

Universidad de **Cádiz**

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

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Titulo: DISEÑO DE LA UNIDAD DE SEPARACIÓN DE LA CORRIENTE DIMETIL ÉTER, METANOL Y AGUA PROVENIENTE DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE DME MEDIANTE LA DESHIDRATACIÓN CATALÍTICA DE METANOL

Autor: Fernando ALMENGLÓ CORDERO

Fecha: Febrero 2007





DOCUMENTO N° 1: MEMORIA

| | |
|---|----------|
| ☞ CAPÍTULO 1.- INTRODUCCIÓN | 1 |
| 1.1.- PETICIONARIO | 1 |
| 1.2.- OBJETO DEL PROYECTO | 1 |
| 1.3.- LOCALIZACIÓN | 1 |
| 1.4.- JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO | 2 |
| 1.5.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO | 2 |
| 1.5.1 Unidad de Reacción | 3 |
| 1.5.2 Unidad de Separación del Dimetil Éter | 3 |
| ☞ CAPÍTULO 2.- COLUMNA DE DESTILACIÓN DIMETIL ÉTER-METANOL-AGUA. | 6 |
| 2.1.- INTRODUCCIÓN | 6 |
| 2.2.- CONDICIONES DE OPERACIÓN | 6 |
| 2.2.1- Temperatura. | 6 |
| 2.2.2- Presión. | 6 |
| 2.2.3- Relación de reflujo. | 7 |
| 2.2.4- Condición de alimentación. | 7 |
| 2.2.5- Plato de alimentación. | 7 |
| 2.3.- CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES | 7 |
| 2.3.1- Alimentación. | 7 |
| 2.3.2- Corriente de colas. | 8 |
| 2.3.3- Corriente de destilado. | 8 |
| 2.4.- BALANCE ENTÁLPICO | 8 |
| 2.5.- DISEÑO DE LA COLUMNA. | 9 |
| 2.5.1- Número de etapas de equilibrio. | 9 |
| 2.5.2- Diseño hidráulico de la columna. | 10 |
| 2.5.2.1- Cubiertas y platos. | 11 |
| 2.5.2.2- Diámetro de la torre. | 12 |
| 2.5.2.3- Derramaderos. | 12 |
| 2.5.2.4- Caída de presión, verificación sobre la inundación. | 12 |
| 2.5.2.5- Velocidad de lloriqueo. | 13 |
| 2.5.2.6- Arrastre. | 13 |
| 2.5.2.7- Eficacia de plato. | 15 |
| 2.5.2.8- Número de platos y altura de columna. | 15 |
| 2.5.3- Diseño mecánico de la columna. | 15 |
| 2.5.3.1- Material. | 16 |
| 2.5.3.2- Espesor de la envolvente. | 19 |
| 2.5.3.3- Fondos. | 20 |
| 2.5.3.4- Soportes. | 21 |
| 2.5.3.5- Pescante. | 22 |
| 2.5.3.6- Bocas de hombre y de inspección. | 22 |
| 2.5.3.7- Conexiones. | 23 |

| | |
|--|-----------|
| 2.5.3.8- Aislamiento. | 25 |
| 2.5.3.9- Pruebas hidráulicas. | 25 |
| 2.5.4- Equipos auxiliares. | 25 |
| ☞ CAPÍTULO 3.- COLUMNA DE DESTILACIÓN METANOL-AGUA. | 26 |
| 3.1.- INTRODUCCIÓN | 26 |
| 3.2.- CONDICIONES DE OPERACIÓN | 26 |
| 3.2.1- Temperatura. | 26 |
| 3.2.2- Presión. | 26 |
| 3.2.3- Relación de reflujo. | 26 |
| 3.2.4- Condición de alimentación. | 27 |
| 3.2.5- Plato de alimentación. | 27 |
| 3.3.- CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES | 27 |
| 3.3.1- Alimentación. | 27 |
| 3.3.2- Corriente de colas. | 27 |
| 3.3.3- Corriente de destilado. | 28 |
| 3.4.- BALANCE ENTÁLPICO | 28 |
| 3.5.- DISEÑO DE LA COLUMNA. | 29 |
| 3.5.1- Número de etapas de equilibrio. | 29 |
| 3.5.2- Diseño hidráulico de la columna. | 29 |
| 3.5.2.1- Cubiertas y platos. | 29 |
| 3.5.2.2- Diámetro de la torre. | 30 |
| 3.5.2.3- Derramaderos. | 30 |
| 3.5.2.4- Caída de presión, verificación sobre la inundación. | 30 |
| 3.5.2.5- Velocidad de lloriqueo. | 31 |
| 3.5.2.6- Arrastre. | 31 |
| 3.5.2.7- Eficacia de plato. | 32 |
| 3.5.2.8- Número de platos y altura de columna. | 32 |
| 3.5.3- Diseño mecánico de la columna. | 32 |
| 3.5.3.1- Material. | 33 |
| 3.5.3.2- Espesor de la envolvente. | 33 |
| 3.5.3.3- Fondos. | 34 |
| 3.5.3.4- Soportes. | 34 |
| 3.5.3.5- Pescante. | 36 |
| 3.5.3.6- Bocas de hombre y de inspección. | 36 |
| 3.5.3.7- Conexiones. | 36 |
| 3.5.3.8- Aislamiento. | 37 |
| 2.5.3.9- Pruebas hidráulicas. | 37 |
| 3.5.4- Equipos auxiliares. | 38 |
| ☞ CAPÍTULO 4.- EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR. | 39 |
| 4.1.- INTRODUCCIÓN | 39 |
| 4.2.- INTERCAMBIADORES DE TUBOS Y CARCASA | 39 |
| 4.2.1- Aspectos generales. | 39 |
| 4.2.1.1- Construcción del lado de los tubos. | 40 |
| 4.2.1.2- Construcción del lado de la carcasa. | 41 |
| 4.2.1.3- Deflectores. | 41 |
| 4.2.1.4- Material. | 41 |
| 4.2.2- Calderín E-101. | 42 |

| | |
|--|-----------|
| 4.2.2.1- Condiciones de operación. | 42 |
| 4.2.2.2- Diseño del cambiador. | 43 |
| 4.2.2.3- Deflectores. | 43 |
| 4.2.2.4- Caída de presión. | 44 |
| 4.2.2.5- Especificaciones técnicas. | 44 |
| 4.2.3- Calderín E-201. | 44 |
| 4.2.3.1- Condiciones de operación. | 45 |
| 4.2.3.2- Diseño del cambiador. | 45 |
| 4.2.3.3- Deflectores. | 45 |
| 4.2.3.4- Caída de presión. | 46 |
| 4.2.3.5- Especificaciones técnicas. | 46 |
| 4.3.- INTERCAMBIADORES REFRIGERADOS POR AIRE | 46 |
| 4.3.1- Aspectos generales. | 46 |
| 4.3.1.2- Ventiladores. | 47 |
| 4.3.2- Condensador E-102. | 48 |
| 4.3.2.1- Condiciones de operación. | 48 |
| 4.3.2.2- Diseño del intercambiador. | 49 |
| 4.3.2.4- Especificaciones técnicas. | 51 |
| 4.3.3- Condensador E-202. | 51 |
| 4.3.3.1- Condiciones de operación. | 51 |
| 4.3.3.2- Diseño del intercambiador. | 52 |
| 4.3.2.3- Especificaciones técnicas. | 54 |
| ☞ CAPÍTULO 5.- TRANSPORTE, IMPULSIÓN Y ALMACENAMIENTO. | 55 |
| 5.1.- INTRODUCCIÓN | 55 |
| 5.2.- TRANSPORTE DE FLUIDOS. | 55 |
| 5.3.- IMPULSIÓN DE FLUIDOS. | 57 |
| 5.4.- ALMACENAMIENTO. | 61 |
| ☞ CAPÍTULO 6.- DISTRIBUCIÓN EN PLANTA. | 71 |
| ☞ CAPÍTULO 7.- CONTROL DEL PROCESO. | 74 |
| 7.1.- CONTROL DE LA COLUMNA METANOL / AGUA / DIMETIL ÉTER | 74 |
| 7.1.1- Control de la alimentación a la torre V-101. | 74 |
| 7.1.2- Control de la composición de cabezas, caudal de destilado y de reciclo. | 74 |
| 7.1.3- Control del aerorefrigerador E-102. | 75 |
| 7.1.4- Control del caudal en colas. | 75 |
| 7.2.- CONTROL DE LA COLUMNA METANOL / AGUA | 75 |
| 7.2.1- Control de la bomba P-201 | 75 |
| 7.2.2- Control de la composición de cabezas, caudal de destilado y de reciclo. | 75 |
| 7.2.3- Control del aerorefrigerador E-202. | 76 |
| 7.2.4- Control del caudal en colas. | 76 |
| 7.3.- CONTROL MANUAL | 76 |
| ☞ CAPÍTULO 8.- SEGURIDAD Y MEDIOAMBIENTE. | 78 |
| 8.1.- SEGURIDAD EN EL DISEÑO | 78 |
| 8.1.1- Selección del emplazamiento. | 78 |
| 8.1.2- Seguridad en el diseño de las columnas. | 79 |

| | |
|---|-----------|
| 8.1.3- Seguridad en el diseño de los equipos de transferencia de calor. | 83 |
| 8.1.4- Seguridad en el diseño de las conducciones, bombas y depósitos. | 83 |
| 8.1.5- Sistemas de alivio y antorcha. | 84 |
| 8.2.- ESTUDIO BÁSICO DE SEGURIDAD Y SALUD | 85 |
| 8.2.1- Justificación y objeto del estudio. | 85 |
| 8.2.2- Identificación y prevención de los riesgos en obra y trabajos posteriores. | 85 |
| 8.3.- SEGURIDAD EN LA OPERACIÓN | 88 |
| 8.4.- PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS | 89 |
| 8.4.1- Medios generales de lucha contra incendios. | 89 |
| 8.4.2- Instalaciones para la lucha contra incendios. | 90 |
| 8.5.- EQUIPOS ELÉCTRICOS | 90 |
| 8.6.- ASPECTOS MEDIOAMBIENTALES | 91 |
| 8.7.- FICHAS DE SEGURIDAD | 92 |
| 8.6.1- Dimetil Éter. | 92 |
| 8.6.2- Metanol. | 99 |

ANEXOS DE MEMORIA

| | |
|---|------------|
| ∞ ANEXO 1.- ASPECTOS GENERALES | 106 |
| A.1.1.- PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES PUROS Y LAS MEZCLAS | 106 |
| A.1.1.1.- Peso Molecular | 106 |
| A.1.1.2.- Propiedades Críticas de los Compuestos Puros | 107 |
| A.1.1.3.- Presión de Vapor | 107 |
| A.1.1.4.- Coeficientes de Actividad | 108 |
| A.1.1.5.- Coeficientes de Fugacidad | 111 |
| A.1.1.6- Equilibrio líquido-vapor. Coeficiente de Distribución. | 114 |
| A.1.1.7- Entalpía | 115 |
| ∞ ANEXO 2.- UNIDAD DE DESTILACIÓN DIMETIL ÉTER-METANOL-AGUA. | 118 |
| A.2.1.- ALIMENTACIÓN DE LA TORRE. | 118 |
| A.2.2.- BALANCE GLOBAL DE MATERIA. | 126 |
| A.2.3.- NÚMERO MÍNIMO DE ETAPAS Y SELECCIÓN DE REFLUJO. | 127 |
| A.2.3.1.- Número Mínimo de Platos Teóricos: Método de Fenske | 127 |
| A.2.3.2.- Relación de Reflujo Mínima: Método de Underwood. | 135 |
| A.2.3.3.- Número de etapas teóricas: Ecuación de Gilliland. | 139 |
| A.2.3.4.- Localización de la etapa de alimentación. | 139 |
| A.2.4.- ESTUDIO RIGUROSO PARA LA SEPARACIÓN MULTICOMPONENTE. | 140 |
| A.2.4.1.- Algoritmo de la matriz tridiagonal. | 141 |
| A.2.4.2.- Método del punto de burbuja (BP) para destilación. | 145 |
| A.2.5.- DISEÑO DE LOS PLATOS PERFORADOS. | 169 |
| A.2.5.1.- Diámetro de la torre. | 169 |
| A.2.5.2.- Derramaderos. | 180 |
| A.2.5.3.- Caída de presión. | 181 |

| | |
|--|------------|
| A.2.5.3.1- <i>Caída de presión para el gas.</i> | 181 |
| A.2.5.3.2- <i>Pérdida de presión en la entrada del líquido, h_2.</i> | 188 |
| A.2.5.3.3- <i>Retroceso en el vertedero, h_3.</i> | 189 |
| A.2.5.3.4- <i>Velocidad de lloriqueo</i> | 190 |
| A.2.6.- EFICACIA DE PLATO. | 191 |
| A.2.7.- DISEÑO MECÁNICO. | 193 |
| A.2.7.1.- <i>Condiciones de diseño.</i> | 193 |
| A.2.7.2.- <i>Cálculo del espesor.</i> | 193 |
| A.2.7.2.1- <i>Cálculo del espesor mínimo de la envolvente en la línea de tangencia superior.</i> | 193 |
| A.2.7.2.2- <i>Cálculo del espesor mínimo de fondo toriesferico tipo “korbbogen”.</i> | 194 |
| A.2.7.2.3 <i>Cálculo del espesor en función de las presiones de prueba.</i> | 195 |
| A.2.7.2.4 <i>Cálculo del espesor del fondo inferior en función de las presiones de prueba.</i> | 196 |
| A.2.7.3.- <i>Cálculo de pesos y tensiones debidas a estos en la elevación.</i> | 196 |
| A.2.7.4.- <i>Cálculo de tensiones longitudinales en la envolvente debidas a la presión interior.</i> | 200 |
| A.2.7.5.- <i>Cálculo de las tensiones debidas al viento en la condición de operación.</i> | 200 |
| A.2.7.6.- <i>Cálculo de las fatigas admisibles.</i> | 203 |
| A.2.7.7.- <i>Cálculo del espesor de faldón.</i> | 205 |
| A.2.7.8.- <i>Cálculo de los pernos de anclaje de la anchura mínima del anillo base.</i> | 207 |
| A.2.7.9.- <i>Cálculo del espesor del anillo base.</i> | 209 |
| ☞ ANEXO 3.- UNIDAD DE DESTILACIÓN METANOL-AGUA | 211 |
| A.3.1.- ALIMENTACIÓN DE LA TORRE. | 211 |
| A.3.2.- BALANCE GLOBAL DE MATERIA. | 211 |
| A.3.3.- CÁLCULO GRÁFICO DE ETAPA MÚLTIPLE, PARA LA SEPARACIÓN METANOL – AGUA, POR EL MÉTODO DE PONCHON - SAVARIT. | 213 |
| A.3.3.1.- <i>Número Mínimo de Platos Teóricos.</i> | 218 |
| A.3.3.2.- <i>Relación de Reflujo Mínima</i> | 218 |
| A.3.3.3.- <i>Número de etapas teóricas.</i> | 221 |
| A.3.4.- DISEÑO DE LOS PLATOS PERFORADOS. | 225 |
| A.3.4.1.- <i>Diámetro de la torre.</i> | 225 |
| A.3.4.2.- <i>Derramaderos.</i> | 234 |
| A.3.4.3.- <i>Caída de presión.</i> | 236 |
| A.3.4.3.1- <i>Caída de presión para el gas.</i> | 236 |
| A.3.4.3.2- <i>Pérdida de presión en la entrada del líquido, h_2.</i> | 242 |
| A.3.4.3.3- <i>Retroceso en el vertedero, h_3.</i> | 243 |
| A.3.4.3.4- <i>Velocidad de lloriqueo</i> | 244 |
| A.3.5.- EFICACIA DE PLATO. | 245 |
| A.3.6.- DISEÑO MECÁNICO. | 247 |
| A.3.6.1.- <i>Condiciones de diseño.</i> | 247 |
| A.3.6.2.- <i>Cálculo del espesor.</i> | 248 |
| A.3.6.2.1- <i>Cálculo del espesor mínimo de la envolvente en la línea de tangencia superior.</i> | 248 |
| A.3.6.2.2- <i>Cálculo del espesor mínimo de fondo toriesferico tipo “korbbogen”.</i> | 248 |

| | |
|---|------------|
| A.3.6.2.3 Cálculo del espesor en función de las presiones de prueba. | 250 |
| A.3.6.2.4 Cálculo del espesor del fondo inferior en función de las presiones de prueba. | 250 |
| A.3.6.3.- Cálculo de pesos y tensiones debidas a estos en la elevación. | 251 |
| A.3.6.4.- Cálculo de tensiones longitudinales en la envolvente debidas a la presión interior. | 254 |
| A.3.6.5.- Cálculo de las tensiones debidas al viento en la condición de operación. | 255 |
| A.3.6.6.- Cálculo de las fatigas admisibles. | 257 |
| A.3.6.7.- Cálculo del espesor de faldón. | 259 |
| A.3.6.8.- Cálculo de los pernos de anclaje de la anchura mínima del anillo base. | 261 |
| A.3.6.9.- Cálculo del espesor del anillo base. | 263 |
| ANEXO 4.- EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR | 265 |
| A.4.1.- INTERCAMBIADORES DE TUBOS Y CARCASAS. | 265 |
| A.4.1.1.- Caldera de la unidad de destilación dimetil éter-metanol-agua. | 265 |
| A.4.1.1.1.- Balance de calor | 265 |
| Se utilizarán las entalpías calculadas en el apartado a.2.4.2 | 265 |
| A.4.1.1.2.- Selección de tubos para el intercambiador de calor | 269 |
| A.4.1.1.3.- Cálculo del incremento de temperatura | 271 |
| A.4.1.1.4.- Cálculo del área de intercambio de calor necesaria, cálculo del número de tubos. | 272 |
| A.4.1.1.5.- Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor. | 273 |
| A.4.1.1.6.- Flujo máximo de transferencia de calor. | 277 |
| A.4.1.1.7.-Disposición. | 278 |
| A.4.1.1.8.-Caída de presión para el vapor. | 279 |
| A.4.1.2.- Caldera de la unidad de destilación metanol-agua. | 283 |
| A.4.1.2.1.- Balance de calor | 283 |
| Se utilizarán las entalpías calculadas en el apartado a.3.3.3 | 283 |
| A.4.1.2.2.- Selección de tubos para el intercambiador de calor | 286 |
| A.4.1.2.3.- Cálculo del incremento de temperatura | 287 |
| A.4.1.2.4.- Cálculo del área de intercambio de calor necesaria, cálculo del número de tubos. | 289 |
| A.4.1.2.5.- Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor. | 289 |
| A.4.1.2.6.- Flujo máximo de transferencia de calor. | 293 |
| A.4.1.2.7.-Disposición. | 294 |
| A.4.1.2.8.-Caída de presión para el vapor. | 295 |
| A.4.2.- AERORREFRIGERADORES. | 298 |
| A.4.2.1.- Aerorrefrigerador de la unidad de destilación dimetil éter-metanol-agua. | 298 |
| A.4.2.1.1.- Estimación del calor a intercambiar en el condensador. | 298 |
| A.4.2.1.2.- Selección de tubos. | 298 |
| A.4.2.1.3.- Área transversal necesaria. Limitaciones termodinámicas. | 303 |
| A.4.2.1.4.- Área transversal necesaria. Limitaciones por transferencia de calor. | 303 |
| A.4.2.1.4.1.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor. | 305 |
| A.4.2.1.4.2.- Cálculo de la diferencia de temperatura. | 308 |
| A.4.2.1.4.3.- Cálculo del área transversal. | 310 |
| A.4.2.1.5.-Dimensiones del banco de tubos. | 310 |
| A.4.2.1.6.-Ventiladores. | 311 |
| A.4.2.1.7.-Caída de presión del condensado. | 311 |
| A.4.2.2.- Aerorrefrigerador de la unidad de destilación metanol-agua. | 315 |
| A.4.2.2.1.- Estimación del calor a intercambiar en el condensador. | 315 |

| | |
|--|-----|
| A.4.2.2.2.- Selección de tubos. | 316 |
| A.4.2.2.3.- Área transversal necesaria. Limitaciones termodinámicas. | 320 |
| A.4.2.2.4.- Área transversal necesaria. Limitaciones por transferencia de calor. | 320 |
| A.4.2.2.4.1.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor. | 321 |
| A.4.2.2.4.2.- Cálculo de la diferencia de temperatura. | 324 |
| A.4.2.2.4.3.- Cálculo del área transversal. | 325 |
| A.4.2.2.5.-Dimensiones del banco de tubos. | 325 |
| A.4.2.2.6.-Ventiladores. | 326 |
| A.4.2.2.7.-Caída de presión del condensado. | 326 |

ANEXO 5.- TRANSPORTE, IMPULSIÓN Y ALMACENAMIENTO 329

A5.1.- TRANSPORTE DE FLUIDOS. 329

A.5.1.1.- Diámetros. 329

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, es 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 de bombas debido a la reducción en la fricción. 329

A.5.1.2.- Espesor de pared 330

A.5.1.3.- Espesor de aislamiento 336

A5.2.- IMPULSIÓN DE FLUIDOS. 345

A.5.2.1- Presión a la entrada del condensador E-102. 348

A.5.2.2- Condensador E-102. 350

A.5.2.3- Flujo por gravedad del condensado al acumulador de reflujo V-102. 350

A.5.2.4- Bomba P-101. 351

A.5.2.5- Bomba P-201. 354

A.5.2.6- Presión a la entrada del condensador E-202. 357

A.5.2.7- Condensador E-202. 358

A.5.2.8- Flujo por gravedad del condensado al acumulador de reflujo V-202. 358

A.5.2.9- Bomba P-202. 359

A.5.2.10- Flujo por gravedad, línea 01-02. 362

A.5.2.11- Flujo por gravedad, línea 02-02. 363

A5.3.- ALMACENAMIENTO DE FLUIDOS. 369

A.5.3.1- Tanques de almacenamiento. 369

A.5.3.1.1- Condiciones de diseño. 371

A.5.3.1.2- Calculo del espesor mínimo de la envolvente. 372

A.5.3.1.3- Cálculo del espesor mínimo fondo toriesférico tipo “Korbbogen”. 373

A.5.3.1.4- Cálculo de pesos. 373

A.5.3.1.5- Cálculo de tensiones debidas a la flexión longitudinal. 375

| | |
|---|------------------|
| A.5.3.1.6- Cálculo de tensiones en la envolvente debidas a la presión interior. | __ 378 |
| A.5.3.1.7- Cálculo de tensiones combinadas debidas a la presión interior y flexión longitudinal. | _____ 378 |
| A.5.3.1.8- Cálculo de tensiones en envolvente debidas a los esfuerzos cortantes. | _ 379 |
| A.5.3.1.9- Cálculo de tensiones circunferenciales en el extremo de la cuna. | _____ 379 |
| A.5.3.1.10- Cálculo de tensiones en fondos “Korbbogen” debidas a la presión interior. | _____ 380 |
| A.5.3.1.11- Cálculo de tensiones de compresión debidas a la reacción de la cuna. | 380 |
| A.5.3.2- Acumulador de reflujo V-102. | _____ 381 |
| A.5.3.2.1- Condiciones de diseño. | _____ 381 |
| A.5.3.2.2- Calculo del espesor mínimo de la envolvente. | _____ 382 |
| A.5.3.2.3- Calculo del espesor mínimo fondo toriesférico tipo “Korbbogen”. | __ 383 |
| A.5.3.2.4- Cálculo de pesos. | _____ 383 |
| A.5.3.2.5- Cálculo de tensiones debidas a la flexión longitudinal. | _____ 385 |
| A.5.3.2.6- Cálculo de tensiones en la envolvente debidas a la presión interior. | _ 385 |
| A.5.3.2.7- Cálculo de tensiones combinadas debidas a la presión interior y flexión longitudinal. | _____ 386 |
| A.5.3.2.8- Cálculo de tensiones en envolvente debidas a los esfuerzos cortantes. | _ 387 |
| A.5.3.2.9- Cálculo de tensiones circunferenciales en el extremo de la cuna. | _____ 387 |
| A.5.3.2.10- Cálculo de tensiones en fondos “Korbbogen” debidas a la presión interior. | _____ 387 |
| A.5.3.2.11- Cálculo de tensiones en los fondos debidas a los esfuerzos cortantes. | 388 |
| A.5.3.2.12- Cálculo de tensiones de compresión debidas a la reacción de la cuna. | 388 |
| A.5.3.3- Acumulador de reflujo V-202. | _____ 389 |
| A.5.3.3.1- Condiciones de diseño. | _____ 389 |
| A.5.3.3.2- Calculo del espesor mínimo de la envolvente. | _____ 390 |
| A.5.3.3.3- Calculo del espesor mínimo fondo toriesférico tipo “Korbbogen”. | __ 390 |
| A.5.3.3.4- Cálculo de pesos. | _____ 391 |
| A.5.3.3.5- Cálculo de tensiones debidas a la flexión longitudinal. | _____ 393 |
| A.5.3.3.6- Cálculo de tensiones en la envolvente debidas a la presión interior. | _ 394 |
| A.5.3.3.7- Cálculo de tensiones combinadas debidas a la presión interior y flexión longitudinal. | _____ 394 |
| A.5.3.3.8- Cálculo de tensiones en envolvente debidas a los esfuerzos cortantes. | _ 395 |
| A.5.3.3.9- Cálculo de tensiones circunferenciales en el extremo de la cuna. | _____ 395 |
| A.5.3.3.10- Cálculo de tensiones en fondos “Korbbogen” debidas a la presión interior. | _____ 396 |
| A.5.3.3.11- Cálculo de tensiones en los fondos debidas a los esfuerzos cortantes. | 396 |

A.5.3.3.12- Cálculo de tensiones de compresión debidas a la reacción de la cuna. 397

DOCUMENTO N° 2: PLIEGO DE CONDICIONES

| | |
|--|------------|
| 1.- INTRODUCCIÓN | 398 |
| 2.- CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE FACULTATIVA | 400 |
| 2.3.1.1- Comprobación del replanteo. | 405 |
| 2.3.1.2- Fijación de los puntos de replanteo. | 405 |
| 2.3.1.3- Programación de los trabajos. | 405 |
| 2.3.2.1- Equipos de maquinaria. | 406 |
| 2.3.2.2- Ensayos. | 407 |
| 2.3.2.3- Materiales. | 407 |
| 2.3.2.4- Acopios. | 408 |
| 2.3.2.5- Trabajos nocturnos. | 409 |
| 2.3.2.6- Accidentes de trabajo. | 409 |
| 2.3.2.7- Descanso en días festivos. | 410 |
| 2.3.2.8- Trabajos defectuosos o no autorizados. | 410 |
| 2.3.2.9- Señalización de las obras. | 410 |
| 2.3.2.10- Precauciones especiales. | 411 |
| 2.3.2.11- Personal técnico. | 411 |
| 3.- CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE ECONÓMICA | 414 |
| 4.- CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE LEGAL | 419 |
| 5.- CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE TÉCNICA | 423 |

DOCUMENTO N° 3: PRESUPUESTO

| | |
|--|------------|
| 1.- INTRODUCCIÓN | 428 |
| 2.- COSTOS DE LOS EQUIPOS | 433 |
| 3.- ESTIMACIÓN DEL CAPITAL INMOVILIZADO | 437 |

DOCUMENTO N° 4: PLANOS 438

BIBLIOGRAFIA: 450

DOCUMENTO N° 1: MEMORIA

III. CAPÍTULO 1.- INTRODUCCIÓN

1.1.- PETICIONARIO

La comisión de Proyectos Fin de Carrera de la Facultad de Ciencias de la Universidad de Cádiz ha asignado el proyecto “Diseño de la unidad de separación de la corriente Dimetil Éter, Metanol y Agua, proveniente de una planta productora de DME mediante la deshidratación catalítica de Metanol” al alumno Fernando Almengló Cordero.

