.
- h) Se llevará a cabo un descenso escalonado de presión. El vaciado no se inicia hasta que haya una tubuladura abierta para la entrada de aire en la parte superior, opuesta a la de vaciado.
- i) La prueba deberá realizarse en presencia de la autoridad competente y del cliente (si así lo desearse). Finalmente, se redactará un acta de prueba de acuerdo con el equipo y cuadro de competencias.

La presión hidráulica de prueba se calcula mediante la siguiente expresión:

$$P_H = 1,5 \cdot P_D \cdot (S_H/S_D) \cdot \{t/(t - C)\} \quad (40)$$

Donde:

P_H = presión de prueba hidráulica (kg/cm^2).

P_D = presión de diseño (kg/cm^2).

S_H = S del material a la temperatura de la prueba.

S_D = S del material a la temperatura de diseño.

$t/(t - C)$ será el de la sección que de un valor más bajo pero nunca superior a 1,2 (en cuyo caso se tomará dicho valor).

Cuando existan diferentes secciones por diferentes T_D o diferentes materiales (diferentes S_H/S_D) se toma el valor del cociente que de un valor más bajo. En tal caso, el cociente $t/(t - C)$ será el correspondiente a la sección considerada.

Sustituyendo los valores conocidos:

$$P_D = 18,32 \text{ kg/cm}^2.$$

$$S_H = 1784,50 \text{ kg/cm}^2.$$

$$S_D = 1121,66 \text{ kg/cm}^2.$$

$$t/(t - C) = 1,098.$$

Resultando:

$$P_H = 48,50 \text{ kg/cm}^2.$$

Para que la presión hidráulica de prueba calculada sea válida, debe cumplirse que la tensión producida por ésta en el recipiente no supere el 90% del límite elástico, ni el 40% de la carga de rotura del material. En caso de que ésta sea superada, será necesario recalcular la presión hidráulica de prueba para que estos valores no sean superados.

- 90% del límite elástico = $2276,01 \text{ kg/cm}^2$.
- 40% de la carga de rotura = $2304,51 \text{ kg/cm}^2$.

La presión hidráulica de prueba produciría una tensión máxima en el recipiente de $2516,30 \text{ kg/cm}^2$, por lo que no es válida la presión de prueba hidráulica calculada. Si se calcula la presión de prueba que produciría una tensión máxima en el recipiente

equivalente a 2276,01 kg/cm² (por ser el menor valor de los dos estimados) obtenemos que la presión de prueba hidráulica será 43,80 kg/cm².

3.7.8. Accesorios.

El reactor deberá ir provisto de una serie de accesorios acoplados para el funcionamiento, la limpieza y la seguridad en la operación del equipo.

a) Disco de ruptura.

Aunque las válvulas de seguridad son los dispositivos de alivio de presión más utilizados, en determinadas circunstancias no pueden proporcionar una completa protección. Entonces, se debe considerar la instalación de discos de ruptura. Son unos dispositivos de alivio de presión sin cierre repetido del mecanismo, accionados por una diferencia de presión entre el interior y el exterior y, diseñados para funcionar por estallido o venteo de un disco.

Las condiciones que deciden la instalación de un disco de ruptura en lugar de una válvula de seguridad son:

- Un aumento rápido de la presión.
- La existencia de fluidos tóxicos cuyo escape por una válvula de seguridad no está permitido.
- La presencia de fluidos corrosivos que podrían causar un deterioro progresivo de las válvulas de seguridad.

Las principales ventajas de los discos de ruptura son que estos dispositivos aíslan completamente el fluido del lado externo de descarga y que son más económicos en su compra y mantenimiento.

En contrapartida, sus inconvenientes principales son la imposibilidad de nuevo cierre y la necesidad de detención del proceso en caso de ruptura, para la reposición de uno nuevo. Éste último inconveniente, se supera combinando un disco de ruptura con una válvula de seguridad o instalando dos discos de ruptura en paralelo.

b) Bocas de hombre.

El código ASME establece que los recipientes con diámetro interior hasta 36" deberán contar con una boca de hombre ó 2 cuplas de 2" con tapón roscado. Los diámetros mayores de 36" siempre deberán contar con una boca de hombre con diámetro mayor ó igual a 16"; lo aconsejable es utilizar 18 ó 20".

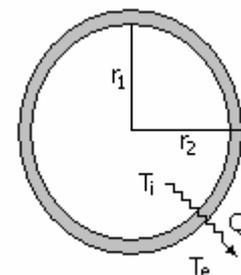
3.8.- AISLAMIENTO TÉRMICO DEL REACTOR.

Anteriormente se ha considerado que el reactor opera en un régimen aproximadamente adiabático para llevar a cabo la resolución conjunta de los balances de materia y energía del reactor. Para que esta suposición sea cierta, es necesario minimizar las pérdidas caloríficas que tienen lugar a través de la pared del reactor, mediante el uso de un adecuado aislante térmico. A continuación se llevará a cabo un cálculo detallado de las pérdidas caloríficas que tienen lugar a través del reactor, así como la reducción de dichas pérdidas, experimentada al usar diferentes tipos de materiales.

En primer lugar, se llevará a cabo la estimación de las pérdidas caloríficas que tienen lugar a través de la pared del reactor. Una vez sean calculadas, será elegido el material aislante en función del coste económico y de la reducción en las pérdidas caloríficas deseada.

3.8.0.- Cálculo de las pérdidas caloríficas a través de la pared del reactor.

Para realizar este cálculo, se considerará el reactor como un gran cilindro vertical. Habrá tres resistencias a la transmisión de calor que actuarán en serie: la resistencia térmica a la transmisión de calor por convección del fluido interior a la pared, la resistencia térmica que ofrece el material del tubo a la conducción a través de la pared del reactor y, por último, la resistencia térmica a la transmisión de calor por convección de la pared del reactor al fluido exterior, el aire. No se tendrán en cuenta posibles pérdidas caloríficas por radiación, que se considerarán despreciables. La expresión que permite calcular las pérdidas caloríficas a través de la pared del reactor, en ausencia de aislamiento es la siguiente:



$$Q_{\text{pérdidas}} = (T_e - T_i)/R \quad (41)$$

$$R = \{1/(2 \cdot \pi \cdot L \cdot r_1 \cdot h_{c,i})\} + \{\ln(r_2/r_1)/(2 \cdot \pi \cdot k \cdot L)\} + \{1/(2 \cdot \pi \cdot L \cdot r_2 \cdot h_{c,e})\} \quad (42)$$

Donde:

L = longitud del reactor.

r_1 = radio interno del reactor.

r_2 = radio externo del reactor.

$h_{c,i}$ = coeficiente de transmisión de calor por convección en el interior.

$h_{c,e}$ = coeficiente de transmisión de calor por convección en el exterior.

k = conductividad térmica del material de la pared del reactor.

a) *Estimación del coeficiente de transmisión de calor por convección interna.*

La expresión que nos permite estimar dicho coeficiente para un flujo totalmente desarrollado dentro de tubos de sección circular para el caso de convección forzada y $3000 < Re_D < 10^6$ es la ecuación de Gnielinski [15]:

$$(h_{c,i} \cdot d_i)/k = \{(f/8) \cdot (Re_D - 1000) \cdot Pr\} / \{1 + [12,7 \cdot (f/8)^{1/2} \cdot (Pr^{2/3} - 1)]\} \quad (43)$$

El factor de fricción, se calcula a partir de la gráfica de Moody en función del Re_D y de la rugosidad relativa del material de la pared de la conducción:

$$Re_D = G \cdot D / \mu \quad (44)$$

Sustituyendo los valores:

$$G = 6,379 \text{ kg/m}^2\text{s.}$$

$$D = d_i = 0,375 \text{ m.}$$

$$\mu = 1,89 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms.}$$

Se obtiene que:

$$Re_D = 252600.$$

El factor de fricción se obtiene de la gráfica de Moody teniendo en cuenta que:

$$Re_D = 252600.$$

$$\varepsilon/D = 0,00012.$$

Obteniéndose:

$$f = 0,015.$$

El módulo de Prandtl se calcula como:

$$Pr = \mu \cdot C_p/k \tag{45}$$

Donde:

μ = viscosidad del fluido (kg/ms)

C_p = capacidad calorífica del fluido (W/kgK)

k = conductividad térmica del fluido (W/mK)

Sustituyendo:

$$\mu = 1,89 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms.}$$

$$C_p = 1864,5 \text{ W/kgK.}$$

$$k = 0,0163 \text{ W/mK.}$$

Resultado:

$$Pr = 2,17.$$

Sustituyendo todos los valores anteriormente calculados en la fórmula de Gnielinski, se obtiene:

$$h_{c,i} = 16,13 \text{ W/m}^2\text{K.}$$

b) Estimación del coeficiente de transferencia de calor por convección externa.

Para una capa límite laminar en convección natural sobre un cilindro vertical, el coeficiente de transmisión de calor por convección se calcula mediante la ecuación [15]:

$$(h_{c,e} \cdot L)/k = 0,52 \cdot Ra_L^{1/2} \tag{46}$$

$$Ra_L = \{(\beta \cdot \Delta T \cdot g \cdot L^3 \cdot \rho^2) / \mu^2\} \cdot Pr \quad (47)$$

Donde:

$\beta = 1/T_r$, donde T_r es la temperatura media de la película.

g = aceleración de la gravedad.

L = longitud característica, para el caso de cilindros, $L = (\pi \cdot D)/2$.

ρ = densidad del fluido.

μ = viscosidad del fluido.

$Pr = \mu \cdot C_p/k$, donde C_p es la capacidad calorífica del fluido.

ΔT = variación de temperatura entre el interior y el exterior.

k = conductividad térmica del fluido.

Se sustituyen los valores de las propiedades, evaluadas a la temperatura media de la película (437,5 K):

$$\beta = 0,0023.$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2.$$

$$L = 1,206 \text{ m.}$$

$$\rho = 0,815 \text{ kg/m}^3.$$

$$\mu = 2,43 \cdot 10^{-5} \text{ kg/ms.}$$

$$Pr = 0,69.$$

$$\Delta T = 279 \text{ K.}$$

$$k = 0,0358 \text{ W/mK.}$$

Se obtiene que:

$$Ra_L = 8,51 \cdot 10^9.$$

$$h_{c,e} = 4,69 \text{ W/m}^2\text{K.}$$

c) *Estimación de la resistencia total y de las pérdidas caloríficas a través de la pared.*

Se estiman mediante las ecuaciones (41) y (42):

$$Q_{\text{pérdidas}} = (T_e - T_i)/R$$

$$R = \{1/(2 \cdot \pi \cdot L \cdot r_1 \cdot h_{c,i})\} + \{\ln(r_2/r_1)/(2 \cdot \pi \cdot k \cdot L)\} + \{1/(2 \cdot \pi \cdot L \cdot r_2 \cdot h_{c,e})\}$$

Sustituyendo en estas:

$$L = 5,30 \text{ m.}$$

$$h_{c,i} = 16,13 \text{ W/m}^2\text{K.}$$

$$k = 18 \text{ W/mK.}$$

$$h_{c,e} = 4,69 \text{ W/m}^2\text{K.}$$

$$r_1 = 0,375 \text{ m.}$$

$$r_2 = 0,384 \text{ m.}$$

$$T_e = 298 \text{ K.}$$

$$T_i = 577 \text{ K.}$$

Obtenemos que:

$$Q_{\text{pérdidas}} = - 46296 \text{ kJ/h} = - 12,86 \text{ kW.}$$

3.8.1.- Pérdidas caloríficas a través de la pared del reactor con aislamiento térmico.

Muchos son los materiales que suelen ser empleados en la industria y en la construcción como aislantes térmicos: lana de vidrio, espuma de poliestireno, espuma de celulosa, espuma de poliuretano, ladrillos refractarios, etc. Cada material posee unas características propias en cuanto a conductividad térmica y coste económico que condicionarán la selección del material óptimo para reducir las pérdidas caloríficas según los requerimientos del proceso, utilizando espesores de aislamiento razonables, y teniendo en cuenta el material óptimo no sólo desde el punto de vista técnico, sino también económico. El material seleccionado en el presente proyecto será una espuma de poliuretano, conocida por ser un material aislante de muy buen rendimiento, que permite aplicar bajos espesores obteniendo rendimientos similares a los de otros materiales en espesores mucho mayores. Otra interesante característica de este material es que presenta retardo de llama, es decir, que es capaz de suprimir, reducir de forma significativa o demorar la propagación de la llama. Por tanto es éste, un material difícilmente inflamable.

Puesto que se pretende, con el uso del aislante, lograr que la operación del reactor pueda considerarse lo más parecido posible al régimen adiabático (régimen ideal, ya que siempre existirán unas pérdidas caloríficas por muy pequeñas que sean), el aislante térmico deberá conseguir que las pérdidas caloríficas sean insignificantes y

despreciables dentro del balance de energía del reactor; asimismo, deberá reducir las pérdidas caloríficas a través de la pared del reactor hasta un 5%. La expresión que nos permite estimar las pérdidas caloríficas a través de la pared del reactor una vez considerado la capa de aislamiento térmico es la ecuación (41):

$$Q_{\text{pérdidas}} = (T_e - T_i)/R$$

$$R = \{1/(2 \cdot \pi \cdot L \cdot r_1 \cdot h_{c,i})\} + \{\ln(r_2/r_1)/(2 \cdot \pi \cdot k \cdot L)\} + \{\ln(r_3/r_2)/(2 \cdot \pi \cdot k_a \cdot L)\} + \{1/(2 \cdot \pi \cdot L \cdot r_3 \cdot h_{c,e})\} \quad (48)$$

Donde:

k_a = conductividad térmica del material aislante, 0,021 W/mK.

r_3 = radio externo considerada la capa de aislante.

Las pérdidas caloríficas calculadas para diferentes espesores de aislamiento de espuma de poliuretano vienen expresadas en la siguiente gráfica:

Espesor (mm)	Q (kW)	% Pérdidas
20	-2,98	23,21%
25	-2,52	19,57%
30	-2,18	16,94%
35	-1,92	14,96%
40	-1,72	13,41%
45	-1,56	12,16%
50	-1,43	11,14%
55	-1,32	10,28%
60	-1,23	9,55%
65	-1,15	8,93%
70	-1,08	8,39%
75	-1,02	7,91%
80	-0,96	7,49%
85	-0,92	7,12%
90	-0,87	6,79%
95	-0,83	6,49%
100	-0,80	6,21%
110	-0,74	5,74%
120	-0,69	5,34%
130	-0,64	4,99%
140	-0,60	4,70%
150	-0,57	4,44%
160	-0,54	4,21%
170	-0,52	4,01%
180	-0,49	3,83%
190	-0,47	3,67%
200	-0,45	3,52%

Tabla 15. Reducción de pérdidas caloríficas mediante el uso de espuma de poliuretano.

Por lo tanto, se tomará un espesor de aislamiento de 130 mm de espuma de poliuretano, que reduce las pérdidas a -0,64 kW (-2304 kJ/h).

Por último queda comprobar que con el aislamiento seleccionado las pérdidas caloríficas son despreciables en el balance energético del reactor. Para ello, se compara la temperatura de salida del reactor si el reactor se comportase de forma adiabática (idealidad) con la temperatura de salida del reactor considerando las pérdidas caloríficas. En el primer caso, se obtuvo que la temperatura de salida del reactor era de 358°C. Replanteamos ahora el balance de energía considerando las pérdidas caloríficas.

$$\Delta H = Q_{\text{pérdidas}} \quad (49)$$

$$19955,9 \cdot (T - 25) \text{ kJ/h} - 290420 \text{ kJ/h} - (3668356,45 + 87111,54) \text{ kJ/h} = -2304 \text{ kJ/h}$$

Despejando y resolviendo la ecuación anterior se obtiene que:

$$T = 357,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Como se puede observar, el espesor seleccionado es correcto ya que reduce las pérdidas a través de la pared del reactor a un 5% de las pérdidas caloríficas sin aislamiento térmico y las pérdidas caloríficas son despreciables en el balance energético del reactor ya que sólo producen una variación de 0,2°C respecto al régimen adiabático ideal.

CAPÍTULO 4. INTERCAMBIADOR DE CALOR.

4.0.- INTRODUCCIÓN.

Para la operación del reactor catalítico, es necesario que la corriente de alimentación al mismo se encuentre a una temperatura de 250°C. Esto se consigue mediante el empleo de un intercambiador de calor en el cual la alimentación será calentada desde 25°C a 250°C y en cuyo interior tendrá lugar la vaporización del metanol y del agua, cuyas temperaturas de ebullición son, respectivamente, 65°C y 100°C (a 1 bar de presión). Este intercambio térmico será llevado a cabo en un cambiador de carcasa y tubos, siguiendo las normas indicadas por T.E.M.A. (Standard of Tubular Exchanger Manufacturers Association) y teniendo en cuenta las consideraciones especiales debido a las transiciones líquido-gas que tienen lugar en el interior del equipo.

El vehículo calefactor empleado para el aporte energético a la corriente de alimentación será vapor de agua a una presión de 20 bar y 350°C. Se ha empleado vapor de agua en lugar de otras opciones tal vez más interesantes desde el punto de vista económico, como podría ser el empleo de la corriente caliente de salida del reactor (a 358°C y 15,3 bar) debido a que ésta no proporciona de forma razonable el suficiente flujo calorífico para elevar la temperatura de la alimentación hasta el valor requerido.

A continuación se exponen los cálculos asociados al diseño del intercambiador de calor, de acuerdo con las especificaciones marcadas por las condiciones óptimas de operación y coste económico del proceso.

4.1.- BALANCE DE ENERGÍA DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.

La alimentación al intercambiador de calor estará constituida por una corriente de metanol, agua y DME (éste último en una cantidad prácticamente despreciable) que se encuentra a 25°C y 16 bar. En su tránsito a través del intercambiador de calor, tendrá lugar la vaporización completa del metanol y el agua (cuyas temperaturas de ebullición a presión atmosférica ya se han mencionado anteriormente), encontrándose el DME como un gas disuelto, ya que su temperatura de ebullición es de -25°C; dicha

corriente a la salida del reactor se encontrará a una temperatura final de 250°C, que será la temperatura a la que deberá encontrarse la alimentación al reactor catalítico. Éste será el fluido frío dentro del intercambiador de calor y, circulará en contracorriente por el interior de la carcasa, mientras que por el interior de los tubos circulará el fluido calefactor.

Las características de la corriente fría son las siguientes:

- Caudal molar = 320791,80 mol/h
- Caudal másico = 10126,26 mol/h
- Temperatura de entrada = 25°C (298 K)
- Temperatura de salida = 250°C (523 K)
- Temperatura media = 137,5°C (410,5 K)
- Composición molar:
 - o 96,70% Metanol
 - o 3,20% Agua
 - o 0,10% Dimetil éter
- Composición másica:
 - o 98,07% Metanol
 - o 1,80% Agua
 - o 0,13% Dimetil éter
- Las propiedades a la temperatura media son las siguientes:
 - o C_p (media) = 0,395 kcal/kgK
 - o μ (media) = 0,0486 kg/hm
 - o ρ (media) = 15,08 kg/m³

Para llevar a cabo el cálculo del calor necesario por la corriente fría deberá tenerse en cuenta los calores latentes de vaporización del metanol y el agua que son, respectivamente, 36,13 y 40,60 kJ/mol. Para el metanol deberá conocerse la capacidad calorífica en estado líquido evaluada entre 25°C y 65°C, y del agua líquida entre 25°C y 100°C. Se va a considerar despreciable el calor requerido para el calentamiento del DME debido a que se encuentra en una cantidad despreciable en comparación con metanol y agua. Por último, será necesario conocer la capacidad calorífica del metanol gaseoso evaluada entre 65°C y 250°C; así como la de agua en estado gaseoso entre 100°C y 250°C. Dichos valores se recogen en las siguientes tablas:

	Cp-Líquido (kJ/mol°C)
Metanol (25°C-65°C)	0,086
Agua (25°C-100°C)	0,076

	Cp-Gas (kJ/mol°C)
Metanol (65°C-250°C)	0,054
Agua (100°C-250°C)	0,037
DME (25°C-250°C)	0,087

Tablas 16a y 16b. Capacidades caloríficas promedio de los componentes en estado líquido y gaseoso.

Por lo tanto el calor requerido por la corriente fría será el siguiente:

$$Q_{\text{absorbido}} = F_m \cdot X_{me} \{ [C_{pL,m} \cdot (T_{eb,m} - T_e)] + \lambda_{\text{vap},m}^0 + [C_{pG,m} \cdot (T_s - T_{eb,m})] \} + F_a \cdot X_a \{ [C_{pL,a} \cdot (T_{eb,a} - T_e)] + \lambda_{\text{vap},a}^0 + [C_{pG,a} \cdot (T_s - T_{eb,a})] \} \quad (50)$$

$$Q_{\text{absorbido}} = 320791,80 \text{ mol/h} \cdot 0,967 \cdot \{ [0,086 \text{ kJ/mol}^\circ\text{C} \cdot (65 - 25)^\circ\text{C}] + 36,13 \text{ kJ/mol} + [0,054 \text{ kJ/mol}^\circ\text{C} \cdot (250 - 65)^\circ\text{C}] \} + 320791,80 \text{ mol/h} \cdot 0,032 \cdot \{ [0,076 \text{ kJ/mol}^\circ\text{C} \cdot (100 - 25)^\circ\text{C}] + 40,6 \text{ kJ/mol} + [0,037 \text{ kJ/mol}^\circ\text{C} \cdot (250 - 100)^\circ\text{C}] \} = \underline{15926780,2 \text{ kJ/h}}$$

El fluido caliente que aportará el calor requerido para el calentamiento con cambio de estado será vapor de agua a presión de 20 bar y 350°C; que saldrá del intercambiador de calor a una presión aproximadamente idéntica a la de entrada, y a una temperatura de 150°C (en estas condiciones, también se va a llevar a cabo una condensación del vapor de agua debido a que, a 150°C y 20 bar). El calor cedido por la corriente caliente debe ser idéntico al calor requerido por la corriente fría. La estimación del caudal de vapor necesario para lograr dicho grado de calentamiento puede calcularse de la siguiente forma:

$$Q_{\text{cedido}} = Q_{\text{absorbido}} = m_{\text{vapor}} \cdot (h_e - h_s) \quad (51)$$

Donde:

m_{vapor} : es el caudal másico requerido de vapor, kg/h.

h_e : entalpía específica del vapor en las condiciones de entrada, kJ/kg.

h_s : entalpía específica del vapor en las condiciones de salida, kJ/kg.

Los valores de las entalpías específicas del vapor de agua sobrecalentado en las condiciones de entrada y de salida se encuentran en “Principios Elementales de los Procesos Químicos” (Richard M. Felder & Ronald W. Rousseau [14]).

$$m_{\text{vapor}} = Q_{\text{absorbido}} / (h_e - h_s) \quad (52)$$

$$m_{\text{vapor}} = (15926780,2 \text{ kJ/h}) / (3139 - 633,1) \text{ kJ/kg} = \underline{6356 \text{ kg/h}} \text{ (353095 mol/h)}$$

Las características del fluido caliente serán las siguientes:

- Caudal molar = 353095,00 mol/h
- Caudal másico = 6356,00 kg/h
- Temperatura de entrada = 350°C (623 K)
- Temperatura de salida = 150°C (423 K)
- Temperatura media = 250°C (523 K)
- Propiedades a la temperatura media:
 - o C_p (media) = 0,501 kcal/kgK
 - o μ (media) = 0,0576 kg/hm
 - o ρ (media) = 9,01 kg/m³

4.2.- DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR.

4.2.0.- Datos de diseño del intercambiador de calor.

Para efectuar el diseño del intercambiador de calor se considerará, como se ha mencionado anteriormente, que el fluido caliente circula por el interior de los tubos, mientras el fluido frío lo hace por el exterior de los mismos.

Las características de los tubos adoptados para esta instalación son las que se muestran a continuación:

- Diámetro nominal: 1 ¼ inch.
- Calga B.W.G.: 14
- Espesor: 0,083 inch.
- Área de corte transversal: 0,9229 inch².
- Ft² de superficie exterior por ft de longitud: 0,3272 ft².

- Ft² de superficie interior por ft de longitud: 0,2838 ft².
- Peso por pie de longitud: 1,033 lb.
- Diámetro interno del tubo: 1,084 inch.
- Momento de inercia: 0,521 inch⁴.
- Módulo de sección: 0,0833 inch³.
- Radio de giro: 0,4136 inch.
- Constante C: 1440.
- Diámetro exterior/diámetro interior: 1,153.
- Área metálica transversal: 0,304 inch².
- Paso triangular del ⁹/₁₆ inch.
- Longitud de tubo: 24 ft.

4.2.1.- Cálculo del coeficiente de película interior.

Para el cálculo del coeficiente de película tanto interior (h_i) como exterior (h_e) existen en la biografía una gran cantidad de expresiones, siendo la más utilizada la propuesta por Sieder-Tate [15]:

$$h_i d_i / k = 0,023 \cdot \{d_i G / \mu\}^{0,8} \cdot \{C_p \mu / k\}^{1/3} \cdot (\mu / \mu_w)^{0,14} \quad (52)$$

O lo que es lo mismo:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{1/3} \cdot (\mu / \mu_w)^{0,14} \quad (53)$$

Donde:

h_i = coeficiente de película interior.

d_i = diámetro interior de los tubos.

G = velocidad másica.

k = conductividad térmica.

μ = viscosidad a la temperatura del fluido.

μ_w = viscosidad a la temperatura de la pared del tubo.

C_p = capacidad calorífica.

Para los gases más comunes, como son éstos, se puede aplicar la siguiente simplificación de la ecuación de Sieder-Tate:

$$h_i d_i / k = 0,023 \cdot \{D_i G / \mu\}^{0,8} \cdot \{C_p \mu / k\}^n \quad (54)$$

Donde:

$n = 0,4$ para fluidos que se calientan.

$n = 0,3$ para fluidos que se enfrían.

Utilizando esta última expresión y sustituyendo los siguientes valores:

$D_i = 0,027$ m.

$G = 37652,33$ kg/hm².

$k = 0,022$ kcal/hmK.

$\mu = 0,0576$ kg/hm

$C_p = 0,501$ kcal/kgK

$n = 0,3$.

Resulta:

$h_i = 54,93$ kcal/hm²K

4.2.2.- Cálculo del coeficiente de película exterior.

En lo que se refiere a los coeficientes de la película exterior en los tubos, o del lado de la carcasa, el problema es muy complejo. Los deflectores cruzan el flujo con respecto a los tubos y estos aumentan y disminuyen intermitentemente la sección libre del flujo, produciendo grandes turbulencias, mayores si la disposición de los tubos es un triángulo que si es un cuadrado (de hecho se obtienen coeficientes del orden de un 25% mayor con la primera disposición de los tubos que con la segunda).

Por otra parte, el área de la sección transversal al flujo varía constantemente y la determinación del diámetro equivalente verdadero es imposible.

Sin embargo, la experiencia ha demostrado que se puede utilizar una fórmula similar a la usada para los coeficientes interiores cuando se utiliza un área de la

superficie transversal del flujo y un diámetro equivalente definidos como se indica a continuación:

a) Área de la superficie transversal del flujo:

Se considera como tal, la máxima área entre dos deflectores consecutivos multiplicada por la relación existente entre el espacio que dejan dos deflectores consecutivos (el paso, menos dos radios del tubo) y el existente entre los centros de estos tubos:

$$A = D_c \cdot B \cdot \{P_t - d_t/P_t\} \quad (55)$$

Siendo:

D_c = diámetro interior de la carcasa.

B = distancia entre deflectores consecutivos. La distancia mínima recomendada es 0,3 m.

P_t = paso entre tubos.

d_t = diámetro externo de los tubos.

Tendremos:

$D_c = 2,438$ m.

$B = 0,3$ m.

$P_t = 1 \frac{9}{16}$ in. = 0,039 m.

$d_t = 1 \frac{1}{4}$ in. = 0,031 m.

De modo que:

$A = 0,150$ m².

b) Diámetro equivalente del lado de la carcasa:

Se define considerando que a pesar de los deflectores, el flujo se produce a lo largo de los tubos, en vez de transversalmente (en realidad el flujo es aproximadamente inclinado, según la distancia entre los deflectores).

En consecuencia, será cuatro veces el área de la sección transversal de flujo, según esta hipótesis, dividido por el perímetro mojado y a través del cual tiene lugar la

transmisión de calor. Considerando el espacio comprendido entre tres tubos del tresbolillo:

$$D_{eq} = 4 \cdot \{[(4 \cdot P_t^2/3) - (\pi \cdot d_t^2/8)]/[\pi \cdot d_t/2]\} \quad (56)$$

Resultando:

$$D_{eq} = 0,136 \text{ m.}$$

c) Coeficiente de la película exterior.

El coeficiente de la película exterior se va a calcular a partir de los datos obtenidos y de la simplificación de la expresión de Sieder-Tate, utilizada en el apartado anterior. Pero en este caso en lugar de considerar el diámetro interno del tubo, se considerará el diámetro equivalente. Además hay que tener en cuenta, que en este caso el fluido no se enfría sino que se calienta ($n = 0,4$):

$$h_{ed_e}/k = 0,023 \cdot \{D_{eq}G/\mu\}^{0,8} \cdot \{C_p\mu/k\}^{0,4} \quad (57)$$

Sustituyendo:

$$D_{eq} = 0,136 \text{ m.}$$

$$G = 60000 \text{ kg/hm}^2.$$

$$k = 0,013 \text{ kcal/hmK.}$$

$$\mu = 0,0486 \text{ kg/hm.}$$

$$C_p = 0,395 \text{ kcal/kgK.}$$

$$n = 0,4.$$

Resulta:

$$h_e = 42,93 \text{ kcal/hm}^2\text{K.}$$

4.2.3.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.

En función de los valores de los coeficientes de película interior y exterior anteriormente calculados, se va a determinar el coeficiente global de transmisión de

calor, U. A partir de éste, se calculará el área de intercambio necesaria para que el intercambiador cumpla las especificaciones técnicas exigibles.

Durante la operación de los intercambiadores de calor tienden a quedar cubiertos de suciedad. Estos depósitos actúan como una resistencia térmica adicional a la transferencia de calor. La resistencia térmica debida a la suciedad se conoce como factor de suciedad o unidad de resistencia de suciedad y su valor depende de la naturaleza del depósito.

La resistencia térmica total al flujo está formada por la suma de las resistencias térmicas individuales de varias capas:

R = Resistencia térmica del flujo interior + Resistencia térmica de la suciedad sobre la superficie interior + Resistencia térmica del material del tubo + Resistencia térmica de la suciedad sobre la superficie exterior + Resistencia térmica del flujo exterior.

Es decir, que:

$$R = (1/A_i h_i) + (F_i/A_i) + (t/kA_m) + (F_e/A_e) + (1/A_e h_e) \quad (58)$$

Donde:

A_e, A_i = área de las superficies exterior e interior de los tubos respectivamente.

A_m = área media logarítmica = $(A_e - A_i)/\ln(A_e/A_i)$

F_e, F_i = unidad de resistencia de suciedad en la superficie exterior e interior del tubo, respectivamente.

h_e, h_i = coeficientes de transferencia de calor de los fluidos exterior e interior respectivamente.

k = conductividad térmica del material del tubo.

R = resistencia térmica total desde el fluido interior hasta el exterior.

t = espesor del tubo.

El coeficiente total de transferencia de calor U basado en la superficie exterior del tubo está relacionado con R mediante:

$$R = 1/A_e U \quad \text{ó} \quad U = 1/A_e R \quad (59)$$

Sustituyendo el valor de R en la expresión de U se obtiene:

$$U = 1/\{(A_e/A_i h_i) + (A_e F_i/A_i) + (A_e t/kA_m) + F_e + (1/h_e)\} \quad (60)$$

El cociente de las áreas se puede relacionar con el de los diámetros:

$$A_e/A_i = D_e/D_i \quad (61)$$

$$A_e/A_m = (D_e/2t) \cdot \ln (D_e/D_i) \quad (62)$$

Resultando para U la siguiente expresión:

$$U = 1/\{(D_e/D_i) \cdot (1/h_i)\} + [(D_e/D_i) \cdot F_i] + [(D_e/2t) \cdot \ln (D_e/D_i)] + F_e + (1/h_e) \quad (63)$$

El coeficiente global U se determinará a partir de la ecuación (63).

Siendo:

$$h_i = 49,99 \text{ kcal/hm}^2\text{K.}$$

$$h_e = 14,62 \text{ kcal/hm}^2\text{K.}$$

$$D_e = 0,0317 \text{ m.}$$

$$D_i = 0,0270 \text{ m.}$$

$$k = 37,205 \text{ kcal/hmK.}$$

F = factor de ensuciamiento, se asignará el valor de 0,010 hm²K/kcal tanto para la superficie exterior como para la interior.

Sustituyendo los valores obtenidos con anterioridad tendremos:

$$\underline{U = 15,042 \text{ kcal/hm}^2\text{K.}}$$

4.2.4.- Cálculo del área total de transmisión de calor.

La velocidad de transmisión de calor viene dada por la siguiente expresión:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (64)$$

Siendo:

$$Q = 3810234,5 \text{ kcal/h.}$$

$$U = 14,105 \text{ kcal/hm}^2\text{K.}$$

$$\Delta T_{ml} = \{(T_{ce} - T_{fs}) - (T_{sc} - T_{ef})\} / \ln\{(T_{ce} - T_{fs}) / (T_{sc} - T_{ef})\} \quad (65)$$

$$\Delta T_{ml} = \{(623 - 523) - (423 - 298)\} / \ln\{(623 - 523) / (423 - 298)\} = 113 \text{ K.}$$

Despejando el valor de A:

$$\underline{A = 2241,59 \text{ m}^2.}$$

Dado que la superficie de intercambio de un tubo ($a = \pi \cdot D_e \cdot L$) es de $0,728 \text{ m}^2$, el número de tubos teóricos corresponde a la siguiente relación:

$$N_t' = A/a = 3078 \text{ tubos.}$$

Acudiendo a los valores tabulados de las normas T.E.M.A. se observa que el número de tubos más próximo al teórico es de 3156 tubos con una carcasa de 96 pulgadas de diámetro interior para seis pasos por tubo y por una carcasa con una distribución triangular con paso $1 \frac{9}{16}$.

4.2.5.- Cálculo de las pérdidas de carga.

Para el interior de los tubos, la pérdida de carga se calcula mediante la ecuación de Fanning [16]:

$$\Delta P_{\text{tubos}} = f \cdot G^2 \cdot L / D_i \cdot \rho \quad (66)$$

Siendo:

f = coeficiente de fricción, función del número de Reynolds.

- Régimen laminar ($Re < 2100$); $f = 32/Re$.

- Régimen turbulento ($Re > 2100$); el factor de fricción se calcula mediante la gráfica de Moody (véase anexo I).

G = velocidad de flujo másico.

ΔP = pérdida de carga.

D_i = diámetro interior del tubo.

L = longitud del tubo.

Llamando n_t al número de pasos, por el lado de los tubos, L a la longitud de os tubos, N_t al número total de tubos del haz y M al caudal másico del fluido, la velocidad másica y el número de Reynolds vendrán definidos por:

$$G = (4/\rho) \cdot \{(M \cdot n_t)/(D_i^2 \cdot N_t)\} \quad (67)$$

$$Re = D_i \cdot G/\mu \quad (68)$$

Considerando los siguientes valores:

$N_t = 3156$.

$M = 6356 \text{ kg/h}$.

$D_i = 0,027 \text{ m}$.

$G = 21104,73 \text{ kg/hm}^2$.

$\mu = 0,0576 \text{ kg/hm}$.

$Re = 9893$.

$\varepsilon = 0,000045$.

$\varepsilon/d = 0,00167$.

$f = 0,038$.

$\rho = 9,01 \text{ kg/m}^3$.

$L = 7,315 \text{ m}$.

Resultando:

$$\underline{\Delta P_{\text{tubos}} = 39,3 \text{ kg/ms}^2}$$

Para el exterior de los tubos, la determinación de la pérdida de carga se realizará según el método de CERN [18]:

$$\Delta P_{\text{carcasa}} = \{f_c \cdot G_c^2 \cdot (N_c + 1) \cdot D_c\}/\rho \cdot D_{eq} \quad (69)$$

Siendo:

$$N_c + 1 = L/B = 24.$$

N_c = número de deflectores (23).

f_c = factor de rozamiento calculado a partir de la gráfica recogida en el anexo I (0,022).

D_c = diámetro interior de la carcasa (2,438 m).

D_{eq} = diámetro equivalente del lado de la carcasa (0,136 m).

Resultando:

$$\underline{\Delta P_{carcasa} = 221,3 \text{ kg/ms}^2}.$$

CAPÍTULO 5. CÁLCULO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS.

5.0.- INTRODUCCIÓN.

A continuación se va a proceder al cálculo de las diferentes tuberías que intervienen en el proceso. La denominación empleada para designar a cada tubería será la misma que la expuesta en el diagrama de flujo y todas las tablas y gráficas necesarias para realizar dichos cálculos se encuentran recogidas en el anexo I.

Para poder determinar el espesor de las tuberías, mediante la expresión de Barlow, es necesario determinar la presión de diseño que se adoptará en el presente Proyecto. En este sentido, se considerará como presión de diseño aquella que tiene el líquido a la salida de la bomba, puesto que corresponde a la presión más alta en el sistema, ya que a partir de aquí, se irá perdiendo presión a medida que avanza el proceso.

Por lo tanto, en este capítulo será necesario realizar un balance de energía mecánica a la bomba, entre un punto a la entrada y otro a la entrada de la misma. Esto implica realizar un estudio global de las pérdidas de carga que sufre el gas, y para ello será necesario realizar una primera estimación de las pérdidas de carga sufridas en las tuberías y accesorios a partir de los diámetros nominales y no de los diámetros interiores (ya que éstos no se pueden determinar hasta que no se conozcan los espesores de las tuberías).

Una vez conocida la presión de diseño, se determinará el espesor de las tuberías y se volverá a recalcular las pérdidas de carga y con ellas se comprobará dicha presión de diseño.

Otro aspecto que deberá ser considerado en el diseño del sistema de tuberías será el estado en el que se encuentre el fluido que circula por el interior de dichas conducciones.

Por último, será necesario llevar a cabo no sólo la correcta elección del material del que serán fabricadas las tuberías, sino que además será necesaria la elección del

aislamiento (y el espesor del mismo) en todas aquellas líneas que lo requieran para minimizar las pérdidas caloríficas.

5.1.- DIÁMETROS NOMINALES.

En una planta química la inversión de capitales en las tuberías de proceso está en el rango del 25 al 40% del coste total de la planta, y la energía que se utiliza para el bombeo, que depende del tamaño de las líneas, constituye una fracción substancial del coste total de operación. Por consiguiente, la optimización económica del tamaño de la tubería es un aspecto necesario del diseño de la planta. Se encuentran dos tendencias opuestas: un aumento en el tamaño de la línea provoca un mayor coste de las mismas, pero se reducirá el coste de operación y los costes relacionados con la impulsión de los fluidos debido a la reducción de la fricción.

Cuando el fluido transportado por el interior de la tubería se encuentre en forma gaseosa, la forma de proceder en el cálculo de los diámetros nominales es la siguiente:

a) Determinación de la velocidad del fluido a través de la tubería.

Para elegir la velocidad de flujo de los diferentes fluidos en el interior de las tuberías, se utilizará la tabla 17 [13], donde figuran velocidades de flujo recomendadas para diferentes fluidos y condiciones.

	$v_{\text{mín}}$ (m/s)	$v_{\text{máx}}$ (m/s)	v_m (m/s)
Vapor saturado de 0 a 2 kg/cm ²	20	50	35
Vapor saturado a más de 2 kg/cm ²	30	50	40
Gases a tiro natural	2	4	3,0
Gases a presión atmosférica en conductos y tuberías de ventilación	5	20	12,5
Líquidos que fluyen por gravedad	0,1	0,5	0,3
Líquidos en tuberías	0,5	2,5	1,5
Vapor de agua a presión	9	36	22,5
Vapor sobrecalentado a 13 o más kg/cm ²	35	100	77,5
Líquidos entrando a una bomba	0,6	0,9	0,75

Líquidos saliendo de una bomba	1,5	2,5	2,0
Líquidos viscosos entrada a bomba	0,06	0,25	0,155
Líquidos viscosos salientes de bomba	0,15	0,60	0,375

Tabla 17. Velocidades de flujo recomendadas para diferentes fluidos.

b) Determinación de la sección de la tubería.

Para ello se utilizará la siguiente expresión:

$$S = Q/V \quad (70)$$

Donde:

V = velocidad del fluido.

Q = caudal volumétrico del fluido.

Al ser una mezcla gaseosa, deberá tenerse en cuenta la densidad del gas, que además dependerá de la densidad de los componentes de la mezcla. La densidad de los gases se estimará empleando la ecuación de estado de los Gases Ideales, que nos relacionará la densidad de los gases con la presión y la temperatura a la que éstos se encuentran. Por último, $Q = m/\rho$, es decir, que el caudal volumétrico será el cociente entre el caudal másico y la densidad.

En las líneas 3, 4 y 5, el fluido transportado será una mezcla gaseosa de dimetil éter, agua y metanol. En cambio, en las líneas 6 y 7 (las líneas de alimentación de vapor sobrecalentado al intercambiador de calor y de salida del mismo) el fluido a considerar será vapor de agua sobrecalentado a presión. También deberá tenerse en cuenta que las condiciones de presión y temperatura en cada una de las líneas será diferente.

	P (bar)	T (K)	Densidad (kg/m ³)
Línea 3 (DME, agua, metanol).	16	523	11,84
Línea 4 (DME, agua, metanol).	16	523	11,84
Línea 5 (DME, agua, metanol).	15,3	631	9,81
Línea 6 (vapor sobrecalentado).	16	623	9,01

Línea 7 (vapor sobrecalentado).	16	423	9,01
---------------------------------	----	-----	------

Tabla 18. Condiciones de presión y temperatura de las corrientes gaseosas en las diferentes líneas de tuberías.

c) *Determinación del diámetro interior:*

Para ello, se empleará la siguiente expresión, que relaciona el área de la sección transversal de la conducción con el diámetro interior de la misma:

$$S = Q/V$$

$$S = \pi \cdot D_i^2/4 \quad \rightarrow \quad D_i = (4 \cdot S/\pi)^{1/2} \quad (71)$$

Donde:

D_i = diámetro interno de la tubería.

S = área de la sección transversal de la tubería.

d) *Determinación del diámetro nominal.*

Una vez conocido el diámetro interior de cada uno de los casos y haciendo uso de la tabla recogida en el anexo gráfico, se obtienen los distintos diámetros nominales. Los resultados se muestran a continuación:

	Línea 3	Línea 4	Línea 5	Línea 6	Línea 7
Densidad (kg/m ³)	11,84	11,84	9,81	9,01	9,01
Velocidad (m/s)	35,0	35,0	35,0	35,0	35,0
Caudal másico (kg/s)	2,8183	2,8183	2,8183	1,7656	1,7656
Caudal volumétrico (m ³ /s)	0,238	0,238	0,287	0,196	0,196
Sección (m ²)	0,0068	0,0068	0,0082	0,0056	0,0056
D interior (cm)	9,683	9,683	10,223	8,444	8,444
D interior (in)	3,812	3,812	4,025	3,324	3,324
NPS	4"	4"	4"	3"	3"

Tabla 19. Diámetros nominales de las líneas de tuberías de vapor y gases.

En el caso en el que el fluido transportado sea un líquido (no un gas) como ocurre en las líneas 1 y 2, que transportan la alimentación del proceso, obtenemos los resultados que figuran en la tabla 20.

	Línea 1	Línea 2
Densidad (kg/m ³)	823,6	823,6
Velocidad (m/s)	0,75	1,0
Caudal másico (kg/s)	2,8183	2,8183
Caudal volumétrico (m ³ /s)	0,00342	0,00342
Sección (m ²)	0,0045	0,00342
Diámetro (cm)	7,80	6,60
Diámetro (in)	3,070	2,598
NPS (in)	3"	3"

Tabla 20. Diámetros nominales de las líneas de tuberías de corrientes líquidas.

5.2.- ESTIMACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA EN LAS TUBERÍAS.

Para calcular las pérdidas de carga en los tramos lineales de tubería se utilizará la ecuación de Darcy [13]:

$$h_L = [f \cdot (L/D)] \cdot (v^2/2g) \quad (72)$$

Donde:

L = longitud de la tubería (m).

D = diámetro interno de la tubería (m).

v = velocidad del fluido (m/s).

f = factor de fricción. Éste se determina haciendo uso de la gráfica de Moody (véase anexo gráfico) a partir del módulo de Reynolds y de la rugosidad relativa del material.

En el caso de los distintos accesorios, se incluye un coeficiente de pérdida de carga, K, de modo que:

$$h_L = K \cdot (v^2/2g) \quad (73)$$

Por lo tanto, en el caso de que en un tramo de tubería aparezcan accesorios, la pérdida de carga total quedará recogida de la siguiente forma:

$$h_L = K_{\text{total}} \cdot (v^2/2g) = (K_{\text{tubería}} + K_{\text{accesorios}}) \cdot (v^2/2g) \quad (74)$$

Deduciéndose, a partir de la ecuación de Darcy que:

$$K_{\text{tubería}} = f \cdot (L/D) \quad (75)$$

Del mismo modo:

$$K_{\text{accesorios}} = K_{\text{accesorio1}} + K_{\text{accesorio2}} + \dots + K_{\text{accesorioN}} \quad (76)$$

$$K_{\text{accesorio}} = f \cdot (L_{\text{equivalente}}/D) \quad (77)$$

La longitud equivalente de un accesorio, $L_{\text{equivalente}}$, corresponde a la longitud de tubería recta que produciría la misma pérdida de carga que el accesorio considerado. Estos valores, se pueden encontrar tabulados o en gráficas tal como se muestran en el anexo gráfico [13].

A continuación, se muestran los resultados de los cálculos de pérdidas de carga en el sistema de tuberías, considerando todos los accesorios que se encuentran en cada tramo.

Línea 1.

- Características del fluido:
 - Densidad (kg/m³): 823,60.
 - Viscosidad (kg/ms): 0,00065.
 - Velocidad (m/s): 0,75.
 - Reynolds: 72413.
- Características de la tubería:
 - Longitud (m): 10.
 - Diámetro (m): 0,0762.
 - Rugosidad (m): 0,00045.

- Rugosidad relativa: 0,006.
- Factor de fricción: 0,032.
- Accesorios:
 - Válvulas:
 - Cantidad: 3.
 - $K_{\text{válvula}} = 3,8$.
 - Codos:
 - Cantidad: 2.
 - $K_{\text{codo}} = 0,40$.
 - Tes:
 - Cantidad: 1.
 - $K_{\text{te}} = 0,95$.
- Coeficiente de pérdidas:
 - $K_{\text{tubería}} = 4,2$.
 - $K_{\text{accesorios}} = 13,15$.
 - $K_{\text{total}} = 17,35$.
 - Pérdida total de carga (m): 0,497.
 - Pérdida total de carga (bar) = 0,039.

Línea 2.