1.2.- OBJETO DEL PROYECTO

El proyecto tiene como objetivo el diseño de una Unidad de Separación de Dimetil Éter cuya finalidad es, por un lado, obtener una corriente de alta pureza de Dimetil Éter, y por otro, obtener una corriente de recirculación que devuelva metanol a una unidad previa de reacción no diseñada en el presente proyecto.

La capacidad de la unidad será la adecuada para el tratamiento de 240,904 Kg por día de alimentación con una riqueza en Dimetil Éter de 39,15 %

1.3.- LOCALIZACIÓN

La unidad diseñada formará parte de una planta industrial para la obtención de dimetil éter a partir de metanol. La planta estará constituida por dos unidades de proceso principales, la primera de ellas consiste en un reactor catalítico en el que se desarrollará la reacción del metanol obteniéndose como producto dimetil éter y agua, cuyo diseño no está contemplado en el presente proyecto. La segunda unidad tendrá como objetivo la separación de los productos obtenidos en el reactor, se obtendrá una corriente rica en dimetil éter, que es el producto de interés de la planta, una corriente de recirculación que contiene el metanol no reaccionado que se recirculará con la alimentación fresca de la planta, y una corriente de agua, con trazas de metanol que pasará a una unidad de tratamiento depurativa, no diseñada en este proyecto. La planta de procesado se localizará dentro de unas instalaciones con la suficiente capacidad de recepción y tratamiento de Metanol para la producción especificada.

1.4.- JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

El dimetil éter (DME) también conocido como metil éter, es el más simple de los éteres con la fórmula química (CH_3OCH_3). Sus propiedades son similares a las del butano y el propano, por ello las técnicas de almacenamiento y manejo aplicadas al LPG son aplicables también al DME. Se condensa a $-25\text{ }^\circ\text{C}$ a presión atmosférica y puede ser licuado a baja presión, de 5 a 6 bar, a temperatura ambiente.

La capacidad mundial de fabricación era de 150,000 toneladas anuales en 1999, destinada en lo fundamental como un propulsor de aerosol. El principal mercado potencial del dimetil éter es como alternativa del GLP, combustible para transporte y plantas relativamente pequeñas para la generación de energía en un área aislada. Actualmente se usa principalmente 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 de DME como aditivo para el gasóleo se debe a su alta volatilidad (que mejora el arranque en frío) y a su elevado índice de cetano.

1.5.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La Unidad de Separación diseñada está incluida en una plata industrial para la producción de dimetil éter a partir de metanol. Esta plata está formada, tal y como se ha comentado anteriormente, por dos unidades principales. Una unidad de reacción catalítica en la que el metanol se transforma en dimetil éter, no diseñada en el presente proyecto, y la unidad de separación diseñada. Un diagrama de flujo de la planta aparece recogido en la figura siguiente. A continuación se expondrá brevemente en que consisten estas unidades.

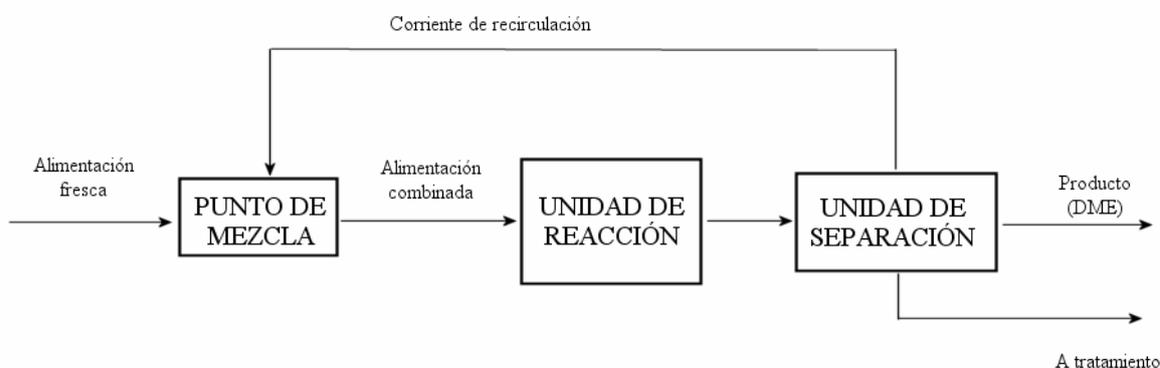
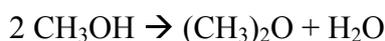


Diagrama de Bloques de la Planta

1.5.1 Unidad de Reacción

La alimentación a esta unidad consiste en una corriente de metanol de pureza del 99,84 %, que se combinará con otra corriente de recirculación, proveniente de la unidad de separación posterior que devuelve el metanol que no ha reaccionado.

En el reactor se llevará a cabo la deshidratación catalítica del metanol, obteniéndose como producto de reacción metanol y agua según la siguiente reacción:



La deshidratación catalítica del metanol se realizará sobre un lecho fijo conformado a base de zeolitas de naturaleza ácida. La alimentación combinada del reactor elevará su temperatura por la acción de dos intercambiadores de calor, uno de precalentamiento y otro que utiliza los vapores de salida del reactor, a alta temperatura, para vaporizar y elevar la temperatura del metanol hasta los 250 °C para evitar reacciones secundarias. El reactor opera a 15 bar de presión con una conversión del 80 %, y la reacción que ocurre en él es fuertemente exotérmica, por lo que la corriente de salida del mismo tendrá una temperatura de 365 °C.

1.5.2 Unidad de Separación del Dimetil Éter

La alimentación a esta unidad de separación es una mezcla líquida a 10 bar de presión y a su temperatura de saturación, con un caudal de 316,22 Kmol/h y una composición molar de 19,56 % de Metanol, 41,29 % de agua y 39,15 % de Dimetil Éter (ver figura siguiente). Esta corriente, proveniente del intercambiador de calor de la alimentación fresca del reactor, es conducida a través de las líneas de tuberías correspondientes hacia la alimentación de la unidad de destilación dimetil éter-metanol-agua *V-101*. La alimentación se introduce como líquido a su temperatura de saturación sobre el plato 9 de la torre, en cuyo interior se pone en contacto con los vapores generados en el calderín y con caudales líquidos provenientes del condensador. La columna constará de 19 platos perforados, donde se darán las transferencias de materia y calor necesarias para alcanzar los distintos equilibrios entre los caudales líquidos del plato superior y los vapores que provienen del plato inferior, hasta alcanzar la separación buscada. La mezcla irá presentando una mayor composición en Dimetil Éter a medida que ascendamos en la torre, presentando la separación buscada en la fase vapor del plato 1, el plato superior de la zona de rectificación. Este vapor asciende hasta el condensador total *E-102*, que alimentará el acumulador de reflujo *V-102*, obtendremos dos corrientes, una que alimenta el reflujo en cabezas y otra que va directamente a almacenamiento como producto, al tanque de almacenamiento de Dimetil Éter, al que llegará a temperatura ambiente.

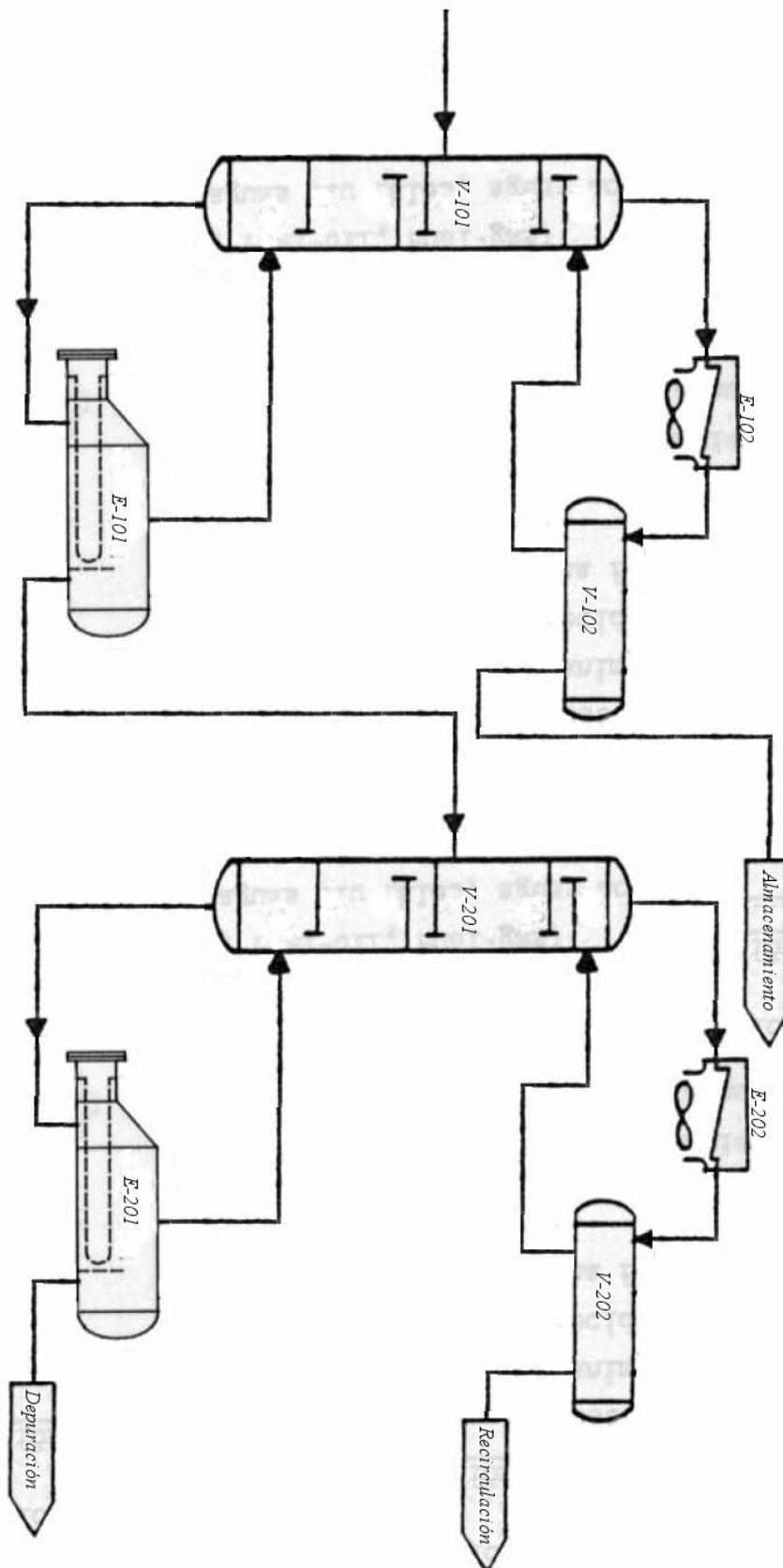


Diagrama de Flujo de la Unidad

El caudal de producto obtenido será de aproximadamente 124,1 kmol/h, con una composición en Dimeti Éter de 99,7 % molar.

La corriente líquida que desciende desde el plato 19, inferior de la zona de agotamiento, es introducido en el calderín *E-101*, donde se producirá un último equilibrio, que producirá un caudal de vapor que se introducirá por debajo del último plato de la columna y un caudal de líquido, a su temperatura de ebullición, que se conducirá hacia una segunda columna de destilación, *V-201*, en la que se separará el metanol del agua.

La alimentación a la columna *V-201* tiene lugar sobre el plato 7 y se separa por cabeza una corriente de composición 90% molar. Al igual que en la torre *V-101* a medida que se asciende en la torre aumenta la riqueza en componente más volátil, obteniéndose vapores con mayor composición en Metanol. En el plato más alto de la columna se obtiene la separación deseada, y el caudal de vapor procedente del plato 1 se dirige al condensador total *E-202*, que alimenta al acumulador de reflujo *V-202*, que a su vez proveerá una corriente de reflujo a la cabeza de la torre y una corriente de reciclo que será devuelta a la unidad de reacción anterior para su mezcla con el Metanol fresco.

El caudal de la corriente de metanol recirculada será de 64,84 Kmol/h.

En la zona de agotamiento la mezcla se irá empobreciendo en Metanol, hasta alcanzar el plato 11, último plato de la zona de agotamiento, donde se conducirá al rehervidor *E-201*, donde se producirá el último equilibrio, que generará un caudal de vapor que se introducirá en el último plato de la columna y un caudal de líquido pobre en metanol.

En el Diagrama de Flujo se muestra esquemáticamente el proceso.

El balance global de la planta puede comprobarse en el “Diagrama de Proceso” en el DOCUMENTO N°4

2.2. CAPÍTULO 2.- COLUMNA DE DESTILACIÓN DIMETIL ÉTER-METANOL-AGUA.

2.1.- INTRODUCCIÓN

En esta primera columna se separa el dimetil éter del resto de componentes presentes en la alimentación, obteniéndose como producto del proceso. Se trata de una torre de platos que lleva a cabo un proceso de destilación con rectificación.

La alimentación proviene del reactor catalítico donde se lleva a cabo la obtención de dimetil éter. Tras la salida del reactor y antes de entrar en la columna esta corriente se utiliza como precalentamiento de la alimentación del reactor.

2.2.- CONDICIONES DE OPERACIÓN

2.2.1- Temperatura.

La alimentación se introduce en la columna como líquido saturado a 73,18 °C. El vapor, en equilibrio con el líquido del plato 1, que abandona la columna hacia el aerorrefrigerador *E-102*, lo hace a 45,89 °C. El líquido que abandona el plato 19 hacia la caldera *E-101*, lo hace a 149,51 °C. Las diferentes temperaturas en cada uno de los platos serán acordes con el equilibrio que tiene lugar en ellos, y variarán aumentando desde la de cabezas a la de colas.

2.2.2- Presión.

La columna operará a 10 bar de presión.

2.2.3- Relación de reflujo.

La relación de reflujo óptima se obtuvo como 1,5 veces la relación de reflujo mínima, valor que en la bibliografía se considera como la mejor elección entre un elevado número de etapas contra un elevado diámetro y una cantidad superior de calor necesaria a aportar en el calderín, siempre en el caso de obtener un mismo grado de separación.

Se obtuvo la relación de reflujo mínima externa, que se relacionó con la mínima interna, obteniéndose una relación de reflujo óptima de 0,5.

2.2.4- Condición de alimentación.

La corriente de alimentación a *V-101* entrará como líquido a su temperatura de saturación. La condición de alimentación presentará un valor de 1.

2.2.5- Plato de alimentación.

La alimentación se introduce entre los platos 8 y 9. La localización más adecuada se ha obtenido tras estudiar diferentes posibilidades, para un mismo número de platos ideales se estudió la situación de la alimentación entre los distintos platos, se vio que esta disposición era la idónea para la obtención de una mayor separación entre las corrientes de cabeza y cola.

2.3.- CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES

2.3.1- Alimentación.

La corriente de alimentación a *V-101* es la corriente de producto del reactor catalítico operando a un 80% de conversión. Un balance de materia a la totalidad del proceso arroja, para la obtención de una producción anual de 50700 t/año de dimetil éter con una pureza del 99,7% unos datos de caudal de alimentación a la columna de 316,22 kmol/h con una composición molar de 19,56% de metanol, 41,29% de agua y 39,15% de dimetil éter.

2.3.2- Corriente de colas.

La corriente de cola abandona el calderín a razón de 192,14 Kmol/h, con una composición molar de: 32,024% en metanol, 67,973% en agua y 0,0016% en dimetil éter. La corriente estará en estado líquido a su temperatura de ebullición, 154,34 °C.

2.3.3- Corriente de destilado.

La corriente de condensado que se obtiene como producto presenta un caudal de 124,08 kmol/h y una composición molar de 0,277% en metanol, 0,00014% en agua y 99,7228% en dimetil éter. La corriente abandona la columna como líquido saturado a una temperatura de 45,3 °C.

2.4.- BALANCE ENTÁLPICO

La entalpía molar para cada corriente líquida se calcula mediante la diferencia entre la entalpía del gas ideal, a la temperatura de las mismas, y el calor de vaporización para la mezcla. Se escogerá como temperatura de diferencia para el cálculo entálpico la temperatura de salida del condensado por cabezas.

Obtenemos las entalpías de cada corriente mediante el producto de la entalpía molar por el caudal de las mismas.

En el balance se comprueba que la suma de las entalpías que entran en el sistema es igual a la suma de las que salen, habiendo entrada de calor en la alimentación y en el calderín y salida en el destilado, el producto de colas, en el condensador y por el recubrimiento aislante.

| | alimentación | destilado | colas | condensador | calderín | perdidas por aislante |
|-----------------|--------------|-----------|----------|-------------|----------|-----------------------|
| entalpía (kJ/h) | -8947756 | -2134215 | -5786520 | 3201322 | -4241870 | 5565 |

Tabla Resultados del Balance global de calor.

Se comprueba que se satisface la ecuación del balance entálpico, donde el calor que se retira en el condensador y por la capa aislante es positivo (+) y el calor aportado en la caldera es negativo (-), los calores de las corrientes líquidas de la alimentación, destilado y colas aparecen con valores negativos debido a las condiciones de referencia elegidas para el cálculo entálpico.

$$FH_F - DH_D - CH_C - Q_{condensador} - Q_{aislante} - Q_{caldera} = 0$$

2.5.- DISEÑO DE LA COLUMNA.

2.5.1- Número de etapas de equilibrio.

El diseño del equipo para la realización esta separación multicomponente ha requerido una determinación rigurosa de temperaturas, flujos de las corrientes, y composiciones para cada etapa. Se ha simplificado el estudio mediante diversas suposiciones, se ha considerado en primer lugar una presión constante en la columna para el cálculo del equilibrio líquido-vapor en cada etapa, y se ha supuesto así mismo, un aislamiento total de la columna aproximando las pérdidas de calor en cada etapa iguales a cero.

Se ha realizado un estudio preliminar aplicando primero el método aproximado de FENSKE, para obtener el número mínimo de etapas, posteriormente se ha calculado el reflujo mínimo mediante el método de UNDERWOOD. Se ha calculado la relación de reflujo óptima a la cual opera la columna. Aplicando el método aproximado de GILLILAND se ha obtenido N, el número de etapas ideales, a partir de la ecuación desarrollada por Molokanov a partir de los datos de Gilliland, y se ha localizado la etapa de alimentación mediante la ecuación empírica de Kirkbride.

Este estudio arroja una serie de resultados que se mantienen a lo largo de estudios posteriores. Se ha calculado el Reflujo óptimo como 1,5 veces el Reflujo mínimo obtenido gracias el método de UNDERWOOD, obteniendo un valor de $R=0,5$. Así mismo se obtiene que el número de equilibrios ideales sea 13, que con la utilización de un condensador total se obtienen 14 etapas: 12 platos, 1 condensador total y 1 ebullidor. Se estima también que la alimentación debe introducirse entre los platos 5 y 6 para un óptimo funcionamiento de la columna.

Se han determinado rigurosamente las temperaturas, composiciones y flujos molares para cada etapa mediante la resolución de las ecuaciones MESH, lo que es lo mismo, la resolución de los balances de materia (ecuaciones M), las relaciones de equilibrio entre fases para cada componente (ecuaciones E), el sumatorio de las fracciones molares (ecuaciones S) y el balance entálpico (ecuaciones H), para cada etapa. Estas ecuaciones se han resuelto mediante el Método del punto de burbuja (BP) para destilación. Es un método

iterativo en el que en cada iteración se calcula un nuevo conjunto de temperaturas de las etapas a partir de las ecuaciones del punto de burbuja. En este método todas las ecuaciones son separadas y resueltas de forma secuencial, excepto las ecuaciones M modificadas, que se resuelven de forma separada para cada componente por el método de la matriz tridiagonal. Se deben especificar todas las corrientes de alimentación, presión en cada etapa, flujos totales de todas las corriente laterales, flujos de transferencia de calor hacia o desde todas las etapas salvo la etapa 1 (condensador) y la etapa N (ebullidor), el número total de etapas, flujo externo de reflujo en el punto de burbuja, y flujo de vapor destilado.

En la aplicación del método BP se ha partido de los datos obtenidos en el cálculo aproximado mediante las ecuaciones de FENSKE-UNDERWOOD-GILLILAND.

2.5.2- Diseño hidráulico de la columna.

Una vez determinado el número de etapas de equilibrio o platos teóricos requeridos, se deben escoger las dimensiones y arreglos que representarán la mejor combinación entre dos tendencias opuestas, se debe intentar conseguir una elevada eficiencia en los platos con las menores dificultades de operación.

Una profundidad elevada del líquido en los platos proporciona eficiencias de platos elevadas mediante tiempos largos de contacto, pero también una caída de presión alta por plato. Las velocidades elevadas del gas, dentro de límites razonables, proporcionan buen contacto vapor-líquido mediante dispersión excelente, pero ocasionan excesiva entrada del líquido al gas y una caída alta de presión. A muy baja rapidez del líquido, el gas ascendente a través de los orificios del plato puede empujar al líquido hacia afuera y es malo el contacto ente el gas y el líquido. Si el flujo del gas es muy bajo, parte del líquido caerá a través de los orificios del plato (lloriqueo), a causa de este lloriqueo se fracasará en obtener el beneficio de flujo completo sobre los platos, además a flujo muy lento del gas, nada de líquido alcanza las tuberías descendentes (almacenamiento). Las relaciones entre estas circunstancias se muestran en forma esquemática en la siguiente figura. El procedimiento general de diseño involucra una aplicación relativamente empírica de esos factores, seguida por un cálculo de verificación para asegurar que sean satisfactorias la caída de presión y la capacidad de la torre para manejar cantidades de flujo mayores o menores que las previstas.

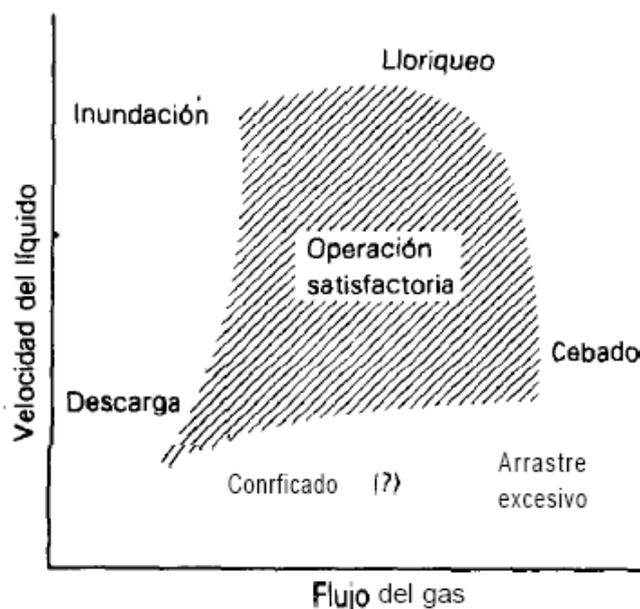


Figura Características de operación de los platos perforados..

2.5.2.1- Cubiertas y platos.

La torre se fabricará de acero inoxidable AISI - 316. La cubierta será cilíndrica. Se utilizarán platos perforados de flujo transversal de un solo paso.

Los platos serán perforados y estarán hechos por hojas metálicas, deben unirse a la cubierta, con el fin de prevenir el movimiento debido a oleadas de gas, pero permitiendo la expansión térmica. Esto se puede lograr utilizando anillos para soportar los platos que tengan orificios con cerraduras de ranura.

Se utilizarán orificios 4,5 mm de diámetro, colocados en una distribución en forma de triángulo equilátero con una distancia de 12 mm entre los centros de los orificios. La chapa tendrá un espesor de 2 mm.

El espaciamiento entre los platos se escoge con base en la facilidad para la construcción, mantenimiento y costo. Los platos estarán espaciados 50 cm, se deberá verificar para este valor se evitan cualquier inundación y arrastre excesivo del líquido en el gas.

2.5.2.2- Diámetro de la torre.

El diámetro de la torre debe ser lo suficientemente grande como para manejar el flujo del gas y del líquido dentro de la región de operación satisfactoria.

Se calculará la velocidad del gas límite que produciría la inundación en la torre y tomaremos como velocidad del gas el 80% de esta velocidad de inundación. A partir de la cual, sabiendo el caudal de gas que operará en el plato se obtendrá el área neta necesaria y teniendo en cuenta el área utilizada por el vertedero, se calculará el área total necesaria. Una vez calculada el área total se calculará el diámetro.

Se adoptará un diámetro de 0,86 m.

Los vertederos deben colocarse lo suficientemente cerca del plato inferior como para que se una al líquido en ese plato y así evitar que el gas ascienda por el vertedero, acortando camino hacia el plato superior. La longitud de los vertederos será 0,7 veces el diámetro de la torre, y su área, por tanto, un 8,8% del total del plato.

2.5.2.3- Derramaderos.

Mantienen la profundidad del líquido sobre el plato, requerida para el contacto con el gas. La profundidad del líquido no debe ser menor de 50 mm. para asegurar una buena formación de espuma, siendo 100 mm el máximo más común.

La altura de derramadero será de 60 mm. Para estimar la profundidad del líquido en el plato se deben tener en cuenta tanto la altura de derramadero como la cresta del líquido sobre el derramadero, que se calcula en el anexo de cálculo a.2.5.2. Obteniendo una profundidad de líquido de 65 a 81 mm para los distintos platos, valores dentro de los límites usuales de diseño.

2.5.2.4- Caída de presión, verificación sobre la inundación.

Por conveniencia se expresaran las caídas de presión como cabezas de líquido claro de densidad ρ_L sobre el plato.