- Características del fluido:
 - Densidad (kg/m³): 823,60.
 - Viscosidad (kg/ms): 0,00065.
 - Velocidad (m/s): 1,0.
 - Reynolds: 96551.
- Características de la tubería:
 - Longitud (m): 5.
 - Diámetro (m): 0,0762.
 - Rugosidad (m): 0,00045.
 - Rugosidad relativa: 0,006.
 - Factor de fricción: 0,032.
- Accesorios:
 - Codos (90°/radio largo):
 - Cantidad: 6.
 - $K_{\text{codo}} = 0,40$.
 - Válvulas:

- Cantidad: 3.
- $K_{\text{válvula}}$: 3,8.
- Tés:
 - Cantidad: 1.
 - K_{te} : 0,95.
- Coeficiente de pérdidas:
 - $K_{\text{tubería}}$: 2,10.
 - $K_{\text{accesorios}}$: 14,75.
 - K_{total} : 16,85.
 - Pérdida total de carga (m): 0,859 m.
 - Pérdida total de carga (bar): 0,068.

Línea 3.

- Características del fluido:
 - Densidad (kg/m³): 11,84.
 - Viscosidad (kg/ms): 0,0000135.
 - Velocidad (m/s): 35,0.
 - Reynolds: 2728900.
- Características de la tubería:
 - Longitud (m): 5.
 - Diámetro (m): 0,1016.
 - Rugosidad (m): 0,00045.
 - Rugosidad relativa: 0,0051.
 - Factor de fricción: 0,032.
- Coeficiente de pérdidas:
 - $K_{\text{tubería}}$: 1,57.
 - K_{total} : 1,57.
 - Pérdida total de carga (m): 98,0.
 - Pérdida total de carga (bar): 0,111.

Línea 4.

- Características del fluido:
 - Densidad (kg/m³): 11,84.
 - Viscosidad (kg/ms): 0,0000135.
 - Velocidad (m/s): 35,0.
 - Reynolds: 2728900.

- Características de la tubería:
 - Longitud (m): 9.
 - Diámetro (m): 0,1016.
 - Rugosidad (m): 0,00045.
 - Rugosidad relativa: 0,0051.
 - Factor de fricción: 0,032.
- Accesorios:
 - Codos (90°/radio largo):
 - Cantidad: 4.
 - K_{codo} : 0,4.
 - Válvulas:
 - Cantidad: 1.
 - $K_{\text{válvula}}$: 3,8.
- Coeficiente de pérdidas:
 - $K_{\text{tubería}}$: 3,24.
 - $K_{\text{accesorios}}$: 5,40.
 - K_{total} : 8,64.
 - Pérdida total de carga (m): 540,00.
 - Pérdida total de carga (bar): 0,611.

Línea 5.

- Características del fluido:
 - Densidad (kg/m³): 9,81.
 - Viscosidad (kg/ms): 0,0000135.
 - Velocidad (m/s): 35,0.
 - Reynolds: 2584027.
- Características de la tubería:
 - Longitud (m): 6.
 - Diámetro (m): 0,1016.
 - Rugosidad (m): 0,00045.
 - Rugosidad relativa: 0,0045.
 - Factor de fricción: 0,032.
- Accesorios:
 - Válvulas:
 - Cantidad: 1.
 - $K_{\text{válvula}}$: 3,8.

- Coeficiente de pérdidas:
 - $K_{\text{tubería}}$: 1,89.
 - $K_{\text{accesorios}}$: 3,80.
 - K_{total} : 5,69.
 - Pérdida total de carga (m): 355,26.
 - Pérdida total de carga (bar): 0,333.

Línea 6.

- Características del fluido:
 - Densidad (kg/m³): 9,01.
 - Viscosidad (kg/ms): 0,000016.
 - Velocidad (m/s): 35,0.
 - Reynolds: 1501854.
- Características de la tubería:
 - Longitud (m): 7.
 - Diámetro (m): 0,0762.
 - Rugosidad (m): 0,00045.
 - Rugosidad relativa: 0,006.
 - Factor de fricción: 0,032.
- Accesorios:
 - Codos (90°/radio largo):
 - Cantidad: 3.
 - K_{codo} : 0,4.
 - Válvulas:
 - Cantidad: 1.
 - $K_{\text{válvula}}$: 3,8.
- Coeficiente de pérdidas:
 - $K_{\text{tubería}}$: 2,94.
 - $K_{\text{accesorios}}$: 5,00.
 - K_{total} : 7,94.
 - Pérdida total de carga (m): 495,74.
 - Pérdida total de carga (bar): 0,427.

Línea 7.

- Características del fluido:
 - Densidad (kg/m³): 9,01.
 - Viscosidad (kg/ms): 0,000016.

- Velocidad (m/s): 35,0.
- Reynolds: 1501854.
- Características de la tubería:
 - Longitud (m): 6.
 - Diámetro (m): 0,0762.
 - Rugosidad (m): 0,00045.
 - Rugosidad relativa: 0,006.
 - Factor de fricción: 0,032.
- Accesorios:
 - Codos (90°/radio largo):
 - Cantidad: 1.
 - Longitud equivalente (m): 0,4.
- Coeficiente de pérdidas:
 - $K_{\text{tubería}}$: 2,52.
 - $K_{\text{accesorios}}$: 0,4.
 - K_{total} : 2,92.
 - Pérdida total de carga (m): 182,31.
 - Pérdida total de carga (bar): 0,157.

5.3.- ESTUDIO GLOBAL DE LAS PÉRDIDAS DE CARGA.

A continuación, se procederá a determinar las pérdidas de carga que se experimenta a lo largo de todo el proceso.

Este dato es de esencial importancia para la determinación de las características, y en concreto, de la potencia, del grupo de presión que deberá impulsar, tanto la alimentación del proceso, como el equipo encargado de suministrar el vapor de agua sobrecalentado a presión para el intercambiador de calor.

- Pérdidas de carga a través del reactor: 30793 Pa (0,3000 bar).
- Pérdidas de carga a través del intercambiador de calor:
 - Del lado de la carcasa (alimentación): 221,30 Pa (0,0022 bar).
 - Del lado de los tubos (vapor): 39,30 Pa (0,0004 bar).
- Pérdidas de carga en el sistema de tuberías:
 - Alimentación (antes del sistema de bombeo):
 - Línea 1: 4018,9 Pa (0,039 bar).

- Alimentación (entre las bombas y el reactor):
 - Línea 2: 6940,3 Pa (0,068 bar).
 - Línea 3: 11385,64 Pa (0,111 bar).
 - Línea 4: 62721,21 Pa (0,611 bar).
 - Total: 81047,15 Pa (0,790 bar).
- Corriente de salida del reactor:
 - Línea 5: 34188,84 Pa (0,3331 bar).
- Flujo de vapor de agua al intercambiador de calor:
 - Línea 6 (entrada vapor): 43817,52 Pa (0,4269 bar).
 - Línea 7 (salida vapor): 16114,03 Pa (0,1570 bar).

Estos valores de pérdida de carga en el sistema van a ser los que condicionen la elección de la bomba de alimentación, ya que esta será la encargada de comunicar al fluido la energía suficiente para vencer estas pérdidas de carga.

5.4.- CÁLCULO DE LOS ESPESORES DE TUBERÍAS.

En primer lugar, para poder determinar el espesor de las tuberías consideradas, será necesario definir la presión de diseño y, para ello, previamente deberá estimarse el valor de la presión máxima en el sistema de tuberías.

Como se indicaba en la Memoria Descriptiva del presente Proyecto, es necesario que la presión en el interior del reactor no sea inferior a 15 bar en ningún momento. Por ese motivo, todos los cálculos de diseño del reactor se han llevado cabo tomando un valor prudencial de presión a la entrada del reactor de 16 bar, es decir, que la presión de la alimentación a la entrada del equipo deberá ser de 16 bar y por tanto, para calcular la presión máxima en la línea que será la que el fluido tenga a la salida de la bomba, se deberá tener en cuenta la caída de presión experimentada por la alimentación desde la salida de la bomba hasta la entrada al reactor. Esto incluye las líneas de tubería 2, 3 y 4, así como la pérdida de presión que tiene lugar a través de la carcasa del equipo cambiador de calor (ya que la alimentación circula por su interior). Considerando estas caídas de presión se tiene:

- Pérdidas de carga a través del intercambiador de calor:
 - Del lado de la carcasa (alimentación): 221,30 Pa (0,0022 bar).
- Pérdidas de carga en el sistema de tuberías:

- Alimentación (entre las bombas y el reactor):
 - Línea 2: 6940,3 (0,068 bar).
 - Línea 3: 11385,64 Pa (0,111 bar).
 - Línea 4: 62721,21 Pa (0,611 bar).
 - Total: 81047,15 Pa (0,790 bar).
- Pérdida de carga total: 81268,5 Pa (0,7922 bar ó 0,829 kg/cm²).

Por lo tanto, la presión a la salida de la bomba deberá ser de al menos 16,80 bar. Por motivos de seguridad (si por un ensuciamiento u otros motivos aumentasen las pérdidas de carga, la bomba requeriría mayor potencia para hacer frente a éstas pérdidas sin que la presión de entrada al reactor se viese afectada) se adoptará como valor de dicha presión de salida de la bomba de 18 bar (18,84 kg/cm²). Este será el valor de la presión de diseño adoptado para dicho tramo. Puesto que la alimentación a la bomba debe entrar a una presión aproximadamente de 1 bar (presión atmosférica), y las pérdidas de presión en dicha línea son inferiores mínimas se considerará la máxima presión en dicho tramo una presión de 1,5 bar. En cuanto al flujo de vapor sobrecalentado que entra en el intercambiador de calor, se había considerado que debía encontrarse a una presión de 16 bar. Se considerará que la presión máxima será la presión a la salida de la soplante o compresor que se encargue de impulsar dicho fluido. Como la caída de presión en dicho tramo (línea 6) es de 0,427 bar, se considerará que la presión a la salida del equipo impulsor es de 16,427 bar, por los mismos motivos anteriormente expuestos, se adoptará una presión máxima de 18 bar. La tubería de salida de reactor se diseñará también, por motivos de seguridad, a la misma presión que las de entrada al equipo, es decir, 18 bar.

Cualquier componente del sistema de tuberías deberá diseñarse para una presión interior o exterior que represente la condición de servicio más severa de presión (incluyendo la carga estática del fluido) y temperaturas coincidentes esperadas durante la operación normal. La condición más severa de presión y temperaturas coincidentes esperadas durante la operación normal, será aquella que dé lugar al mayor espesor de pared de tubería y accesorios, y al rating de bridas más alto.

Para tuberías metálicas rectas bajo presión interna, la fórmula para calcular el espesor mínimo de pared requerido, que se detalla a continuación, es aplicable para razones de D_0/t superiores a seis. Se incluye un factor Y que varía con el material de la tubería y la temperatura, para considerar la redistribución de esfuerzos perimetrales

que se producen con flujo en estado estacionario a altas temperaturas y permite espesores ligeramente inferiores dentro de este intervalo. La expresión es la siguiente:

$$t_m = M \cdot \{ [P \cdot D_0 / 2 \cdot (SE + Y)] + C \} \quad (78)$$

Donde:

M = Valor añadido por la tolerancia de fabricación de un 12,5%. M = 1,125.

P = Presión de diseño (kg/cm²).

C = Sobreespesor añadido por la corrosión, erosión y cualquier profundidad de la muesca o estriado. Se adoptará un valor de 0,1 cm.

S = Esfuerzo máximo permisible en función de la temperatura (véase anexo I).

D₀ = Diámetro exterior de la tubería (cm).

E = factor de calidad o eficiencia, que considera la calidad de las fundiciones, la calidad de las uniones, y la calidad de grado estructural. Se tomará un valor de

E = 0,85.

t_m = espesor mínimo que debe tener la tubería (cm).

t = espesor comercial (in)

A continuación se muestran los espesores mínimos calculados, así como los espesores comercialmente disponibles para las tuberías.

Línea 1.

- Presión de diseño (kg/cm²): 1,57.
- Temperatura de diseño (°C): 25.
- S (kg/cm²): 1368,75.
- D₀ (cm): 7,62.
- D₀ (in): 3.
- Y = 0,4.
- t_m (cm) = 0,118.
- t_m (in) = 0,046
- t (in) = 0,083 (Sch 5S).

Línea 2.

- Presión de diseño (kg/cm²): 18,84.
- Temperatura de diseño (°C): 25.
- S (kg/cm²): 1368,75.

- D_0 (cm): 7,62.
- D_0 (in): 3.
- $Y = 0,4$.
- t_m (cm) = 0,182.
- t_m (in) = 0,072.
- t (in) = 0,083 (Sch 5S).

Línea 3.

- Presión de diseño (kg/cm^2): 18,84.
- Temperatura de diseño ($^{\circ}\text{C}$): 250.
- S (kg/cm^2): 1294,31
- D_0 (cm): 10,16.
- D_0 (in): 4.
- $Y = 0,4$.
- t_m (cm) = 0,210.
- t_m (in) = 0,082.
- t (in) = 0,083 (Sch 5S).

Línea 4.

- Presión de diseño (kg/cm^2): 18,84.
- Temperatura de diseño ($^{\circ}\text{C}$): 250.
- S (kg/cm^2): 1294,31
- D_0 (cm): 10,16.
- D_0 (in): 4.
- $Y = 0,4$.
- t_m (cm) = 0,210.
- t_m (in) = 0,082.
- t (in) = 0,083 (Sch 5S).

Línea 5.

- Presión de diseño (kg/cm^2): 18,84.
- Temperatura de diseño ($^{\circ}\text{C}$): 358.
- S (kg/cm^2): 1208,22.
- D_0 (cm): 10,16.
- D_0 (in): 4.

- $Y = 0,7$.
- t_m (cm) = 0,217.
- t_m (in) = 0,085
- t (in) = 0,120 (Sch 10S).

Línea 6.

- Presión de diseño (kg/cm^2): 18,84.
- Temperatura de diseño ($^{\circ}\text{C}$): 350.
- S (kg/cm^2): 1216,14.
- D_0 (cm): 7,62.
- D_0 (in): 3.
- $Y = 0,7$.
- t_m (cm) = 0,191.
- t_m (in) = 0,075.
- t (in) = 0,083 (Sch 5S).

Línea 7.

- Presión de diseño (kg/cm^2): 18,84.
- Temperatura de diseño ($^{\circ}\text{C}$): 150.
- S (kg/cm^2): 1351,43.
- D_0 (cm): 7,62.
- D_0 (in): 3.
- $Y = 0,4$.
- t_m (cm) = 0,239.
- t_m (in) = 0,094.
- t (in) = 0,120 (Sch 10S).

5.5.- AISLAMIENTO TÉRMICO DE TUBERÍAS.

El modelo más básico para el aislamiento en una tubería se representa como una sucesión de cilindros concéntricos. R_1 y R_2 representan el radio interno y externo, respectivamente, de la tubería y R_3 el radio del aislante.

El coeficiente global de transferencia de calor será:

$$U = 1/\{[R_3/R_1 \cdot h_i] + [R_3 \cdot \ln(R_2/R_1)/k_{\text{tubería}}] + [R_3 \cdot \ln(R_3/R_2)/k_{\text{aislante}}] + [1/h_0]\} \quad (79)$$

Generalmente, el coeficiente h_0 del aire a temperatura ambiente se adopta como $40 \text{ W/m}^2\text{K}$. La pérdida de calor total por unidad de longitud se puede calcular entonces como:

$$Q/L = 2\pi R_3 \cdot U \cdot \Delta T \quad (80)$$

Donde $\Delta T = T_{\text{interior tubería}} - T_{\text{ambiente}}$

Tres factores desempeñan un papel fundamental en la selección del tipo de aislamiento y del espesor del mismo, a saber: economía del proceso, seguridad y las restricciones impuestas por las condiciones operativas.

Economía.

El espesor económico de aislamiento puede determinarse a través de diversos métodos, dos de los cuales son el costo total mínimo y el costo incremental. Se han realizado diversas tablas para conocer el espesor de aislamiento recomendado. La figura que se adjunta en el presente proyecto, adopta espesores basándose en el aislamiento con silicato de calcio de una camisa de aluminio adecuada. Dichas tablas se basan en el costo de energía al final del primer año, una tasa de inflación del 10% sobre los costes energéticos, un interés del 15% y un beneficio presente antes de impuestos del 40% anual sobre el último incremento de espesor de aislante.

8	1	250	200	150	150	150	150	150	150						
	2		850	650	550	450	400	350	350						
	2.5		900	700	600	500	450	400	400						
	3									1100	950	800	750	700	600
	3.5														
	4									1050	1000				
10	2	200	150	150	150	150	150	150	150						
	2.5		1000	800	650	550	500	450	400						
	3		1200	950	800	700	600	550	500						
	3.5									1100	1000	900	800		
	4													1150	1050
	4.5									1200	1100				

figura. Espesor económico para aislamiento exterior

Economic Thickness of Outdoor Insulation

Adapted from Perry's Chemical Engineers' Handbook

Pipe Size (in)	Insulation Thickness (in)	Minimum pipe temperature (°F)							
		Energy Costs, \$/million Btu							
		1	2	3	4	5	6	7	8
0.75	1	450	300	250	250	200	200	150	150
	1.5	800	500	400	300	250	250	200	200
	2			1150	950	850	750	700	650
	2.5			1100	1000	900	800	750	700
1	1	400	300	250	200	200	150	150	150
	1.5	1000	650	500	400	350	300	300	250
	2			1100	900	800	700	600	600
	2.5				1200	1050	950	850	800
3					1100	1000	900	850	
1.5	1	350	250	200	200	150	150	150	150
	1.5	900	600	450	350	300	300	250	250
	2			1000	850	700	60	550	500
	2.5			1150	950	800	750	700	600
3					1200	1050	1000	900	
2	1	350	250	200	150	150	150	150	150
	1.5	900	550	450	400	300	300	250	250
	2			1150	900	750	650	600	550
	2.5			1000	850	750	650	600	550
3				1050	950	850	750	700	
3	1	300	200	150	150	150	150	150	150
	1.5	750	500	400	300	250	250	250	200
	2			950	750	600	500	450	400
	2.5			1150	950	750	650	600	500
3				1150	1000	850	750	650	
3.5								1150	
4	1	250	200	150	150	150	150	150	150
	1.5	750	500	350	300	250	250	200	200
	2			950	750	600	500	450	400
	2.5			1050	900	700	650	600	550
3			1100	950	750	700	650	600	
3.5						1200	1100	1000	
6	1	250	150	150	150	150	150	150	150
	1.5	450	300	200	200	150	150	150	150
	2			900	700	600	500	450	400
	2.5			1050	800	650	600	500	400
3				1050	900	750	700	600	
3.5						1150	1050	950	
4								1200	
4.5									1200

Figura 38. Espesor económico de aislamiento.

Seguridad.

Aquellas tuberías a las que los operarios pudieran tener acceso fácilmente deben cubrir unos determinados requerimientos de seguridad. Se recomienda, en tal caso, un aislamiento térmico de la superficie de la tubería a partir de temperaturas de 54,4°C a 65,5 °C. Por lo tanto, desde el punto de vista de la seguridad operativa, se adoptará que la temperatura de la conducción una vez que ésta disponga del aislamiento adecuado no deberá superar los 60°C para evitar que el contacto pudiera producir lesiones de gravedad en los operarios de la instalación.

Se utilizará la gráfica adjunta para calcular el espesor de seguridad requerido. Esta gráfica, estimada para el silicato de calcio, relaciona el espesor del aislante con el “espesor equivalente” para distintos tamaños de tuberías.

El cálculo del “espesor equivalente” se llevará a cabo mediante la expresión:

$$\text{Espesor equivalente} = k_{\text{aislante}} \cdot R_S \cdot \{(T_{\text{tubería}} - T_{\text{superficie}})/(T_{\text{superficie}} - T_{\text{ambiente}})\} \quad (81)$$

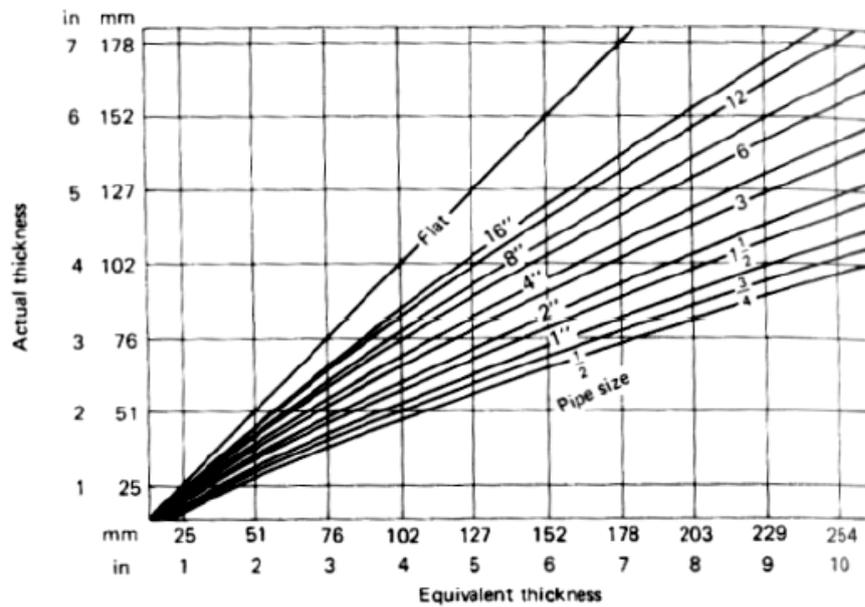


Figure 4: Equivalent Thickness Chart for Calcium Silicate Insulation

figura. Espesor equivalente (Silicato de Calcio)

Figura 39. Espesor equivalente de aislamiento (silicato cálcico).

La figura 40 muestra las resistencias superficiales tres materiales comunes para la cubierta de aislamiento.

Table 5: Values for Surface Resistances
 $h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{Btu}$ ($\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W}$)

R_s Values for still air

T _{surface-Tambient}		Plain, fabric dull metal $\epsilon = 0.95$	Aluminum $\epsilon = 0.2$	Stainless steel $\epsilon = 0.4$
$^\circ\text{F}$	$^\circ\text{C}$			
10	5	0.53 (0.093)	0.90 (0.158)	0.81 (0.142)
25	14	0.52 (0.091)	0.88 (0.155)	0.79 (0.139)
50	28	0.50 (0.088)	0.86 (0.151)	0.76 (0.133)
75	42	0.48 (0.084)	0.84 (0.147)	0.75 (0.132)
100	55	0.46 (0.081)	0.80 (0.140)	0.72 (0.126)

R_s Values with wind velocities

Wind velocity		Plain, fabric dull metal		Aluminum		Stainless steel	
mi/h	km/h	mi/h	km/h	mi/h	km/h	mi/h	km/h
5	8	0.35	0.06	0.41	0.07	0.40	0.07
10	16	0.30	0.05	0.35	0.06	0.34	0.06
20	32	0.24	0.04	0.28	0.05	0.27	0.05

figura. Valores para las Resistencia Superficiales

Figura 40. Valores para las resistencias superficiales.

La conductividad térmica del silicato de calcio se obtendrá a partir de la gráfica que se muestra en la figura 41.

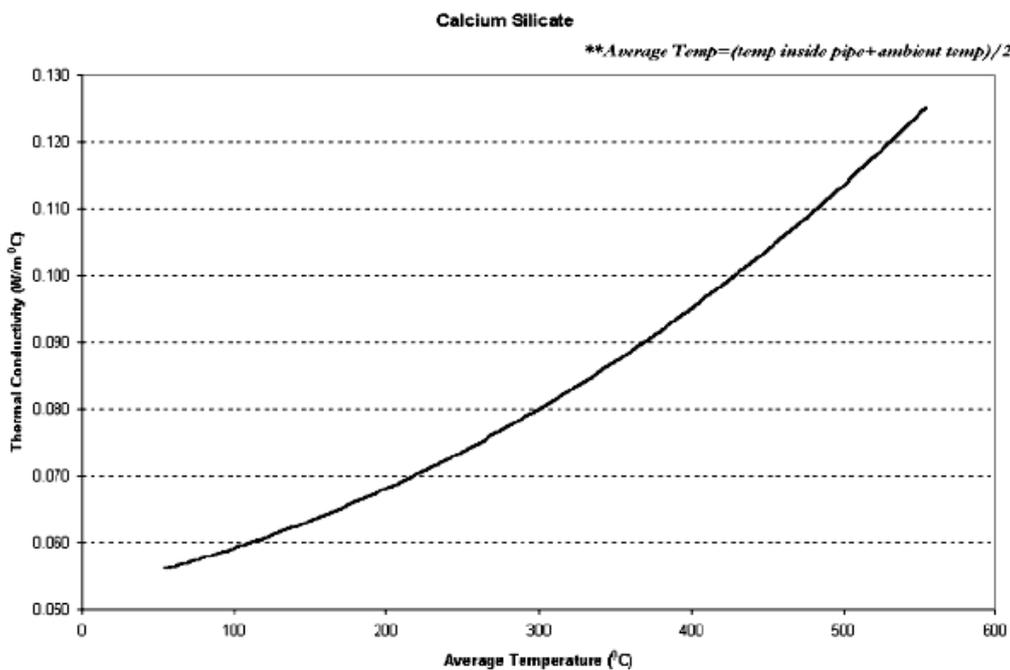


figura. Conductividad térmica del silicato de calcio

Figura 41. Conductividad térmica del silicato de calcio.

Condiciones de proceso.

La temperatura de un fluido en el interior de una tubería aislada es una variable de proceso muy importante que debe ser considerada en muchas situaciones. Para predecir la temperatura al final de la tubería (T_2) se harán las siguientes consideraciones:

1. La capacidad calorífica del fluido se considerará constante en el intervalo de temperaturas considerado.
2. Se considera que la temperatura ambiente es constante.
3. Se considerará también que las conductividades térmicas de los fluidos, la tubería y el material de aislamiento son constantes.
4. El coeficiente global de transmisión de calor será considerado constante.
5. Consideración de flujo turbulento en el interior de la tubería.
6. Se tomará una velocidad del viento de 15 m/h para cálculos al aire libre.

El calor transferido será $Q = 2\pi R_3 L \cdot U \cdot \Delta T_{ml}$, donde:

$$U = \frac{1}{\frac{R_3}{R_1 h_i} + \frac{R_3 \ln(R_2/R_1)}{k_{metal}} + \frac{R_3 \ln(R_3/R_2)}{k_{aislante}} + \frac{1}{h_0}}$$

$$h_i = \left(\frac{k}{D}\right) Nu_D = \left(\frac{k}{D}\right) (0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4})$$

$$Pr = \frac{Cp\mu}{k}$$

$$Re = \frac{GD}{\mu}$$

$$h_0 = 8,8 \text{ BTU} / \text{hft}^2 \text{ } ^\circ F \quad (50 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ K})$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_2 - T_{amb}) - (T_1 - T_{amb})}{\ln\left(\frac{T_2 - T_{amb}}{T_1 - T_{amb}}\right)}$$

También se puede expresar el calor transmitido mediante la siguiente expresión:

$$Q = Q_m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2) \quad (82)$$

Combinando estas expresiones, podrá obtenerse la temperatura del fluido en el punto final de la tubería, T_2 .

El procedimiento que se llevará a cabo será el siguiente. En primer lugar, se calculará al espesor económico para cada línea, para lo cual será necesario estimar de forma aproximada el coste energético en €/millón de BTU. Posteriormente se obtendrá el espesor necesario para mantener las condiciones de seguridad expuestas anteriormente, seleccionando una temperatura superior máxima de 60°C. Finalmente, para el mayor obtenido por ambas vías se calculará la pérdida de temperatura entre el comienzo y el término de la tubería, para comprobar que no se afectan apreciablemente las condiciones de proceso.

Se tomará como precio del vapor 8,84 €/t (precio que ha sido tomado de la bibliografía, equivale a 12 \$/t) y se usará como una guía para la estimación aproximada del coste energético. Teniendo en cuenta que el vapor empleado en el cambiador de calor se encuentra a 350°C y 16 bar, con una entalpía de vaporización en dichas condiciones de 2506 kJ/kg. Se obtiene un coste energético aproximado de 5,05 \$/millón BTU. Teniendo en cuenta que sólo las líneas 5 y 6 transportan vapor de agua sobresaturado, calcularemos según la gráfica anterior su espesor de aislamiento bajo el criterio económico, obteniendo:

Línea	DN (in)	T (°C)/T(°F)	Espesor aislamiento (in)
5	3"	350°C/662°F	3"
6	3"	150°C/302°F	2"

Tabla 21. Espesor económico de aislamiento.

El espesor de seguridad se calculará siguiendo el método anteriormente expuesto. Sólo se considerarán las líneas 3, 4, 5, 6 y 7 ya que las líneas 1 y 2, al encontrarse a 25°C no van a requerir de un material de aislamiento térmico. Los resultados obtenidos para el espesor de aislamiento de seguridad son los siguientes

(el cálculo se ha realizado para una temperatura ambiente de 25°C y una temperatura de seguridad de 60°C):

Línea	3	4	5	6	7
DN (in)	4"	4"	4"	3"	3"
T(°C)	250	249,8	358	350	150
T _m (°C)	137,5	137,4	191,5	187,5	87,5
K _{aislante} (W/m°C)	0,059	0,059	0,060	0,060	0,058
T _{sup} - T _{amb}	35	35	35	35	35
R _{s-aluminio} m ² °C/W	0,149	0,149	0,149	0,149	0,149
Espesor equivalente (in)	1,89"	1,89"	3,00"	2,92"	0,88"
Espesor (in)	1 ½"	1 ½"	2 ½"	2 ½"	1"

Tabla 22. Espesor de aislamiento óptimo para reducir pérdidas caloríficas.

Se deberá tomar el mayor espesor de los obtenidos, por lo tanto, para las líneas 3, 4 y 5 los espesores serán a priori los calculados según el criterio de seguridad, mientras que para las líneas 6 y 7 se tomarán los estimados según el criterio de optimización económica.

A continuación, se estudiará el uso del espesor seleccionado en cada línea y como se ve afectada la temperatura del proceso, a efectos de comprobar que la variación es despreciable y que se han seleccionado correctamente los espesores de aislamiento.

Para los fluidos, se tomará una conductividad térmica constante para cada especie tanto para el gas como para el líquido, obteniéndose la conductividad de la mezcla mediante la ponderación en función de la composición de la misma. Las conductividades térmicas tomadas para cada especie se resumen en la tabla 23:

k [W/mK]		
fase	gaseosa	liquida
metanol	0,015	0,21
agua	0,025	0,6
dimetil éter	0,015	0,14

Tabla 23. Conductividades térmicas de metanol, agua y dimetil éter en estado líquido y gaseoso.

El calor específico a presión constante para los gases se calculará de la misma forma vista anteriormente. Para los líquidos se utilizará la siguiente fórmula C_p (J/kmolK) = $C_1 + C_2T + C_3T^2 + C_4T^3 + C_5T^4$, donde los coeficientes para cada especie serán los siguientes:

	c1	c2	c3	c4	c5
metanol	105800	-362,23	0,9379	0	0
agua	276370	-2090,1	8,125	-0,014116	9,3701E-06
dme	110100	-157,47	0,51853	0	0

De este modo, se obtendrá como resultado ($K_{tubería} = 16$ W/mK; $h_0 = 50$ W/m²K):

Línea	3	4	5	6	6
T(°C)	250	249,82	358	350	150
R ₁ (m)	0,0508	0,0508	0,0508	0,0381	0,0381
R ₂ (m)	0,0643	0,0643	0,0643	0,0492	0,0492
R ₃ (m)	0,1024	0,1024	0,1278	0,1254	0,1000
m (kg/s)	2,818	2,818	2,818	1,766	1,766
G (kg/m ² s)	347,62	347,62	347,62	387,25	387,25
μ (kg/ms)	1,35 · 10 ⁻⁵	1,35 · 10 ⁻⁵	1,55 · 10 ⁻⁵	1,40 · 10 ⁻⁵	1,65 · 10 ⁻⁵
Re	2616162	2616162	2278593	2107746	1788391
C _p (kJ/kgK)	1,694	1,694	1,890	2,056	2,056
K _{fluido} (W/mK)	0,0152	0,0152	0,0174	0,0250	0,0250
Pr	1,505	1,505	1,684	1,151	1,357
Nu _D	3541	3541	3279	2749	2532
h _i (W/m ² K)	529,8	529,8	561,6	901,9	830,7
K _{ais} (W/m°C)	0,059	0,059	0,060	0,060	0,058
U (W/m ² K)	1,206	1,206	0,671	0,505	0,802
L (m)	5	9	6	7	6

T_2 (°C)	249,818	249,493	357,798	349,751	149,896
$T_1 - T_2$	0,180	0,327	0,202	0,249	0,104

Tabla 24. Pérdida de temperatura con aislamiento térmico en la tubería.

Como se puede apreciar, a la vista de los resultados, con los espesores seleccionados, la variación de temperatura entre ambos puntos de cada tubería es despreciable, por lo tanto, podemos considerar que los espesores de aislamiento seleccionados son correctos y serán:

Línea de tubería #	Espesor de aislamiento (in)
Línea 1	Sin aislamiento
Línea 2	Sin aislamiento
Línea 3	1 ½"
Línea 4	1 ½"
Línea 5	2 ½"
Línea 6	3"
Línea 7	2"

Tabla 25. Espesor de aislamiento de las diferentes líneas de tuberías.

CAPÍTULO 6. IMPULSIÓN DE FLUIDOS.

6.0.- INTRODUCCIÓN.

Para impulsar los fluidos a través de las líneas de tuberías y equipos que componen la instalación, será necesario emplear los adecuados sistemas de impulsión de fluidos.

Para impulsar la corriente de alimentación al proceso, que se encuentra en estado líquido, se emplearán dos bombas centrífugas situadas en paralelo, de modo que en caso de avería de una de ellas, la otra bomba pueda realizar su función sin interferir en la continuidad del proceso. Estas bombas se encargarán de compensar la pérdida de energía mecánica e impulsar la corriente de alimentación hasta el equipo intercambiador de calor. La corriente gaseosa que sale de dicho cambiador de calor, será impulsada hasta el reactor por un compresor situado a la salida del equipo intercambiador de calor.

A continuación, se muestran las características esenciales que deberán poseer dichos equipos para que puedan suministrar la potencia necesaria para alcanzar la presión requerida y superar las pérdidas de carga que se producen en la instalación.

6.1.- BOMBAS.

Las bombas 1 y 2 son las encargadas de impulsar la corriente líquida de alimentación. Se ha dispuesto de dos bombas en paralelo, como se ha dicho anteriormente, para que en caso de avería, la instalación pueda funcionar con normalidad modificando el paso del flujo de la bomba 1 a la bomba 2 sin interferir así en el proceso, y de modo que sea posible la reparación de la bomba averiada sin que sea necesario parar el proceso.

Para calcular la potencia de la bomba tan sólo se va a tener en cuenta el tramo de impulsión (todo cuanto ocurre anteriormente dentro del proceso de producción del DME no es objeto del presente proyecto).

Aplicando la ecuación de Bernoulli entre el punto A, situado a la entrada de la bomba, y un punto B, situado a la entrada al reactor (ya que la potencia de la bomba debe superar las pérdidas de carga que tienen lugar en las líneas situadas desde ésta hasta la entrada al reactor):

$$(P_A/\rho g) + z_A + (v_A^2/2g) + H_{\text{util}} = (P_B/\rho g) + z_B + (v_B^2/2g) + h_L \quad (83)$$

En este caso, las pérdidas de carga en el sistema corresponden a las que se producen en las tuberías y accesorios correspondientes a las líneas 1 y 2 ($h_{L,\text{aspiración}}$) más las que se producen en el propio intercambiador de calor ($h_{L,\text{intercambiador}}$):

$$h_L = h_{L,\text{aspiración}} + h_{L,\text{intercambiador}} \quad (84)$$

Estas pérdidas de carga ya fueron estimadas en el capítulo anterior, obteniéndose los siguientes resultados:

- $h_{\text{línea 2}} = 0,838 \text{ m.}$
- $h_{\text{línea 1}} = 0,497 \text{ m.}$
- $h_{L,\text{aspiración}} = 1,335 \text{ m.}$
- $h_{L,\text{intercambiador}} = 0,054 \text{ m.}$

Resultando así:

$$h_L = 1,389 \text{ m.}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación de Bernoulli (83):

- $P_A = 101325 \text{ Pa (1 bar).}$
- $\rho_A = 823,60 \text{ kg/m}^3.$
- $z_A = 0,10 \text{ m.}$
- $v_A = 0,75 \text{ m/s.}$
- $P_B = 1631251,44 \text{ Pa (16,1 bar).}$ Este valor se ha adoptado para que, a pesar de las pérdidas de carga, la alimentación llegue al intercambiador de calor con una presión de aproximadamente 16 bar.
- $\rho_B = 823,60 \text{ kg/m}^3.$
- $v_B = 1 \text{ m/s}$
- $z_B = 0,50 \text{ m.}$

De este modo se obtiene:

$$H_{\text{Util}} = 191,171 \text{ m.}$$

Y por lo tanto:

$$N = H_{\text{Util}} \cdot g \cdot Q_{\text{másico}} = 191,171 \text{ m} \cdot 9,81 \text{ m/s}^2 \cdot 2,8183 \text{ kg/s} = 5,29 \text{ kW.}$$

Considerando una eficiencia de la bomba de un 70% ($\eta = 0,70$), se obtiene que:

$$N_{\text{bomba}} = N/\eta \tag{84}$$

$$N_{\text{bomba}} = 5,28 \text{ kW}/0,70 = 7,54 \text{ kW.}$$

Para evitar que la bomba trabaje a plena potencia, se sobredimensionará en un 20%, resultando entonces que la potencia requerida para la misma sea de 9,05 kW.

La carga neta de succión positiva se calculará mediante la siguiente expresión:

$$(\text{NSPH}) = [(P_1 - P_v)/\rho g] + (z_1 - z_a) - h_f \tag{85}$$

Donde:

- P_1 : presión en el punto inicial del tramo de aspiración; 101325 N/m².
- P_v : presión de vapor en el tramo de aspiración. Se ha tenido en cuenta la temperatura del fluido, así como que está constituido por una mezcla metanol-agua casi en su totalidad, de modo que $P_v = 12300 \text{ N/m}^2$.
- z_1 : altura en el punto inicial del tramo de aspiración; 1 m.
- z_a : altura en la aspiración de la bomba; 0,1 m.
- h_f : pérdida de carga entre el punto inicial y final del tramo de aspiración (sólo se ha considerado la parte que en este proyecto se conoce de dicho tramo): 0,497 m.
- ρ : densidad del líquido; 823,6 kg/m³.
- g : aceleración de la gravedad; 9,81 m/s².

Sustituyendo los valores en la expresión anterior, se obtiene que las bombas deben tener una NPSH de 11,42 m.

6.2.- COMPRESOR.

El compresor situado entre el equipo de intercambio de calor y el reactor será el encargado de suministrar la energía mecánica necesaria al gas saliente del intercambiador de calor para que entre la mezcla gaseosa reaccionante en el equipo reactor a la presión necesaria.

La expresión que permite calcular la potencia teórica de un compresor de una etapa durante la compresión adiabática de un gas es la que sigue a continuación:

$$P = (W/\eta) \cdot \{[k/(k - 1)] \cdot R \cdot T_1 \cdot [(P_2/P_1)^{k-1/k} - 1]\} \quad (86)$$

Donde:

- W = gasto másico de gas (kg/s). $W = 2,8183$ kg/s.
- $k = C_p/C_v$. Considerando el gas como ideal, las capacidades caloríficas son constantes e iguales a:
 - $C_p = 7/2 R$.
 - $C_v = 5/2 R$.
- $R = 8314$ J/PM·kg·K
- PM = peso molecular promedio de la mezcla gaseosa. Teniendo en cuenta la composición y los pesos moleculares de los componentes de la alimentación, se obtiene un PM de 45,6 u.
- P_1 = presión inicial de la mezcla gaseosa (Pa). La presión inicial será de 15,87 bar (teniendo en cuenta las pérdidas de carga que tienen lugar desde el intercambiador de calor hasta el compresor), es decir, 1628624,2 Pa.
- P_2 = presión final de la mezcla gaseosa (Pa). La presión de salida del compresor deberá ser de 16,62 bar (para compensar así las pérdidas de carga que tienen lugar en la línea 4 que une el compresor con el reactor), es decir, 1705913,8 Pa,

- T_1 = temperatura del gas a la entrada en el compresor. Como se estimó anteriormente, la temperatura al final de la línea 3, que es la temperatura del gas que alimenta al compresor, será de 522,82 K.
- η = eficiencia del compresor. Se considerará una eficiencia del 75%, es decir, $\eta = 0,75$.

El valor que se obtenga al sustituir en la expresión anterior, deberá dividirse entre 1000 para obtener así la potencia del compresor expresada en kW. Sustituyendo en la expresión anterior obtenemos un valor de:

$$P = 16,65 \text{ kW.}$$

Para evitar que el compresor trabaje a plena potencia, se sobredimensionará el mismo en aproximadamente un 20%, de modo que la potencia final del compresor será de 20 kW.

PLIEGO DE CONDICIONES.

PLIEGO DE CONDICIONES.

CAPÍTULO 1. CONDICIONES GENERALES.

1.1.- OBJETIVOS.

En este Pliego de Condiciones se van a especificar las condiciones facultativas, técnicas, económicas y de Seguridad e Higiene que se han de observar en la recepción, montaje y funcionamiento de la instalación proyectada, así como las condiciones generales que se han de regir en la ejecución de las obras definidas en este Proyecto.

No se podrán alterar estas condiciones si no están aceptadas de forma escrita y autorizadas por la representación legal de la sociedad para la que se ha confeccionado este Proyecto.

1.2.- OBRAS OBJETO DEL PRESENTE PROYECTO.

Se consideran sujetas a las condiciones de este Pliego, todas las obras cuyas características, planos y presupuestos, se adjuntan en las partes correspondientes del presente Proyecto, así como todas las obras necesarias para dejar completamente terminadas las instalaciones con arreglo a los planos y documentos adjuntos.

Se entiende por obras accesorias, aquellas que por su naturaleza, no puedan ser previstas en todos sus detalles, sino a medida que avanza la ejecución de los trabajos.

Las obras accesorias, se realizarán según se vaya conociendo su necesidad. Cuando la importancia lo exija se construirán en base a los proyectos adicionales que se redacten. En los casos de menor importancia se llevarán a cabo conforme a la propuesta que formule el Director de la Obra.

1.3.- EXCLUSIONES.

Quedan excluidos de este Proyecto, los aspectos no relacionados con el proceso químico de la instalación, como movimientos de tierras, zanjas, cimentaciones, estructuras e instalación eléctrica.

1.4.- OBRAS ACCESORIAS NO ESPECIFICADAS EN EL PLIEGO.

Si en el transcurso de los trabajos se hiciese necesario ejecutar obras o instalaciones que no se encuentre descritas en este Pliego de Condiciones, el adjudicatario estará obligado a realizarlas con estricta sujeción a las órdenes que, al efecto, recia del Director de Obra y, en cualquier caso, con arreglo a las reglas del buen arte constructivo.

El Director de Obra 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 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.

1.5.- DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS.

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entrega al Contratista pueden tener carácter comercial o meramente informativo.

Son documentos contractuales los Planos, el Pliego de Condiciones, y los Cuadros de Precios 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 la Obra que implique un cambio sustancial respecto de lo proyectado deberá ponerse en conocimiento de la Dirección para que lo apruebe, si procede, y redacte el oportuno proyecto reformado.

1.6.- DIRECTOR DE LA OBRA.

La propiedad nombrará en su representación a un Ingeniero Químico, en quien recaerán las labores de dirección, control y vigilancia de las obras del presente Proyecto. El Contratista proporcionará toda clase de facilidades para que el Ingeniero Director o sus subalternos puedan llevar a cabo su trabajo con el máximo de eficacia.

No será responsable ante la propiedad de la tardanza de los Organismos competentes en la tramitación del Proyecto. La tramitación es ajena al Ingeniero Director quien una vez conseguidos todos los permisos, dará la orden de comenzar la obra.

CAPÍTULO 2. CONDICIONES FACULTATIVAS.

2.1.- CONTRATO.

Las instalaciones se contratarán totalmente terminadas y se ajustarán en todo momento a los Planos recogidos en este Proyecto.

A petición de cualquiera de las partes interesadas se formalizará el contrato en Escritura Pública.

Los gastos que ocasione esta formalización correrán a cargo de la Empresa Constructora.

2.2.- COPIA DE LOS DOCUMENTOS.

El Contratista tiene derecho a sacar copias a su costa, de los Pliegos de Condiciones, Presupuestos y demás documentos de la contrata. El Director de Obra, si el Contratista solicita éstos, autorizará las copias después de contratadas las obras.

2.3.- LIBRO DE ÓRDENES.

El Contratista dispondrá del Libro de Órdenes, en el que se anotarán las que el Ingeniero Director de Obra precise dar en el transcurso de la obra.

El cumplimiento de las órdenes expresada en dicho Libro es tan obligatorio para el Contratista como las que figuran en el Pliego de Condiciones.

2.4.- INICIACIÓN Y PROGRAMACIÓN DE LA OBRA.

Dentro de los diez días siguientes a la formalización del Contrato, se procederá a la comprobación del replanteo y se extenderá el correspondiente acta de iniciación de las obras, firmándolo el Contratista y el Director de las Obras.

El Contratista realizará un Plan de Obras, con especificación de plazos y fechas de terminación de las distintas unidades. Este Plan, una vez aprobado por la Dirección, se incorporará al presente Pliego de Condiciones y adquirirá, por tanto, carácter contractual.

El Contratista está obligado al cumplimiento de todo cuanto se dispone en la Reglamentación Oficial del Trabajo.

2.5.- FIANZAS.

Al ser aceptada la licitación de la Empresa Constructora, ésta deberá depositar una fianza del orden del 10% del valor total de la instalación, que servirá de garantía para:

- El cumplimiento del contrato en el plazo establecido por parte del contratista.
- Cumplimiento por parte del contratista de obligaciones con terceros que se derivan de la construcción de la instalación.

2.6.- 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 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 Director o

sus subalternos no le 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.

2.7.- PROGRAMA DE MONTAJE.

El Contratista, basándose en las indicaciones del Proyecto, redactará un Programa de Montaje, detallando los siguientes aspectos:

- Distribución de la ejecución de fases, orden y tiempo de montaje de los elementos de cada fase.
- Descripción del equipo que empleará en el montaje de cada fase.
- Grúas u otros elementos de sujeción provisional.
- Personal cualificado para realizar cada fase.
- Elementos de seguridad y protección personal.
- Comprobación del replanteo.

Este programa será presentado al Director de la Obra, requiriéndose su aprobación antes de iniciar los trabajos de la obra.

2.8.- REPLANTEO.

El Director de la Obra realizará sobre el terreno el replanteo general de la instalación.

Será obligación del Contratista la custodia y reposición de las señales que se establezcan en el replanteo.

2.9.- PRUEBAS.

La Dirección de la Obra se reserva el derecho a realizar las pruebas, ensayos e inspecciones que crea oportuno durante la realización de las obras y montajes.

2.10.- DEMOLICIONES Y RECONSTRUCCIONES.

Como consecuencia de lo anteriormente expresado, cuando el Director o su representante en la obra adviertan defectos en los trabajos efectuados, o que los materiales empleados, o los aparatos colocados no reúnen las condiciones establecidas, ya sea en el curso de la ejecución de los trabajos, o finalizados estos 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.

Además, si el Director de la Obra tuviese fundadas razones para creer en la existencia de vicios ocultos de construcción en las obras ejecutadas ordenará efectuar en cualquier tiempo y antes de la recepción definitiva, las demoliciones que crea necesarias para reconocer los trabajos que suponga defectuosos.

Los gastos de demolición y de la reconstrucción que se ocasionen, serán a cuenta del Contratista, siempre que los vicios existan realmente, en caso contrario correrán a cargo del propietario.