Caída de presión para el gas. Será la suma de los efectos del flujo del gas a través del plato seco, de los efectos causados por la presencia del líquido y del efecto de vencer la tensión superficial cuando el gas sale a través de una perforación.

La caída de presión en el plato seco se calcula basándose en que es el resultado de la caída de presión a la entrada de las perforaciones, la fricción dentro de las perforaciones mismas y la caída de presión a la salida de la perforación. La caída de presión debida al líquido claro es una estimación del valor que se obtendría si toda la espuma coalesciera.

Se tienen a lo largo de la columna unos valores comprendidos entre 47 y 56 mm por los distintos platos, ver anexo de cálculo a.4.5.3.1.

Caída de presión a la entrada del líquido. Cuando el líquido entra en el plato provoca una pérdida de presión que puede calcularse como equivalente a tres cabezas de velocidad. En la zona de rectificación donde el caudal de líquido es inferior se obtienen valores de caída de presión inferiores a 2 mm, mientras que en la zona de agotamiento se alcanzan valores entorno a los 45 mm. Ver anexo de cálculo a.4.5.3.2 para un mayor detalle.

Retroceso en el vertedero. Será la diferencia en el nivel del líquido dentro e inmediatamente afuera del vertedero, la suma de las pérdidas de carga producidas por el líquido y el gas en el plato superior.

Verificación sobre la inundación. En un diseño seguro, se verifica que el nivel del líquido claro equivalente en el vertedero no es mayor que $\frac{1}{2}$ del espaciamiento entre los platos.

2.5.2.5- *Velocidad de lloriqueo.*

Para una velocidad de gas muy pequeña a través de los orificios el líquido goteará a través de ellos y se perderá el contacto sobre el plato para el líquido. Además con platos de flujo transversal, dicho líquido no fluirá por toda la longitud del plato inferior. Se calcula la velocidad mínima que el gas debe alcanzar a través de los orificios para que no se produzca lloriqueo y se compara con la velocidad real que alcanza en los mismos. Se verifica pues que no cabe posibilidad de lloriqueo.

2.5.2.6- *Arrastre.*

Cuando el líquido es arrastrado por el gas hacia el plato superior, el líquido arrastrado es atrapado en el líquido del plato superior. El efecto es acumulativo y las cargas

del líquido en los platos superiores de la torre pueden llegar a ser excesivas. Influyendo sobre la eficiencia del plato. La siguiente figura ofrece un resumen de datos de arrastre para platos perforados con una exactitud de $\pm 20\%$. El valor de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)$ para los distintos

platos de la zona de agotamiento es 0,25 aproximadamente, y en la zona de rectificación está entre 0,027 y 0,06, y existe una relación entre la velocidad de inundación y la velocidad del gas es 0,8. Para estos valores se obtiene un valor de arrastre fraccionario en la zona de rectificación entre 0,12 (en el plato inmediatamente por encima de la alimentación) y 0,05. Para la zona de agotamiento el arrastre fraccionario tiene un valor de 0,008. La retroalimentación del líquido resultante de este arrastre es tan pequeño que no modifica apreciablemente la hidráulica del plato.

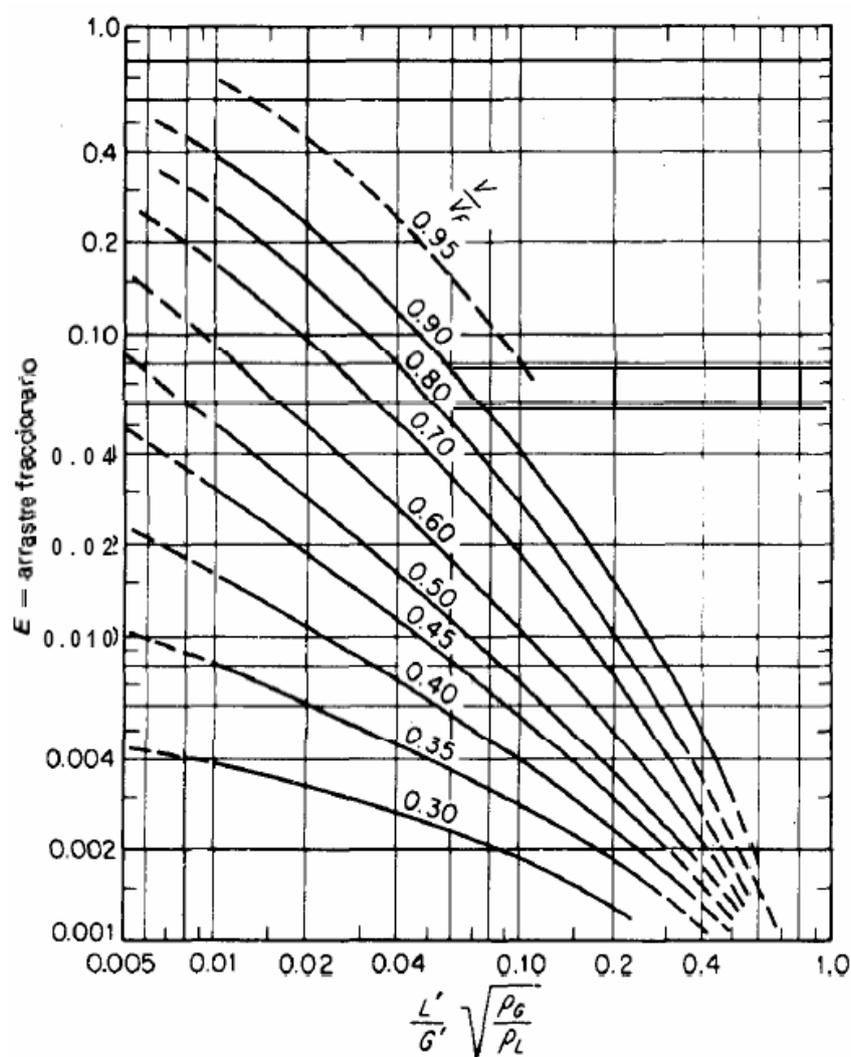


Figura. Arrastre, platos perforados..

2.5.2.7- Eficacia de plato.

Para la separación dada, la relación entre el número de etapas de equilibrio que se requieren N y el número de platos reales N_0 se define como la eficacia global de los platos. Esta eficacia es una función complicada del diseño de los platos, de las propiedades del fluido y de los modelos de flujo.

Se han desarrollado algunas ecuaciones empíricas que permiten calcular los valores de la eficacia. La ecuación de BAKOWSKI (1969) relaciona la eficacia global de la columna con el coeficiente de distribución, la masa molar del componente clave ligero, la profundidad efectiva de líquido, la temperatura y la densidad del líquido, proporcionando de una forma rápida y eficaz el número real de platos.

La eficacia que presenta la columna es del 63,59 %.

2.5.2.8- Número de platos y altura de columna.

El número de etapas ideales junto con el valor de la eficacia global de la columna obtenidos lleva aun número total de 19 platos, 8 en la zona de rectificación y 11 en la zona de agotamiento.

Con este número de platos y conociendo que la separación entre ellos es de 0,5m y que entre los platos inferior y superior con los respectivos fondos de la torre es de 1 m, se obtiene una altura de la columna de 11 m.

2.5.3- Diseño mecánico de la columna.

El diseño mecánico de la columna se sustenta en especificaciones de diseño de recipientes a presión. Estas especificaciones se basan en diferentes Reglamentos y Normas Españolas como son el Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6, la Ordenanza General de Higiene y Seguridad en el Trabajo, Norma Básica de la Edificación NBE-EA, así como en las secciones del ASME Boiler and Pressure Vessels Code, section VIII, division 1, Rules for Construction Of Pressure Vessel y section V, Non destructive examination.

Según la especificación técnica usada se toma como presión de diseño 2 Kg/cm^2 más la presión de operación, y una temperatura de diseño $15 \text{ }^\circ\text{C}$ mayor que la máxima alcanzada en la columna. Esto lleva a una presión de diseño de $12,197 \text{ Kg/cm}^2$ y a una temperatura de diseño de $170 \text{ }^\circ\text{C}$.

Con el diseño hidráulico, número y diseño de platos y distancia entre ellos, así como el diámetro de la torre, seleccionado el material de la envolvente y calculado su espesor, y el de los fondos seleccionados, se calculara las tensiones que se generarán. Se calculan las fatigas admisibles de la columna a tracción, a compresión, a pandeo y la fatiga admisible de prueba y se comprueba que las tensiones a las que esta sometida el recipiente no superan las tensiones admisibles.

2.5.3.1- Material.

El material a utilizar en la construcción de recipientes sometidos a presión, estará de acuerdo con las Especificaciones de la Sección II del código ASME. La especificación es aplicable ya que el contenido máximo de carbono del acero a soldar es inferior al 0,15 % caso de los aceros al cromo-níquel. Para recipientes de acero inoxidable, sus calidades estarán de acuerdo con las especificaciones SA-240.

El material elegido es el acero inoxidable AISI-316. Cuyas propiedades químicas se exponen a continuación

| Norma Europea EN 10088 | | ASTM | Código | | | | | | |
|-------------------------|-----------------|--------|--------|-------|-------------|-------------|---------|--------|-------|
| Nº Acero | Designación | AISI | ACX | | | | | | |
| 1.4401 | X5CrNiMo17-12-2 | 316 | 250 | | | | | | |
| COMPOSICIÓN QUÍMICA (%) | | | | | | | | | |
| C | Si | Mo | Pmax | Smax | Cr | Ni | Mo | Ti min | Otros |
| ≤ 0,050 | ≤ 0,75 | ≤ 2,00 | 0,040 | 0,015 | 16,50-18,00 | 10,50-12,00 | 2,0-2,5 | --- | --- |

figura. Propiedades químicas del acero AISI - 316

Se ha optado por este acero inoxidable a raíz de las tablas de resistencia química suministrada por diversos fabricantes. Éstas se basan en datos acumulados de experimentos, de inmersión y, cuando están disponibles, de datos de las pruebas que incluyen temperaturas y la presión como, los factores de la tensión. Estos datos sirven como guía, donde los productos químicos mezclados y/o los factores de alta o baja temperatura y de la presión se agregan a los factores químicos de la resistencia en el uso de un materia particular. A continuación se exponen dos tablas de resistencia química, a partir de las cuales se opta 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. Resistencia a la corrosión (I)

A partir de estos datos observamos que la resistencia del acero inoxidable 18 Cr y Ni a temperatura moderada se empieza a mostrar susceptible al ataque por metanol, mientras que el estabilizado con Mo está recomendado. En la siguiente figura observamos que el acero 316 ha sido testado mostrando un bajo ataque por metanol hasta los 177 °C.

Dimethyl Ether / Methyl Ether

| Metal | Chemical Concentration | Rating | Temperature (°C) | | | | | | | | | | | | | | | | °F | | | | | |
|---------------------|------------------------|---------|------------------|----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|----|-----|-----|-----|-----|-----|
| | | | 60 | 80 | 100 | 120 | 140 | 160 | 180 | 200 | 220 | 240 | 260 | 280 | 300 | 320 | 340 | 360 | | 380 | 400 | 420 | 440 | 460 |
| Brass | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Bronze | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Carbon Steel | | no data | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Copper | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Hastelloy c/o-276 | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| High Silicon Iron | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Stainless Steel 304 | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Stainless Steel 316 | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Tantalum | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Titanium | | E | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |

Water, Distilled

| Metal | Chemical Concentration | Rating | Temperature (°C) | | | | | | | | | | | | | | | | °F | | | | | |
|---------------------|------------------------|---------|------------------|----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|----|-----|-----|-----|-----|-----|
| | | | 60 | 80 | 100 | 120 | 140 | 160 | 180 | 200 | 220 | 240 | 260 | 280 | 300 | 320 | 340 | 360 | | 380 | 400 | 420 | 440 | 460 |
| Brass | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Bronze | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Carbon Steel | | X | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Copper | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Hastelloy c/o-276 | | E | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| High Silicon Iron | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Stainless Steel 304 | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Stainless Steel 316 | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Tantalum | | no data | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Titanium | | no data | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |

Methanol / Methyl Alcohol / Wood Alcohol

| Metal | Chemical Concentration | Rating | Temperature (°C) | | | | | | | | | | | | | | | | °F | | | | | |
|---------------------|------------------------|--------|------------------|----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|----|-----|-----|-----|-----|-----|
| | | | 60 | 80 | 100 | 120 | 140 | 160 | 180 | 200 | 220 | 240 | 260 | 280 | 300 | 320 | 340 | 360 | | 380 | 400 | 420 | 440 | 460 |
| Brass | All | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Bronze | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Carbon Steel | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Copper | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Hastelloy c/o-276 | All | E | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| High Silicon Iron | | E | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Stainless Steel 304 | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Stainless Steel 316 | All | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Tantalum | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |
| Titanium | | G | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ | █ |

key
 E = Less than 2 Mills penetration/year
 G = Less than 20 Mills penetration/year
 S = Less than 50 Mills penetration/year
 X = Greater than 50 Mills penetration/year
 no data = Data Not Available

figura. Resistencia a la corrosión (II)

2.5.3.2- Espesor de la envolvente.

El espesor requerido para la envolvente se calculará teniendo en cuenta las exigencias del Código ASME, Sección VIII, División 1. Así mismo el espesor mínimo, excluido el sobreespesor para corrosión, debe ser superior al mínimo que proporciona la especificación técnica de Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6. No será inferior, por tanto, al valor de $D/1000 + 2,5$ mm, siendo D el diámetro del recipiente en milímetros, ni inferior a 3 mm. El espesor será adecuado para probar el recipiente con agua en su posición de operación, sin que en ningún momento sus tensiones sobrepasen las admisibles.

El sobreespesor normal para corrosión, será indicado en la hoja de datos para cada equipo conforme a la tabla siguiente:

| material del recipiente | sobreespesor normal para corrosión (mm) |
|---|--|
| aceros al carbono..... | 3 |
| aceros de baja aleación..... | 3 |
| aceros de media aleación..... | 1,5 |
| aceros de alta aleación..... | 1,5 |
| materiales no férreos..... | 0,5 |
| recipientes con recubrimiento interior... | 0 |

Tabla Sobreespesor normal para la corrosión.

El material de construcción de la envolvente está encuadrado dentro de “aceros de alta aleación” que comprende los aceros aleados con más del 9 % de Cr, incluso los inoxidable de cualquier tipo.

El sobreespesor para corrosión será añadido a todas las superficies de los elementos en contacto con el fluido si es un elemento sometido a presión, a todos los elementos soldados al interior del recipiente y sobre cada una de las superficies en contacto con el fluido contenido en el recipiente, a los elementos internos atornillados, con excepción de los platos desmontables de las columnas, se añadirá la mitad del sobreespesor para corrosión especificado sobre cada una de las superficies en contacto con el fluido contenido en el recipiente.

Si la velocidad de entrada del producto en el recipiente es superior a 10 m/seg. O si se espera una corrosión acelerada en la zona de incidencia de la vena fluida, deberá colocarse una chapa de desgaste de 10 mm de espesor mínimo y del mismo material que la envolvente que cubra completamente dicha zona. En la entrada del fluido a la columna no se alcanza esa velocidad, ya que por seguridad al tratarse de fluidos inflamables la

velocidad de los líquidos no debe exceder los 7 m/s para evitar que se produzca electricidad estática .

Una vez calculados los espesores requeridos por especificación, por tensión circunferencial y el necesario para soportar las pruebas iniciales y periódicas necesarias, el valor mayor se obtiene en función de la prueba periódica. Se redondeará ese valor quedándonos un valor para el espesor de la envolvente de 7 mm.

2.5.3.3- Fondos.

En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a otra cilíndrica, que es la envolvente, esta línea de transición, se denomina línea de tangencia. La línea de tangencia está sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales, resultando ser el punto mas débil de todo el recipiente, por lo que no se realiza la unión fondo-carcasa a lo largo de esta línea. Los fondos bombeados se construyen con una parte cilíndrica, denominada pestaña o faldilla, cuya función principal es evitar la realización de la soldadura en la línea de tangencia.

Los fondos toriesféricos son los de mayor aceptación en la industria, debido a su bajo coste y a que soportan grandes presiones manométricas, su característica principal es la relación que establecen los parámetros geométricos del diámetro principal y el radio del abombado (codillo). Los fondos de diámetro igual o menor que 3400 mm se harán de una sola pieza por estampación.

Normalmente los fondos de los recipientes a presión serán toriesféricos, del tipo KLOPPER, excepto que se algunas de las condiciones indicadas a continuación, en cuyo caso se utilizaran fondos toriesféricos del tipo KORBBOGEN.

- a) Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm^2
- b) Temperatura de diseño superior a $350 \text{ }^\circ\text{C}$
- c) Fondos inferiores de recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10
- d) Fondos superior de recipientes verticales que deban soportar cargas concentradas (agitadores, etc.)

La presión de diseño es $12,197 \text{ kg/cm}^2$, la temperatura $170 \text{ }^\circ\text{C}$, la relación altura/diámetro $\approx 12,8$ y la columna está exenta de cargas concentradas. Se utilizarán, por tanto, fondos tipo KORBBOGEN.

El espesor requerido para el fondo se calculará teniendo en cuenta las exigencias del Código ASME, Sección VIII, División 1. Así mismo el espesor mínimo, excluido el sobreespesor para corrosión, debe ser superior al mínimo que proporciona la especificación

técnica de Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6. No será inferior, por tanto, al valor de $D/1000 + 2,5$ mm, siendo D el diámetro del recipiente en milímetros, ni inferior a 3 mm. El espesor será adecuado para probar el recipiente con agua en su posición de operación, sin que en ningún momento sus tensiones sobrepasen las admisibles.

Una vez calculado los espesores requeridos por las distintas expresiones, se obtiene un valor mayor de espesor para el fondo inferior en condiciones de prueba periódica. Este valor se redondeará, quedando un espesor de 7 mm.

Los esfuerzos en la zona de acuerdo de los fondos toriesféricos que tengan una relación espesor/diámetro menor que 0,002, serán calculados de forma que se asegure la estabilidad al pandeo. La relación espesor/diámetro será de 0,008 por lo que no es necesario su cálculo.

Ver plano en el DOCUMENTO N° 4.

2.5.3.4- Soportes.

Todos los recipientes verticales han de diseñarse como unidades autosportadas. Las especificaciones recomiendan el uso de faldones como soporte cuando se cumplan alguna de las siguientes condiciones:

- El diámetro de la envolvente sea superior a 1500 mm.
- La relación altura/diámetro del recipiente sea mayor que 5.
- Puedan esperarse vibraciones.
- El peso del recipiente lleno de agua sea superior a 15000 kg.

El diámetro de la envolvente de la columna *V-101* es de 874 mm, su relación altura/diámetro es aproximadamente 12,8 y el peso de la misma llena de agua de 9829,7 kg, como se puede observar en el anexo a.2.7.3 de la memoria. Por tanto, debido a su relación altura/diámetro la columna será soportada mediante un faldón.

La longitud del faldón será de 1500 mm. Los primeros 500 mm del faldón, contando a partir de su unión con el fondo inferior, serán del mismo material que el recipiente. El resto del faldón estará de acuerdo con la especificación SA-285 Gr C. Las chapas de acero para los anillos de la base, refuerzos de las aberturas del faldón y las cunas de los recipientes horizontales, será de calidad según la especificación SA-283 Gr C. Todos los internos serán del mismo tipo de material que la superficie interior del recipiente. Los elementos estructurales no soldados directamente a la envolvente o fondos del recipiente, serán en calidad SA-283 Gr C.

El faldón y los pernos de anclaje se diseñan para la situación más desfavorable de carga y momento de vuelco. El faldón tendrá un espesor de 17,5 mm como puede comprobarse en el anexo de cálculo a.2.7.7. Los pernos de anclaje serán 4, número recomendado por la especificación hasta un diámetro de círculo de pernos de 1100 mm. y su diámetro 39 mm, tamaño que satisface cualquiera de las condiciones posibles. El anillo base del faldón será de 10 mm de espesor, valor que satisface la carga total compresiva que soporta, como se puede observar en el anexo de cálculo a.2.7.9.

El faldón se soldará al fondo inferior de forma que los diámetros medios del faldón y de la envolvente coincidan. No se realizarán uniones bridadas o roscadas en el interior de los faldones. Las tubuladuras del fondo inferior del recipiente llevarán un codo de 90 ° y una tubería horizontal de prolongación hasta el exterior del faldón terminada en una brida.

Dispondrá de una abertura de acceso, de tamaño y forma de acuerdo con los planos del DOCUMENTO N° 4, e irá provisto de rejilla desmontable para acceso al faldón. Dispondrá de 3 nipples de ventilación de 4 pulgadas de diámetro en la parte superior del faldón para ventear el espacio situado debajo de su intersección con el fondo inferior.

Con objeto de no debilitar la función de soporte que realiza el faldón, todas y cada una de las tuberías que atraviesan el faldón dispondrán de collarines, de tamaño suficiente para admitir el calorifugado y la expansión térmica.

La proyección interior y exterior de los refuerzos de la abertura del faldón, venteos y collarines para el paso de tubería, tendrán un mínimo de 50 mm y 15 mm superior al espesor del ignifugado.

Ver plano en el DOCUMENTO N° 4.

2.5.3.5- Pescante.

Tendrá instalado un pescante de capacidad suficiente para desmontar las válvulas en cabeza y elementos internos, en ningún caso esta capacidad será inferior a 500 kg.

2.5.3.6- Bocas de hombre y de inspección.

Se instalarán tres bocas de hombre de 20 pulgadas de diámetro interior mínimo, una encima del plato superior, plato 1, otra encima del plato de alimentación, plato 9, y la tercera debajo del plato inferior, plato número 19. Teniendo en cuenta la altura de la columna, 11 m y la distancia de los platos extremos a los fondos, 1 m, se obtiene una distancia inferior a 6 m entre bocas de hombre, que es la distancia máxima recomendada

para torres de fraccionamiento. Hay que tener en cuenta en el diseño del diámetro de las bocas de hombre, que 20 pulgadas es el diámetro interior mínimo, y que para servicios especiales como puede ser la manipulación de platos el diámetro de las bocas de hombre será consecuente con el uso requerido. Todas las bocas de hombre se equiparán con pescantes o bisagras que se ajustarán a los estándares.

Las bocas de hombre estarán colocados de forma que se eviten los riesgos personales que pudieran producirse al entrar o salir el personal, debido a: internos, sumideros y otras aberturas. Se dispondrán asideros, según el estándar de diseño, que faciliten estas operaciones.

2.5.3.7- Conexiones.

Todas las conexiones serán bridadas. El rating de las bridas será el adecuado para las condiciones de presión y temperatura de diseño del recipiente, de acuerdo con la Norma ASME/ANSI B 16.5 (Steel Pipe Flanges and Flanged Fitting). Las bridas serán de rating de 300 libras para satisfacer tanto las condiciones de diseño 170 °C (338 °F) y 12,197 kg/cm² (173,48 psi), como las condiciones operantes durante la prueba hidráulica 25 °C (77 °F) y 24,3448 kg/cm² (346,26 psi).

Todas las bridas de las tubuladuras, incluidas bocas de hombre e inspección, serán Welding Neck, en tamaños de 2 pulgadas y mayores, y Long Welding Neck, en tamaños de 1 ½ pulgadas. Los espesores de los cuellos, así como de las tuberías de conexión, estarán de acuerdo con la norma ASME B 31 (Code for pressure Piping).

TABLE 2-2.1 RATINGS FOR GROUP 2.1 MATERIALS

| Nominal Designation | Forgings | Castings | Plates |
|---------------------|--------------------|-------------------|-------------------|
| 18Cr-8Ni | A 182 Gr. F304 (1) | A 351 Gr. CF3 (2) | A 240 Gr. 304 (1) |
| | A 182 Gr. F304H | A 351 Gr. CF8 (1) | A 240 Gr. 304H |

NOTES:

(1) At temperatures over 1000°F, use only when the carbon content is 0.04% or higher.

(2) Not to be used over 800°F.

| WORKING PRESSURES BY CLASSES, psig | | | | | | | |
|------------------------------------|-----|-----|-----|------|------|------|------|
| Class Temp., °F | 150 | 300 | 400 | 600 | 900 | 1500 | 2500 |
| -20 to 100 | 275 | 720 | 960 | 1440 | 2160 | 3600 | 6000 |
| 200 | 230 | 600 | 800 | 1200 | 1800 | 3000 | 5000 |
| 300 | 205 | 540 | 720 | 1080 | 1620 | 2700 | 4500 |
| 400 | 190 | 495 | 660 | 995 | 1490 | 2485 | 4140 |
| 500 | 170 | 465 | 620 | 930 | 1395 | 2330 | 3880 |
| 600 | 140 | 435 | 580 | 875 | 1310 | 2185 | 3640 |
| 650 | 125 | 430 | 575 | 860 | 1290 | 2150 | 3580 |
| 700 | 110 | 425 | 565 | 850 | 1275 | 2125 | 3540 |
| 750 | 95 | 415 | 555 | 830 | 1245 | 2075 | 3460 |
| 800 | 80 | 405 | 540 | 805 | 1210 | 2015 | 3360 |
| 850 | 65 | 395 | 530 | 790 | 1190 | 1980 | 3300 |
| 900 | 50 | 390 | 520 | 780 | 1165 | 1945 | 3240 |
| 950 | 35 | 380 | 510 | 765 | 1145 | 1910 | 3180 |
| 1000 | 20 | 320 | 430 | 640 | 965 | 1605 | 2675 |
| 1050 | ... | 310 | 410 | 615 | 925 | 1545 | 2570 |
| 1100 | ... | 255 | 345 | 515 | 770 | 1285 | 2145 |
| 1150 | ... | 200 | 265 | 400 | 595 | 995 | 1655 |
| 1200 | ... | 155 | 205 | 310 | 465 | 770 | 1285 |
| 1250 | ... | 115 | 150 | 225 | 340 | 565 | 945 |
| 1300 | ... | 85 | 115 | 170 | 255 | 430 | 715 |
| 1350 | ... | 60 | 80 | 125 | 185 | 310 | 515 |
| 1400 | ... | 50 | 65 | 95 | 145 | 240 | 400 |
| 1450 | ... | 35 | 45 | 70 | 105 | 170 | 285 |
| 1500 | ... | 25 | 35 | 55 | 80 | 135 | 230 |

Figura Ratings ASME/ANSI 16.5 B.