2.11.- 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 Director de la Obra, en los términos que prescriben los Pliegos de Condiciones, depositando al efecto del Contratista, las muestras y modelos necesarios, previamente contraseñados, para efectuar con ellos comprobaciones, ensayos o pruebas establecidas en el Pliego de Condiciones, vigente en la obra.

Los gastos que ocasionen los ensayos, análisis, pruebas, etc., antes indicados serán a cargo del Contratista.

Cuando los materiales o aparatos no fueran de la calidad requerida o no estuviesen perfectamente preparados, el Director de la Obra dará orden al Contratista para que los reemplace por otros que se ajusten a las condiciones requeridas en el Pliego o, a falta de éstos, a las órdenes del Director de la Obra.

2.12.- MEDIOS AUXILIARES.

Es obligación de la Contrata el ejecutar cuanto sea necesario para la buena construcción y aspecto de las obras aún cuando no se halle expresamente estipulado en los Pliegos de Condiciones, siempre que, sin separarse de su espíritu y recta interpretación, lo disponga el Director de la Obra y dentro de los límites de posibilidad que los presupuestos determinen para cada unidad de obra y tipo de ejecución.

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.

2.13.- MODIFICACIONES.

El Contratista no podrá hacer por sí mismo alteraciones en ninguna de las partes del Proyecto aprobado sin autorización estricta del Director de la Obra. Sin este requisito no serán abonados los aumentos que pudieran resultar como consecuencia de las variaciones no autorizadas.

Siempre que se crea necesario introducir modificaciones en la realización de las obras por así exigirlo un estudio de la construcción, el Director de la Obra redactará el correspondiente Proyecto Reformatorio.

2.14.- FORMALIZACIÓN DEL PROYECTO REFORMADO.

Formalizado el Proyecto de variación y aprobado por la entidad de cuya cuenta corre la obra, se dará conocimiento de ello al Contratista, entendiéndose, que se

admitirán sólo las reclamaciones que puedan derivarse de los precios no previstos en el Presupuesto.

2.15.- ACCIDENTES DE TRABAJO Y DAÑOS A TERCEROS.

En este caso de accidentes ocurridos con motivo de los trabajos desarrollados para la ejecución de las obras, el Contratista se atendrá a lo dispuesto en la legislación vigente, y siendo, en todo caso, único responsable de su cumplimiento y sin que por ningún concepto, pueda quedar afectada la Propiedad por responsabilidades en cualquier aspecto.

El contratista está obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes exijan para evitar, en lo posible, accidentes a los obreros o viandantes, no sólo en los andamios, sino en todos los lugares peligrosos de la obra.

De los accidentes o perjuicios de todo género que, por no cumplir el Contratista lo legislado sobre la materia, pudieran acaecer o sobrevenir, será éste el único responsable, o sus representantes en la obra, ya que se considera que en los precios contratados están incluidos todos los gastos precisos para cumplimentar debidamente dichas disposiciones legales.

El Contratista será responsable de todos los accidentes que, por inexperiencia o descuido sobrevinieran tanto en la edificación donde se efectúen las obras como en las contiguas. Será por tanto de su cuenta el abono de las indemnizaciones a quien corresponda y cuando a ello hubiera lugar, de todos los daños y perjuicios que puedan causarse en las operaciones de ejecución de las obras.

El Contratista cumplirá los requisitos que prescriben las disposiciones vigentes sobre la materia, debiendo exhibir, cuando a ello fuera requerido, el justificante de tal cumplimiento.

2.16.- DESPIDO POR INSUBORDINACIÓN, INCAPACIDAD Y MALA FE.

Por falta del cumplimiento de las instrucciones del Director de la Obra o sus subalternos de cualquier clase encargados de la vigilancia de las obras; por manifestar

incapacidad o por actos que comprometan y perturben la marcha de los trabajos, el Contratista tendrá obligación de sustituir a sus dependientes y operarios, cuando el Director de la Obra lo reclame.

2.17.- RECLAMACIONES.

Las reclamaciones que el Contratista quiera hacer contra las órdenes del Director de la Obra sólo podrá presentarlas a través del mismo ante la Propiedad, si ellas son de orden económico y de acuerdo con las condiciones estipuladas en los Pliegos de Condiciones correspondientes, contra disposiciones de orden técnico o facultativo del Director de la Obra, no se admitirá reclamación alguna, pudiendo el Contratista salvar su responsabilidad, si lo estima oportuno, mediante exposición razonada, dirigida al Director de la Obra, el cual podrá limitar su contestación al acuse de recibo que, en todo caso, será obligatorio para este tipo de reclamaciones.

2.18.- LITIGIOS.

Si surge alguna cuestión relacionada con el cumplimiento de contrato o por cualquier motivo relacionado con la ejecución del Proyecto, directamente será sometida a los Tribunales de Justicia.

2.19.- PARALIZACIONES.

En caso de producirse interrupciones o paralizaciones durante el trabajo de montaje de las instalaciones ocasionadas por falta de datos, planos, o cualquier elemento cuyo suministro corresponda a la Empresa que ha de explotar la Instalación, el Constructor percibirá unas indemnizaciones por material inmovilizado que cobrará en el plazo de treinta días. La magnitud de esta indemnización deberá ser estipulada e incluida en la oferta presentada a concurso por la Empresa Constructora.

2.20.- MEDIDAS DE PROTECCIÓN Y LIMPIEZA.

El Contratista deberá proteger durante la construcción las instalaciones, materiales, medios auxiliares y la propia obra contra toda clase de daños que pudiera producirse, incluidos incendios y robos.

Las pérdidas de este tipo que llegaran a producirse correrán a cargo del Contratista, que a su vez no tendrá derecho a indemnización alguna.

Deberá conservar limpios los espacios interiores e intermedios de la instalación, procurando la oportuna evacuación de escombros y otros desperdicios.

2.21.- RETIRADA DE LOS MEDIOS AUXILIARES.

Una vez terminada la totalidad de las obras, se procederá a la recepción provisional, para la cual será necesaria la asistencia de un representante de la Propiedad, del Ingeniero Director de las obras y del Contratista. Del resultado de la recepción se extenderá un acta por triplicado, firmada por los tres asistentes legales antes indicados.

Si las obras se encuentran en buen estado y han sido ejecutadas con arreglo a las condiciones establecidas, se darán por recibidas provisionalmente, comenzando a correr en dicha fecha el plazo de garantía de un año.

Si las obras no se hallan en estado de ser recibidas, se hará constar en el acta y se especificarán en el mismo los defectos observados, así como las instrucciones a Contratista, que la Dirección de la Obra considere necesarias para remediar los efectos observados, fijándose un plazo para subsanarlo, finalizado el cual, se efectuará un nuevo reconocimiento en idénticas condiciones, a fin de proceder de nuevo a la recepción provisional de la obra.

Si el Contratista no hubiese cumplido, se considerará rescindida la Contrata con pérdidas de fianza, a no ser que se estime convenientemente establecer un nuevo plazo.

Será condición indispensable para proceder a la recepción provisional, la entrega por parte de la Contrata a la Dirección Facultativa de la totalidad de los planos de las instalaciones ejecutadas, así como sus permisos de uso correspondientes.

2.22.- RECEPCIÓN PROVISIONAL DE LA OBRA.

Una vez terminada la totalidad de las obras, se procederá a la recepción provisional, para la cual será necesaria la asistencia de un representante de la Propiedad, del Ingeniero Director de las obras y del Contratista. Del resultado de la recepción se extenderá un acta por triplicado, firmada por los tres asistentes legales antes indicados.

Si las obras se encuentran en buen estado y han sido ejecutadas con arreglo a las condiciones establecidas, se darán por recibidas provisionalmente, comenzando a correr en dicha fecha el plazo de garantía de un año.

Si las obras no se hallan en estado de ser recibidas, se hará constar en el acta y se especificarán en el mismo los defectos observados, así como las instrucciones al Contratista, que la Dirección de la obra considere necesarias para remediar los defectos observados, fijándose un plazo para subsanarlos, finalizado el cual, se efectuará un nuevo reconocimiento en idénticas condiciones, a fin de proceder de nuevo a la recepción provisional de la obra.

Si el Contratista no hubiese cumplido, se considerará rescindida la Contrata con pérdidas de fianza, a no ser que se estime convenientemente establecer un nuevo plazo.

Será condición indispensable para proceder a la recepción provisional, la entrega por parte de la Contrata a la Dirección Facultativa de la totalidad de los planos de las instalaciones ejecutadas, así como de sus permisos de uso correspondientes.

2.23.- MEDICIÓN DEFINITIVA DE LOS TRABAJOS.

Recibidas provisionalmente las obras, la Dirección de la Obra procederá a su medición general y definitiva, con precisa asistencia del Contratista.

2.24.- PLAZO DE GARANTÍA.

El plazo de garantía de las obras terminadas será de un año, transcurrido el cual, se efectuará la recepción definitiva de las mismas que, de resolverse favorablemente, relevará al Constructor de toda responsabilidad de conservación, reforma o reparación.

En el caso de que se hallasen anomalías u obras defectuosas, la Dirección de la Obra concederá un plazo prudencial para que sean subsanadas y si a la finalización del mismo resultase que aún el Constructor no hubiese cumplido su compromiso, se rescindiré el contrato con pérdida de la fianza, ejecutando la Propiedad las reformas necesarias con cargo a la citada fianza.

Los gastos de conservación durante el plazo de garantía, comprendido entre la recepción parcial y la definitiva.

2.25.- RECEPCIÓN DEFINITIVA.

Finalizado el plazo de garantía se procederá a la recepción definitiva, con las mismas formalidades que la provisional.

Si se encontraran las obras en perfecto estado de uso y conservación, se darán por recibidas definitivamente y quedará el Contratista relevado de toda responsabilidad administrativa, quedando subsistente la responsabilidad civil según establece la ley.

En caso contrario, se procederá de forma idéntica a la indicada para la recepción provisional, sin que el Contratista tenga derecho a percepción de cantidad alguna en concepto de ampliación del plazo de garantía y siendo obligación suya hacerse cargo de los gastos de conservación hasta que la obra haya sido recibida definitivamente.

CAPÍTULO 3. CONDICIONES TÉCNICAS.

3.1.- MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN.

Se seguirán las especificaciones técnicas sobre materiales de construcción dadas en el presente Proyecto, utilizándose, en su defecto, materiales de iguales o mejores prestaciones, siempre a juicio del Director de la Obra.

El Director de la Obra exigirá al Contratista adjudicatario de la misma, cuantos Certificados de GARANTÍAS Y HOMOLOGACIÓN de los materiales que intervienen en ella, crea conveniente.

Se realizarán los ensayos y análisis que indique el Director de Obra, aún cuando no figuren en la Memoria, o en este Pliego de Condiciones.

3.2.- PRUEBAS Y PUESTAS EN MARCHA.

Durante la duración del presente Proyecto se efectuarán pruebas de cara de los diferentes equipos, así como de resistencia mecánica por sobrepresión, recogidas en la normativa legal vigente.

3.3.- INSTALACIONES Y PROTECCIÓN.

Se refiere el presente artículo a las condiciones de ejecución de los materiales, de control de la ejecución, seguridad en el trabajo, medición, valoración y mantenimiento, relativas al as instalaciones de protección contra fuego y rayos.

3.4.- OBRAS O INSTALACIONES NO ESPECIFICADAS.

Si en el transcurso de los trabajos fuera necesario ejecutar alguna clase de obra no regulada en el presente Pliego de Condiciones, el Contratista queda obligado

a ejecutarla con arreglo a las instrucciones que reciba del Director de Obra quien a su vez, cumplirá la normativa vigente sobre el particular. El Contratista no tendrá derecho a reclamación alguna.

CAPÍTULO 4. CONDICIONES LEGALES.

4.1.- CONTRATO.

Todos los documentos del contrato deberán ir sellados y registrados por el Contratista.

4.2.- MEDICIÓN Y ABONO DE LAS OBRAS.

Las unidades se abonará por su volumen, por su peso, por su superficie, por su longitud o por su número de unidades realmente ejecutadas, de acuerdo a como figuran especificadas en el Documento Presupuesto de este Proyecto. Para las unidades nuevas que puedan presentarse, se abonarán al precio que se fijan, previo visto bueno de la Dirección de la Obra.

4.3.- LIQUIDACIÓN DE PAGOS.

El cliente pagará al contratista el 90% del total de las obras en certificaciones mensuales, reservando el 10% restante para la Recepción Definitiva.

Se contabilizará todo lo construido hasta la fecha y se pagará su importe, descontando lo ya pagado hasta la medición del mes anterior, es decir, se pagará la diferencia entre lo realizado y lo ya pagado.

4.4.- REVISIÓN DE PRECIOS.

Una vez ofertada la Obra, el Contratista no tendrá derecho a revisión de precios si por causas de ejecución éstos sufrieran alteración.

No obstante, si la obra se retrasase por razones ajenas a la contrata, el Contratista tendrá derecho a una revisión de precios.

4.5.- DEVOLUCIÓN.

Una vez transcurrido el plazo de garantía, se procederá a la devolución de la fianza con el correspondiente descuento por el importe de las reparaciones u obras de conservación que se hayan efectuado durante el plazo de garantía y que hayan tenido que ser ejecutados a parte.

4.6.- ENTREGA DE LA INSTALACIÓN. CESE DE OBLIGACIONES.

Una vez realizados los trámites anteriores se considera entregada definitivamente la instalación, extinguiéndose el Contrato con el Contratista de las obras, cesando todas las obligaciones del mismo acerca de la instalación proyectada.

CAPÍTULO 5. CONDICIONES DE SEGURIDAD E HIGIENE.

5.1.- PRECACUCIONES PARA LA SEGURIDAD PERSONAL.

Será obligación del Contratista, adoptar las precauciones y medidas necesarias para garantizar la seguridad del personal que trabaje en las obras y personas que pudieran pasar por sus proximidades.

En general, el Contratista viene obligado por su cuenta y riesgo a cumplir cuantas disposiciones legales estén vigentes en materia de Seguridad e Higiene en el trabajo.

5.2.- LEGISLACIÓN LABORAL.

Será obligación del Contratista el cumplimiento de la Legislación Laboral vigente, siendo por cuenta de éste todos los gastos y responsabilidades que ello origine.

5.3.- OBLIGACIONES GENERALES DEL CONTRATISTA Y DEL DIRECTOR DE OBRAS.

Las obligaciones generales del Contratista y del Director de la Obra son:

- Cumplir personalmente y hacer cumplir al personal a sus órdenes, todas las disposiciones de Seguridad e Higiene en el trabajo que sean directamente aplicadas en la ejecución de la obra.
- Adoptar las medidas necesarias para prevenir los riesgos que pueden afectar a la vida, a la integridad y a la salud de los trabajadores que participan en la ejecución de la obra.
- Proveer en todo cuando fuera necesario, tanto para el mantenimiento de la maquinaria, material y útiles de trabajo, en las debidas condiciones de seguridad, así como para la normal desenvolvura de los servicios médicos de prevención de posibles accidentes.

- Facilitar gratuitamente a los trabajadores los medios de protección personal de carácter preceptivo adecuado para los trabajos a realizar.
- Observar con todo rigor y exactitud las normas vigentes en lo que se refiere a la ocupación de los trabajadores en máquinas o actividades peligrosas cuando los mismos puedan producir dolencias o defectos físicos.
- Establecer determinados valores jerárquicos mediante instrucciones escritas, indicando las facultades y deberes del personal para prevenir accidentes durante la ejecución de la obra.
- Facilitar instrucción al personal, antes de empezar a desempeñar cualquier puesto de trabajo, sobre los riesgos y peligros que éstos conllevan.
- Adoptar las medidas oportunas para que el personal a su cargo cumpla con todos los requisitos de la presente ordenanza de Seguridad e Higiene en el Trabajo establecidos como obligatorios.
- Prohibir, o paralizar en su caso, los trabajos en los que se adviertan peligros inminentes de accidentes o de otros siniestros profesionales, cuando no sea posible el empleo de los medios adecuados para evitarlos.
- Colaborar en las reparaciones urgentes de siniestros, como incendios o prestación de primeros auxilios.
- Vigilar que los trabajos peligrosos se realicen con las normas de seguridad establecidas.

5.4.- MEDIOS PERSONALES DE SEGURIDAD.

Para su seguridad personal, los obreros deberán disponer de los siguientes medios de protección:

- a) Ropa de trabajo: todo trabajador sometido a determinados riesgos de accidentes, o enfermedades profesionales, estará obligado a usar ropa de trabajo que le será facilitada gratuitamente por el Contratista. La ropa de trabajo cumplirá con los siguientes requisitos:
 - De tejido ligero y flexible, adecuada a las condiciones de temperatura y humedad del puesto de trabajo.

- Se ajustará bien al cuerpo sin perjudicar la comodidad de movimientos.
 - Carecerán, dentro de lo posible, de elementos adicionales (cordones, bolsillos).
 - Siempre que sea necesario se dotará al trabajador de delantales, petos, chalecos o cinturones anchos que refuercen la defensa del tronco.
- b) Protección de la cabeza: comprenderá la defensa del cráneo, cara y cuello y completará en su caso, la protección específica de ojos y oídos:
- Protección del cráneo: casco de seguridad.
 - Protección de la cara: pantallas.
 - Protección de la vista: gafas protectoras, cristales de protección.
 - Protección de los oídos: auriculares con filtros, tapones de goma, plástico, cera...
- c) Protección de las extremidades: comprenderá la protección de las extremidades superiores e inferiores mediante la utilización de guantes de dos o de tres dedos, mitones, manopla, muñequeras, manguitos, mangas, botas, zapatos, calzado, protector, sandalias, polainas, cubre-pies, etc.
- d) Protección del aparato respiratorio: los equipos protectores de aparato respiratorio tienen como misión proporcionar al trabajador que se encuentra en un ambiente contaminado, con o sin deficiencia de oxígeno, el aire que precisa para respirar en las debidas condiciones higiénicas. Estos medios de protección serán máscaras o mascarillas y boquillas.
- e) Cinturón de seguridad: el cinturón de seguridad será preceptivo en los trabajos de altura y tendrán la resistencia adecuada y un ancho comprendido entre los 10 y 20 cm. Dichos cinturones se revisarán antes de su uso y se rechazarán si no cumplen las normas establecidas o se observan grietas o desperfectos.

El operario recibirá todos estos medios de protección gratuitamente.

5.5.- ANDAMIOS, PASARELAS Y PUENTES DE SERVICIO.

Los andamios cuya colocación sea necesaria para la realización de las obras, deberán gozar de las máximas garantías de seguridad.

El andamiaje estará dispuesto de forma que satisfaga plenamente las condiciones generales de resistencia, estabilidad y seguridad. Irán guarnecidos por su parte exterior mediante barandillas y rodapiés.

Los materiales empleados serán de buena calidad y de resistencia adecuada para los esfuerzos a los que hayan de estar sometidos.

Estas medidas se harán extensivas a pasarelas y puentes de servicio.

5.6- APARATOS A PRESIÓN.

Deberán fijarse detalladamente las instrucciones de estos aparatos así como los esquemas de la instalación donde se señalen los dispositivos y normas de seguridad.

5.7.- SANCIONES.

En el ejercicio de potestad disciplinaria y conforme al procedimiento legalmente establecido, el Director de la Obra o el de la empresa Contratista podrá sancionar adecuadamente a los trabajadores que estén a su servicio e inflijan los preceptos de las Ordenanzas Generales de Seguridad e Higiene en el Trabajo y en sus disposiciones complementarias.

Las sanciones que podrán imponerse serán las siguientes:

- a) Por falta leve: amonestación verbal o por escrito.
- b) Por falta grave: inhabilitación por plazo no superior a un año, para el acceso a categoría superior, suspensión de empleo y sueldo de uno a diez días.
- c) Por falta muy grave: suspensión de empleo y sueldo de once días a dos meses; inhabilitación durante dos años; pérdida de acceso a la categoría superior; despido.

PRESUPUESTO.

PRESUPUESTO.

INTRODUCCIÓN.

A continuación, se va a llevar a cabo una evaluación económica aproximada donde se muestra los costes de los equipos y materiales empleados en la construcción de la instalación expuesta en el presente proyecto. Los precios unitarios que se presentan han sido obtenidos mediante métodos de estimación de costes existentes en la bibliografía, así como mediante la consulta a catálogos comerciales. A pesar de la importancia de la presente evaluación económica, debe recordarse que ésta es sólo una evaluación aproximada, y la construcción de una instalación industrial requiere de un estudio más detallado en el que se consideren otros aspectos, como el potencial económico del producto en el mercado, los costes derivados de la mano de obra, de las materias primas, etc.

CAPÍTULO 1. REACTOR CATALÍTICO.

CANTIDAD	UNIDAD	CONCEPTO	€/unidad	Total (€)
1	Ud.	Reactor catalítico construido de acero inoxidable A.I.S.I. 316, de 5,5 m de altura y 0,75 m de diámetro.	37.800	37.800
2406	Kg.	Catalizador de zeolita HZSM-5, en forma de esferas de 6 mm de diámetro.	3,80	9.145

14	m ²	Revestimiento de espuma de poliuretano de un espesor de 130 mm de espesor.	17,8	249,20
----	----------------	----------------------------------------------------------------------------	------	--------

TOTAL CAPÍTULO: 47.194,20 €

CAPÍTULO 2. INTERCAMBIADOR DE CALOR.

CANTIDAD	UNIDAD	CONCEPTO	€unidad	Total (€)
1	Ud.	Intercambiador de calor de carcasa y tubos, tipo BES (3.156 tubos interiores, carcasa: 96 in).	146.500	146.500

TOTAL CAPÍTULO: 146.500,00 €

CAPÍTULO 3. TUBERÍAS Y ACCESORIOS.

CANTIDAD	UNIDAD	CONCEPTO	€unidad	Total (€)
6	m	Tubería de acero inoxidable A.I.S.I. 316 de 3" de diámetro nominal y espesor normalizado cédula 10S.	31,50	189

22	m	Tubería de acero inoxidable A.I.S.I. 316 de 3" de diámetro nominal y espesor normalizado cédula 5S.	28,75	632,5
14	m	Tubería de acero inoxidable A.I.S.I. 316 de 4" de diámetro nominal y espesor normalizado cédula 5S.	36,50	511
9	Ud.	Codo de acero inoxidable A.I.S.I. 316 de 3" de diámetro nominal y cédula 10S.	104,60	941,55
2	Ud.	Codo de acero inoxidable A.I.S.I. 316 de 3" de diámetro nominal y cédula 5S.	95,10	190,20
4	Ud.	Codo de acero inoxidable A.I.S.I. 316 de 4" de diámetro nominal y cédula 5S.	106,40	425,75
1	Ud.	Te de acero inoxidable A.I.S.I. 316 de 3" de DN y Sch 5S.	34,10	34,10
1	Ud.	Te de acero inoxidable A.I.S.I. 316 de 3" de DN y Sch 10S.	38,40	38,40
6	m	Tubería de acero inoxidable A.I.S.I. 316 de 4" de diámetro nominal y espesor normalizado cédula 10S.	40,10	1440,6

TOTAL CAPÍTULO: 4.403,10 €

CAPÍTULO 4. SISTEMAS DE IMPULSIÓN.

CANTIDAD	UNIDAD	CONCEPTO	€unidad	Total (€)
2	Ud.	Electrobomba modelo SV1612; compañía ITT Lowara.	2.900	5.800
1	Ud.	Compresor rotativo de alta presión Sprint-N; Air Products Argentina.	2.340	2.340

TOTAL CAPÍTULO: 8.140,00 €

CAPÍTULO 5. SISTEMAS DE CONTROL.