Las caras de las bridas serán Raised Face de acuerdo con ANSI B16.20, y el acabado superficial de las caras de las bridas será suave o mate fino, con una rugosidad entre 125 y 250 Ra, de acuerdo con ASME/ANSI B46.1

Todas las conexiones deben ser de diámetro mayor a 1 ½ in, lo cual se cumple en las cinco conexiones a la torre, que son:

- Tubería de alimentación líquida sobre el plato 9, NPS de 2 ½ pulgadas y schedule 10S.
- Tubería de salida de vapor por cabezas hacia el aerorrefrigerador E-102, NPS de 8 pulgadas y schedule 10S.
- Tubería de reflujos de líquido a cabeza de la torre, NPS de 2 y schedule 10S.
- Tubería de entrada de vapor desde calderín E-101, NPS 8 y schedule 10S.
- Tubería de salida de líquido hacia calderín E-101, NPS 2 ½ y schedule 10S.

2.5.3.8- Aislamiento.

Se utilizará como aislante de la columna lana de vidrio, recubierta con chapa de aluminio, por tratarse del material que de forma más económica cubre los requerimientos del proceso y del recipiente. Se selecciona un espesor de 75 mm que reducirá las pérdidas energéticas de la torre a 1,5 KW, como puede verse en el anexo a.4.1.1.1.

2.5.3.9- Pruebas hidráulicas.

La torre deberá resistir las pruebas hidráulicas siguientes:

- Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación, si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con ASME VIII, Div 1, y con el Reglamento de Aparatos a Presión su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6, excepto que el valor de la presión de prueba será $P_H = 1,5P_D \frac{S_H}{S_D} \frac{t}{t-c}$
- Prueba inicial en el lugar de instalación la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con ASME VIII, Div 1, y con el Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica complementaria, MIE-AP-6, excepto que el valor de la presión de prueba será $P_H = 1,5P_D \frac{S_H}{S_D} \frac{t}{t-c}$
- Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6.

2.5.4- Equipos auxiliares.

La columna V-101, para su correcto funcionamiento se conectará a los equipos auxiliares:

- Calderín: cambiador E-101, de tubos y carcasa tipo Kettle.
- Condensador total: intercambiador E-102, aerorrefrigerador.
- Acumulador de reflujo V-102

Ver “Diagrama de Tuberías e Instrumentación” en el DOCUMENTO N° 4

3. CAPÍTULO 3.- COLUMNA DE DESTILACIÓN METANOL-AGUA.

3.1.- INTRODUCCIÓN

En esta columna se separa el metanol del agua presentes en las colas de la columna de destilación dimetil éter - metanol - agua, obteniéndose una recirculación de metanol que alimentará al reactor de lecho catalítico. Se trata de una torre de platos que lleva a cabo un proceso de destilación con rectificación.

3.2.- CONDICIONES DE OPERACIÓN

3.2.1- Temperatura.

La alimentación se introduce en la columna como líquido saturado a 154,34 °C. El vapor, en equilibrio con el líquido del plato 1, que abandona la columna hacia el aerorrefrigerador *E-202*, lo hace a 138,6 °C. El líquido que abandona el plato 11 hacia la caldera *E-201*, lo hace a 168,47 °C. Las diferentes temperaturas en cada uno de los platos serán acordes con el equilibrio que tiene lugar en ellos, y variarán aumentando desde la de cabezas a la de colas.

3.2.2- Presión.

La columna operará a 10 bares de presión.

3.2.3- Relación de reflujo.

La relación de reflujo óptima se obtuvo como 1,5 veces la relación de reflujo mínima, valor que en la bibliografía se considera como la mejor elección entre un elevado número de etapas contra un elevado diámetro y una cantidad superior de calor necesaria a aportar en el calderín, siempre en el caso de obtener un mismo grado de separación.

Se obtuvo la relación de reflujo mínima externa, que se relacionó con la mínima interna, obteniéndose una relación de reflujo óptima de 1,9.

3.2.4- Condición de alimentación.

La corriente de alimentación a *V-201* se hará como líquido a su temperatura de saturación. La condición de alimentación presentará un valor de 1.

3.2.5- Plato de alimentación.

La alimentación se introduce entre los platos 6 y 7. La localización más adecuada se ha obtenido tras la resolución del diagrama de Ponchon para la situación ideal. Posteriormente con el uso de la eficacia de plato se ha redimensionado manteniendo la relación entre las etapas de rectificación y las de agotamiento.

3.3.- CARACTERÍSTICAS DE LAS CORRIENTES

3.3.1- Alimentación.

La corriente de alimentación a *V-201* es el producto de colas de la columna DMA. Esta corriente entra en la torre *V-201* a razón de 192,14 kmol/h con una composición aproximada molar de 32,02 % en metanol y 67,98 % en agua.

Esta corriente posee la misma temperatura existente en *E-101* de donde proviene: 154,34 °C, presentando una condición de alimentación a la torre igual a 1.

3.3.2- Corriente de colas.

La corriente de cola abandona el calderín a razón de 127,3 Kmol/h, con una composición molar de: 2,5% en metanol y 97,5% en agua. La corriente estará en estado líquido a su temperatura de ebullición, 168,47 °C.

3.3.3- Corriente de destilado.

La corriente de condensado que se obtiene como producto presenta un caudal de 64,8 kmol/h y una composición molar de 90% en metanol y 10% en agua. La corriente abandona la columna como líquido saturado a una temperatura de 138,6 °C.

3.4.- BALANCE ENTÁLPICO

La entalpía molar para cada corriente líquida se obtiene del diagrama de PONCHON-SAVARIT. Se escogerá como temperatura de referencia para el cálculo entálpico la temperatura de salida del condensado por cabezas.

Obtenemos las entalpías de cada corriente mediante el producto de la entalpía molar por el caudal de las mismas.

En el balance se comprueba que la suma de las entalpías que entran en el sistema es igual a la suma de las que salen, habiendo entrada de calor en la alimentación y en el calderín y salida en el destilado, el producto de colas, en el condensador y por el recubrimiento aislante.

| | alimentación | destilado | colas | condensador | calderín | perdidas por aislante |
|-----------------|--------------|-----------|----------|-------------|----------|-----------------------|
| entalpía (kJ/h) | -6859304 | -2078287 | -4660201 | 5625245 | -5745269 | 4843,3 |

Tabla Resultados del Balance global de calor.

3.5.- DISEÑO DE LA COLUMNA.

3.5.1- Número de etapas de equilibrio.

El diseño del equipo para la realización esta separación ha requerido una determinación rigurosa de temperaturas, flujos de las corrientes, y composiciones para cada etapa. Se ha simplificado el estudio mediante diversas suposiciones, se ha considerado en primer lugar una presión constante en la columna para el cálculo del equilibrio líquido-vapor en cada etapa, y se ha supuesto así mismo, un aislamiento total de la columna aproximando las pérdidas de calor en cada etapa iguales a cero.

Se ha utilizado para el cálculo el método de Ponchon-Savarit.

Se ha calculado el Reflujo óptimo como 1,5 veces el Reflujo mínimo obtenido gracias el método de Ponchon, obteniendo un valor de R igual a 1,9. Así mismo se obtiene que el número de equilibrios ideales sea 11, incluyendo la utilización de un condensador total, se obtienen, por tanto, 9 platos, 1 condensador total y 1 ebullidor. Se estima también que la alimentación debe introducirse entre los platos 5 y 6 para un óptimo funcionamiento de la columna.

Se han determinado rigurosamente las temperaturas, composiciones y flujos molares para cada etapa mediante el uso del diagrama de PONCHON para la obtención de las relaciones entre el caudal líquido y vapor para cada plato, y la resolución de los balances de materia para cada plato. Para las composiciones obtenidas a cada plato se han resuelto las ecuaciones del punto de burbuja para estimar la evolución de la temperatura a lo largo de la columna.

3.5.2- Diseño hidráulico de la columna.

3.5.2.1- Cubiertas y platos.

La torre se fabricará de acero inoxidable AISI - 316. La cubierta será cilíndrica. Se utilizarán platos perforados de flujo transversal de un solo paso.

Los platos serán perforados y estarán hechos por hojas metálicas, deben unirse a la cubierta, con el fin de prevenir el movimiento debido a oleadas de gas, pero permitiendo la expansión térmica. Esto se puede lograr utilizando anillos para soportar los platos que tengan orificios con cerraduras de ranura.

Se utilizarán orificios 4,5 mm de diámetro, colocados en una distribución en forma de triángulo equilátero con una distancia de 12 mm entre los centros de los orificios. La chapa tendrá un espesor de 2 mm.

Los platos estarán espaciados 50 cm, se deberá verificar para este valor se evitan cualquier inundación y arrastre excesivo del líquido en el gas.

3.5.2.2- Diámetro de la torre.

Aplicando el mismo método de cálculo que en la torre *V-101*, se adoptará un diámetro de 0,8 m.

La longitud de los vertederos será 0,7 veces el diámetro de la torre, y su área, por tanto, un 8,8% del total del plato.

3.5.2.3- Derramaderos.

La altura de derramadero será de 60 mm. Para estimar la profundidad del líquido en el plato se deben tener en cuenta tanto la altura de derramadero como la cresta del líquido sobre el derramadero, que se calcula en el anexo de cálculo a.3.4.2. Obteniendo una profundidad de líquido de 70 a 78 mm para los distintos platos, valores dentro de los límites usuales de diseño.

3.5.2.4- Caída de presión, verificación sobre la inundación.

Por conveniencia se expresaran las caídas de presión como cabezas de líquido claro de densidad ρ_L sobre el plato.

Caída de presión para el gas. Siguiendo el mismo desarrollo adoptado para la columna DMA. Se tienen a lo largo de la columna unos valores comprendidos entre 55 y 60 mm para los distintos platos, ver anexo de cálculo a.3.4.3.1.

Caída de presión a la entrada del líquido. Siguiendo el mismo desarrollo adoptado para la columna DMA. En la zona de rectificación donde el caudal de líquido es inferior se obtienen valores de caída de presión inferiores a 1,3 mm, mientras que en la zona de agotamiento se alcanzan valores entre 15 y 28 mm. Ver anexo de cálculo a.3.4.3.2 para un mayor detalle.

Retroceso en el vertedero. Será la diferencia en el nivel del líquido dentro e inmediatamente afuera del vertedero, la suma de las pérdidas de carga producidas por el líquido y el gas en el plato superior.

Verificación sobre la inundación. En un diseño seguro, se verifica que el nivel del líquido claro equivalente en el vertedero no es mayor que $\frac{1}{2}$ del espaciamiento entre los platos.

3.5.2.5- Velocidad de lloriqueo.

Para una velocidad de gas muy pequeña a través de los orificios el líquido goteará a través de ellos y se perderá el contacto sobre el plato para el líquido. Además con platos de flujo transversal, dicho líquido no fluirá por toda la longitud del plato inferior. Se calcula la velocidad mínima que el gas debe alcanzar a través de los orificios para que no se produzca lloriqueo y se compara con la velocidad real que alcanza en los mismos. Se verifica pues que no cabe posibilidad de lloriqueo.

3.5.2.6- Arrastre.

Se aplicará el mismo desarrollo de cálculo adoptado en la torre V-101.

El valor de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)$ para los distintos platos de la zona de agotamiento está entre

0,11 y 0,16 y en la zona de rectificación está entre 0,06 y 0,08. La relación entre la velocidad de inundación y la velocidad del gas es 0,8. Para estos valores se obtiene un valor de arrastre fraccionario en la zona de rectificación entre 0,05 (en el plato inmediatamente por encima de la alimentación) y 0,04. Para la zona de agotamiento el arrastre fraccionario tiene unos valores comprendidos entre 0,028 y 0,023. La retroalimentación del líquido resultante de este arrastre es tan pequeño que no modifica apreciablemente la hidráulica del plato.

3.5.2.7- Eficacia de plato.

Mediante la ecuación de BAKOWSKI se obtiene una eficacia de 89,89%.

3.5.2.8- Número de platos y altura de columna.

El número de etapas ideales junto con el valor de la eficacia global de la columna obtenidos lleva aun número total de 11 platos, 6 en la zona de rectificación y 5 en la zona de agotamiento.

Con este número de platos y conociendo que la separación entre ellos es de 0,5m y que entre los platos inferior y superior con los respectivos fondos de la torre es de 1 m, se obtiene una altura de la columna de 7 m.

3.5.3- Diseño mecánico de la columna.

El diseño mecánico de la columna se sustenta en especificaciones de diseño de recipientes a presión. Estas especificaciones se basan en diferentes Reglamentos y Normas Españolas como son el Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6, la Ordenanza General de Higiene y Seguridad en el Trabajo, Norma Básica de la Edificación NBE-EA, así como en las secciones del ASME Boiler and Pressure Vessels Code, section VIII, division 1, Rules for Construction Of Pressure Vessel y section V, Non destructive examination.

Según la especificación técnica usada se toma como presión de diseño 2 Kg/cm^2 más la presión de operación, y una temperatura de diseño $15 \text{ }^\circ\text{C}$ mayor que la máxima alcanzada en la columna. Esto lleva a una presión de diseño de $12,197 \text{ Kg/cm}^2$ y a una temperatura de diseño de $189 \text{ }^\circ\text{C}$.

Con el diseño hidráulico, número y diseño de platos y distancia entre ellos, así como el diámetro de la torre, seleccionado el material de la envolvente y calculado su espesor, y el de los fondos seleccionados, se calculara las tensiones que se generarán. Se calculan las fatigas admisibles de la columna a tracción, a compresión, a pandeo y la fatiga admisible de prueba y se comprueba que las tensiones a las que esta sometida el recipiente no superan las tensiones admisibles.

3.5.3.1- Material.

El material a utilizar en la construcción de recipientes sometidos a presión, estará de acuerdo con las Especificaciones de la Sección II del código ASME. La especificación es aplicable ya que el contenido máximo de carbono del acero a soldar es inferior al 0,15 % caso de los aceros al cromo-níquel. Para recipientes de acero inoxidable, sus calidades estarán de acuerdo con las especificaciones SA-240.

Se utilizará acero inoxidable AISI-316, al igual que en la columna V-101.

3.5.3.2- Espesor de la envolvente.

El espesor requerido para la envolvente se calculará teniendo en cuenta las exigencias del Código ASME, Sección VIII, División 1. Así mismo el espesor mínimo, excluido el sobreespesor para corrosión, debe ser superior al mínimo que proporciona la especificación técnica de Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6. No será inferior, por tanto, al valor de $D/1000 + 2,5$ mm, siendo D el diámetro del recipiente en milímetros, ni inferior a 3 mm. El espesor será adecuado para probar el recipiente con agua en su posición de operación, sin que en ningún momento sus tensiones sobrepasen las admisibles.

El sobreespesor normal para corrosión, será indicado en la hoja de datos para cada equipo.

El material de construcción de la envolvente está encuadrado dentro de “aceros de alta aleación” que comprende los aceros aleados con más del 9 % de Cr, incluso los inoxidables de cualquier tipo.

El sobreespesor para corrosión será añadido a todas las superficies de los elementos en contacto con el fluido si es un elemento sometido a presión, a todos los elementos soldados al interior del recipiente y sobre cada una de las superficies en contacto con el fluido contenido en el recipiente, a los elementos internos atornillados, con excepción de los platos desmontables de las columnas, se añadirá la mitad del sobreespesor para corrosión especificado sobre cada una de las superficies en contacto con el fluido contenido en el recipiente.

Si la velocidad de entrada del producto en el recipiente es superior a 10 m/seg. O si se espera una corrosión acelerada en la zona de incidencia de la vena fluida, deberá colocarse una chapa de desgaste de 10 mm de espesor mínimo y del mismo material de la envolvente que cubra completamente dicha zona. En la entrada del fluido a la columna no se alcanza esa velocidad, ya que por seguridad al tratarse de fluidos inflamables la velocidad de los líquidos no debe exceder los 7 m/s para evitar que se produzca electricidad estática .

Una vez calculados los espesores requeridos por especificación, por tensión circunferencial y el necesario para soportar las pruebas iniciales y periódicas necesarias, el valor mayor se obtiene en función de la prueba periódica. Se redondeará ese valor quedándonos un valor para el espesor de la envolvente de 7 mm.

3.5.3.3- Fondos.

La presión de diseño es $12,197 \text{ kg/cm}^2$, la temperatura $170 \text{ }^\circ\text{C}$, la relación altura/diámetro $\approx 12,8$ y la columna está exenta de cargas concentradas. Se utilizarán, por tanto, fondos tipo KORBBOGEN.

El espesor requerido para el fondo se calculará teniendo en cuenta las exigencias del Código ASME, Sección VIII, División 1. Así mismo el espesor mínimo, excluido el sobreespesor para corrosión, debe ser superior al mínimo que proporciona la especificación técnica de Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6. No será inferior, por tanto, al valor de $D/1000 + 2,5 \text{ mm}$, siendo D el diámetro del recipiente en milímetros, ni inferior a 3 mm. El espesor será adecuado para probar el recipiente con agua en su posición de operación, sin que en ningún momento sus tensiones sobrepasen las admisibles.

Una vez calculado los espesores requeridos por las distintas expresiones, se obtiene un valor mayor de espesor para el fondo inferior en condiciones de prueba periódica. Este valor se redondeará, quedando un espesor de 7 mm.

Los esfuerzos en la zona de acuerdo de los fondos toriesféricos que tengan una relación espesor/diámetro menor que 0,002, serán calculados de forma que se asegure la estabilidad al pandeo. La relación espesor/diámetro será de 0,00875 por lo que no es necesario su cálculo.

Ver plano en el DOCUMENTO N° 4.

3.5.3.4- Soportes.

Todos los recipientes verticales han de diseñarse como unidades autosoportadas. Las especificaciones recomiendan el uso de faldones como soporte cuando se cumplan alguna de las siguientes condiciones:

- El diámetro de la envolvente sea superior a 1500 mm.
- La relación altura/diámetro del recipiente sea mayor que 5.
- Puedan esperarse vibraciones.
- El peso del recipiente lleno de agua sea superior a 15000 kg.

El diámetro de la envolvente de la columna *V-201* es de 814 mm, su relación altura/diámetro es aproximadamente 8,6 y el peso de la misma llena de agua de 5560,8 kg, como se puede observar en el anexo a.3.6.3 de la memoria. Por tanto, debido a su relación altura/diámetro la columna será soportada mediante un faldón.

La longitud del faldón será de 1500 mm. Los primeros 500 mm del faldón, contando a partir de su unión con el fondo inferior, serán del mismo material que el recipiente. El resto del faldón estará de acuerdo con la especificación SA-285 Gr C. Las chapas de acero para los anillos de la base y los refuerzos de las aberturas del faldón, serán de calidad según la especificación SA-283 Gr C. Todos los internos serán del mismo tipo de material que la superficie interior del recipiente. Los elementos estructurales no soldados directamente a la envolvente o fondos del recipiente, serán en calidad SA-283 Gr C.

El faldón y los pernos de anclaje se diseñan para la situación más desfavorable de carga y momento de vuelco. El faldón tendrá un espesor de 11 mm como puede comprobarse en el anexo de cálculo a.3.6.7. Los pernos de anclaje serán 4, número recomendado por la especificación hasta un diámetro de círculo de pernos de 1100 mm. y su diámetro 30 mm, tamaño que satisface cualquiera de las condiciones posibles. El anillo base del faldón será de 7 mm de espesor, valor que satisface la carga total compresiva que soporta, como se puede observar en el anexo de cálculo a.3.6.9.

El faldón se soldará al fondo inferior de forma que los diámetros medios del faldón y de la envolvente coincidan. No se realizarán uniones bridadas o roscadas en el interior de los faldones. Las tubuladuras del fondo inferior del recipiente llevarán un codo de 90 ° y una tubería horizontal de prolongación hasta el exterior del faldón terminada en una brida.

Dispondrá de una abertura de acceso, de tamaño y forma de acuerdo con los planos del DOCUMENTO N° 4, e irá provisto de rejilla desmontable para acceso al faldón. Dispondrá de 3 nipples de ventilación de 4 pulgadas de diámetro en la parte superior del faldón para ventear el espacio situado debajo de su intersección con el fondo inferior.

Con objeto de no debilitar la función de soporte que realiza el faldón, todas y cada una de las tuberías que atraviesan el faldón dispondrán de collarines, de tamaño suficiente para admitir el calorifugado y la expansión térmica.

La proyección interior y exterior de los refuerzos de la abertura del faldón, venteos y collarines para el paso de tubería, tendrán un mínimo de 50 mm y 15 mm superior al espesor del ignifugado.

Ver plano en el DOCUMENTO N° 4.

3.5.3.5- Pescante.

Tendrá instalado un pescante de capacidad suficiente para desmontar las válvulas en cabeza y elementos internos, en ningún caso esta capacidad será inferior a 500 kg.

3.5.3.6- Bocas de hombre y de inspección.

Se instalarán tres bocas de hombre de 20 pulgadas de diámetro interior mínimo, una encima del plato superior, plato 1, otra encima del plato de alimentación, plato 7, y la tercera debajo del plato inferior, plato número 1. Teniendo en cuenta la altura de la columna, 7 m y la distancia de los platos extremos a los fondos, 1 m, se obtiene una distancia inferior a 6 m entre bocas de hombre, que es la distancia máxima recomendada para torres de fraccionamiento. Hay que tener en cuenta en el diseño del diámetro de las bocas de hombre, que 20 pulgadas es el diámetro interior mínimo, y que para servicios especiales como puede ser la manipulación de platos el diámetro de las bocas de hombre será consecuente con el uso requerido. Todas las bocas de hombre se equiparán con pescantes o bisagras que se ajustarán a los estándares.

Las bocas de hombre estarán colocados de forma que se eviten los riesgos personales que pudieran producirse al entrar o salir el personal, debido a: internos, sumideros y otras aberturas. Se dispondrán asideros, según el estándar de diseño, que faciliten estas operaciones.

3.5.3.7- Conexiones.

Todas las conexiones serán bridadas. El rating de las bridas será el adecuado para las condiciones de presión y temperatura de diseño del recipiente, de acuerdo con la Norma ASME/ANSI B 16.5 (Steel Pipe Flanges and Flanged Fitting). Las bridas serán de rating de 300 libras para satisfacer tanto las condiciones de diseño 189°C (372 °F) y 12,197 kg/cm² (173,48 psi), como las condiciones operantes durante la prueba hidráulica 25 °C (77 °F) y 25,5178 kg/cm² (362,95 psi).

Todas las bridas de las tubuladuras, incluídas bocas de hombre e inspección, serán Welding Neck, en tamaños de 2 pulgadas y mayores, y Long Welding Neck, en tamaños de 1 ½ pulgadas. Los espesores de los cuellos, así como de las tuberías de conexión, estarán de acuerdo con la norma ASME B 31 (Code for pressure Piping).

Las caras de las bridas serán Raised Face de acuerdo con ANSI B16.20, y el acabado superficial de las caras de las bridas será suave o mate fino, con una rugosidad entre 125 y 250 Ra, de acuerdo con ASME/ANSI B46.1

Todas las conexiones deben ser de diámetro mayor a 1 ½ in, lo cual se cumple en las cinco conexiones a la torre, que son:

- Tubería de alimentación líquida sobre el plato 7, NPS de 2 pulgadas y schedule 10S.
- Tubería de salida de vapor por cabezas hacia el aerorrefrigerador *E-202*, NPS de 8 pulgadas y schedule 10S.
- Tubería de reflujo de líquido a cabeza de la torre, NPS de 2 y schedule 10S.
- Tubería de entrada de vapor desde calderín *E-201*, NPS 8 y schedule 10S.
- Tubería de salida de líquido hacia calderín *E-201*, NPS 1 ½ y schedule 10s.

3.5.3.8- Aislamiento.

Se utilizará como aislante de la columna lana de vidrio, recubierta con chapa de aluminio, por tratarse del material que de forma más económica cubre los requerimientos del proceso y del recipiente. Se selecciona un espesor de 75 mm que reducirá las pérdidas energéticas de la torre a 1,3 KW, como puede verse en el anexo a.4.1.2.1.

2.5.3.9- Pruebas hidráulicas.

La torre deberá resistir las pruebas hidráulicas siguientes:

- Prueba en el taller del fabricante, la cual se realizará con el recipiente en su posición de fabricación, si no es posible realizarla en su posición de operación, y estará de acuerdo con ASME VIII, Div 1, y con el Reglamento de Aparatos a Presión su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6, excepto que el valor de la presión de prueba será $P_H = 1,5P_D \frac{S_H}{S_D} \frac{t}{t-c}$.
- Prueba inicial en el lugar de instalación la cual se realizará con el recipiente en su posición de operación y de acuerdo con ASME VIII, Div 1, y con el Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica complementaria, MIE-AP-6, excepto que el valor de la presión de prueba será $P_H = 1,5P_D \frac{S_H}{S_D} \frac{t}{t-c}$.
- Pruebas periódicas que se realizarán de acuerdo con el reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6.

3.5.4- Equipos auxiliares.

La columna *V-201*, para su correcto funcionamiento se conectará a los equipos auxiliares:

- Calderín: cambiador *E-201*, de tubos y carcasa tipo Kettle.
- Condensador total: intercambiador *E-202*, aerorrefrigerador.
- Acumulador de reflujo *V-202*

Ver “*Diagrama de Tuberías e Instrumentación*” en el DOCUMENTO N° 4

III. CAPÍTULO 4.- EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR.

4.1.- INTRODUCCIÓN

En este capítulo se describen las características técnicas de los equipos utilizados en la planta para el acondicionamiento térmico de las diferentes corrientes que van a participar en los procesos.

El diseño de estos equipos deberá satisfacer los requisitos operacionales y de proceso, disponibilidad, flexibilidad y posibilidad de mantenimiento, además de los económicos. La aplicación que estemos tratando, la presión de trabajo y el área necesaria para la transmisión y la disponible para la ubicación del equipo serán fundamentales en la elección del tipo de cambiador.

Las normas recogidas y aceptadas en el TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) comprenden con todo detalle tanto materiales, como métodos de construcción, técnicas de diseño y dimensiones de los cambiadores.

Los intercambiadores de tubos y carcasa son el tipo de cambiador de calor más utilizado en la industria química. Debido a una serie de ventajas como es una gran área superficial en un pequeño volumen, una buena disposición mecánica, se usan técnicas establecidas de fabricación, pueden ser construidos en una amplia gama de materiales y de fácil limpiado.

En el caso de los condensadores se utilizan cambiadores de calor refrigerados por aire, ya que para climas moderados Frank (1978) recomienda los aerorrefrigeradores para temperaturas alrededor de 140 °F y para casos donde el agua de refrigeración sea escasa o tenga un elevado coste.

4.2.- INTERCAMBIADORES DE TUBOS Y CARCASA

4.2.1- Aspectos generales.

Se ha utilizado un tipo de cambiador de carcasa y tubo como rehervidor de las torres de destilación, para proporcionar el calor de ebullición necesario para la destilación. Como fluido calefactor se ha utilizado vapor saturado a 392 °F y 225,5 psi de presión.

Las características del diseño mecánico, la fabricación, los materiales de construcción, y las pruebas de los cambiadores de carcasa y tubos es cubierta por el British

Standar, BS 3274. Los estándares de la American Tubular Heat Exchanger Manufacturers Association, los estándares TEMA, también se utilizan universalmente. Los estándares TEMA cubren a tres clases de cambiador: cambiadores de clase R para los servicios generalmente severos del petróleo y de las industrias relacionadas; la clase C cubre los cambiadores para los servicios moderados en usos de procesos comerciales y generales; y la clase B cubre a los cambiadores para el uso de las industrias de proceso químicas.

Los estándares dan las dimensiones preferidas para la caracas y los tubos; las tolerancias del diseño y de la fabricación; sobreespesores de corrosión; y las tensiones de diseño recomendadas para los materiales de construcción.

En los estándares americanos y británicos las dimensiones se dan en pies y in, así que esas unidades se han utilizado en este capítulo.

4.2.1.1- Construcción del lado de los tubos.

Se usan diámetros comprendidos en el rango de 5/8 a 2 in. Los diámetros más pequeños de 5/8 a 1 in. se prefieren para la mayoría de los servicios, ya que proporcionan cambiadores mas compactos, y por tanto mas 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 da un adecuado sobreespesor de corrosión. Se pueden obtener diferentes gruesos de pared, definidos por el calibrador Birmingham para alambre, que en la práctica se refiere como el calibrador BWG del tubo.

La longitud preferida en tubos para cambiadores de calor son. 6 ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft y 24 ft. Para un área superficial dada, el uso de tubos largos reducirá el diámetro de carcasa, que generalmente proporcionará una reducción en el coste del intercambiador, especialmente para altas presiones de operación. La longitud óptima de tubo en relación con el diámetro de carcasa estará generalmente entre 5 y 10.

Los tubos usualmente se disponen en arreglo en cuadrado, en triangulo equilátero y en cuadrado rotado. Las disposiciones en triangulo y en cuadrado rotado proporcionan una mayor transferencia de calor, pero a costa de una mayor caída de presión que el arreglo en cuadrado. Así mismo, el arreglo en cuadrado proporciona una mayor facilidad de limpieza. El espaciamiento entre tubos (la distancia entre los centros de los tubos) recomendado es 1,25 veces el diámetro exterior, se usará esta recomendación a menos que los requisitos de proceso dicten de otra manera.

El líquido en el tubo se dispone generalmente para fluir hacia adelante y hacia atrás en un número de “pasos” a través de grupos de tubos dispuestos en paralelo, para aumentar la longitud de la trayectoria de flujo. El número de pasos se selecciona para dar la velocidad requerida en el lado de los tubos.

4.2.1.2- Construcción del lado de la carcasa.

Las corazas hasta de 12 in de diámetro IPS se fabrican de tubo de acero. Sobre 12 e incluyendo 24 in el diámetro exterior real y el diámetro nominal del tubo son los mismos. El grueso estándar para corazas con diámetros interiores de 12 a 24 in inclusive, es de 3/8 in lo que es satisfactoria para presiones de operación por el lado de la coraza hasta de 300 lb/in². Se pueden obtener mayores gruesos para presiones superiores. Las corazas mayores de 24 in de diámetro se fabrican rolando placa de acero.

El tipo de paso por la carcasa está designado por el estándar TEMA por varias letras E, F, G, H, J. La carcasa tipo E es el arreglo más usual, un solo paso por carcasa.

4.2.1.3- Deflectores.

Para inducir turbulencia fuera de los tubos, y por tanto, aumentar el coeficiente de transferencia de calor, se emplean deflectores que hacen que el líquido fluya a través de la coraza en ángulos rectos respecto con el eje de los tubos. Además sirven de soportes del haz de tubos a la carcasa.

Los deflectores segmentados son los más comunes, son hojas de metal perforadas cuyas alturas son generalmente un 75% del diámetro interior de la coraza.

El espaciado de los deflectores generalmente usado están entre 0,2 y 1 veces el diámetro de la carcasa. Un espaciado de los deflectores muy pequeño proporcionará un alto coeficiente de transferencia de calor pero a expensas de una elevada caída de presión. El espaciado óptimo estará usualmente entre 0,3 y 0,5 veces el diámetro de la carcasa.

4.2.1.4- Material.

El material de construcción más común en los intercambiadores de calor es el acero al carbono. La construcción de acero inoxidable se utiliza a veces en los servicios de plantas químicas y las refinerías de petróleo, siendo los de la serie 300 los más utilizados, cuando hablamos de aleaciones y no se ha usado por algún motivo el acero al carbono.

Habitualmente, los paneles y otras piezas de los intercambiadores son de un metal fuerte. Los paneles revestidos se usan para reducir los costos, soportando las condiciones de corrosión. El material de aleación, por ejemplo, acero inoxidable, se une como revestimiento de un material de respaldo, acero al carbono.

Se utilizará acero inoxidable AISI-316 en la construcción de los tubos, en la construcción de la carcasa, paneles, cabezales del lado del tubo y deflectores utilizaremos acero al carbono revestido de acero inoxidable del tipo 316.

4.2.2- Calderín E-101.

Se trata de un cambiador de carcasa y tubos tipo Kettle.

La corriente de entrada al cambiador desciende desde la columna V-101, a través de la *línea 01-02* de 2 1/2 in de NPS, a razón de 322,07 kmol/h, donde se evapora parcialmente por la acción de una corriente de vapor saturado a 392 °F y 225,5 psi a razón de 0,61 Kg/s, y retorna al fondo de la columna a través de la *línea 01-03* de 8 in de NPS.

La corriente de líquido no vaporizado abandona el calderín por su tobera inferior conectada a la *línea 01-09* de 2 in de NPS, a razón de 192,14 kmol/h y es conducida como alimentación de la columna V-201.

El líquido procedente de la torre circulará por el lado de la carcasa, donde se evaporará parcialmente, el vapor abandonará el calderín por la tobera superior del equipo, mientras que el líquido lo hará por la inferior. El fluido de calefacción fluirá por el lado de los tubos

4.2.2.1- Condiciones de operación.

La corriente líquida de entrada al intercambiador procedente de la columna presentará una temperatura de entrada de 301,1 °F, mientras que el fluido calefactor mantendrá una temperatura de 392 °F. Se generarán, tras el intercambio de calor, dos corrientes una de vapor que retornará a la columna y otra líquida que abandonará el intercambiador, en equilibrio a una temperatura de 309,8 K.

Por el lado de la carcasa se operará a 145 psi de presión, mientras que por el lado de los tubos la presión de operación será 225,5 psi.

4.2.2.2- Diseño del cambiador.

El calor que se intercambiará en la caldera será el necesario para elevar la temperatura del líquido hasta su temperatura de salida y el calor necesario para su vaporización, también se tendrá en cuenta el aporte de calor necesario para contrarrestar las pérdidas por el aislante de la columna. El aporte necesario en la caldera será de 4019500 BTU/h (1178 KW), ver anexo de cálculo a.4.1.1.1.

Se utilizará un cabezal por el lado de los tubos de canal y carcasa desmontable, permitiendo que se puedan examinar los extremos de los tubos, sin tener que mover las conexiones de las tuberías a las toberas del canal.

El haz de tubos consistirá en un panel estacionario en forma de U, proporcionando un mínimo espacio entre el límite externo de los tubos y el interior de la carcasa, así como, el haz de tubos en forma de U tiene la ventaja de reducir el número de juntas. Para construcciones para alta presión, esta última característica proporcionará una reducción tanto en el costo inicial como en el mantenimiento.

Se utilizarán tubos de 1 in de diámetro exterior, 12 BWG de espesor y 16 ft de longitud. Se estima el número de tubos a utilizar, mediante el cálculo del coeficiente global de transmisión de calor, el incremento de temperatura en el cambiador y la superficie requerida. Se obtienen un número de tubos igual a 77, como se puede ver en el anexo de cálculo a.4.1.1.2.

Para un flujo de calor de 39320,12 W/m² el diámetro de la carcasa para un intercambiador tipo Kettle sea de 1,4 a 1,8 veces el diámetro del paquete de tubos. El diámetro total del paquete de tubos será 20 in y tomando una relación entre el diámetro de la carcasa y el diámetro del paquete de tubos como 1,7 tenemos un diámetro de carcasa de 34 in y una profundidad de líquido de 23,6 in.

Los tubos se dispondrán en un arreglo en cuadrado para minimizar la caída de presión, con un espaciado entre los tubos de 1,25 in.

4.2.2.3- Deflectores.

Se utilizarán deflectores segmentados, con una separación entre los mismos de 1 ft. Poseerá, por tanto, un total de 6 deflectores.

4.2.2.4- Caída de presión.

La altura mantenida en el fondo de la columna de destilación determina el nivel de líquido en la carcasa. Si el intercambiador no se monta muy por debajo del nivel del líquido en la columna, hay una carga hidrostática despreciable para el líquido que fluye de la columna al cambiador. Esto se refleja en una baja velocidad del flujo a través de la superficie del intercambiador, y la caída de presión en la carcasa, así como en las tuberías que la conectan, puede considerarse despreciable.

La caída de presión en el interior de los tubos será la suma de dos factores, la propia caída de presión en los tubos y la provocada al fluir de un paso al otro, el cambio de dirección provoca una caída de presión adicional. Se obtendrá una caída de presión en el lado de los tubos de 0,04 psi. Ver anexo de cálculo a.4.1.1.8.

4.2.2.5- Especificaciones técnicas.

TAMAÑO 20/34-192 TIPO AKU

Rehervidor tipo Kettle de canal desmontable, con haz de tubos en forma de U, con 20 in de diámetro de orificio y 34 in de diámetro interno de carcasa, con tubos de 16 ft de longitud, 1 in de diámetro exterior y espesor de 12 BWG, en una disposición cuadrada de 1,25 in de espaciado entre los tubos.

4.2.3- Calderín E-201.

Al igual que el cambiador E-101 se trata de un cambiador de carcasa y tubos tipo Kettle.

La corriente de entrada al cambiador desciende desde la columna V-201, a través de la línea 02-02 de 2 in de NPS, a razón de 286,198 kmol/h, donde se evapora parcialmente por la acción de una corriente de vapor saturado a 473,15 K y 15,549 bar a razón de 0,82 Kg/s, que retorna al fondo de la columna a través de la línea 02-03 de 8 in de NPS.

La corriente de líquido no vaporizado abandona el calderín por su tobera inferior conectada a la línea 02-09 de 1 ½ in de NPS, a razón de 127,3 kmol/h.

El líquido procedente de la torre circulará por el lado de la carcasa, donde se evaporará parcialmente, el vapor abandonará el calderín por la tobera superior del equipo,

mientras que el líquido lo hará por la inferior. El fluido de calefacción fluirá por el lado de los tubos

4.2.3.1- Condiciones de operación.

La corriente líquida de entrada al intercambiador procedente de la columna presentará una temperatura de entrada de 335,2 °F, mientras que el fluido calefactor mantendrá una temperatura de 392 °F. Se generarán, tras el intercambio de calor, dos corrientes una de vapor que retornará a la columna y otra líquida que abandonará el intercambiador, en equilibrio a una temperatura de 344,5 °F.

Por el lado de la carcasa se operará a 145 psi de presión, mientras que por el lado de los tubos la presión de operación será de 225,5 psi.

4.2.3.2- Diseño del cambiador.

Con los mismos criterios y mediante el mismo método de cálculo que para el calderín *E-101* se obtiene el siguiente diseño para el calderín *E-201*.

- Aporte de calor: 5449187 BTU/h (1597 KW)
- Tubos: 24 ft de longitud, 1 in de diámetro exterior y 12 BWG de espesor.
- Número de tubos: 114
- Diámetro del paquete de tubos: 25 in
- Diámetro de carcasa: 40 in
- Arreglo en cuadrado con 1,25 in de espaciado entre tubos.

4.2.3.3- Deflectores.

Se utilizarán deflectores segmentados, con una separación entre los mismos de 1,2 ft. Poseerá, por tanto, un total de 8 deflectores.

4.2.3.4- *Caída de presión.*

La caída de presión en la carcasa será despreciable y la caída de presión en el interior de los tubos, aplicando las mismas consideraciones que para el intercambiador *E-101*, es de 0,05 psi

4.2.3.5- *Especificaciones técnicas.*

TAMAÑO 25/40-288 TIPO AKU

Rehervidor tipo Kettle de canal desmontable, con haz de tubos en forma de U, con 25 in de diámetro de orificio y 40 in de diámetro interno de carcasa, con tubos de 24 ft de longitud, 1 in de diámetro exterior y espesor de 12 BWG, en una disposición cuadrada de 1,25 in de espaciado entre los tubos.

4.3.- INTERCAMBIADORES REFRIGERADOS POR AIRE

4.3.1- Aspectos generales.

En los intercambiadores de calor refrigerados por aire, el aire fluye a través de un haz de tubos con aletas, retirando el calor del vapor del interior de los tubos. El aire caliente de salida es usualmente dispersado a la atmósfera, disipando el calor por mezclado.

El banco de tubos del aerorefrigerador está generalmente compuesto de 3 a 8 filas de tubos. El aire fluye a través del banco de tubos, gracias a grandes ventiladores, a una velocidad relativamente baja.

En la configuración de tiro forzado el ventilador está colocado debajo del banco de tubos impulsando el aire en sentido ascendente. Esta configuración se usa comúnmente tanto para enfriar líquidos como para el condensado de vapores. Ofrece un mejor acceso al ventilador para el mantenimiento «en servicio» y el ajuste de las aspas, sin embargo el aire caliente deja la parte superior de la unidad a una baja velocidad y puede recircular a esta o cercanas unidades incrementando la temperatura de entrada, reduciendo la capacidad de la unidad.

4.3.1.1- Haz de tubos.

Los tubos que se utilizan con mayor frecuencia son de 3/8 a 1 in de diámetro exterior, con un diámetro de aleta de 0,9 a 1,9 in y una distribución de las mismas de 5, 7, 9 y 11 aletas por pulgada. La longitud de los tubos puede variar y su dimensión llegar hasta los 60 pies.

El tubo se construirá de forma integral, un tubo exterior de aluminio 3003, del que las aletas que han sido formadas por extrusión, se une mecánicamente al tubo interior. Las dimensiones del tubo interior serán las típicas de los tubos para los intercambiadores de calor, y se construirá de acero inoxidable AISI-316. El aluminio asegura una buena conducción de calor de las aletas al aire, así como una excelente resistencia a la corrosión atmosférica.

Los tubos generalmente se encuentran arreglados en una disposición triangular, o menos comúnmente en un arreglo de cuadrado rotado. Los tubos se encuentran insertos en un cabezal en forma de tapón, que es prácticamente una caja soldada, siendo este el de mayor uso en la industria, ver DOCUMENTO N° 4.

Se usan un mínimo de 3 filas de tubos en banco de tubos; el máximo usual son 8 filas. Para condensación, especialmente en mezclas multicomponentes, el banco de tubos se arregla para un solo paso del fluido, por tanto, el fluido a condensar es introducido por un extremo y fluye en paralelo por el haz de tubos hasta el otro extremo.

4.3.1.2- Ventiladores.

Los ventiladores son de flujo axial, poseen de 4 a 6 aspas, presentado un diámetro ligeramente inferior al banco de tubos, y desarrollan presiones entre 0,5 y 1,5 in de agua. Las aspas estarán construidas de plástico si la temperatura del aire no excede de 175° F (80° C), aluminio hasta los 300 °F (150 °C) y acero a temperaturas más elevadas. Presentan una eficacia total, el ventilador, el impulsor y el dispositivo de transmisión, cercana al 75%.

Las velocidades requeridas para obtener un óptimo económico en el funcionamiento del ventilador, provocan una gran cantidad de ruido, que debe controlarse. La norma API 661 limita la velocidad periférica a 12000 ft/min para ventiladores de diseño habitual.

Se utilizan como impulsores turbinas de vapor o motores eléctricos, conectados con engranajes o bandas en V. Es preferible la transmisión de engranaje en ángulo recto para ventiladores de mas de 10 ft de diámetro y para motores eléctricos de más de 30 Hp y con impulsores de turbina de vapor. Para motores de 30 Hp o inferiores y menos de 10 ft de diámetro se prefiere transmisión de banda en V.

La profundidad de la cámara impelente, del ventilador al haz de tubos, está supeditada al ángulo de dispersión del ventilador, siendo éste de 45° como máximo.

Según la norma API 661 el espacio en el extremo del ventilador será como máximo el 0,5 % del diámetro del mismo, para diámetros comprendidos entre 6,25 y 12,5 ft. Se establece como tamaño máximo 3/8 de in para ventiladores pequeños y 3/4 de in para ventiladores grandes.

4.3.2- Condensador E-102.

El condensador de la columna *V-101* es un aerorrefrigerador de tiro forzado cuyo banco de tubos se alimenta del caudal de vapor generado en cabezas de dicha torre. Esta corriente se eleva a través de la *línea 01-04*, de NPS 8 in y 10S de shedule, a razón de 186,122 kmol/h, y saldrá, en forma de condensado, a través de la *línea 01-05*, de NPS 2 ½ in y 10S de shedule, hasta el acumulador de reflujo *V-102*.

Ver “Diagrama de Tuberías e Instrumentación” en el DOCUMENTO N° 4

4.3.2.1- Condiciones de operación.

El condensador *E-102* se alimentará de vapor procedente de cabezas de la columna *V-101* con una temperatura de 114,619 °F y producirá una corriente de condensado a 113,56 °F, como se puede observar en el apartado del anexo de calculo a.2.4.2.

Se considerará unas condiciones ambientales tales que la temperatura de aire de entrada al cambiador de 85 °F, saliendo a 100 °F. Para la mayoría de las localizaciones de planta, los datos están disponibles para trazar el porcentaje de horas en el año en el que la temperatura del aire excederá de un valor dado. Se elige la temperatura tal que durante el año solo se exceda un 5% esa temperatura, así el 95% del año estará sobrediseñado.

4.3.2.2- Diseño del intercambiador.

Habrá que retirar en el condensador un calor total de 3034245 BTU/h para que se produzca la condensación total de la corriente de cabezas.

Los tubos serán de $\frac{3}{4}$ in de diámetro exterior, espesor BWG 11, 12 aletas por in de tubo de altura 0,437 in y espesor medio de 0,0508 in. Se recomienda que la relación entre las áreas exterior e interior del tubo verifique que:

$$\frac{A_0}{A_i} \approx \frac{h_i}{h_0}$$

El banco de tubos del condensador tendrá un total de 6 filas de tubos, dispuestos en una disposición de triángulo equilátero. La velocidad media del aire al aproximarse a la primera fila de tubos recomendada es de 600 ft/min. Se obtendrá un valor para el coeficiente individual de transmisión de calor por el exterior de los tubos de 12,359 BTU/(ft²h°F), el valor típico del coeficiente de transmisión individual de calor en el interior de los tubos para la condensación de vapores de compuestos orgánicos es de 300 BTU/(ft²h°F).

El ventilador impulsará un caudal de aire de 842846 lb/h, la velocidad frontal estándar del aire, velocidad del aire estándar a través del haz de tubos será de 600 ft/min, velocidad recomendada para un banco de tubos compuesto por 6 filas, velocidad siempre regulable por medio de los ventiladores en función de los cambios ambientales que se vayan produciendo.

El área transversal del banco de tubos debe satisfacer tanto el área requerida por las limitaciones termodinámicas, como la requerida por las limitaciones a la transferencia de calor.

El cálculo del área transversal necesaria para satisfacer las limitaciones termodinámicas vendrá dado por la siguiente ecuación:

$$(A)_T = \frac{\omega_{aire}}{v_{aire} V_{face}}$$

en donde ω_{aire} es el caudal de aire en lb/h

ρ_{aire} es la densidad del aire lb/ft³

V_{face} es la velocidad del aire a la entrada de los tubos.

Se obtiene un área transversal necesaria de 333,8 ft².

El cálculo del área transversal necesaria para satisfacer las limitaciones termodinámicas vendrá dado por la siguiente ecuación:

$$(A)_{HT} = \frac{Q}{nA_{HT}^*U_0(MTD)}$$

en donde Q es el calor transmitido en el intercambiador en BTU/h

n es el número de filas

A_{HT}^* es el área de transferencia de calor por ft² de área transversal y fila

U_0 es el coeficiente global de transmisión de calor en BTU/(ft²h°F)

(MTD) es la diferencia de temperatura real en el banco de tubos en °F

Se ha calculado un coeficiente global de transmisión de calor, considerando las distintas resistencias existentes (ver anexo de cálculo a.4.2.1.4.1), de 3,27 BTU/(ft²h°F). El área de transferencia por ft² de área transversal y por fila será 24,63 ft²/ft², mientras que la diferencia de temperatura real se ha calculado como 20,4 °F, ver anexo de cálculo a.4.2.1.4.2. Se obtendrá un área transversal necesaria de 307 ft².

El banco de tubos se construirá con una anchura de 16 ft y un largo de 21 ft, proporcionando un área transversal de 336 ft² que satisfará ambas secciones requeridas.

El espaciamiento de los ventiladores a lo largo de la longitud del equipo no debe exceder 1,8 veces la anchura del refrigerador. La relación entre la longitud y la anchura es igual a 1,3 por lo que solo es necesaria la utilización de un ventilador.

El ventilador tendrá un diámetro ligeramente inferior al ancho del banco de tubos 16 ft, tendremos pues un ventilador de 12 ft de diámetro, se utilizará un impulsor con una potencia de 25,2 HP. La transmisión la realizará un engranaje en ángulo recto.

4.3.2.4- Especificaciones técnicas.

Condensador *E-102*, aerorrefrigerador de tiro forzado.

Haz tubular de 16 ft de ancho formado por 6 hileras, con 708 tubos bimetalicos de acero AISI-316 y aluminio 3003 en el exterior de 21 ft de longitud, $\frac{3}{4}$ in de diámetro exterior y 11 BWG de espesor, en distribución triangular con un espaciado de 1,625 in, presentando cada tubo 12 aletas por pulgada lineal de 0,437 in de altura y 0,0508 in de espesor medio. Cabezal estacionario tipo “tapón” en acero AISI – 316.

Ventilador axial de 6 aspas y 12 ft de diámetro, con ajuste automático del ángulo de las aspas. Motor eléctrico con potencia de 25,2 HP (18,8 KW), conectado con engranaje en ángulo recto.

4.3.3- Condensador *E-202*.

El condensador de la columna *V-201* es un aerorrefrigerador de tiro forzado cuyo banco de tubos se alimenta del caudal de vapor generado en cabezas de dicha torre. Esta corriente se eleva a través de la *línea 02-04*, de NPS 4 in y 10S de shedule, a razón de 188,02 kmol/h, y saldrá, en forma de condensado, a través de la *línea 02-05*, de NPS 2 $\frac{1}{2}$ in y 10s de shedule, hasta el acumulador de reflujo *V-202*.

Ver “Diagrama de Tuberías e Instrumentación” en el DOCUMENTO N° 4

4.3.3.1- Condiciones de operación.

El condensador *E-202* se alimentará de vapor procedente de cabezas de la columna *V-201* con una temperatura de 281,4 °F y producirá una corriente de condensado a 279 °F, como se puede observar en el apartado del anexo de calculo a.3.3.3.

Se considerará unas condiciones ambientales tales que la temperatura de aire de entrada al cambiador de 85 °F, saliendo a 135 °F. Para la mayoría de las localizaciones de planta, los datos están disponibles para trazar el porcentaje de horas en el año en el que la temperatura del aire excederá de un valor dado. Se elige la temperatura tal que durante el año solo se exceda un 5% esa temperatura, así el 95% del año estará sobrediseñado.

4.3.3.2- Diseño del intercambiador.

Habrá que retirar en el condensador un calor total de 5331664 BTU/h para que se produzca la condensación total de la corriente de cabezas.

Los tubos serán de $\frac{3}{4}$ de inde diámetro exterior, espesor BWG 11, 9 aletas por pulgada de tubo de altura 0,437 in y espesor medio de 0,0508 in Se recomienda que la relación entre las áreas exterior e interior del tubo verifique que:

$$\frac{A_0}{A_i} \approx \frac{h_i}{h_0}$$

El banco de tubos del condensador tendrá un total de 3 filas de tubos, dispuestos en una disposición de triangulo equilátero. La velocidad media del aire al aproximarse a la primera fila de tubos recomendada es de 900 ft/min. Se obtendrá un valor para el coeficiente individual de transmisión de calor por el exterior de los tubos de 15,8 BTU/(ft²h°F), el valor típico del coeficiente de transmisión individual de calor en el interior de los tubos para la condensación de vapores de compuestos orgánicos es de 300 BTU/(ft²h°F).

El ventilador impulsará un caudal de aire de 444305 lb/h, la velocidad frontal estándar del aire, velocidad del aire estándar a través del haz de tubos será de 900 ft/min, velocidad recomendada para un banco de tubos compuesto por 3 filas, velocidad siempre regulable por medio de los ventiladores en función de los cambios ambientales que se vayan produciendo.

El área transversal del banco de tubos debe satisfacer tanto el área requerida por las limitaciones termodinámicas, como la requerida por las limitaciones a la transferencia de calor.

El cálculo del área transversal necesaria para satisfacer las limitaciones termodinámicas vendrá dada por la siguiente ecuación:

$$(A)_T = \frac{\omega_{aire}}{v_{aire} V_{face}}$$

en donde ω_{aire} es el caudal de aire en lb/h

ρ_{aire} es la densidad del aire lb/ft³

V_{face} es la velocidad del aire a la entrada de los tubos.

Se obtiene un área transversal necesaria de 117,3 ft².

El cálculo del área transversal necesaria para satisfacer las limitaciones termodinámicas vendrá dada por la siguiente ecuación:

$$(A)_{HT} = \frac{Q}{nA_{HT}^*U_0(MTD)}$$

en donde Q es el calor transmitido en el intercambiador en BTU/h

n es el número de filas

A_{HT}^* es el área de transferencia de calor por ft² de área transversal y fila

U_0 es el coeficiente global de transmisión de calor en BTU/(ft²h°F)

(MTD) es la diferencia de temperatura real en el banco de tubos en °F

Se ha calculado un coeficiente global de transmisión de calor, considerando las distintas resistencias existentes (ver anexo de cálculo a.4.2.2.4.1), de 4,7 BTU/(ft²h°F). El área de transferencia por ft² de área transversal y por fila será 18,8 ft²/ft², mientras que la diferencia de temperatura real se ha calculado como 169,1 °F, ver anexo de cálculo a.4.2.2.4.2. Se obtendrá un área transversal necesaria de 118,6 ft².