CANTIDAD	UNIDAD	CONCEPTO	€unidad	Total (€)
10	Ud.	Termopar de tipo Fe-Constantán, con protección contra atmósferas reductoras y oxidantes.	95,12	951,20

1	Ud.	Medidor – Controlador de caudal DANFOSS, modelo MAG 1000/1100.	1.394,50	1.394,50
3	Ud.	Válvula de seguridad del tipo SAMSON.	1.813,25	5.439,75
4	Ud.	Válvula de control neumática modelo SAMSON Tipo 3331	4.035,50	16.144,60
1	Ud.	Válvula reguladora de presión del tipo SAMSON, modelo 41-23.	3.643,85	3.643,85
2	Ud.	Válvula de compuerta 3".	757,60	1.515,20
2	Ud.	Válvula de compuerta 4".	874,90	1.749,80
2	Ud.	Regulador automático industrial TROVIS 6493.	1.355,40	2.710,80
2	Ud.	Medidor de presión del tipo DANFOSS, modelo KPS 31.	1.716,90	3.433,70

TOTAL CAPÍTULO: 36.893,40 €

CAPÍTULO 6. PRESUPUESTO FINAL.

RESUMEN:

CAPÍTULO 1.....	47.194,20 €
CAPÍTULO 2.....	146.500,00 €
CAPÍTULO 3.....	4.403,1 €
CAPÍTULO 4.....	8.140,00 €
CAPÍTULO 5.....	36.893,40 €

TOTAL DE EJECUCIÓN.....	243.130,70 €
3% GASTOS GENERALES.....	7.293,92 €
5% BENEFICIO INDUSTRIAL.....	12.156,54 €
TOTAL DE EJECUCIÓN CONTRATADA.....	262.581,16€
16% I.V.A.....	42.012,98 €

PRESUPUESTO TOTAL DE EJECUCIÓN.....304.594,14 €

El presente Proyecto asciende a la cantidad expresada de trescientos cuatro mil quinientos noventa y cuatro euros y catorce céntimos.

En Puerto Real, Febrero de 2008
El Ingeniero Químico,

Fdo: D. Carlos Chica Pérez.

ANEXO GRÁFICO.

ANEXO GRÁFICO.

Gráfica A.1. Gráfica de Moody.

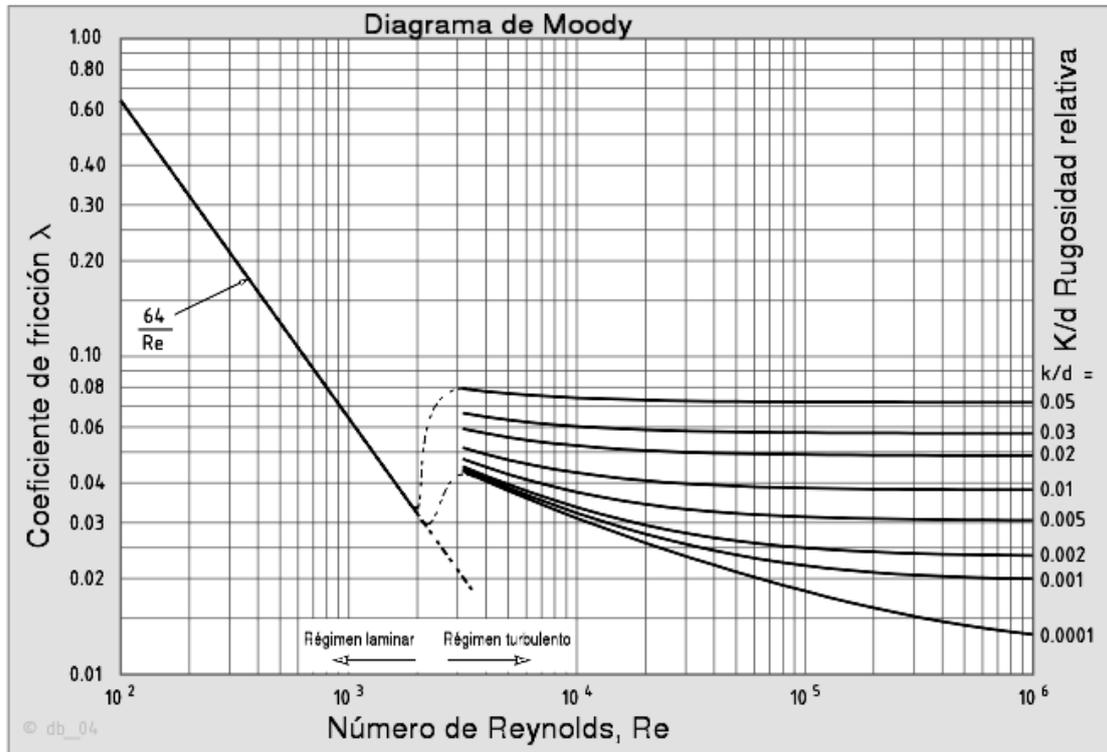


Tabla B.1. Espesores de chapa más utilizados según la Norma Básica de Edificación NBE-MV 102-1975: Aceros laminados para estructuras de edificación.

Tabla B.1.				
Espesor (mm)	Suministro	Espesor (mm)	Suministro	Espesor (mm)
4	P	8	P	12
5	P	9	C	14
6	P	10	P	15
7	C	11	C	18

Tabla B.1.

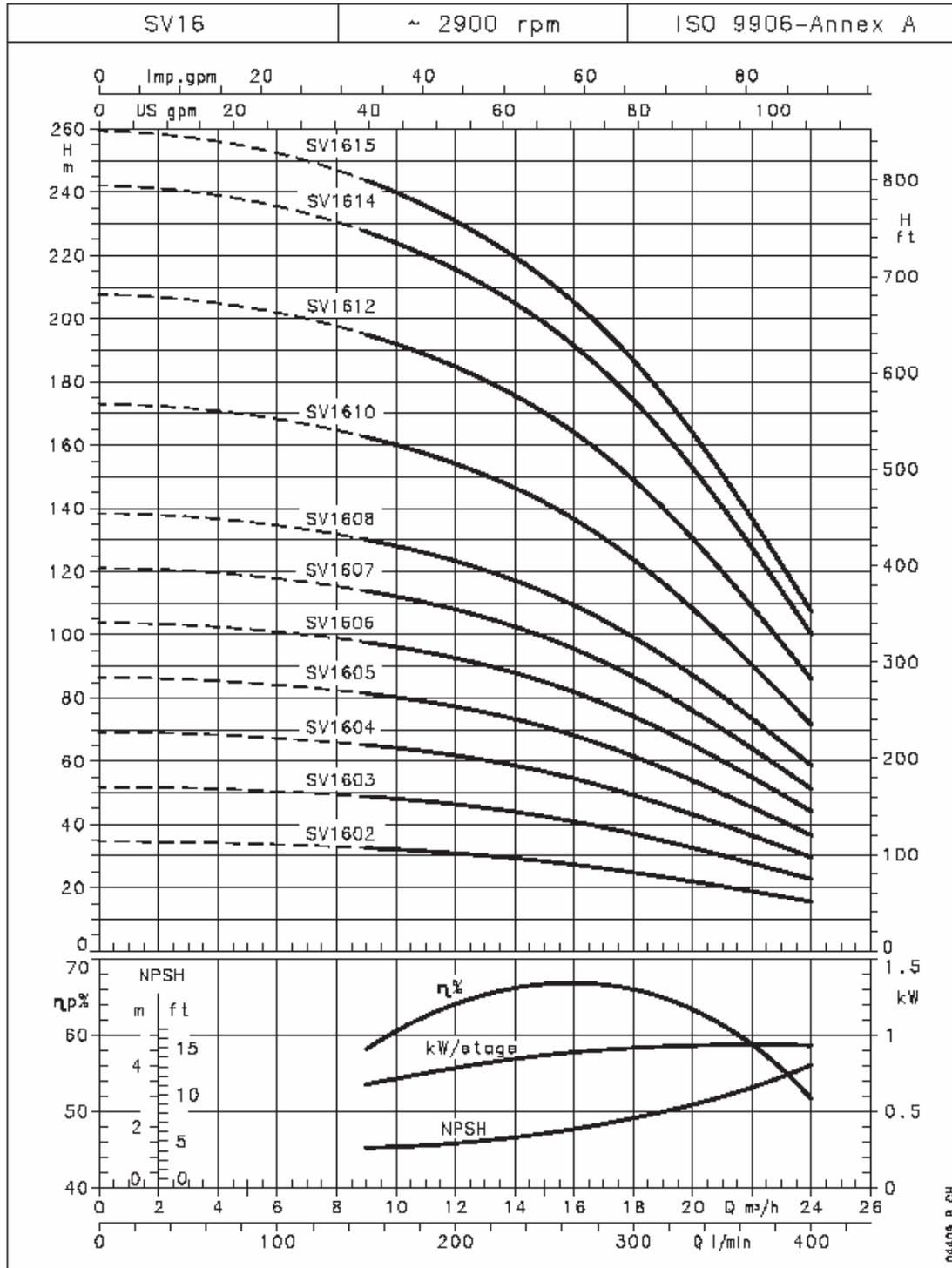
Suministro	Espesor (mm)	Suministro	Espesor (mm)	Suministro
P	20	C	35	P
C	22	P	40	P
P	25	P	45	C
P	30	P	50	C

Tabla B.2. Tubos de 1 ¼ “ de diámetro exterior, con paso triangular de 1 9/16”. Fuente: Normas T.E.M.A. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association).

Diámetro interno de la coraza		TEMA L o M				TEMA P o S				TEMA U		
mm	in	Número de pasos				Número de pasos				Número de pasos		
		1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
203	8	15	10	8	12	13	10	4	0	6	4	6
254	10	27	22	16	12	18	20	8	12	14	12	12
305	12	38	36	26	24	33	26	26	18	28	20	18
337	13¼	55	44	42	40	38	44	34	24	34	28	30
387	15¼	66	64	52	50	57	58	48	44	52	48	40
434	17¼	88	82	78	68	81	72	62	68	72	68	64
489	19¼	117	106	94	96	100	94	86	80	90	84	78
540	21¼	136	134	124	108	126	120	116	102	118	112	102
591	23¼	170	164	146	148	159	146	132	132	148	132	120
635	25	198	188	166	168	183	172	150	148	172	160	152
686	27	237	228	208	192	208	206	190	180	200	188	180
737	29	268	266	242	236	249	238	224	220	242	228	216
787	31	312	304	284	276	291	282	262	256	282	264	250
834	33	357	346	322	324	333	326	298	296	326	308	292
889	35	417	396	372	364	372	368	344	336	362	344	336
940	37	446	446	422	408	425	412	394	384	416	396	384
991	39	506	490	472	464	478	468	442	432	472	444	428
1067	42	582	584	552	544	558	546	520	512	554	524	510
1143	45	680	676	648	632	646	634	606	596	636	624	592
1219	48	788	774	736	732	748	732	704	696	736	708	692
1372	54	1003	980	952	928	962	952	912	892	946	916	890
1524	60	1237	1228	1188	1152	1194	1182	1144	1116	1176	1148	1116
1676	66	1520	1496	1448	1424							
1829	72	1814	1786	1736	1724							
1981	78	2141	2116	2068	2044							
2134	84	2507	2470	2392	2372							
2286	90	2861	2840	2764	2744							
2438	96	3275	3246	3158	3156							
2743	108	4172	4136	4046	4020							
3048	120	5164	5128	5038	5000							

Gráfica A.2. Curvas de funcionamiento de las bombas ITT-Lowara; serie SV16 (2900 rpm; 50 Hz).

SERIE SV16
CARATTERISTICHE DI FUNZIONAMENTO A ~2900 min⁻¹ 50 Hz



Gráfica A.3. Dimensiones de las bombas ITT-Lowara; serie SV16 (2900 rpm; 50 Hz).

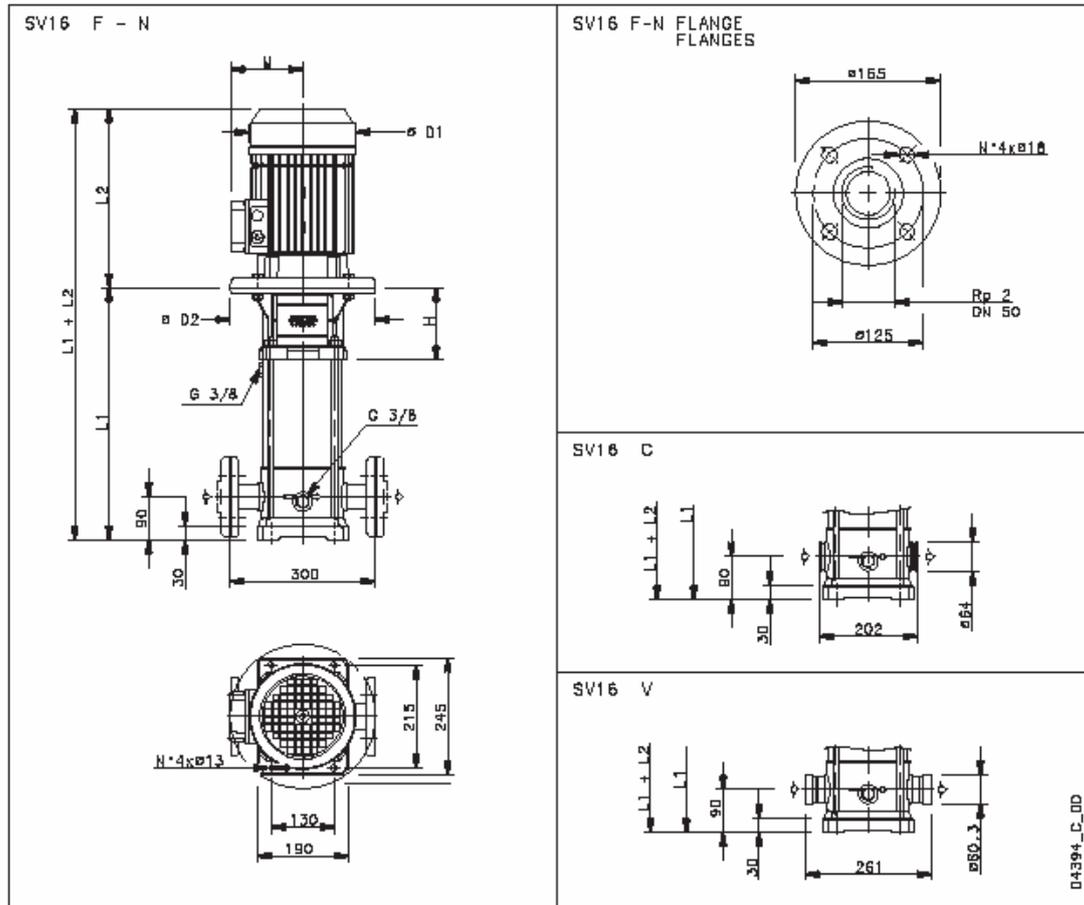
DIMENSIONI E PESI SERIE SV16 (~2900 min⁻¹)

Versione **F**: AISI 304, bocche in-line,
Versione **N**: AISI 316, bocche in-line,

flange tonde da SV1602 a SV1615, PN25.
flange tonde da SV1602 a SV1615, PN25.

Versione **V**: AISI 316, bocche in-line,
Versione **C**: AISI 316, bocche in-line,

giunti Victaulic® da SV1602 a SV1615, PN25.
giunti Clamp da SV1602 a SV1615, PN25.



POMPA TIPO	MOTORE		DIMENSIONI (mm)									PESO kg	
	kW	Grand.	L1	MONOF.	TRIF.	H	MONOF.	TRIF.	MONOF.	TRIF.	D2	POMPA	ELETTRO- POMPA
SV1602	2,2	90	383	281	263	122	121	129	176	155	140	15	32
SV1603	3	100	431	-	303	132	-	121	-	176	160	16	38
SV1604	4	112	469	-	307	132	-	133	-	193	160	17,5	55,5
SV1605	5,5	132	527	-	374	152	-	151	-	220	300	22	68
SV1606	5,5	132	565	-	374	152	-	151	-	220	300	23	69
SV1607	7,5	132	603	-	374	152	-	151	-	220	300	24	74
SV1608	7,5	132	641	-	374	152	-	151	-	220	300	25	75
SV1610	11	160	749	-	427	184	-	194	-	257	350	34	119
SV1612	11	160	825	-	427	184	-	194	-	257	350	36	121
SV1614	15	160	901	-	488	184	-	244	-	310	350	38	130
SV1615	15	160	939	-	488	184	-	244	-	310	350	39	131

Tabla B.3. Prestaciones hidráulicas de las series SV2 a SV16 (2900 rpm; 50 Hz).