El banco de tubos se construirá con una anchura de 10 ft y un largo de 12 ft, proporcionando un área transversal de 120 ft² que satisfará ambas secciones requeridas.

El espaciamiento de los ventiladores a lo largo de la longitud del equipo no debe exceder 1,8 veces la anchura del refrigerador. La relación entre la longitud y la anchura es igual a 1,2 por lo que solo es necesaria la utilización de un ventilador.

El ventilador tendrá un diámetro ligeramente inferior al ancho del banco de tubos 10 ft, tendremos pues un ventilador de 8 ft de diámetro, se utilizará un impulsor con una potencia de 9 HP. La transmisión la realizará una banda en V.

4.3.2.3- Especificaciones técnicas.

Condensador *E-202*, aerorrefrigerador de tiro forzado.

Haz tubular de 10 ft de ancho formado por 3 hileras, con 219 tubos bimetálicos de acero AISI-316 y aluminio 3003 en el exterior de 12 ft de longitud, $\frac{3}{4}$ in de diámetro exterior y 11 BWG de espesor, en distribución triangular con un espaciado de 1,625 in, presentando cada tubo 9 aletas por in lineal de 0,437 in de altura y 0,0508 in de espesor medio. Cabezal estacionario tipo “tapón” en acero AISI - 316.

Ventilador axial de 6 aspas y 8 ft de diámetro, con ajuste automático del ángulo de las aspas. Motor eléctrico con potencia de 9 HP (6,71 KW), conectado con una banda en V

5.2. CAPÍTULO 5.- TRANSPORTE, IMPULSIÓN Y ALMACENAMIENTO.

5.1.- INTRODUCCIÓN

En este capítulo se describirá el sistema de tuberías para el transporte de los fluidos que van a intervenir en los procesos de la planta, las bombas y la impulsión por gravedad para hacer circular los fluidos por el sistema de tuberías y los elementos para almacenaje y depósitos intermedios del sistema.

5.2.- TRANSPORTE DE FLUIDOS.

5.2.1.- Aspectos generales

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

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

5.2.2.- Material

Por la aplicación del proceso, la naturaleza de los fluidos que van a circular por el sistema de transporte y las condiciones de operación en las que se van a encontrar elegimos acero inoxidable de especificación A312 grado TP316 como material de diseño para todas las tuberías de la planta con la excepción de las líneas 01-08 y 02-09 las cuales estarán construidas de acero inoxidable A312 grado TP304.

5.2.3.- Diámetro

El diámetro óptimo de las conducciones se determina mediante la expresión obtenida por Peters & Timmerhaus. Esta ecuación es aplicable para la estimación del diámetro interno óptimo en condiciones de flujo turbulento, para tuberías de acero inoxidable y diámetro interno superior a 1 pulgada. El diámetro interior óptimo se utilizará para elegir el diámetro nominal más cercano.

Para la circulación de líquidos inflamables se aplica una restricción que limita la velocidad por el interior de las tuberías debido a la electricidad estática que se produce por fricción. El producto de la velocidad y el diámetro interno de la conducción debe limitarse a valores inferiores a $0,5 \text{ m}^2/\text{s}$. No obstante esta limitación, la velocidad del flujo no debería exceder de 7 m/s . El límite $0,5$ no garantiza que no pueda desarrollarse una ignición estática, si bien reduce su probabilidad. En el anexo de cálculo a.5.1.1 se comprueba en todas las conducciones de la planta el cumplimiento de dicha condición.

5.2.4.- Espesor

El espesor de las tuberías se determina en función de las condiciones de operación. Para unas condiciones de presión de 10 bar y una temperatura máxima de $173 \text{ }^\circ\text{C}$ se ha obtenido como espesor recomendado para el sistema de tuberías un número de Schedule de $10S$.

5.2.5.- Aislamiento

Se utilizará como material aislante Silicato de calcio, los materiales conformados de silicato de calcio son los más empleados como aislantes en el rango de temperaturas intermedias ($323\text{-}800 \text{ K}$)

El espesor de aislamiento se seleccionará en función del diámetro nominal y de la temperatura del fluido circulante, teniendo en cuenta factores económicos, de seguridad y operacionales para la selección del espesor más adecuado. Ver anexo a.5.1.3 para detalles sobre su cálculo

En la siguiente tabla se resumen los datos de diámetro nominal y espesor de aislamiento obtenidos para las distintas líneas. Para la identificación de las líneas ver “Diagrama de Tuberías e Instrumentación” en el DOCUMENTO N° 4.

| Línea | Diámetro Nominal (in) | Espesor Aislamiento (in) |
|-------|-----------------------|--------------------------|
| 01-1 | 2 1/2 | 1 1/2 |
| 01-2 | 2 1/2 | 2 |
| 01-3 | 8 | 2 |
| 01-4 | 8 | 1 |
| 01-5 | 2 1/2 | 1 1/2 |
| 01-6 | 2 | 1 |
| 01-7 | 2 | 1 |
| 01-8 | 2 | - |
| 01-9 | 2 | 2 |
| 02-1 | 2 | 2 |
| 02-2 | 2 | 2 |
| 02-3 | 8 | 2 |
| 02-4 | 8 | 1 1/2 |
| 02-5 | 2 1/2 | 2 |
| 02-6 | 2 | 1 1/2 |
| 02-7 | 2 | 1 1/2 |
| 02-8 | 1 1/2 | 1 1/2 |
| 02-9 | 1 1/2 | 1 1/4 |

La línea 01-08 no llevará aislamiento.

5.3.- IMPULSIÓN DE FLUIDOS.

5.3.1.- Aspectos generales

En todos aquellos tramos de tubería en los que el fluido transportado no circule por gravedad, bien por una diferencia de altura en el caso de líquidos, bien porque sea vapor y ascienda, será necesaria una impulsión mediante bombeo.

Todas las bombas se encontrarán ubicadas dentro de la estación de bombeo, y dispondrán de una bomba de emergencia con igual especificación, normalmente para, conectada al sistema mediante un by-pass (normalmente aislado con las válvulas de corte cerradas), que se pondrá en funcionamiento en situaciones de fallo de la bomba principal o cuando ésta esté en proceso de mantenimiento o reparación.

5.3.2.- Criterios de selección de las bombas

Las bombas seleccionadas deberán cumplir una serie de requisitos.

Altura útil de la bomba: debe ser mayor que la pérdida de carga producida entre el punto de aspiración de la bomba y el punto final hasta el que debe llegar el fluido. Es una medida de la energía (de presión) aportada por la bomba. Se obtendrá mediante la expresión de la ecuación de Bernoulli, aplicada entre los puntos inicial y final del recorrido del fluido. Para determinar unas pérdidas de carga es necesario suponer unas longitudes de recorrido, suposición que se hace en base a la disposición general de la planta, tomándose siempre el mayor recorrido posible (una vez se realizara la ingeniería de detalle, se debería comprobar que las bombas elegidas son las adecuadas para el trazado definitivo de tuberías).

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

Altura neta de succión positiva (NPSH): la altura de aspiración disponible de la bomba debe ser siempre superior al NPSH requerido especificado por el fabricante, ya que en caso contrario la presión del líquido en el tramo de aspiración caería por debajo de la presión de vapor del líquido, que comenzaría a evaporarse, produciéndose el fenómeno de cavitación, en el que las burbujas de vapor generadas en la aspiración son arrastradas hasta el cuerpo de la bomba donde, debido al aumento de presión colapsan de manera súbita. Estas pequeñas explosiones de vapor producen, además de una lógica pérdida de eficiencia de la bomba, daños de sus partes mecánicas debido a la erosión, fenómenos de ruido y vibración y una disminución del flujo impulsado.

5.3.3.- Sistema de impulsión

Bomba P-101:

Bomba de impulsión desde acumulador de reflujo V-102 hasta la entrada a la torre V-101 por cabezas. Tramo de aspiración: línea 01-06. Tramo de impulsión: línea 01-07.

Ver “Diagrama de Tuberías e Instrumentación” en el DOCUMENTO N° 4.

Bomba P-201:

Bomba de impulsión de alimentación de V-201 desde las colas de la columna de destilación metanol / agua / dimetil éter, caldera E-101 hasta la entrada a la torre V-201. Tramo de aspiración: línea 01-09. Tramo de impulsión: línea 02-01.

Ver “Diagrama de Tuberías e Instrumentación” en el DOCUMENTO N° 4.

Bomba P-202:

Bomba de impulsión desde acumulador de reflujo V-202 hasta la entrada a la torre V-201 por cabezas. Tramo de aspiración: línea 02-06. Tramo de impulsión: línea 02-07.

Ver “Diagrama de Tuberías e Instrumentación” en el DOCUMENTO N° 4.

Además de la impulsión por medio de bombas, en algunos tramos las corrientes de líquido irán de un punto a otro por gravedad sin necesidad de ningún equipo de impulsión. Se justificará en el anexo de cálculo a.5.2. la impulsión por gravedad de estos tramos, teniendo en cuenta las elevaciones que van a tener los distintos equipos y las pérdidas de carga en las líneas.

Las corrientes de vapor generadas en cabezas de las columnas y en los calderines serán impulsadas a los condensadores y a colas de las columnas (vapor de reflujo) respectivamente, por la propia tendencia de ascensión del vapor, ya que estos tramos deben tener una pendiente positiva, lo más cercano posible a la vertical.

Ver “Diagrama de Tuberías e Instrumentación” en el DOCUMENTO N° 4.

5.3.4.- Especificaciones técnicas**Bomba P-101**

Caudal: 4,55 m³/h

Altura útil superior a 1,03 m

NPSH inferior a 10,4 m

Bomba 4150 (1x1,5-6), a 1450 rpm, con 102 mm de Ø rodete, para 4,55 m³/h aporta:

Eficacia: 36 %

Altura útil: 2 m

NPSH: 1 m

Potencia consumida: 0,076 KW

Bomba P-201

Caudal: 6,7 m³/h

Altura útil superior a 3,7 m

NPSH inferior a 0,9 m

Bomba 3196 (1,5x3-6), a 1450 rpm, con 127 mm de Ø rodete, para 6,7 m³/h aporta:

Eficacia: 32 %

Altura útil: 5,6 m

NPSH: 0.6 m

Potencia consumida: 0,28 KW

Bomba P-202

Caudal: 6,37 m³/h

Altura útil superior a 0,81 m

NPSH inferior a 6,83 m

Bomba 4150 (1x1,5-6), a 1450 rpm, con 114 mm de Ø rodete, para 6,37 m³/h aporta:

Eficacia: 40 %

Altura útil: 2,6 m

NPSH: 1,5 m

Potencia consumida: 0,11 KW

5.4.- ALMACENAMIENTO.

5.4.1.- Aspectos generales

En el presente proyecto, en cuanto a lo que al parque de almacenamiento se refiere, se va a relacionar diámetro, longitud, material y espesor de los tanques, separación prevista entre cada dos tanques vecinos y tipo de tanque. Además del parque de almacenamiento y de los tanques en él contenidos, se darán las dimensiones básicas de los acumuladores de reflujo V-102 y V-202, que se encontraran en la elevación de cabezas de sus respectivas columnas.

Los recipientes para almacenamiento de líquidos inflamables o combustibles podrán ser de los siguientes tipos:

1. Tanques atmosféricos
2. Tanques a baja presión
3. Recipientes a presión.

Los líquidos de clase A almacenados a temperatura ambiente se realizará en depósitos a presión.

5.4.2.- Clasificación de los productos

Según la instrucción técnica complementaria MIE-APQ1 “Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”, encontramos con las siguientes clases.

1. Clase A.-Productos licuados cuya presión absoluta de vapor a 15 °C sea superior a 1 bar.

Según la temperatura a que se los almacena puedan ser considerados como:

- a. Subclase A1.-Productos de la clase A que se almacenan licuados a una temperatura inferior a 0 °C.
 - b. Subclase A2.-Productos de la clase A que se almacenan licuados en otras condiciones.
2. Clase B.-Productos cuyo punto de inflamación es inferior a 55 °C y no están comprendidos en la clase A.

Según su punto de inflamación pueden ser considerados como:

- a. Subclase B1.-Productos de clase B cuyo punto de inflamación es inferior a 38 °C.
 - b. Subclase B2.-Productos de clase B cuyo punto de inflamación es igual o superior a 38 °C e inferior a 55°C.
3. Clase C.-Productos cuyo punto de inflamación está comprendido entre 55 °C y 100 °C.
4. Clase D.-Productos cuyo punto de inflamación es superior a 100 °C.

El dimetil éter se engloba en la clase A, como puede comprobarse teniendo en cuenta que su presión de vapor a 20 °C es 5,1 bar. El almacenamiento se realizará a temperatura ambiente, ergo el dimetil éter se considerará de Subclase A2.

5.4.3.- Recipientes de almacenamiento

Las dimensiones de los depósitos, la longitud y diámetro de los mismos y su número, se determinará en función de los caudales máxicos que se generan y de la cantidad máxima de días que puedan estar almacenados los productos.

El nivel de llenado de los tanques debe ser fijo y tener en cuenta el aumento del volumen de líquido con la máxima variación de temperatura prevista. Se tomará un valor conservador de 90% de llenado, y se estimarán las densidades y caudales de líquido a partir de los datos obtenidos a la salida de condensador a 46 °C, para actuar con un grado de seguridad suficiente.

Se diseñarán los tanques de almacenamiento para admitir un volumen correspondiente a 4 días de operación 875,26 m³. El volumen de los tanques de almacenamiento para un 90% de llenado será 972,514 m³

No se ha encontrado en la bibliografía recomendaciones sobre el volumen óptimo económico para los recipientes de almacenamiento a presión. Se escogerán unas dimensiones tales que faciliten su construcción y montaje, y proporcionando flexibilidad en condiciones de carga y descarga de los mismos. Se obtiene un total de recipientes a presión con las siguientes dimensiones. Ver anexo a.5.3.1

Diámetro exterior: 3350 mm.

Longitud: 26500 mm.

Fondos tipo Korbbogen

Volumen de fondos 4,89 m³ por cada fondo, 9,78 m³ totales.

$$\text{Volumen del recipiente } V = \pi \left(\frac{D}{2} \right)^2 L + V_{\text{fondos}} = 238,6 \text{ m}^3$$

El diseño mecánico de los depósitos se sustenta en especificaciones de diseño de recipientes a presión. Estas especificaciones se basan en diferentes Reglamentos y Normas Españolas como son el Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6, la Ordenanza General de Higiene y Seguridad en el Trabajo, Norma Básica de la Edificación NBE-EA, así como en las secciones del ASME Boiler and Pressure Vessels Code, section VIII, division 1, Rules for Construction Of Pressure Vessel y section V, Non destructive examination.

Según la especificación técnica usada se toma como presión de diseño 2 Kg/cm² más la presión de operación, que serán 10 bar, y una temperatura de diseño 15 °C mayor que la máxima alcanzada. Esto lleva a una presión de diseño de 12,197 Kg/cm² y a una temperatura de diseño de 45 °C.

Una vez seleccionadas las dimensiones de los recipientes, seleccionado el material de la envolvente y calculado su espesor, y el de los fondos seleccionados, se calculara las tensiones que se generarán verificándose el espesor calculado.

El material a utilizar en la construcción de recipientes sometidos a presión, estará de acuerdo con las Especificaciones de la Sección II del código ASME. La especificación es aplicable ya que el contenido máximo de carbono del acero a soldar es inferior al 0,15 % caso de los aceros al cromo-níquel. Para recipientes de acero inoxidable, sus calidades estarán de acuerdo con las especificaciones SA-240.

El material elegido es el acero inoxidable AISI-304. Cuyas propiedades químicas se exponen a continuación

| Norma Europea EN 10088 | | | | | ASTM | | Código | | |
|-------------------------|--------|-------------|-------|-------|-------------|------------|--------|--------|-------|
| Nº Acero | | Designación | | | AISI | | ACX | | |
| 1.4301 | | X5CrNi18-10 | | | 304 | | 120 | | |
| COMPOSICIÓN QUÍMICA (%) | | | | | | | | | |
| C | Si | Mo | Pmax | Smax | Cr | Ni | Mo | Ti min | Otros |
| ≤ 0,070 | ≤ 0,75 | ≤ 2,00 | 0,040 | 0,015 | 18,00-19,00 | 8,00-10,00 | --- | --- | --- |

figura. Propiedades químicas del acero AISI 304

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

- A Recomendado
- B Sujeto a ligero ataque químico, usar con precaución
- C Material atacado químicamente, no recomendado

| Sustancia | Temp. °F | 302/304 | 316 | 430 |
|--------------|----------|---------|-----|-----|
| Dimetil Éter | 70° | A | A | A |

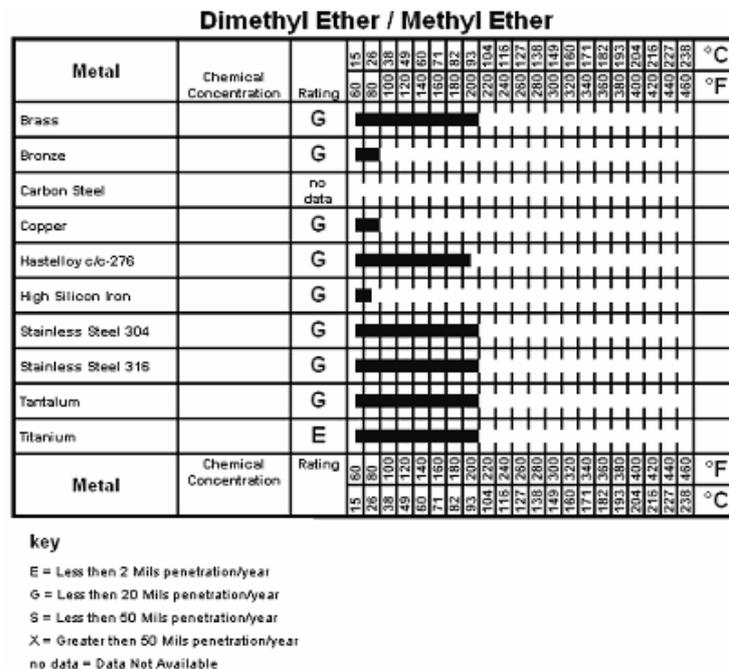


figura. Resistencia a la corrosión

El espesor requerido para la envolvente se calculará teniendo en cuenta las exigencias del Código ASME, Sección VIII, División 1. Así mismo el espesor mínimo, excluido el sobreespesor para corrosión, debe ser superior al mínimo que proporciona la especificación técnica de Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6. No será inferior, por tanto, al valor de $D/1000 + 2,5$ mm, siendo D el diámetro del recipiente en milímetros, ni inferior a 3 mm. El espesor será adecuado para probar el recipiente con agua en su posición de operación, sin que en ningún momento sus tensiones sobrepasen las admisibles.

El sobreespesor normal para corrosión, será indicado en la hoja de datos para cada equipo conforme a la tabla siguiente:

| material del recipiente | sobreespesor normal para corrosión (mm) |
|---|--|
| aceros al carbono..... | 3 |
| aceros de baja aleación..... | 3 |
| aceros de media aleación..... | 1,5 |
| aceros de alta aleación..... | 1,5 |
| materiales no férreos..... | 0,5 |
| recipientes con recubrimiento interior..... | 0 |

figura. Sobreespesores de corrosión

El material de construcción de la envolvente está encuadrado dentro de “aceros de alta aleación” que comprende los aceros aleados con más del 9 % de Cr, incluso los inoxidable de cualquier tipo.

El sobreespesor para corrosión será añadido a todas las superficies de los elementos en contacto con el fluido si es un elemento sometido a presión, a todos los elementos soldados al interior del recipiente y sobre cada una de las superficies en contacto con el fluido contenido en el recipiente.

Una vez calculados los espesores requeridos por especificación y por tensión circunferencial se obtendrá un espesor de 18 mm.

En todos los fondos se realiza la transición de una figura bombeada a otra cilíndrica, que es la envolvente, esta línea de transición, se denomina línea de tangencia. La línea de tangencia está sometida a grandes tensiones axiales que se traducen en fuertes tensiones locales, resultando ser el punto mas débil de todo el recipiente, por lo que no se realiza la unión fondo-carcasa a lo largo de esta línea. Los fondos bombeados se construyen con una parte cilíndrica, denominada pestaña o faldilla, cuya función principal es evitar la realización de la soldadura en la línea de tangencia.

Los fondos toriesféricos son los de mayor aceptación en la industria, debido a su bajo coste y a que soportan grandes presiones manométricas, su característica principal es la relación que establecen los parámetros geométricos del diámetro principal y el radio del abombado (codillo). Los fondos de diámetro igual o menor que 3400 mm se harán de una sola pieza por estampación.

Normalmente los fondos de los recipientes a presión serán toriesféricos, del tipo KLOPPER, excepto que se algunas de las condiciones indicadas a continuación, en cuyo caso se utilizarán fondos toriesféricos del tipo KORBBOGEN.

- e) Presión de diseño igual o superior a 7 kg/cm^2
- f) Temperatura de diseño superior a $350 \text{ }^\circ\text{C}$
- g) Fondos inferiores de recipientes verticales cuya relación altura/diámetro sea superior a 10
- h) Fondos superior de recipientes verticales que deban soportar cargas concentradas (agitadores, etc.)

Se utilizarán fondos tipo KORBBOGEN.

El espesor requerido para el fondo se calculará teniendo en cuenta las exigencias del Código ASME, Sección VIII, División 1. Así mismo el espesor mínimo, excluido el sobreespesor para corrosión, debe ser superior al mínimo que proporciona la especificación técnica de Reglamento de Aparatos a Presión y su Instrucción Técnica Complementaria MIE-AP-6. No será inferior, por tanto, al valor de $D/1000 + 2,5 \text{ mm}$, siendo D el diámetro del recipiente en milímetros, ni inferior a 3 mm. El espesor será adecuado para probar el recipiente con agua en su posición de operación, sin que en ningún momento sus tensiones sobrepasen las admisibles.

Una vez calculado los espesores requeridos por las distintas expresiones, se obtendrá un valor de 18 mm.

Los recipientes horizontales serán diseñados para que sean soportados mediante dos cunas que serán de acero al carbono y abarcarán, al menos 120° de la circunferencia del recipiente.

Se resumen a continuación los detalles de los depósitos de almacenamiento del producto.

| | | | |
|------------------------------------|-----------------|----------|--------------------|
| NÚMERO DE RECIPIENTES | 4 | | |
| DATOS Y DIMENSIONES DEL RECIPIENTE | | | |
| LONTIDUD ENTE L.T. | L | 26500 | mm |
| PROFUNDIDAD DEL FONDO | H | 870 | mm |
| DIAMETRO EXTERIOR | D0 | 3350 | mm |
| DIAMETRO INTERIOR | D | 3316 | mm |
| RADIO | R | 1675 | mm |
| ESPEJOR TORAL DE LA ENVOLVENTE | t | 17 | mm |
| ESPEJOR DEL FONDO | tf | 17 | mm |
| DISTANCIA ENTRE L.T. Y Q DE CUNA | A | 5000 | mm |
| ANCHO DE LA CUNA | b | 250 | mm |
| ANGULO DE CONTACTO | θ | 150 | |
| CARGA SOBRE UNA CUNA | Q | 139533 | kg |
| TIPO DE FONDOS | | korbogen | |
| DENSIDAD LIQUIDO AMACENADO | δ | 0,62 | kg/dm ³ |
| PRESION DE DISEÑO | P | 12,197 | kg/cm ² |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | T | 45 | °C |
| MATERIAL | SA-240 AISI 304 | | |
| CORROSION ADMISIBLE | C | 1,5 | mm |

Tendrá una boca de hombre en uno de los fondos y/o en la parte superior del recipiente. El venteo, que también irá en la parte superior del recipiente, se situará preferiblemente en el extremo opuesto a la boca de hombre.

Todas las conexiones al recipiente, excepto las de venteo y aquellas sin uso, que deberán estar tapadas, llevarán válvulas de cierre situadas lo más próximas posible a la pared del recipiente. No se admitirán conexiones de diámetro exterior inferior a 25 mm. por razones de robustez.

Todas las conexiones, excepto las de venteo, las tapadas sin uso y aquellas cuyo orificio de paso sea de un diámetro inferior a 1,5 mm, llevarán válvulas de bloqueo de emergencia (tales como: válvulas de cierre por exceso de caudal, válvulas de retención en conexiones de llenado, válvulas de cierre automático en caso de fuego, válvula con mando a distancia y cerrada excepto durante la operación, entre otras).

Cuando la válvula de bloqueo de emergencia actúa por exceso de caudal el valor de éste que produzca su cierre será inferior al valor teórico resultante de una rotura completa de la línea o tubuladura con que esté relacionada.

Cuando se instalen conexiones de drenaje, se dispondrán dos válvulas; la más próxima al tanque, de 50 mm de diámetro, como máximo, y del tipo de cierre rápido, y la segunda, de regulación de caudal, no mayor de 25 mm de diámetro.

En la elección del tipo y posición de las válvulas se considerará la formación de hielo para evitar que éste haga inoperantes las válvulas o los mecanismos de control.

5.4.4.- Parque de almacenamiento

Los recipientes se instalarán fuera de los edificios, sobre losas con bordillo y pendiente dirigida hacia el cubeto a distancia. Se disponen en un parque de almacenamiento. Se excluyen del parque todo otro tipo de servicios, salvo la estación de bombeo para trasiego de los productos almacenados.

Los recipientes horizontales se orientarán de modo que su eje no esté en dirección a instalaciones en las que existan hornos, recipientes de almacenamiento, estaciones de sistemas contra incendios, o pueda haber presencia continua de personal a una distancia menor de 100 m del recipiente. Si no es posible una orientación que lo evite, se colocará un muro pantalla frente al recipiente, en la prolongación de su eje, capaz de soportar el impacto de las partes del recipiente que fueran desplazadas por efecto de una explosión en su interior.

La separación entre la pared del recipiente y el más próximo límite de propiedad exterior en que puede edificarse, edificio exterior o vía de comunicación pública, no será inferior al siguiente:

| | Metros |
|--|--------|
| Recipientes con capacidad unitaria: | |
| Hasta 500 m ³ | 30 |
| Superior 500 m ³ y hasta 1.000 m ³ | 60 |
| Superior 1.000 m ³ y hasta 4.000 m ³ | 90 |
| Superior a 4.000 m ³ | 120 |

Los recipientes tendrán una capacidad global de 972 m³ y una capacidad unitaria de 121 m³ aplicándoseles pues, una distancia de 30 metros.