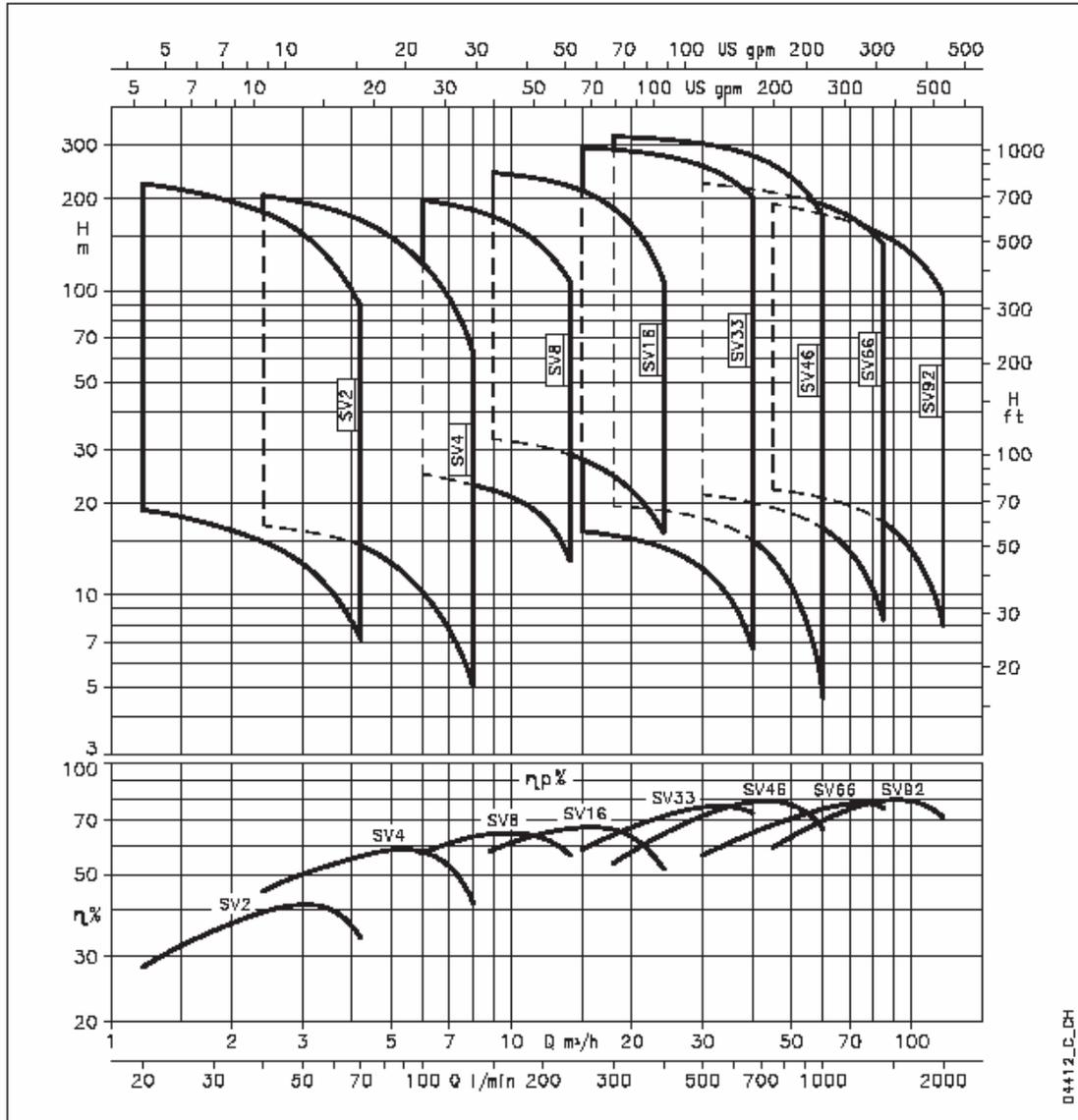
SV 2 - 16

TABELLA DELLE PRESTAZIONI IDRAULICHE A ~2900 min⁻¹

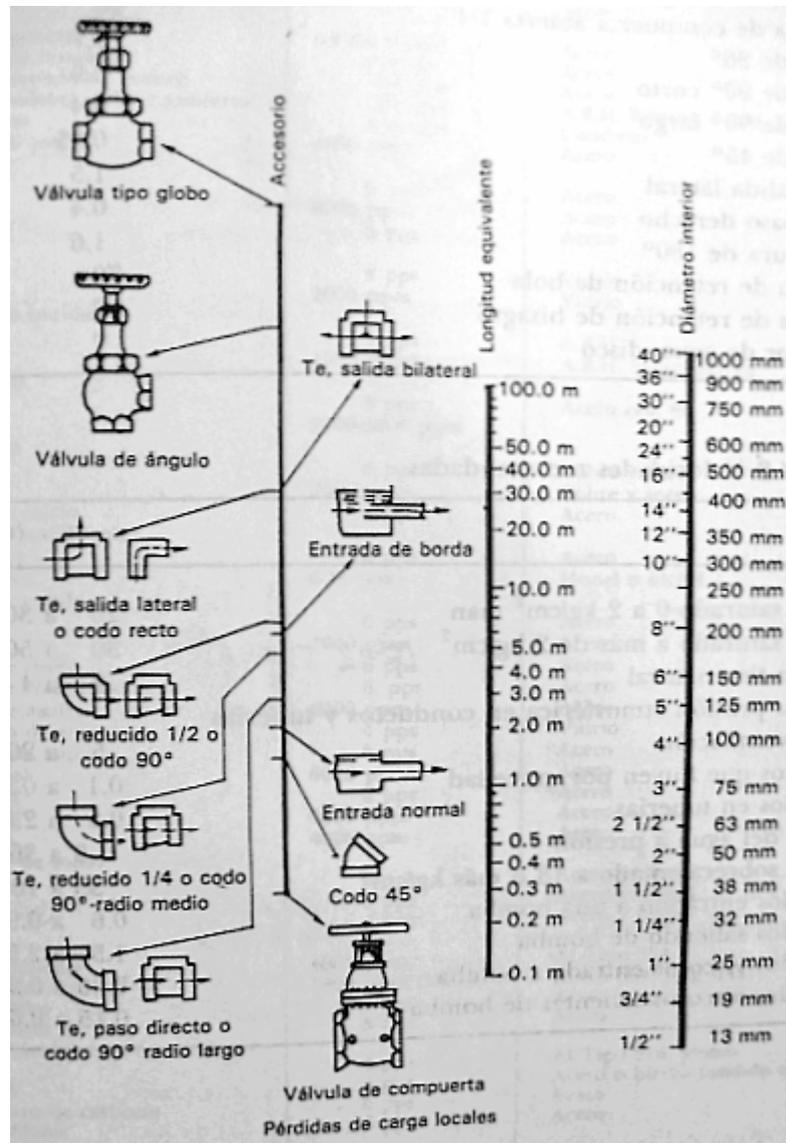
POMPA TIPO	POTENZA NOMINALE		Q = PORTATA																	
			H = PREVALENZA TOTALE IN METRI COLONNA ACQUA																	
			l/min 0	20	30	40	50	60	70	100	120	133	150	167	200	233	267	300	350	400
kW		HP	m ³ /h 0	1,2	1,8	2,4	3	3,6	4,2	6	7,2	8	9	10	12	14	16	18	21	24
SV2 02	0,37	0,5	21,5	18,5	17	15	13	10,5	7,5											
SV2 03	0,37	0,5	32	28	25,2	23	19,5	15,5	11											
SV2 04	0,55	0,75	42,5	37,5	34	30,5	26	20,5	15											
SV2 05	0,75	1	53,5	47	42,5	38	32	26	18											
SV2 06	0,75	1	64	56	51	45,5	38,5	31	22											
SV2 07	1,1	1,5	75	65,5	60	53	45	36,5	26											
SV2 08	1,1	1,5	85,5	75	68	61	51,5	41,5	30											
SV2 09	1,1	1,5	96	84	76,5	68,5	58	46,5	32,5											
SV2 11	1,5	2	117	103	94	84	71	57	41											
SV2 12	1,5	2	128	112	102	91	77	62	44											
SV2 14	2,2	3	150	131	119	106	90	73	52											
SV2 16	2,2	3	171	150	136	122	103	83	59											
SV2 18	2,2	3	192	168	153	137	116	93	66											
SV2 20	3	4	214	187	170	152	129	104	74											
SV2 22	3	4	235	206	187	167	142	114	81											
SV2 24	3	4	256	224	205	182	155	125	89											
SV4 02	0,37	0,5	20			17	16	15	14,5	10,5	7,5	5								
SV4 03	0,55	0,75	30			25,5	24	23	22	16	11	7,5								
SV4 04	0,75	1	40			34	32	30,5	29	21	15	10								
SV4 05	1,1	1,5	50			42,5	40	38	36,5	26	18,5	12,5								
SV4 06	1,1	1,5	60			51	48	45,5	44	31,5	22	16								
SV4 07	1,1	1,5	70			59,5	56	53	51	37	26	18								
SV4 08	1,5	2	80			68	65	61	58,5	42	29,5	21								
SV4 09	1,5	2	90			76,5	73	68,5	65,5	47	33,5	23								
SV4 11	2,2	3	111			93,5	89	83,5	80,5	58	41	29								
SV4 13	2,2	3	131			111	105	99	95	68	48	34								
SV4 14	3	4	141			119	113	106	102	73,5	52	36								
SV4 16	3	4	161			136	129	122	117	84	59,5	41								
SV4 18	3	4	181			153	145	137	131	94,5	67	46								
SV4 20	4	5,5	201			170	161	152	146	105	74	53								
SV4 22	4	5,5	221			187	178	167	161	116	81,5	58								
SV4 24	4	5,5	241			204	194	182	175	126	89	63								
SV8 02	1,1	1,5	27							24,8	24	23	22	20,5	17,2	13,2				
SV8 03	1,5	2	41							37	36	34,5	33	30,5	25,8	20				
SV8 04	2,2	3	55							50	47,5	46	44	41	34,5	26,5				
SV8 05	2,2	3	68							62	60	57,5	55	51	43	33				
SV8 06	3	4	82							74,5	71	69	66	61,5	52	40				
SV8 08	4	5,5	110							99	95	92	87,5	81,5	69	53				
SV8 09	4	5,5	123							112	107	104	97,5	92	78	60				
SV8 11	5,5	7,5	150							137	130	127	119	112	95	73				
SV8 12	5,5	7,5	164							149	142	138	130	123	103	80				
SV8 14	7,5	10	192							174	166	161	152	143	120	93				
SV8 16	7,5	10	220							199	190	184	174	163	138	106				
SV16 02	2,2	3	35										32,5	32	31	29,5	27,5	25	20	14,3
SV16 03	3	4	52										49	48	46	44	41	37,5	30,2	21,5
SV16 04	4	5,5	69										65	64	62	59	54,5	50	40,3	28,6
SV16 05	5,5	7,5	86										81	80	77	73	68,5	62	50	35,8
SV16 06	5,5	7,5	104										98	96	92	88	82	75	60,5	43
SV16 07	7,5	10	121										114	112	108	103	96	87	70,5	50
SV16 08	7,5	10	138										130	128	123	117	109	100	81	57
SV16 10	11	15	173										163	160	154	147	137	125	101	72
SV16 12	11	15	207										195	192	185	176	164	150	121	86
SV16 14	15	20	242										228	224	215	205	192	175	141	100
SV16 15	15	20	260										244	240	231	220	205	187	151	108

Gráfica A.5. Campo de prestaciones de las series SV2 a SV16 (2900 rpm; 50 Hz).

**CAMPO DI PRESTAZIONI IDRAULICHE SERIE SV 50 Hz,
2 POLI (~2900 min⁻¹)**



Gráfica B.4. Pérdidas de carga en accesorios. Fuente: Manual del Ingeniero Químico (Antonio Valiente y Jaime Noriega).



Gráfica B.5. Rugosidades relativas de diferentes materiales. Fuente: Manual del Ingeniero Químico (Antonio Valiente y Jaime Noriega).

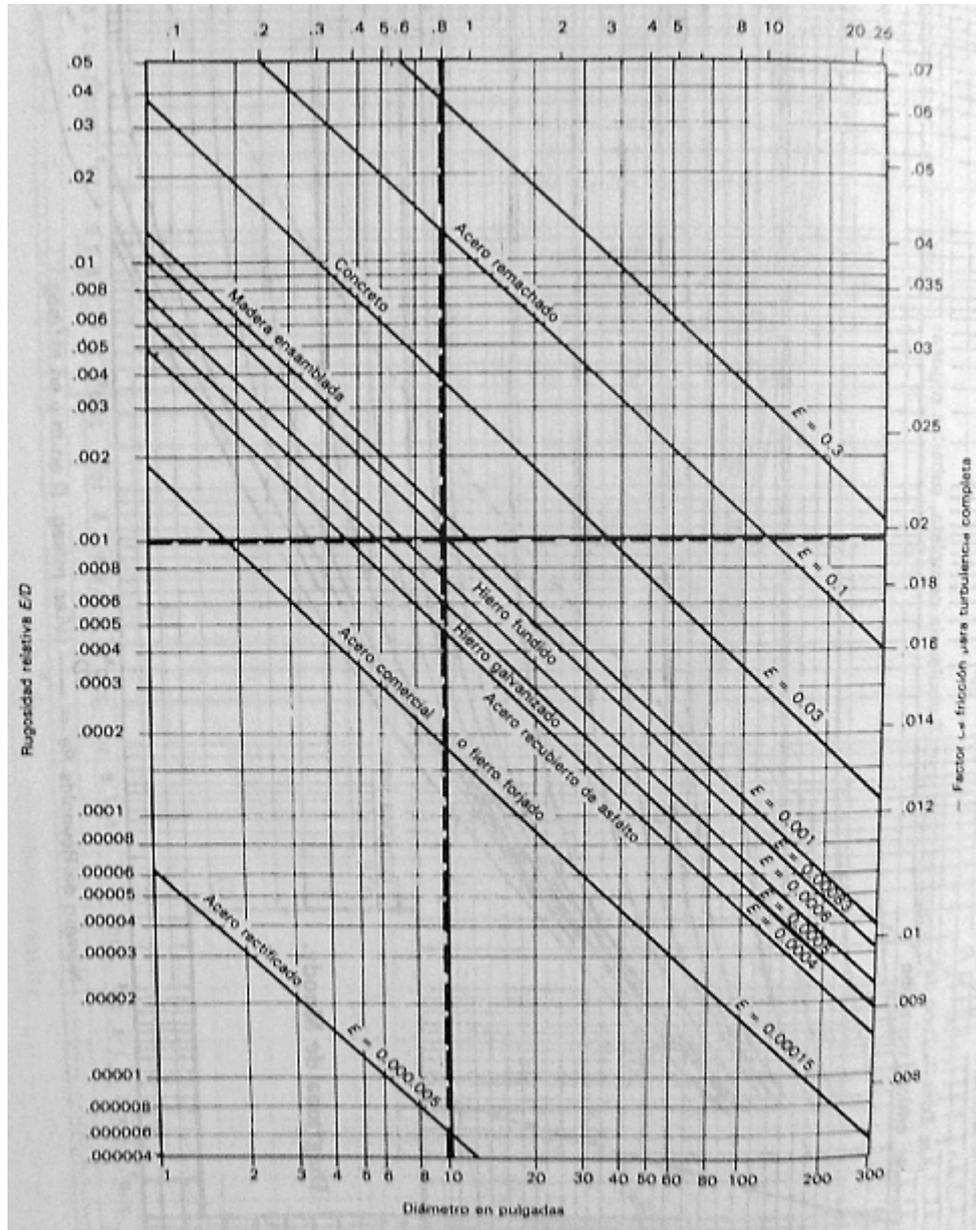


Tabla B.3. Propiedades de las tuberías de acero (Perry, Robert H. "Manual del Ingeniero Químico", Sexta Edición).

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft. or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in ²	Flow, ft ⁴	Outside	Inside	U.S. gal/min	lbh water	
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	.068	.269	.072	.00040	.106	.0705	.179	89.5	.24
		80XS, 80S	.095	.215	.093	.00025	.106	.0663	.113	56.5	.31
1/4	0.540	10S	.065	.410	.097	.00092	.141	.107	.412	206.5	.33
		40ST, 40S	.088	.364	.125	.00072	.141	.095	.323	161.5	.42
		80XS, 80S	.119	.302	.157	.00050	.141	.079	.224	112.0	.54
3/8	0.675	10S	.065	.545	.125	.00162	.177	.143	.727	363.5	.42
		40ST, 40S	.091	.493	.167	.00133	.177	.129	.596	298.0	.57
		80XS, 80S	.126	.423	.217	.00098	.177	.111	.440	220.0	.74
1/2	0.840	5S	.065	.710	.158	.00275	.220	.186	1.234	617.0	.54
		10S	.083	.674	.197	.00248	.220	.176	1.112	556.0	.67
		40ST, 40S	.109	.622	.250	.00211	.220	.163	0.945	472.0	.85
		80XS, 80S	.147	.546	.320	.00163	.220	.143	0.730	365.0	1.09
		160	.188	.464	.385	.00117	.220	.122	0.527	263.5	1.31
		XX	.294	.252	.504	.00035	.220	.066	0.155	77.5	1.71
3/4	1.050	5S	.065	.920	.201	.00461	.275	.241	2.072	1036.0	0.69
		10S	.083	.884	.252	.00426	.275	.231	1.903	951.5	0.86
		40ST, 40S	.113	.824	.333	.00371	.275	.216	1.665	832.5	1.13
		80XS, 80S	.154	.742	.433	.00300	.275	.194	1.345	672.5	1.47
		160	.219	.612	.572	.00204	.275	.160	0.917	458.5	1.94
		XX	.308	.434	.718	.00103	.275	.114	0.461	230.5	2.44
1	1.315	5S	.065	1.185	.255	.00768	.344	.310	3.449	1725	0.87
		10S	.109	1.097	.413	.00656	.344	.287	2.946	1473	1.40
		40ST, 40S	.133	1.049	.494	.00600	.344	.275	2.690	1345	1.68
		80XS, 80S	.179	0.957	.639	.00499	.344	.250	2.240	1120	2.17
		160	.250	0.815	.836	.00362	.344	.213	1.625	812.5	2.84
		XX	.358	0.599	1.076	.00196	.344	.157	0.878	439.0	3.66
1 1/4	1.660	5S	.065	1.530	0.326	.01277	.435	.401	5.73	2965	1.11
		10S	.109	1.442	0.531	.01134	.435	.378	5.09	2545	1.81
		40ST, 40S	.140	1.380	0.668	.01040	.435	.361	4.57	2285	2.27
		80XS, 80S	.191	1.278	0.881	.00891	.435	.335	3.89	1995	3.00
		160	.250	1.160	1.107	.00734	.435	.304	3.29	1645	3.76
		XX	.382	0.896	1.534	.00438	.435	.235	1.97	985	5.21
1 1/2	1.900	5S	.065	1.770	0.375	.01709	.497	.463	7.67	3935	1.28
		10S	.109	1.682	0.614	.01543	.497	.440	6.94	3465	2.09
		40ST, 40S	.145	1.610	0.800	.01414	.497	.421	6.34	3170	2.72
		80XS, 80S	.200	1.500	1.069	.01225	.497	.393	5.49	2745	3.63
		160	.281	1.338	1.429	.00976	.497	.350	4.38	2190	4.86
		XX	.400	1.100	1.885	.00660	.497	.288	2.96	1480	6.41
2	2.375	5S	.065	2.245	0.472	.02749	.622	.588	12.34	6170	1.61
		10S	.109	2.157	0.776	.02538	.622	.565	11.39	5695	2.64
		40ST, 40S	.154	2.067	1.075	.02330	.622	.541	10.45	5225	3.65
		80ST, 80S	.218	1.939	1.477	.02050	.622	.508	9.20	4690	5.02
		160	.344	1.687	2.195	.01552	.622	.436	6.97	3485	7.46
		XX	.436	1.503	2.656	.01232	.622	.393	5.53	2765	9.03
2 1/4	2.875	5S	.083	2.709	0.728	.04003	.753	.709	17.97	8985	2.48
		10S	.120	2.635	1.039	.03787	.753	.690	17.00	8500	3.53
		40ST, 40S	.203	2.469	1.704	.03322	.753	.647	14.92	7460	5.79
		80XS, 80S	.276	2.323	2.254	.02942	.753	.608	13.20	6600	7.66
		160	.375	2.125	2.945	.02463	.753	.556	11.07	5535	10.01
		XX	.552	1.771	4.028	.01711	.753	.464	7.68	3840	13.69
3	3.500	5S	.083	3.334	0.891	.06063	.916	.873	27.21	13,605	3.03
		10S	.120	3.260	1.274	.05796	.916	.853	26.02	13,010	4.33
		40ST, 40S	.216	3.068	2.228	.05130	.916	.803	23.00	11,500	7.58
		80XS, 80S	.300	2.900	3.016	.04587	.916	.759	20.55	10,275	10.25
		160	.438	2.624	4.213	.03755	.916	.687	16.96	8430	14.32
		XX	.600	2.300	5.466	.02885	.916	.602	12.96	6475	18.58
3 1/2	4.0	5S	.083	3.834	1.021	.08017	1.047	1.004	35.98	17,990	3.48
		10S	.120	3.760	1.463	.07711	1.047	0.984	34.61	17,305	4.97
		40ST, 40S	.226	3.548	2.690	.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80XS, 80S	.318	3.364	3.678	.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.50
4	4.5	5S	.083	4.334	1.152	.10245	1.178	1.135	46.0	23,000	3.92
		10S	.120	4.260	1.651	.09898	1.178	1.115	44.4	22,200	5.61
		40ST, 40S	.237	4.026	3.17	.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80XS, 80S	.337	3.826	4.41	.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98

TABLA B.3. Propiedades de las tuberías de acero (continuación).

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft. or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft		
					Metal, in ²	Flow, ft ²	Outside	Inside	U.S. gal/min	lbh water			
5	5.563	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	.06647	1.178	0.900	28.9	14,450	22.51		
		XX	0.674	3.152	8.10	.05419	1.178	0.825	24.3	12,150	27.54		
		5S	0.199	5.345	1.87	.1558	1.456	1.309	60.9	34,050	6.26		
		10S	0.134	5.205	2.29	.1529	1.456	1.386	68.6	34,200	7.77		
		40ST, 40S	0.258	5.047	4.30	.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62		
		80XS, 80S	0.375	4.813	6.11	.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78		
		120	0.500	4.563	7.95	.1136	1.456	1.195	51.0	25,500	27.04		
		160	0.625	4.313	9.70	.1015	1.456	1.129	45.5	22,750	32.96		
		XX	0.750	4.063	11.34	.0900	1.456	1.064	40.4	20,200	39.55		
		6	6.625	5S	0.199	6.407	2.23	.2239	1.734	1.677	100.5	50,250	7.60
				10S	0.134	6.357	2.73	.2204	1.734	1.664	98.9	49,450	9.29
40ST, 40S	0.250			6.065	5.55	.2006	1.734	1.558	90.0	45,000	19.97		
80XS, 80S	0.432			5.761	8.40	.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57		
120	0.562			5.501	10.70	.1680	1.734	1.440	73.9	38,950	36.39		
160	0.719			5.187	13.34	.1467	1.734	1.358	68.9	32,950	45.34		
XX	0.864			4.907	15.64	.1308	1.734	1.282	58.7	29,350	53.16		
5S	0.199			8.407	2.915	.3885	2.258	2.201	173.0	86,500	9.90		
10S	0.148			8.329	3.941	.3784	2.258	2.180	169.8	84,900	13.40		
20	0.250			8.125	6.578	.3601	2.258	2.127	161.5	80,750	22.26		
30	0.277			8.071	7.265	.3553	2.258	2.113	159.4	79,700	24.70		
40ST, 40S	0.322			7.961	8.309	.3474	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55		
60	0.406	7.813	10.48	.3329	2.258	2.045	149.4	74,700	35.64				
80XS, 80S	0.500	7.625	12.76	.3171	2.258	1.995	142.3	71,150	43.39				
100	0.594	7.437	14.99	.3017	2.258	1.947	135.4	67,700	50.95				
120	0.719	7.187	17.86	.2817	2.258	1.882	126.4	63,200	60.71				
140	0.812	7.001	19.93	.2573	2.258	1.833	120.0	60,000	67.76				
XX	0.875	6.875	21.30	.2578	2.258	1.800	115.7	57,850	72.42				
160	0.906	6.813	21.97	.2532	2.258	1.784	113.5	56,750	74.69				
10	10.75	5S	0.134	10.482	4.47	.8993	2.814	2.744	260.0	134,500	15.19		
		10S	0.165	10.420	5.49	.8922	2.814	2.728	265.8	132,000	18.65		
		20	0.250	10.250	8.25	.8731	2.814	2.685	257.0	125,500	28.04		
		30	0.307	10.136	10.07	.8603	2.814	2.655	252.0	123,000	34.24		
		40ST, 40S	0.365	10.020	11.91	.8475	2.814	2.620	246.0	120,000	40.48		
		80S, 60XS	0.500	9.750	16.10	.8185	2.814	2.550	233.0	116,500	54.74		
		80	0.594	9.562	18.95	.8087	2.814	2.503	223.4	111,700	64.43		
		100	0.719	9.312	22.66	.7829	2.814	2.438	212.3	106,150	77.03		
		120	0.844	9.062	26.27	.7479	2.814	2.372	201.0	100,500	89.29		
		140, XX	1.000	8.750	30.63	.7176	2.814	2.291	188.0	94,000	104.13		
		160	1.125	8.500	34.02	.6941	2.814	2.225	177.0	88,500	115.64		
		12	12.75	5S	0.156	12.438	6.17	.8438	3.338	3.26	378.7	189,350	20.98
10S	0.180			12.390	7.11	.8373	3.338	3.24	375.8	187,000	24.17		
20	0.250			12.250	9.82	.8185	3.338	3.21	367.0	183,500	33.38		
30	0.330			12.000	12.88	.7972	3.338	3.17	358.0	179,000	43.77		
ST, 40S	0.375			12.000	14.58	.7854	3.338	3.14	352.5	176,250	49.56		
40	0.406			11.938	15.74	.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.52		
XS, 80S	0.500			11.750	19.24	.7530	3.338	3.08	338.0	169,000	65.42		
60	0.562			11.626	21.52	.7372	3.338	3.04	331.0	165,500	73.15		
80	0.688			11.374	26.07	.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.63		
100	0.844			11.062	31.57	.6574	3.338	2.90	299.6	149,500	107.32		
120, XX	1.000			10.750	36.91	.6303	3.338	2.81	283.0	141,500	125.49		
140	1.125			10.500	41.09	.6013	3.338	2.75	270.0	135,000	139.67		
160	1.312	10.126	47.14	.5592	3.338	2.65	251.0	125,500	160.27				
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	27.79		
		10	0.250	13.500	10.80	0.9940	3.665	3.53	446	223,000	36.71		
		20	0.312	13.376	13.42	0.9750	3.665	3.50	438	219,000	45.61		
		30, ST	0.375	13.250	16.05	0.9575	3.665	3.47	430	215,000	54.57		
		40	0.438	13.124	18.66	0.9397	3.665	3.44	422	211,000	63.44		
		XS	0.500	13.000	21.21	0.9218	3.665	3.40	414	207,000	72.09		
		60	0.594	12.812	25.02	0.8957	3.665	3.35	402	201,000	85.05		
		80	0.750	12.500	31.22	0.8522	3.665	3.27	382	191,000	106.13		
		100	0.908	12.124	38.49	0.8017	3.665	3.17	360	180,000	130.85		
		120	1.094	11.812	44.36	0.7610	3.665	3.09	342	171,000	150.79		
		140	1.250	11.500	50.97	0.7213	3.665	3.01	324	162,000	170.21		
160	1.406	11.188	55.63	0.6827	3.665	2.93	306	153,000	189.11				
16	16	5S	0.165	15.670	8.21	1.3393	4.159	4.10	601	300,500	27.00		
		10S	0.188	15.624	9.34	1.3314	4.159	4.09	595	299,000	31.75		
		10	0.250	15.500	12.37	1.3104	4.159	4.06	587	293,500	42.05		

TABLA B.4. Máximos esfuerzos permisibles (Perry, Robert H. "Manual del Ingeniero Químico", Sexta Edición).

Material	Specification	P.no. (23)	Grade	Class	Factor, E	Minimum tensile strength, kpsi ²		Notes	Minimum temperature (18)									
						yield	strength		100	200	300	400	500	600				
Electric-fusion-welded pipe and tubing	18Cr, 8Ni pipe	A312	TP304		0.85	75.0	30.0	14, 16	-425	17.0	17.0	17.0	17.0	15.9	14.8	14.0		
	18Cr, 8Ni pipe	A312	TP304H		0.85	75.0	30.0	16	-325	17.0	17.0	17.0	17.0	15.9	14.8	14.0		
	18Cr, 8Ni pipe	A312	TP304L		0.85	70.0	25.0		-425	14.2	14.2	14.2	14.2	13.4	12.5	11.9		
	29Cr, 12Ni pipe	A312	TP309		0.85	75.0	30.0	19, 24, 32	-325	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	16.3		
	25Cr, 20Ni pipe	A312	TP310		0.85	75.0	30.0	19, 24, 32	-325	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	16.3		
	25Cr, 20Ni pipe	A312	TP310		0.85	75.0	30.0	6, 10, 24, 32	-325	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	16.3		
	18Cr, 12Ni, 2Mo pipe	A312	TP316		0.85	75.0	30.0	14, 16	-325	17.0	17.0	17.0	17.0	16.4	15.2	14.4		
	18Cr, 12Ni, 2Mo pipe	A312	TP316H		0.85	75.0	30.0	16	-325	17.0	17.0	17.0	17.0	16.4	15.2	14.4		
	18Cr, 12Ni, 2Mo pipe	A312	TP316L		0.85	70.0	25.0		-325	14.2	14.2	14.2	14.2	13.2	12.2	11.5		
	18Cr, 12Ni, 2Mo pipe	A312	TP317		0.85	75.0	30.0	14, 16	-325	17.0	17.0	17.0	17.0	16.4	15.2	14.4		
	18Cr, 10Ni, Ti pipe	A312	TP321		0.85	75.0	30.0	7, 14	-325	17.0	17.0	17.0	17.0	15.8	14.7	13.9		
	18Cr, 10Ni, Ti pipe	A312	TP321H		0.85	75.0	30.0	7, 14	-425	17.0	17.0	17.0	17.0	15.8	14.7	13.9		
18Cr, 10Ni, Cb pipe	A312	TP347		0.85	75.0	30.0	7, 14	-425	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	16.4			
18Cr, 10Ni, Cb pipe	A312	TP347H		0.85	75.0	30.0	7, 14	-325	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	16.4			
	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500
	13.7	13.6	13.2	12.9	12.7	12.5	12.2	11.7	10.3	8.3	6.5	5.1	4.0	3.1	2.5	2.0	1.5	1.2
	13.7	13.6	13.2	12.9	12.7	12.5	12.2	11.7	10.3	8.3	6.5	5.1	4.0	3.1	2.5	2.0	1.5	1.2
	11.6	11.4	11.3	11.0	10.9	10.7	10.6	10.6	10.3	8.3	6.5	5.1	4.0	3.1	2.5	2.0	1.5	1.2
	16.0	15.6	15.3	14.9	12.4	11.8	10.6	9.3	7.2	5.5	4.2	3.1	2.1	1.2	0.6	0.4	0.3	0.2
	16.0	15.6	15.3	14.9	12.4	11.8	10.6	9.3	7.2	5.5	4.2	3.1	2.1	1.2	0.6	0.4	0.3	0.2
	16.0	15.6	15.3	14.9	12.4	11.8	10.6	9.3	7.2	5.5	4.2	3.1	2.1	1.2	0.6	0.4	0.3	0.2
	14.2	13.8	13.6	13.5	13.3	13.2	13.1	13.0	12.3	10.5	8.3	6.3	4.6	3.5	2.6	1.9	1.4	1.1
	14.2	13.8	13.6	13.5	13.3	13.2	13.1	13.0	12.3	10.5	8.3	6.3	4.6	3.5	2.6	1.9	1.4	1.1
	11.2	10.9	10.7	10.5	10.3	10.0	9.8	9.5	9.2	8.7	7.4	5.4	4.0	3.0	2.1	1.6	1.1	0.9
	14.2	13.9	13.6	13.5	13.3	13.2	13.1	13.0	12.3	10.5	8.3	6.3	4.6	3.5	2.6	1.9	1.4	1.1
	13.6	13.4	13.3	13.1	13.0	13.0	12.9	11.7	8.2	5.8	4.2	3.1	2.2	1.4	0.9	0.6	0.4	0.3
	13.6	13.4	13.3	13.1	13.0	13.0	12.9	11.9	9.9	7.7	5.9	4.5	3.5	2.7	2.1	1.6	1.2	0.9
	16.1	15.8	15.7	15.5	15.1	12.7	12.3	11.9	10.3	7.7	5.2	3.7	2.8	1.9	1.3	1.0	0.8	0.6
	16.1	15.8	15.7	15.6	15.5	15.4	15.4	15.3	14.5	12.1	8.9	6.7	5.0	3.7	2.7	2.1	1.5	1.1

TABLA B.5. Valores de Y cuando t es menor que $D/6$ (Código A.S.M.E. sección VIII).

Materials	Temperature, °C (°F)					
	485 (900) and lower	510 (950)	540 (1000)	560 (1050)	595 (1100)	620 (1150) and higher
Ferritic steels	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Austenitic steels	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Other ductile metals	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Cast iron	0.0					

*Extracted from ANSI B31.3—1980, with permission of the publisher, the American Society of Mechanical Engineers, New York.

GRÁFICA B.6. Estimación de costes de recipientes a presión verticales (mediados 2004).

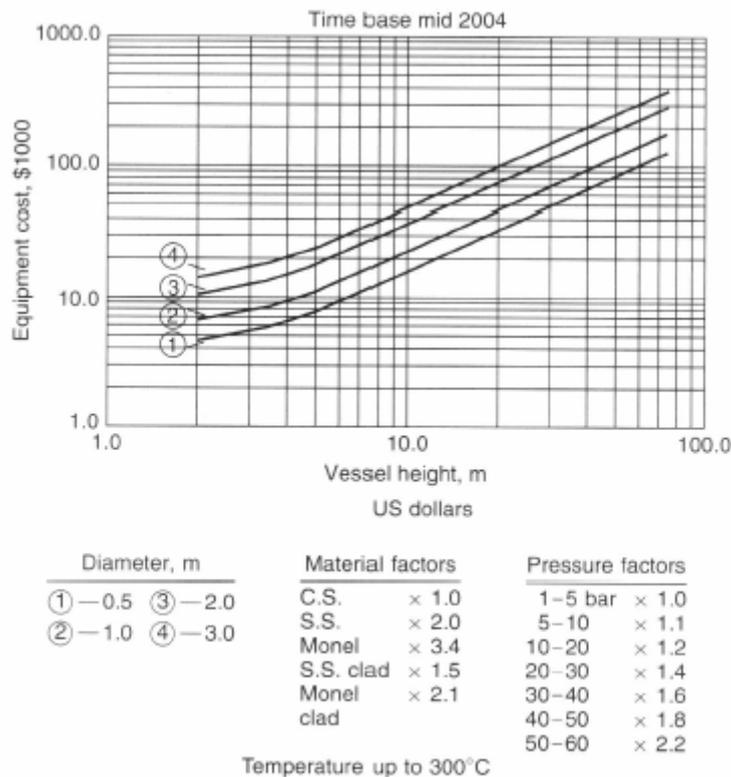


Figure 6.5a, b. Vertical pressure vessels. Time base mid-2004.
Purchased cost = (bare cost from figure) × Material factor × Pressure factor

BIBLIOGRAFIA.

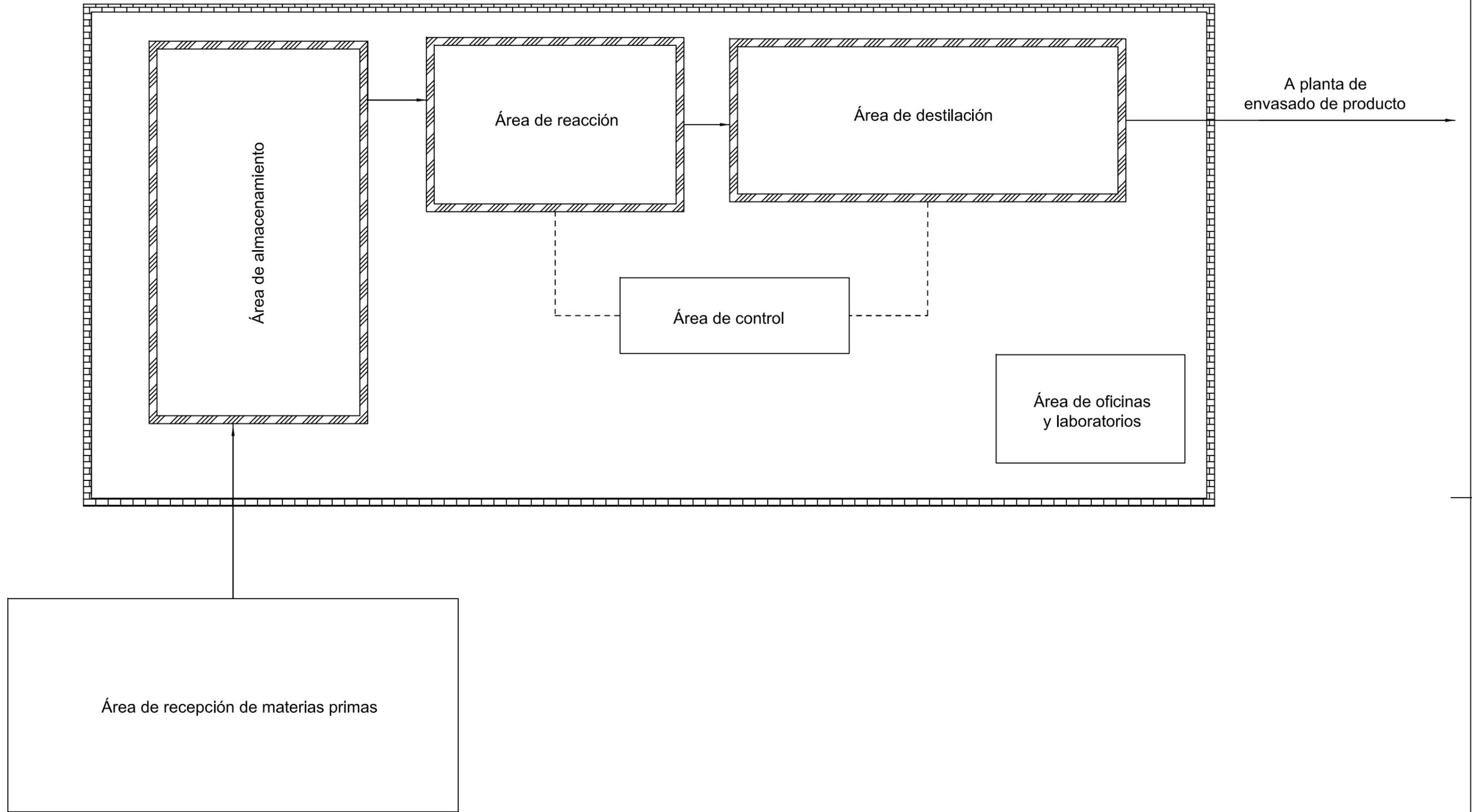
- [1] Fromend and Bischoff “**Chemical Reactor: Análisis and Design**”. University of Delaware.
- [2] I.H. Farina; O.A.Ferretti; G.F. Barreto “**Introducción al diseño de Reactores Químicos**”. Editorial Universitaria de Buenos Aires.
- [3] Charles G. Hill “**An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design**”. University of Winsconsin.
- [4] Coulson and Richardson “**Chemical Engineering**” Vol. 3.
- [5] Richard M. Stephenson “**Introducción a los Procesos Químicos Industriales**”. Compañía Editorial Continental S.A. México.
- [6] Max S. Peters; Klaus D. Timmerhaus; McGraw Hill “**Plant Design and Economics for Chemical Engineers**”. 4th Edition, McGraw Hill.
- [7] J.M. Smith “**Ingeniería de la Cinética Química**”.
- [8] G.G. Brown “**Operaciones Básicas de la Ingeniería Química**”. Editorial Marín (1965).
- [9] Austin, George T. “**Manual de Procesos Químicos en la Industria**”. 5^a Edición, McGraw Hill.
- [10] A. Vian Ortuño “**Introducción a la Química Industrial**”. Editorial Reverté.
- [11] Perry, Robert H. “**Manual del Ingeniero Químico**”. Sexta Edición.
- [12] John H. Perry “**Manual del Ingeniero Químico**”. Tercera Edición.
- [13] Antonio Valiente; Jaime Noriega “**Manual del Ingeniero Químico**”. Grupo Noriega Editores. Limusa.

- [14] Richard M. Földes; Ronald W. Rousseau “**Principios Elementales de los Procesos Químicos**”. Segunda Edición. Addison-Wesley.
- [15] A.F. Mills “**Transferencia de Calor**”. Ed. Irwin.
- [16] W.L. McCabe; J.C. Smith; P. Harriot “**Operaciones Unitarias en Ingeniería Química**”. McGraw Hill.
- [17] Katsuhiko Ogata “**Ingeniería de Control Moderna**”. 3ª Edición. Pearson. Prentice Hall.
- [18] Donald Q. Kern “**Procesos de Transferencia de Calor**”. CECSA.
- [19] O. Levenspiel “**Flujo de Fluidos e Intercambio de Calor**”. Editorial Reverté.
- [20] Eugene F. Megysey “**Pressure Vessel Handbook**”. 3ª Edición.
- [21] Albert Mañes i Amigó (Dr. en Ingeniería Química) “**Vida y comportamiento catalíticos en la conversión de metanol a hidrocarburos en condiciones cercanas a supercríticas**” (Tesis).
- [22] Hong H. Lee “**Heterogeneous Reactor Design**”.
- [23] **Código A.S.M.E. Sección VIII.**

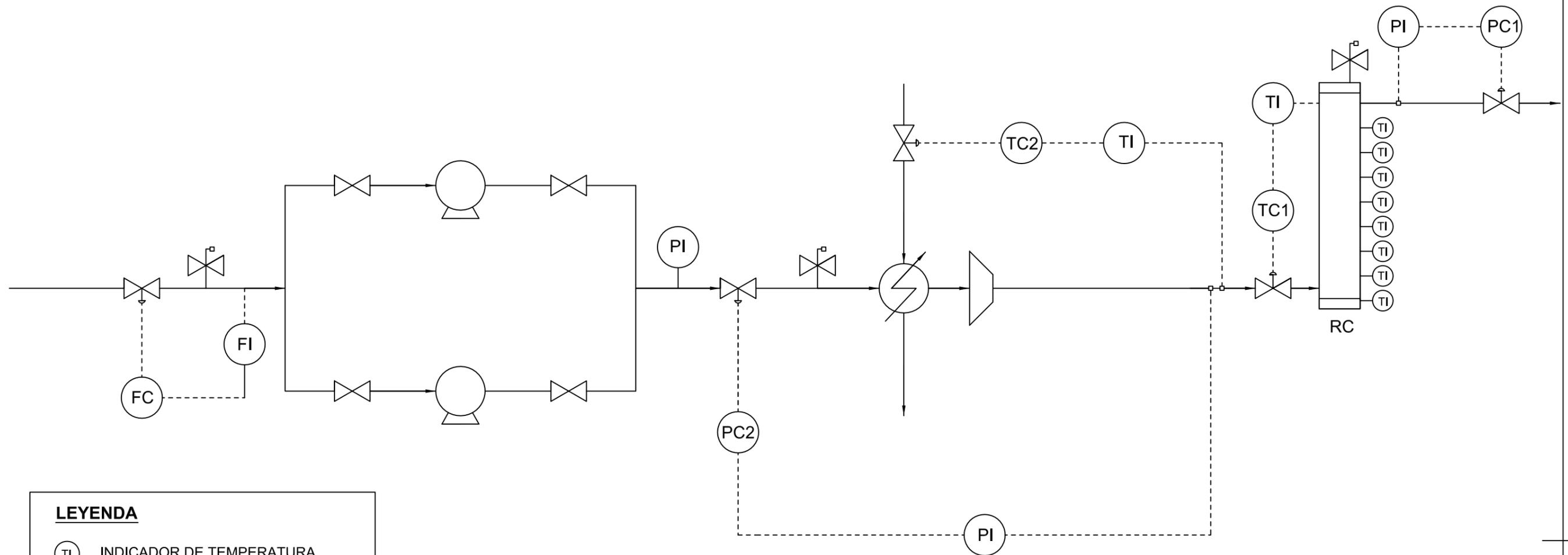
PLANOS.



	Fecha	Nombre	Firma:	FACULTAD DE CIENCIAS
Dibujado	27-02-08	Carlos		
Comprobado	27-02-08	Chica Pérez		
d.s./Nor.				Núm. Plano: 1 de 5
Escala:	EMPLAZAMIENTO			Sustituye a:
1:1000				Sustituido por:



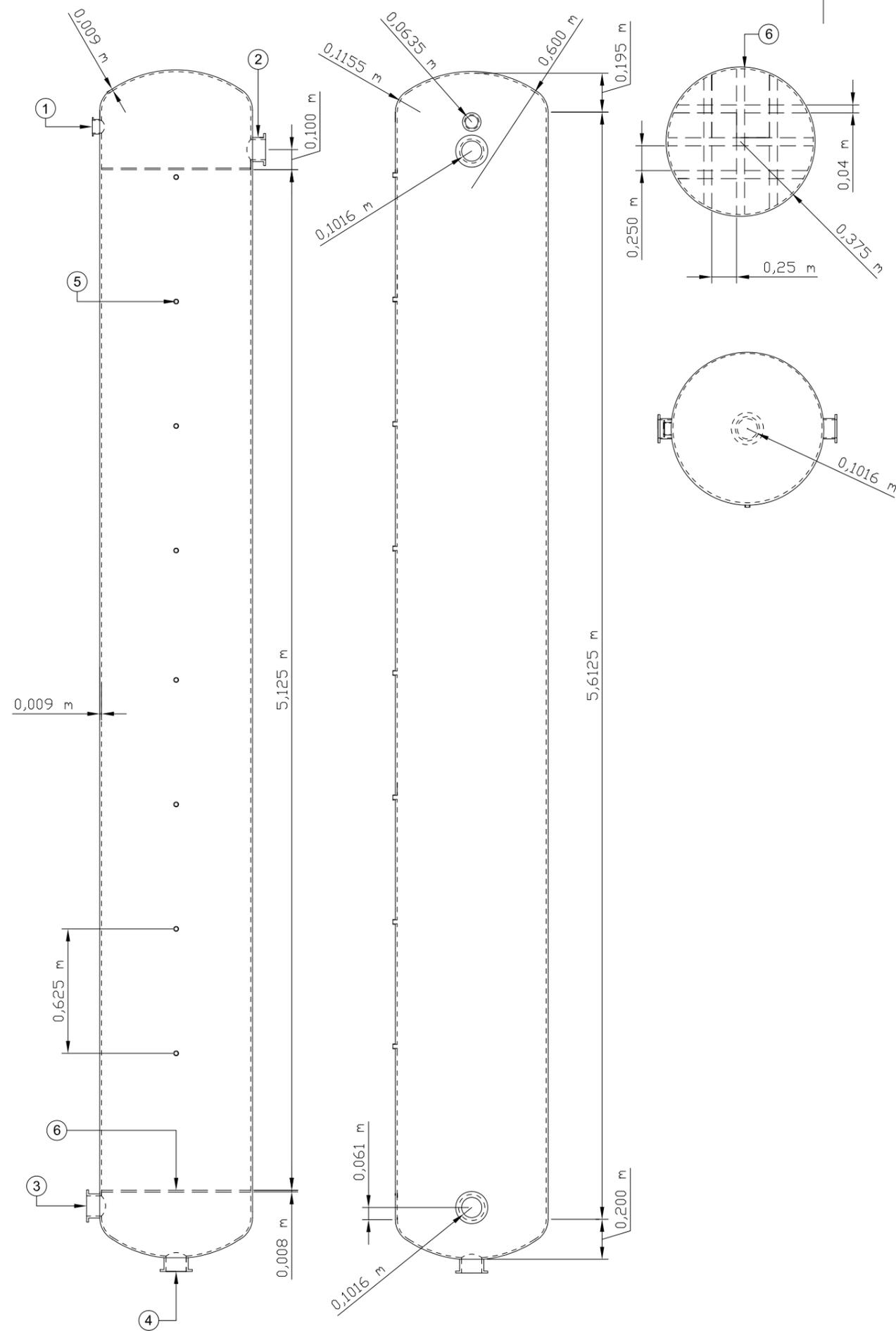
	Fecha	Nombre	Firma:	FACULTAD DE CIENCIAS
Dibujado	27-02-08	Carlos		
Comprobado	27-02-08	Chica Pérez		
d.s./Nor.				Núm. Plano: 2 de 5
Escala:	<i>DISTRIBUCIÓN EN PLANTA</i>			Sustituye a:
				Sustituido por:



LEYENDA

- ⊙ TI INDICADOR DE TEMPERATURA
- ⊙ TC CONTROL DE TEMPERATURA
- ⊙ PI INDICADOR DE PRESIÓN
- ⊙ PC CONTROL DE PRESIÓN
- ⊙ FI MEDIDOR DE CAUDAL
- ⊙ FC CONTROL DE CAUDAL
- ⊗ VÁLVULA DE CONTROL
- ⊗ VÁLVULA DE SEGURIDAD
- ⊗ VÁLVULA COMPUERTA (MANUAL)
- ⊙ BOMBA
- ⊗ INTERCAMBIADOR DE CALOR
- RC REACTOR CATALÍTICO
- ⊙ COMPRESOR

	Fecha	Nombre	Firma:	FACULTAD DE CIENCIAS
Dibujado	27-02-08	Carlos Chica Pérez		
Comprobado	27-02-08			
d.s./Nor.				Núm. Plano: 3 de 5
Escala:	SISTEMA DE CONTROL			Sustituye a:
1:25				Sustituido por:

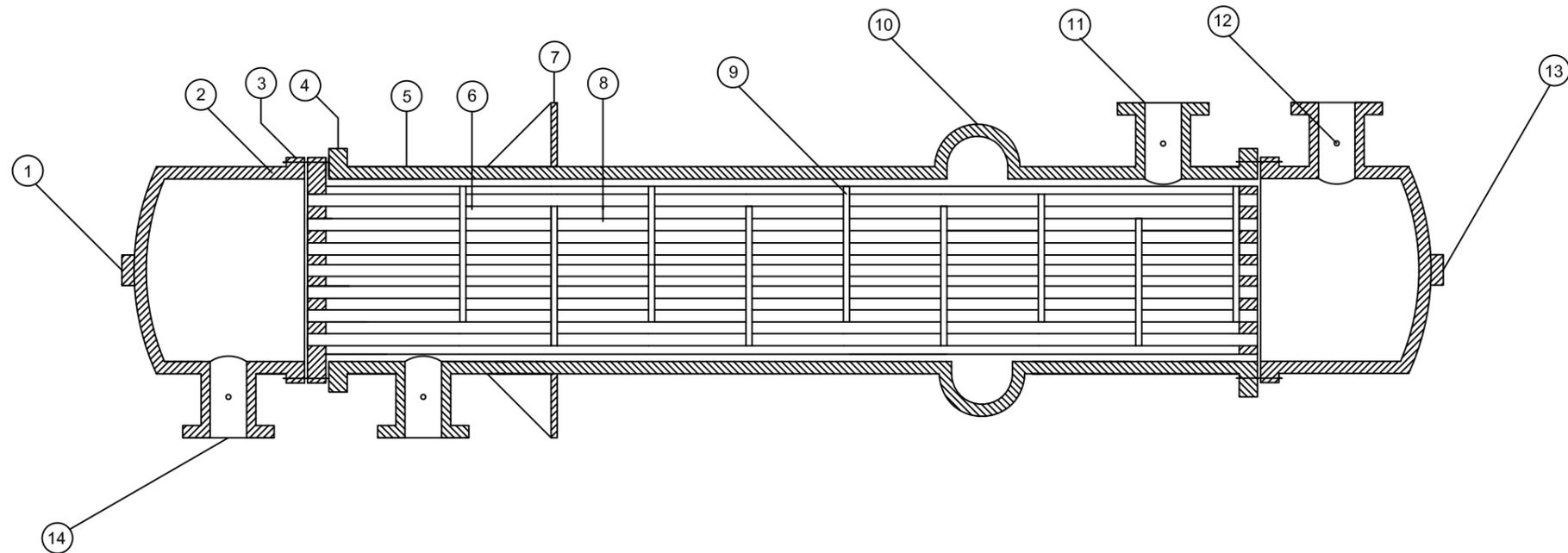


Elementos del reactor:

- 1. Conexión para válvula de seguridad o disco de ruptura.
- 2. Conexión de salida del reactor.
- 3. Conexión de entrada del reactor.
- 4. Conexión auxiliar para limpieza o vaciado.
- 5. Conexión para termopar.
- 6. Parrilla soporta-catalizador.

	Fecha	Nombre	Firma:	FACULTAD DE CIENCIAS
Dibujado	27-02-08	Carlos Chica Pérez		
Comprobado	27-02-08			
d.s./Nor.				

Escala:	REACTOR CATALÍTICO	Núm. Plano:	4 de 5
1:25		Sustituye a:	
		Sustituido por:	



Elementos:

1. Conexión para ventilación.
2. Canal de distribución - bonete.
3. Brida del cabezal estacionario - canal o bonete.
4. Espejo estacionario.
5. Envolverte.
6. Tubos de transmisión.
7. Ménsula de soporte.
8. Varillas tensoras y espaciadoras.
9. Deflectores transversales o placas soporte.
10. Junta de expansión.
11. Boquilla de la envolverte.
12. Conexión para instrumentos.
13. Conexión para drenaje.
14. Boquilla del cabezal estacionario.

Descripción:

Intercambiador de calor de cabeza flotante, de seis pasos y operación en contracorriente. Los tubos son de 1 1/4", están distribuidos de forma triangular, con un pitch de 1 9/16" y una longitud de 24". La carcasa tiene un diámetro interno de 96".

	Fecha	Nombre	Firma:	FACULTAD DE CIENCIAS
Dibujado	27-02-08	Carlos		
Comprobado	27-02-08	Chica		
d.s./Nor.		Pérez		

<p>Escala:</p> <p>1:25</p>	<p>INTERCAMBIADOR DE CALOR</p>	<p>Núm. Plano:</p> <p style="font-size: 1.5em;">5 de 5</p> <p>Sustituye a:</p> <p>Sustituido por:</p>
-----------------------------------	---------------------------------------	--------------------------------------------------------------------------------------------------------------