Los recipientes se dispondrán en la forma que se señala, de acuerdo con el tipo de protección de incendios empleada. Si el agua es aplicada con mangueras, los grupos tendrán un máximo de seis recipientes, separados de otros grupos, al menos, por 15 m. Si el agua es aplicada por instalaciones fijas de pulverización, los grupos podrán tener un máximo de nueve recipientes separados de otros grupos, al menos por 8 metros.

Los recipientes de superficie para almacenamientos de líquidos inflamables y combustibles deberán disponer de un cubeto de retención. En todos los cubetos los recipientes no deben estar dispuestos en más de dos filas. Es preciso que cada fila de recipientes tenga adyacente una calle o vía de acceso que permita la intervención de la brigada de lucha contra incendios.

La distancia en proyección horizontal entre la pared del recipiente y el borde interior inferior del cubeto será, como mínimo, de 1 metro. El fondo del cubeto tendrá una pendiente de forma que todo el producto derramado escurra rápidamente hacia una zona del cubeto lo más alejada posible de la proyección de los recipientes, de las tuberías y de los órganos de mando de la red de incendios.

Los recipientes deberán disponer de un cubeto a distancia con la menor superficie libre posible. Los recipientes estarán en un área rodeada de muretes. El fondo de ésta deberá ser compacto y tener una pendiente tal que todo producto líquido derramado discurra rápidamente hacia el cubeto a distancia, sin pasar por debajo de otros recipientes, tuberías y elementos de mando de la red de incendios. El cubeto a distancia deberá tener, al menos, una capacidad igual al 20 por 100 de la capacidad global de los recipientes en él contenidos (o el porcentaje que se calcule en el proyecto que no se evaporará instantáneamente en caso de colapso del recipiente mayor).

La altura máxima de los muretes de los cubetos será de 1 metro y la mínima de 0,50 metros, si son de tierra, y de 0,30 metros si son de obra de fábrica.

5.4.5.- Acumuladores de reflujo

El dimensionado de los acumuladores de reflujo se hace en base a una estimación del tiempo de operación que deberían ser capaces de cubrir. Se dimensionan los 2 acumuladores sobre la base de 5 minutos.

Se obtendrán unos volúmenes de 0,93 m³ y 0,67 m³ para los acumuladores V-102 y V-202 respectivamente. Se determinará su diámetro buscando que su relación longitud / diámetro lo más cercana a 3, que es el valor recomendado para acumuladores que operan entre 0 y 15 bar de presión.

El espesor requerido para tanto para la envolvente como para los fondos se calculará teniendo en cuenta las exigencias del Código ASME, Sección VIII, División 1.

A continuación se expondrán las especificaciones de cada uno:

| DATOS Y DIMENSIONES DEL RECIPIENTE V-102 | | | |
|--|----------|-----------------|--------------------|
| LONTIDUD ENTE L.T. | L | 2200 | mm |
| PROFUNDIDAD DEL FONDO | H | 195 | mm |
| DIAMETRO EXTERIOR | D_0 | 700 | mm |
| DIAMETRO INTERIOR | D | 690 | mm |
| RADIO | R | 350 | mm |
| ESPEJOR TORAL DE LA ENVOLVENTE | t | 5 | mm |
| ESPEJOR DEL FONDO | t_f | 5 | mm |
| DISTANCIA ENTRE L.T. Y Q DE CUNA | A | 175 | mm |
| ANCHO DE LA CUNA | b | 150 | mm |
| ANGULO DE CONTACTO | θ | 120 | |
| CARGA SOBRE UNA CUNA | Q | 574 | kg |
| TIPO DE FONDOS | | korbogen | |
| DENSIDAD LIQUIDO AMACENADO | δ | 0,62 | kg/dm ³ |
| PRESION DE DISEÑO | P | 12,197 | kg/cm ² |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | T | 61 | °C |
| MATERIAL | | SA-240 aisi 316 | |
| CORROSION ADMISIBLE | C | 1,5 | mm |

| DATOS Y DIMENSIONES DEL RECIPIENTE V-202 | | | |
|--|----------|-----------------|--------------------|
| LONTIDUD ENTE L.T. | L | 1800 | mm |
| PROFUNDIDAD DEL FONDO | H | 169 | mm |
| DIAMETRO EXTERIOR | D_0 | 650 | mm |
| DIAMETRO INTERIOR | D | 638 | mm |
| RADIO | R | 325 | mm |
| ESPEJOR TORAL DE LA ENVOLVENTE | t | 6 | mm |
| ESPEJOR DEL FONDO | t_f | 6 | mm |
| DISTANCIA ENTRE L.T. Y Q DE CUNA | A | 162,5 | mm |
| ANCHO DE LA CUNA | b | 150 | mm |
| ANGULO DE CONTACTO | θ | 120 | |
| CARGA SOBRE UNA CUNA | Q | 434 | kg |
| TIPO DE FONDOS | | korbogen | |
| DENSIDAD LIQUIDO AMACENADO | δ | 0,59 | kg/dm ³ |
| PRESION DE DISEÑO | P | 12,197 | kg/cm ² |
| TEMPERATURA DE DISEÑO | T | 153 | °C |
| MATERIAL | | SA-240 aisi 304 | |
| CORROSION ADMISIBLE | C | 1,5 | mm |

Reseñar que en estos depósitos se instalan válvulas de seguridad o alivio, taradas a una determinada presión (teniendo en cuenta las presiones de operación y diseño, podríamos hablar de 13 Kg/cm²) pero no se entrará en el diseño detallado ni en la especificación técnica de las mismas.

6.3. CAPÍTULO 6.- DISTRIBUCIÓN EN PLANTA.

Se describirá a continuación la distribución en planta de lo que sería el proyecto construido. Se diferencian dos grandes áreas, el área de procesos, donde se encuentran las unidades de proceso, columnas y sus equipos auxiliares, y por otro lado el parque de almacenamiento.

La separación entre unidades se tomarán de las siguientes figuras de acuerdo con “Oil and chemical plant layout and spacing” IRI IM. 2.5.2 “Distribución en planta y distancias para plantas químicas y petroleras”.

| | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|--|----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|----|----|--|
| Edificios para servicios generales | 1 | / | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Centros para control de motores y subestaciones eléctricas | 2 | / | / | | | | | | | | | | | | | | | | |
| Áreas para servicios de procesos | 3 | 50 | 50 | / | | | | | | | | | | | | | | | |
| Torres para enfriamiento | 4 | 50 | 50 | 100 | 50 | | | | | | | | | | | | | | |
| Salas de control | 5 | / | / | 100 | 100 | / | | | | | | | | | | | | | |
| Salas de compresores | 6 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 30 | | | | | | | | | | | | |
| Salas grandes de bombas | 7 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 30 | 30 | | | | | | | | | | | |
| Unidades de procesos con riesgo moderado | 8 | 100 | 100 | 100 | 100 | 100 | 30 | 30 | 50 | | | | | | | | | | |
| Unidades de procesos con riesgo medio | 9 | 200 | 100 | 100 | 100 | 200 | 50 | 50 | 100 | 100 | | | | | | | | | |
| Unidades de procesos con riesgo alto | 10 | 400 | 200 | 200 | 200 | 300 | 100 | 100 | 200 | 200 | 200 | | | | | | | | |
| Tanques para almacenamiento atmosférico | 11 | 250 | 250 | 250 | 250 | 250 | 250 | 250 | 250 | 300 | 350 | * | | | | | | | |
| Tanques de almacenamiento a presión | 12 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | * | * | | | | | | |
| Tanques para almacenamiento refrigerado | 13 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | 350 | * | * | * | | | | | |
| Antorchas | 14 | 300 | 300 | 300 | 300 | 300 | 300 | 300 | 300 | 300 | 300 | 400 | 400 | / | | | | | |
| Marquesinas para carga y descarga | 15 | 200 | 200 | 200 | 200 | 200 | 200 | 200 | 200 | 300 | 250 | 350 | 350 | 300 | 50 | | | | |
| Bombas para agua DCI | 16 | 50 | 50 | 50 | 50 | 50 | 200 | 200 | 200 | 300 | 300 | 350 | 350 | 350 | 300 | 200 | / | | |
| Estaciones para DCI | 17 | 50 | 50 | 50 | 50 | 50 | 200 | 200 | 200 | 300 | 300 | 350 | 350 | 350 | 300 | 200 | / | / | |
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | |

figura. Distancias recomendadas (pies) entre unidades para plantas químicas y petroleras.

Las distancias entre tanques de almacenamiento (*) en plantas químicas y petroleras, según IRI será:

| | | | | | | | | | | |
|---|---|------------------------|------------------------|------------------------|-------|------------------------|------------------------|------------------------|----------------------|----------------------|
| Tanques de techo flotante o fijo <477 m ³ | 1 | 0,5 . D* | | | | | | | | |
| 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

Se considerarán unidades de proceso de riesgo moderado, aquellas unidades con riesgo de explosión limitado, riesgo de incendio moderado y operaciones sin reacción (destilación).

Las distancias entre los distintos elementos de equipo dentro de la unidad según IRI IM 2.5.2 serán:

7. CAPÍTULO 7.- CONTROL DEL PROCESO.

En la descripción del control del proceso se expondrá de forma breve las variables a controlar, métodos de control y los lugares físicos sobre el sistema donde se debe instalar la instrumentación correspondiente.

Para una correcta comprensión de lo que a continuación se expone, es necesario consultar simultáneamente el “Diagrama de Tuberías e Instrumentación” del DOCUMENTO N° 4

7.1.- CONTROL DE LA COLUMNA METANOL / AGUA / DIMETIL ÉTER

7.1.1- Control de la alimentación a la torre V-101.

El sensor y transmisor de presión PT-1 situado en la línea 01-01 que actuará en cascada con la válvula de control de presión PCV-1 situada también en la línea 01-01.

7.1.2- Control de la composición de cabezas, caudal de destilado y de reciclo.

El sensor y transmisor de presión PT-2 situado en cabezas, que transmitirá información sobre el caudal (L+D), junto con el sensor y transmisor de temperatura TT-1 situado sobre la línea 01-04, información sobre la composición y la relación D/(L+D), proporcionarán el punto de consigna, D, para la válvula reguladora de caudal FCV-1. El sensor y transmisor de caudal FT-1 actuará sobre la válvula FCV-1, ambos estarán colocados en la línea 01-08 y serán los encargados de regular el caudal de destilado.

El controlador de nivel LC-1 situado en el acumulador de reflujo V-102, será el encargado de actuar sobre la válvula reguladora de nivel FCL-1 situada en la línea 01-06. El sensor y transmisor de caudal FT-2 situado en la línea 01-06 actuará sobre la bomba P-101 encargada del reciclo a la columna.

7.1.3- Control del aerorrefrigerador E-102.

El transmisor TT-1, que proporcionará información sobre la composición del destilado y actuará proporcionando el set point para el sistema: sensor y transmisor TT-2, situado en la línea 01-05 a salidas del condensador, y el controlador de la velocidad del rotor del aerorrefrigerador, y por tanto, del caudal de aire suministrado al aerorrefrigerador.

7.1.4- Control del caudal en colas.

El controlador de nivel LC-2 situado en el fondo de la columna V-101 actuará sobre la válvula controladora de nivel LCV-2 situada en la línea 01-02.

El controlador de nivel LC-3 situado en la caldera E-101 actuará sobre la válvula de control de nivel LCV-3 situada en la línea 01-09.

El sensor y transmisor de temperatura TT-3 situado en la línea 01-03 actuará sobre el caudal de vapor suministrado al cambiador E-101, controlando el caudal de vapor recirculado.

7.2.- CONTROL DE LA COLUMNA METANOL / AGUA

7.2.1- Control de la bomba P-201

El sensor y transmisor de caudal FT-3 actúa en cascada sobre la bomba P-201 regulando la potencia que deba suministrar la misma.

7.2.2- Control de la composición de cabezas, caudal de destilado y de reciclo.

El sensor y transmisor de presión PT-3 situado en cabezas, que transmitirá información sobre el caudal (L+D), junto con el sensor y transmisor de temperatura TT-4 situado sobre la línea 02-04, información sobre la composición y la relación $D/(L+D)$,

proporcionarán el punto de consigna, D, para la válvula reguladora de caudal FCV-2. El sensor y transmisor de caudal FT-4 actuará sobre la válvula FCV-2, ambos estarán colocados en la línea 02-08 y serán los encargados de regular el caudal de destilado.

El controlador de nivel LC-4 situado en el acumulador de reflujo V-202, será el encargado de actuar sobre la válvula reguladora de nivel FCL-4 situada en la línea 02-06. El sensor y transmisor de caudal FT-5 situado en la línea 02-06 actuará sobre la bomba P-202 encargada del reciclo a la columna.

7.2.3- Control del aerorrefrigerador E-202.

El transmisor TT-4, que proporcionará información sobre la composición del destilado y actuará proporcionando el set point para el sistema: sensor y transmisor TT-5, situado en la línea 02-05 a salidas del condensador, y el controlador de la velocidad del rotor del aerorrefrigerador, y por tanto, del caudal de aire suministrado al aerorrefrigerador.

7.2.4- Control del caudal en colas.

El controlador de nivel LC-5 situado en el fondo de la columna V-201 actuará sobre la válvula controladora de nivel LCV-5 situada en la línea 02-02.

El controlador de nivel LC-6 situado en la caldera E-201 actuará sobre la válvula de control de nivel LCV-6 situada en la línea 02-09.

El sensor y transmisor de temperatura TT-6 situado en la línea 02-03 actuará sobre el caudal de vapor suministrado al cambiador E-201, controlando el caudal de vapor recirculado.

7.3.- CONTROL MANUAL

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

En el presente proyecto no se ha entrado en el desarrollo de detalle de la instrumentación de la planta, pero si se consideran necesarios indicadores en los siguientes puntos del sistema:

- Indicadores de presión y temperatura (PI y TI) a diferentes alturas de plato, tanto en rectificación como en agotamiento, en las dos torres, para el control visual de la temperatura de equilibrio y de la aparición de fenómenos hidráulicos no deseados.
- Indicadores de presión y temperatura (PI y TI) a la entrada de los calderines. (líneas 01-02 y 02-02)
- Indicadores de temperatura (TI) a la entrada de los condensadores (líneas 01-04 y 02-04)
- Indicadores de nivel (LI) en los acumuladores.

Además de estos indicadores se dispondrán tomamuestras para análisis de composición en los fondos de cada torre, en las líneas de salida de líquido de cada calderín, en los fondos de los acumuladores, en dos platos de cada zona de rectificación y de agotamiento y en la entrada de la columna metanol / agua / dimetil éter.

8. CAPÍTULO 8.- SEGURIDAD Y MEDIOAMBIENTE.

8.1.- SEGURIDAD EN EL DISEÑO

8.1.1- 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, distancias a tanque y zonas de almacenamiento, según lo dispuesto en la memoria número 6. 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 peligrosas a barlovento de las zonas de tanques y almacenamiento.

Las zonas de almacenamiento dispondrán de la separación entre tanques prevista de 3,5 metros como mínimo, dimensionado adecuado de cubetos y diques, aislamiento de las zonas peligrosas y de las 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, estaciones de sistemas contra incendios. Deben dejarse las salidas libre 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.

La sala de control estará localizada sobre la periferia de la unidad con puertas de salida y entrada a la unidad. Situada a barlovento y protegida contra explosiones.

8.1.2- Seguridad en el diseño de las columnas.

El diseño mecánico de las columnas se ha basado en especificaciones extraídas de diferentes Reglamentos y Normas Españolas como son el Reglamento de Aparatos a Presión y la Norma Básica de Edificación NBE-EA “Acciones en la Edificación”, la sección VIII, División 1 del código ASME, “Rules for Construction of Pressure Vessel”, así como, el Reglamento de Aparatos a Presión, en concreto, su ITC-MIE-AP-6.

La ITC clasifica los aparatos a presión, según el producto de multiplicar la presión de diseño (Kg/cm^2) por el volumen del recipiente (m^3) y según los fluidos a contener (A, B, C, D)

| Grupo | Potencial de riesgo |
|-------|---------------------------------------|
| 1 | Mayor o igual a 1.000. |
| 2 | Mayor o igual a 300 y menor de 1.000. |
| 3 | Mayor o igual a 25 y menor de 300. |
| 4 | Mayor o igual a 10 y menor de 25. |
| 5 | Menor de 10. |

| Grupo | Características del fluido |
|-------|---|
| A | Fluidos inflamables en forma de vapores, líquidos, gases y sus mezclas, a temperatura igual o superior a 200 °C; gases y líquidos de elevada toxicidad e hidrógeno a cualquier temperatura. |
| B | Fluidos inflamables en forma de vapores, líquidos o gases y sus mezclas, a temperatura inferior a 200 °C; gases y líquidos tóxicos, ácidos o cáusticos, a cualquier temperatura. |
| C | Vapor de agua, siempre que sus corrientes estén integradas por este vapor como tal fase gaseosa; gases inertes, inocuos y aire. |
| D | Agua a temperatura igual o superior a 85 °C. |

| Características del fluido | A | | B | | C | | D | |
|----------------------------|---------------------|---------------|-----|---------------|-----|---------------|-----|---------------|
| | Potencial de riesgo | | | | | | | |
| 1 | 1 A | Categoría I | 1 B | Categoría I | 1 C | Categoría I | 1 D | Categoría II |
| 2 | 2 A | Categoría I | 2 B | Categoría II | 2 C | Categoría II | 2 D | Categoría III |
| 3 | 3 A | Categoría II | 3 B | Categoría III | 3 C | Categoría III | 3 D | Categoría IV |
| 4 | 4 A | Categoría III | 4 B | Categoría IV | 4 C | Categoría IV | 4 D | Categoría V |
| 5 | 5 A | Categoría IV | 5 B | Categoría V | 5 C | Categoría V | 5 D | Categoría V |

Las columnas estarán comprendidas en el grupo de riesgo 3, el fluido que contienen en la clase B, por tanto, estarán englobadas en la categoría III. Las inspecciones durante la fabricación se realizarán mediante el control de calidad del fabricante o mediante la entidad colaboradora en la que la Administración delega las inspecciones (EC). Las pruebas de presión en el taller del fabricante, las inspecciones durante la instalación y la prueba de presión en el lugar de emplazamiento las realizará la EC. No se requerirán pruebas periódicas de presión, cada diez años la EC realizará una inspección interior y cada 5 años se realizará un examen exterior mediante un inspector propio.

| Categoría aparato | Inspecciones durante la fabricación | Prueba de presión en el taller del fabricante | Inspecciones durante la instalación | Prueba de presión en el lugar de emplazamiento para casos que proceda |
|--------------------------|--|--|--|---|
| V | Control de calidad del fabricante o E.C. | Control de calidad del fabricante o E.C. | Control de calidad del instalador | Control de calidad del instalador |
| IV | Control de calidad del fabricante o E.C. | Control de calidad del fabricante o E.C. | Control de calidad del instalador | Control de calidad del instalador |
| III | Control de calidad del fabricante o E.C. | E.C. | E.C. | E.C. |
| II | Control de calidad del fabricante o E.C. | E.C. | E.C. | E.C. |
| I | Control de calidad del fabricante o E.C. | E.C. | E.C. | E.C. |

Nota: El Control de calidad de la Ingeniería o de Sociedades de Inspección actuarán en cualesquiera de las fases de fabricación e instalación y categoría del aparato, si fuese requerido para ello por el usuario

| Categoría aparato | Inspección y pruebas periódicas | | |
|-------------------|------------------------------------|----------------------------------|---------------------------|
| | Inspección exterior | Inspección interior | Prueba de presión |
| V | Cada siete años, Inspector propio | No se requiere | No se requiere |
| IV | Cada seis años, Inspector propio | Cada doce años, Inspector propio | No se requiere |
| III | Cada cinco años, Inspector propio | Cada diez años, E.C. | No se requiere |
| II | Cada cuatro años, Inspector propio | Cada ocho años, E.C. | Cada dieciseis años, E.C. |
| I | Cada tres años, Inspector propio | Cada seis años, E.C. | Cada doce años, E.C. |

Notas:

1. El período en años estipulado en este cuadro debe contarse a partir de la puesta en servicio del aparato.
2. La prueba de presión podrá sustituirse, a juicio de una Entidad colaboradora y previa autorización de la Dirección Provincial del Ministerio de Industria y Energía, por unos ensayos no destructivos que proporcionen una seguridad adecuada.
3. Cuando en estas inspecciones periódicas, así como en las inspecciones adicionales realizadas por el usuario, se descubriesen corrosiones o daños se deberá seguir su evolución mediante las inspecciones del usuario en las paradas de las instalaciones para decidir, a la vista de la corrosión y del estado del aparato, si procede realizar una reparación.
4. Excepcionalmente, la inspección interior y prueba de presión de esferas de almacenamiento de gases licuados no corrosivos tendrán una periodicidad de diez años.

Las columnas se han situado respetando las distancias mínimas de seguridad con otros equipos y áreas de almacenamiento, según se marca en la Instrucción Técnica ITC APQ-001.

Se dispone de válvulas de seguridad en las tuberías de salida de vapor en cabezas de cada una de las torres, para alivio de las líneas en casos de sobrepresión.

Se dispone de una losa de hormigón (150 kg/cm^2 de resistencia mínima a compresión y 5 cm de espesor) sobre la cual descansa la columna y se recubre exterior e interiormente el faldón con una capa ignífuga, como medidas de protección de las columnas frente al fuego.

8.1.3- Seguridad en el diseño de los equipos de transferencia de calor.

El diseño de los calderines y condensadores de la planta se ha hecho en base a la sección VIII, División 1 del código ASME, “Rules for Construction of Pressure Vessel” y a los reglamentos de Aparatos a Presión junto con sus Instrucciones Técnicas Complementarias, que garantizan la seguridad frente a fallos mecánicos.

Las calderas estarán comprendidas en el grupo de riesgo 3, el fluido que contienen en la clase B, por tanto, estarán englobadas en la categoría III. Las inspecciones durante la fabricación se realizarán mediante el control de calidad del fabricante o mediante la entidad colaboradora en la que la Administración delega las inspecciones (EC). Las pruebas de presión en el taller del fabricante, las inspecciones durante la instalación y la prueba de presión en el lugar de emplazamiento las realizará la EC. No se requerirán pruebas periódicas de presión, cada diez años la EC realizará una inspección interior y cada 5 años se realizará un examen exterior mediante un inspector propio.

Todos estos equipos se han situado respetando las distancias mínimas de seguridad con otros equipos y áreas de almacenamiento, según se marca en la Instrucción Técnica ITC APQ-001.

Las bancadas de los cambiadores y calderines, así como las cámaras impelentes y las estructuras metálicas de soporte de los aerorrefrigeradores, se cubrirán completamente de una capa ignífuga, como medida frente a los incendios.

8.1.4- Seguridad en el diseño de las conducciones, bombas y depósitos.

El entorno más próximo a las tuberías deberá estar libre de elementos que obstaculicen la operación, el mantenimiento y la reparación en condiciones de seguridad. Estas zonas deberán mantenerse limpias de maleza y de otros elementos combustibles, además todos los accesorios tales como válvulas, instrumentación, etc, deberán disponerse de forma que estén perfectamente accesibles a todos los operarios de la planta. El trazado de las tuberías deberá respetar una distancia mínima de 5 m a equipos, cuadros y cables de naturaleza eléctrica, y en ningún caso podrán transitar por encima de estos, ya que posibles condensaciones en la superficie de tubos, bridas, codos, válvulas, etc, pueden producir goteos de líquido inflamable sobre estos aparatos o líneas eléctricas, con el riesgo de chispa, explosión o incendio.

Todas las bombas así como su valvulería de regulación y control se situará en la estación de bombeo, edificio que respetará la distancia mínima con otros equipos y con el parque de almacenamiento. Las bancadas de las bombas se recubrirán de una capa ignífuga.

Los depósitos de almacenamiento se han diseñado en función de los tipos de líquidos que van a almacenar según marca la Instrucción Técnica Complementaria MIE-APQ1

“Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles”. Se aplica el Código ASME, Sección VIII, División 1, para el diseño del espesor de la envolvente y los fondos, soportes de los mismos, y se prevé una válvula de seguridad para cada uno de ellos. Las pruebas de seguridad para los mismos corresponderán a la categoría de riesgo I.

En cuanto a los depósitos acumuladores de reflujo, se utilizarán las mismas instrucciones y códigos que para el diseño de los recipientes de almacenamiento. Para ambos se respetarán las distancias mínimas de seguridad con otros equipos y se someterán a las pruebas hidráulicas, de pintura y soldadura pertinentes en el taller o en el campo según disponga la norma.

8.1.5- Sistemas de alivio y antorcha.

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

La antorcha deberá tener estabilidad y anclaje suficiente y ser de altura conveniente para quemar los gases a distancia suficiente para no constituir peligro. En su base deberá tener un depósito de purga con cierre hidráulico para evitar arrastres de líquidos y retornos de llama y en su extremo superior un mechero piloto de funcionamiento continuo. Asimismo, llevará un dispositivo de encendido eficaz de mantenimiento simple y construcción robusta, y de un sistema que asegure una presión positiva en el interior del tubo, u otro que impida la entrada de aire que diera lugar a posible atmósfera explosiva.

Las antorchas recogerán la posible emisión de vapores y gases de proceso, evacuados por los sistemas de alivio de presión. El sistema de antorcha deberá tener un separador de líquidos próximo a la unidad, al objeto de retener los arrastres que se produzcan.

La altura de la antorcha será función de la cantidad máxima de gases a quemar y de la altura máxima de llama para la que esté prevista, de modo que, en estas condiciones extremas, la intensidad calorífica de radiación percibida al pie de la antorcha sea como máximo 5.400 kilocalorías por hora y por metro cuadrado. El diseño del quemador de la antorcha se hará de modo que la combustión de los gases sea total y la emisión de humos la menor posible para el caso de quemar el tipo de gases más desfavorable.

8.2.- ESTUDIO BÁSICO DE SEGURIDAD Y SALUD

8.2.1- Justificación y objeto del estudio.

El Estudio Básico de Seguridad y Salud recoge la identificación y prevención de riesgos de accidentes laborales y los daños que pudieran derivarse de éstos durante las obras de ejecución del proyecto así como durante el acondicionamiento y mantenimiento de ésta para su posterior explotación. Se basará en el Real Decreto 1627/1997 de disposiciones mínimas de Seguridad y Salud en Obras de Construcción.

El objeto del Estudio es precisar las normas de seguridad y salud aplicables en la obra, la identificación y prevención de los riesgos laborales y los puntos a seguir para la realización de trabajos posteriores.

Las Normas de Seguridad aplicables durante el desarrollo de las obras se extraerán de:

- Ley de Prevención de Riesgos Laborales (Ley 31/1995)
- Reglamento de los Servicios de Prevención (Real Decreto 39/1997)
- Disposiciones Mínimas de Seguridad y Salud en las Obras de Construcción (Real Decreto 1627/1997)
- Señalización de Seguridad en el Trabajo (Real Decreto 485/1997)
- Seguridad y Salud en los Lugares de Trabajo (Real Decreto 486/1997)
- Manipulación de cargas (Real Decreto 487/1997)
- Utilización de Equipos de Protección Individual (Real Decreto 773/1997)
- Utilización de Equipos de Trabajo (Real Decreto 1251/1997)
- Reglamento de Aparatos de Elevación y Manutención (Real Decreto 2291/1985)
- Ruidos y Vibraciones (Real Decreto 286/2006 y Real Decreto 1311/2005)

8.2.2- Identificación y prevención de los riesgos en obra y trabajos posteriores.

Las tres fases más importantes de las obras de construcción de la planta serán los movimientos de tierra, la cimentación y construcción de estructuras y el montaje de equipos y demás instalaciones. Estas fases conllevarán unos riesgos, sobre los que habrá que tomar medidas de prevención y protección pertinentes, los cuales se recogen en la siguiente tabla:

| RIESGOS FRECUENTES | MÁS | MEDIDAS PREVENTIVAS | MEDIDAS PROTECCIÓN INDIVIDUAL |
|---|------------|--|---|
| <ul style="list-style-type: none"> - Caída a mismo nivel - Caída a distinto nivel - Caída de objeto sobre el operario - Caída de material durante el transporte - Choques contra objetos - Atrapamientos y aplastamientos por partes móviles de maquinaria - Lesiones y cortes en manos y pies - Lesiones por sobreesfuerzos - Contaminación acústica - Vibraciones - Alto grado de polvo en el ambiente - Cuerpos extraños en los ojos - Contacto eléctrico -Inhalación de sustancias tóxicas - Meteorología adversa - Trabajo en zonas húmedas y mojadas - Circulación de vehículos y maquinaria - Contagios por lugares insalubres - Explosiones - Incendios - Acceso al lugar de trabajo | | <ul style="list-style-type: none"> - Conservación adecuada de las vías de circulación - Barandillas y tapas en huecos - Protección de las partes móviles de las máquinas - Cabinas de seguridad - Distancia de seguridad a líneas eléctricas - Separación tránsito de vehículos y operarios - Avisadores ópticos y acústicos en maquinaria - No permanecer en el radio de acción de las máquinas | <ul style="list-style-type: none"> - Cinturón de seguridad - Casco de seguridad - Botas de seguridad - Guantes de lona - Protectores auditivos - Cinturón antivibraciones - Ropa en el trabajo - Gafas de seguridad - Traje impermeable - Guantes impermeables - Botas de seguridad impermeables |

Además de las medidas de prevención y protección es de obligado cumplimiento la existencia de un botiquín en las instalaciones donde se efectúan los trabajos de la obra, que contenga los medios necesarios para efectuar, en caso de accidente, las curas de urgencia por parte de una persona cualificada.

En cuanto a los trabajos posteriores de reparación, conservación y mantenimiento de las instalaciones los riesgos y medidas de prevención y de protección se muestran en la siguiente tabla:

| RIESGOS MÁS FRECUENTES | MEDIDAS PREVENTIVAS | MEDIDAS DE PROTECCIÓN INDIVIDUAL |
|--|--|--|
| <ul style="list-style-type: none"> - Caída al mismo nivel - Caída desde altura - Reacciones químicas por productos de limpieza y de maquinaria - Contactos eléctricos - Explosión de combustibles mal almacenados - Fuego por combustibles, elementos eléctricos o acumulación de desechos peligrosos - Impacto con elementos de la maquinaria, constructivos, deslizamiento de objetos, roturas por el viento o por exceso de carga - Toxicidad de productos - Vibraciones - Ruidos | <ul style="list-style-type: none"> - Elementos provisionales seguros: andamios, escaleras y barandillas - Anclajes de cinturones a paredes y tejados - Anclajes para poleas en el movimiento de pesos | <ul style="list-style-type: none"> - Casco de seguridad - Ropa de trabajo - Cinturones de seguridad |

8.3.- SEGURIDAD EN LA OPERACIÓN

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

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

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

Además de las normas de carácter genérico, se crean normas particulares para cada operación, definiendo perfectamente cuál es la forma de trabajar, el objeto, lugar, entorno, duración y elementos a utilizar en dicha operación.

Junto con el Manual de Seguridad se crearán para cada unidad el “Manual de Operación”, donde se describirán de forma clara y detallada las pruebas y puesta en marcha de la unidad, su normal funcionamiento, sus paradas y su inspección y mantenimiento.

8.4.- PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS

Las Normas de Seguridad aplicables se extraerán de:

- Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios (Real Decreto 1942/1993)
- Norma Básica de Edificación “NBE-CPI/96” (Real Decreto 2177/1996)
- Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales (Real Decreto 2267/2004).

8.4.1- Medios generales de lucha contra incendios.

El agente extintor empleado principalmente para la lucha contra incendios será el polvo químico BC (convencional), debido a su idoneidad para la extinción de fuegos de clase B y C, combustibles líquidos y gaseosos en condiciones normales. Así mismo, no se excluye el empleo de agua y espuma.

El polvo químico se dispondrá en forma de extintores móviles, tanto portátiles a manos y con ruedas, como sobre camión. El polvo será impulsado por gases a presión (nitrógeno), debido a esto será necesario el cumplimiento por los mismos del Reglamento de recipientes a presión. Normas : UNE-EN-615; 23541 a 23544.

Se colocarán extintores portátiles o sobre ruedas en las unidades de procesos para cubrir en cualquier momento los riesgos. Su distribución y colocación en la planta asegurará su rápida acción por el personal de servicio de la misma, hacia puntos de posible peligro. Así como en las salidas de evacuación.

Para el empleo de agua se dispondrá de una red contra incendios con un suministro de agua acorde con los requerimientos de la planta en cuanto a caudal y distribución. Se exige al menos dos estaciones de bombeo de agua independientes entre si y suficientemente separadas como para que si una de ellas se impedia por causa de un incendio se pueda hacer uso de la otra. Un primer disparo del sistema contra incendio será automático, por detección de incendio.

El almacenamiento de agua de suministro tendrá las reservas necesarias para mitigar los fuegos producidos durante al menos 24 horas, hasta la llegada de otros medios de lucha contra el incendio.

El abastecimiento del agua se especifica en la UNE 23500: sistema de hidratantes exteriores, junto con una fuente de abastecimiento de agua y una red de tuberías (UNE 23405, 23406 y 23407) y de bocas de incendio equipadas (BIE), también con su fuente de abastecimiento y su red de tuberías (UNE 23402 y 23403).

8.4.2- Instalaciones para la lucha contra incendios.

Protección personal: En las unidades, centros de bombeo, y en cuantos puntos pueda existir el peligro de quemaduras de personal existirán convenientemente repartidas mantas ignífugas. Existirán, para uso del personal dedicado a la lucha contra incendios, trajes de aproximación al fuego, equipos respiratorios, pantallas anticalóricas, guantes, gafas y demás elementos protectores.

Protección de las unidades: Se asegurará por medio de dispositivos fijos o móviles. Las instalaciones de protección fijas que serán de accionado automático dispondrán de mandos manuales situados debidamente alejados del riesgo que protegen.

Los depósitos de almacenamiento deberán estar equipados con un dispositivo fijo de enfriamiento alimentado por la red de agua que asegure un rociado uniforme de toda su superficie con el caudal adecuado. Este dispositivo podrá consistir en una tubería que alcance la parte superior del depósito para alimentar un sistema de pulverizadores o un distribuidor de flujo laminar. La presión del agua de alimentación deberá estar adaptada a los dispositivos fijos de enfriamiento.

Sistema de alarma: Los puntos de alarma, para en caso de incendios avisar al servicio de seguridad, estarán repartidos de tal manera que, en ningún caso, la distancia a recorrer para alcanzar un punto, sea superior a trescientos metros, a partir de un elemento de riesgo. El sonido de alarma deberá ser perfectamente identificable, llegar con un nivel de claridad suficiente a todos los puntos que pudieran verse afectados por la situación de peligro.

8.5.- EQUIPOS ELÉCTRICOS

Todas las instalaciones, equipos y material eléctrico deberán cumplir con lo establecido en el Reglamento Electrotécnico para Baja Tensión (Real Decreto 842/2002) y su Instrucción Técnica Complementaria para Baja Tensión: ITC-BT-29 “Prescripciones particulares para las instalaciones eléctricas de los locales con riesgo de incendio o explosión”

Los equipos eléctricos y los sistemas de protección y sus componentes, deberán cumplir las condiciones que se establecen en el Real Decreto 400/1996 del 1 de Marzo. Las instalaciones eléctricas se ejecutarán de acuerdo a lo especificado en la norma UNE-EN 60079 -14.

Para instalaciones de seguridad intrínseca, los sistemas de cableado cumplirán los requisitos de la norma UNE-EN 60079 -14 y de la norma UNE-EN 50039. Los cables para el resto de las instalaciones tendrán una tensión mínima asignada de 450/750 V. Las entradas de los cables y de los tubos a los aparatos eléctricos se realizarán de acuerdo con el modo de protección previsto. Los orificios de los equipos eléctricos para entradas de

cables o tubos que no se utilicen deberán cerrarse mediante piezas acordes con el modo de protección de que vayan dotados dichos equipos.

Se establecerán las puestas a tierra necesarias como protección frente a electricidad estática y corrientes, así como la protección contra rayo en la forma establecida en la reglamentación.

La iluminación cubrirá los requisitos de la Ordenanza General de Seguridad e Higiene en el Trabajo, de forma que se asegure una distribución y nivel uniforme en todas las zonas.

8.6.- ASPECTOS MEDIOAMBIENTALES

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

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

Independientes entre sí, de forma que no haya mezcla entre efluentes contaminados y susceptibles de sufrir tratamientos de depuración, y los no contaminados.

Ninguna de estas redes acogerá productos líquidos susceptibles de producir nubes gaseosas en contacto con el agua (por su temperatura o por 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 lo llevará a cabo personal acreditado para ello.

8.7.- FICHAS DE SEGURIDAD

Las fichas de seguridad son documentos que dan información detallada sobre la naturaleza de una sustancia química, tal como sus propiedades físicas y químicas, información sobre salud, seguridad, fuego y riesgos de medio ambiente que la sustancia química pueda causar. También provee información sobre como trabajar con una sustancia química de una manera segura, y qué se hace si hay un derrame accidental.

Se adjuntan las fichas de seguridad tanto para el metanol, como para el dimetil éter, éstas completarán los apartados de seguridad anteriores, así como guiarán la forma de actuar del personal ante situaciones de riesgo.

8.6.1- Dimetil Éter.

1. INFORMACION SOBRE EL PRODUCTO

Nombre del producto DIMETIL ÉTER ((CH₃)₂O)

Nombre comercial/sinónimos Metil éter, Oxido de dimetilo, DME

Número de la ONU 1033

2. IDENTIFICACIÓN DEL RIESGO

DESCRIPCIÓN DE LA EMERGENCIA: Este producto es un gas licuado, inflamable con un olor etéreo. Las altas concentraciones de Dimetil Éter pueden conducir a la depresión de sistema nervioso central que podría incapacitar. El exceso de exposición al gas podría causar el dolor de cabeza, la náusea, el vértigo, la somnolencia, la confusión, la inconsciencia, y la muerte. El Dimetil Éter es sumamente inflamable, y presenta peligro de incendio y explosión en presencia de fuego u oxidantes. Cuando es calentado hasta la descomposición, el Dimetil Éter emite el humo acre y vapores irritantes. El Dimetil Éter puede plantear un peligro serio de incendio cuando por escape accidental.

SÍNTOMAS DE SOBRE-EXPOSICIÓN POR FORMA DE EXPOSICIÓN: La forma más significativa de exceso de exposición para este producto es la inhalación. El contacto con la piel o con los ojos pueden causar heridas serias.

INHALACIÓN: El efecto principal de exposición de inhalación al dimetil Éter es la depresión de sistema nervioso central. Los síntomas de tal exceso de exposición a este producto pueden producir efectos anestésicos (somnolencia, pérdida de coordinación, fatiga), así como dolores de cabeza, vértigo, náusea, e inconsciencia. Exposición a altas concentraciones de este gas pueden causar un ambiente deficiente de oxígeno. Antes de que la asfixia ocurra, el límite inferior de inflamabilidad del Dimetil Éter en aire será superado; posiblemente causando una atmósfera deficiente de oxígeno y explosiva. Los individuos que respiran tal atmósfera pueden experimentar los síntomas que incluyen dolores de cabeza, vértigo, somnolencia, inconsciencia, náusea, vómitos, y la depresión de todos los sentidos. El exceso de exposición, puede producir la muerte. Los efectos siguientes asociados con varios niveles de oxígeno son:

| CONCENTRACIÓN | SINTOMAS DE EXPOSICIÓN |
|--------------------|--|
| 2-16 % Oxígeno | Respiración y pulso aumentado, coordinación muscular ligeramente desequilibrada. |
| 10-14 % Oxígeno | Fatiga anormal, respiración desequilibrada. |
| 6-10 % Oxígeno | Náuseas y vómitos, pérdida de conocimiento. |
| Por debajo del 6 % | Movimientos convulsivos, posible colapso respiratorio, y muerte. |

OTROS EFECTOS SOBRE LA SALUD POTENCIALES: El contacto con el líquido o gases que se expanden rápidamente (que es liberado bajo alta presión) puede causar congelación. Los síntomas de congelación incluyen el cambio del color de la piel a blanco o grisáceo amarillo.

EFECTOS SOBRE LA SALUD, RIESGOS DE EXPOSICIÓN

AGUDO: El riesgo más significativo asociado con este producto es la inhalación de vapores. Los síntomas de tal exceso de exposición a este producto pueden producir efectos anestésicos (somnolencia, pérdida de coordinación, fatiga), así como dolores de cabeza, vértigo, náusea, y la inconsciencia. Otro riesgo significativo asociado con este gas es la inhalación de atmósferas deficientes de oxígeno. Los síntomas de deficiencia de oxígeno incluyen la dificultad respiratoria, dificultad de respirar, dolor de cabeza, vértigo, indigestión, náusea, y, en altas concentraciones, inconsciencia o la muerte. El contacto con líquidos o gases que se expanden rápidamente puede causar la congelación.

CRÓNICO: No hay actualmente ningunos efectos de salud conocidos adversos asociados con la exposición crónica a este producto.

ÓRGANOS OBJETIVO: Sistema nervioso central, hígado, sistema cardiovascular, sistema respiratorio.

3. MEDIDAS DE PRIMEROS AUXILIOS

EL EQUIPO DE SALVAMENTO NO DEBE INTENTAR RECUPERAR A LAS VÍCTIMAS DE LA EXPOSICIÓN A ESTE PRODUCTO SIN EL EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL ADECUADO.

INHALACIÓN: Desplazar a la víctima(s) a aire libre, tan rápidamente como posible. Solo personal entrenado debería administrar el oxígeno y/o la resucitación cardio-pulmonar, si fuera necesario.

EXPOSICIÓN DE LA PIEL: En caso de la congelación debido a la exposición al gas líquido, quite cualquier ropa que puede restringir la circulación a cualquier área congelada. No frote partes congeladas para evitar el daño de tejido. En cuanto sea posible, el área afectada debe introducirse en agua templada con una temperatura que no excede 105°F (40°C). NUNCA USE AGUA CALIENTE. NUNCA USE CALOR SECO. Si el área de congelación es extensa, y de ser posible, quite la ropa usando agua templada. Si el agua templada no está disponible, o no se puede usar, se deben abrigar las partes afectadas con cuidado con mantas. Buscar asistencia médica inmediata.

El tejido congelado es indoloro y aparece ceroso, posiblemente con color amarillo. Una vez descongelado el tejido se volverá doloroso y propenso a la infección. Si se ha descongelado antes de la llegada del equipo médico, cubra el área afectada con una preparación seca estéril y una cubierta protectora.

4. MEDIDAS CONTRA INCENDIOS

Flash point: -41 °C (-42 °F)

Temperatura de autoignición: 350 °C (662 °F)

Limites de inflamabilidad (% en volumen)

inferior (LEL): 3,4%

superior (UEL): 27,0%

MATERIALES EXTINTORES: Extinguir los fuegos de Dimetil Éter cerrando la fuente del gas. Utilizar agua pulverizada para enfriar los recipientes, estructuras y los equipos expuestos al fuego. Medios recomendados de extinción para el Dimetil Éter: agua pulverizada, polvo químico o dióxido de carbono.

PELIGROS DE EXPLOSIÓN: Reacciona violentamente con ozono, flúor y anhídrido crómico.

Los fuegos que afecten (llama directa) a la superficie exterior de los recipientes desprotegidos de almacenaje a presión de este producto puede ser muy peligroso. La exposición directa de la llama en la pared del cilindro puede causar una explosión por BLEVE, o por descomposición exotérmica. El fuego y la ruptura del cilindro resultante pueden dar lugar a daño al equipo y lesiones al personal. Para fuegos masivos en áreas grandes, se deben utilizar los inyectores automáticos, o mangueras monitorizadas; si no es posible, será necesario retirarse del área y permitir que el fuego se consuma.

Sensibilidad de explosión por impacto mecánico: No sensible

Sensibilidad de explosión por descarga estática: Es un gas inflamable y es sensible a la descarga estática.

PROCEDIMIENTOS ESPECIALES EN LA LUCHA CONTRA EL FUEGO: Los bomberos deberán usar el aparato respiratorio autónomo y el equipo protector completo. La mejor técnica de lucha contra el fuego será simplemente dejar que el gas inflamado escape del cilindro o de la tubería presurizada. Parar el escape antes de extinguir el fuego. Si se extingue el fuego antes de que se selle el escape, el gas aún puede prenderse nuevamente.

5. MEDIDAS ANTE ESCAPES Y DERRAMES ACCIDENTALES

Se debe evacuar el área de forma inmediata. El personal entrenado, mediante los procedimientos planificados se debe hacer cargo de la fuga. Se debe eliminar cualquier fuente posible de ignición. Utilizar solamente herramientas y equipos que no provoquen chispas durante la respuesta.

El equipo protector del personal debe ser como mínimo: ropa protectora ignífuga, guantes y aparato respiratorio autónomo. Se debe permitir que el gas se disipe. La concentración del gas debe estar por debajo del 10% del LEL antes de la entrada del personal. La atmósfera debe tener por lo menos un 19,5 % de oxígeno antes de que el personal pueda entrar en el área sin el aparato respiratorio autónomo. Procurar cerrar la válvula principal de la fuente antes de entrar en el área.

6. CONTROL DE LA EXPOSICIÓN – PROTECCIÓN PERSONAL

OJOS: Gafas de seguridad

MANOS: Se deben utilizar guantes químicamente resistentes cuando se pueda producir contacto con la piel. Se recomienda el uso de guantes de goma “Buna-N”.

PROTECCIÓN DEL CUERPO: Utilizar la protección del cuerpo apropiada para cada tarea. Se sugiere delantal, u otra protección impermeable del cuerpo. Para procedimientos de emergencia se recomienda ropa protectora ante productos químicos que cubra todo el cuerpo.

7. ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD

ESTABILIDAD: Se pueden formar peróxidos reactivos tras un largo contacto con aire. Los peróxidos que se forman pueden descomponerse violentamente.

PRODUCTOS DE DESCOMPOSICIÓN: se descompone para formar monóxido de carbono y dióxido de carbono.

MATERIALES PARA LOS CUALES ESTA SUSTANCIA ES INCOMPATIBLE: el Dimetil Éter no es compatible con los siguientes materiales: oxidantes fuertes, oxígeno, monóxido de carbono, ácido acético, anhídridos de ácidos orgánicos y halógenos.

CONDICIONES A EVITAR: el contacto con materiales incompatibles y la exposición al calor, chispas y otras fuentes de ignición. No almacenar este producto durante prolongados periodos de tiempo.

8. INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA

LC50 (inhalación, rata) = 164000 ppm por 4 horas.

EFFECTOS AGUDOS DE LA INHALACIÓN / EFFECTOS CRÓNICOS DE LA INALACIÓN PARA HUMANOS:

| PORCENTAJE DE GAS | PERIODO DE EXPOSICIÓN | SINTOMAS |
|-------------------|-----------------------|--|
| 5-7,5 % | 12 minutos | Intoxicación suave |
| 8,2 % | 20-30 minutos | Pérdida de coordinación, visión borrosa, pérdida de sensibilidad |
| 10 % | 10-20 minutos | Narcosis (somnia, fatiga, pérdida de coordinación) |
| 14,4 % | 36 minutos | Inconsciencia |
| 20 % | 17 minutos | Inconsciencia |

IRRITACIÓN OCULAR: No hay estudios disponibles

AGENTE SOSPECHOSO DE PRODUCIR CÁNCER: No se considera como tal, ni es sospechoso de serlo.

IRRITACIÓN: No irritante, sin embargo, el contacto con gases que se expanden rápidamente puede causar la congelación del tejido fino expuesto.

SENSIBILIDAD AL PRODUCTO: No se conoce sensibilidad en seres humanos. Se ha observado sensibilización cardíaca en animales expuestos a dosis relativamente altas de este producto.

TOXICIDAD EN EL EMBARAZO:

Mutagénesis: No se ha descrito en humanos. No se ha probado en animales. No produce daño genético en cultivos de células bacterianas.

Embriotoxicidad: No se ha descrito ningún efecto.

Tetarogénesis: No se ha descrito ningún efecto.

Toxicidad reproductiva: no se ha descrito ningún efecto en humanos. Las pruebas en animales no demuestran ninguna toxicidad.

CONDICIONES MÉDICAS AGRAVADAS POR LA EXPOSICIÓN: Los individuos con enfermedades preexistentes del sistema nervioso central o del sistema cardiovascular pueden ver agravada su susceptibilidad al Dimetil Éter.

9. INFORMACIÓN AMBIENTAL

Este gas se disipará rápidamente en áreas bien ventiladas.

EFFECTO EN LAS PLANTAS O ANIMALES: Puede producir daños a la vida animal. El efecto anestésico sobre los animales de prueba durante los estudios clínicos indica efectos nocivos sobre el sistema nervioso central, el hígado y el sistema cardiovascular. No hay información referente a los efectos nocivos que puedan ocurrir en plantas.

EFFECTO EN LA VIDA ACUÁTICA: No hay evidencias actualmente disponibles de los efectos de este producto sobre la vida acuática.

8.6.2- Metanol.

1. INFORMACION SOBRE EL PRODUCTO

Nombre del producto METANOL (CH₃OH)

Nombre comercial/sinónimos Alcohol metílico, hidrato de metilo, metanol, hidróxido de metilo,

Número de la ONU 1230

2. IDENTIFICACIÓN DEL RIESGO

DESCRIPCIÓN DE LA EMERGENCIA: El metanol es un líquido inflamable, incoloro con un olor alcohólico leve en forma pura y olor acre. La exposición a los vapores del metanol puede ser irritante a la zona respiratoria, y a los ojos. La inhalación de vapores de metanol puede causar síntomas de depresión del sistema nervioso central, tales como dolores de cabeza, náuseas, vértigos, no coordinación, y confusión. La exposición a las altas concentraciones de vapores puede también causar la debilitación y efectos visuales sobre otros órganos. Los escapes del metanol presentan un riesgo de incendios serio.

SÍNTOMAS DE SOBRE-EXPOSICIÓN POR FORMA DE EXPOSICIÓN: Las formas más significativas de exposición para este producto son la inhalación, la ingestión y el contacto con los ojos

INHALACIÓN: La inhalación de los vapores del metanol puede irritar las membranas mucosas, la nariz, la garganta y la zona respiratoria. Los efectos sistémicos que siguen a la exposición vía la inhalación (e ingestión) incluyen cambios en la circulación, tos, disnea, dolor de cabeza, lacrimación, náuseas o vómitos, neuropatía del nervio óptico, perturbaciones visuales que van desde visión borrosa a sensibilidad a la luz. La inhalación de los vapores del metanol puede causar síntomas de la depresión del sistema nervioso central, incluyendo dolor de cabeza, vértigos, la pérdida de balance y el descoordinación. Hay informes que la inhalación de los vapores del metanol puede causar ceguera, y puede causar otros efectos de salud bajo "ingestión". La exposición repetida vía la inhalación puede empeorar condiciones existentes de enfisema y de bronquitis. Las altas concentraciones de vapores, como puede ocurrir si el metanol se utiliza o se lanza en un área pobremente ventilada o un espacio confinado, pueden causar inconsciencia. La sobreexposición severa puede ser fatal.

CONTACTO CON LA PIEL O CON LOS OJOS: El contacto de los vapores o del líquido del metanol es suavemente irritante a la piel. El contacto prolongado o repetido de la piel puede dar lugar a dermatitis (inflamación y rojez de la piel). Los vapores del metanol son irritantes a los ojos. El metanol líquido se considera como un irritante moderado a severo del ojo, que puede causar rojez, dolor, hinchazón, doble o visión velada, rasgado, inflamación córnea y quemaduras, y posible ceguera.

ABSORCIÓN DE LA PIEL: El metanol se absorbe fácilmente a través de piel intacta y puede producir toxicidad sistémica, especialmente sobre una exposición repetida. Los síntomas de la absorción de la piel serán similares a éstos descritos en la “inhalación” y la “ingestión”.

INGESTIÓN: La ingestión no es una ruta significativa de la sobreexposición industrial para el metanol. La ingestión del metanol puede causar efectos de salud muy serios. Los síntomas de la exposición de la ingestión pueden incluir, náusea, dolor de cabeza, dolor abdominal, vómitos, convulsiones, colapso circulatorio, falta respiratoria, perturbaciones visuales, ceguera y muerte. La ceguera es generalmente permanente. La muerte se ha observado después de la ingestión de menos de 30 ml de metanol. La dosis mortal por la ingestión se estima que está comprendida entre 100-250 ml. El efecto tóxico principal del metanol sobre la exposición de la ingestión es efectos sobre el sistema nervioso central, particularmente los nervios ópticos y posiblemente la retina, conduciendo a la ceguera. El metanol se elimina muy lentamente del cuerpo y se debe considerar como toxina acumulativa. Una vez en el sistema, el metanol oxida para formar el formaldehído y el ácido fórmico, que son también tóxicos. La oxidación del metanol puede conducir a la acidosis metabólica con efectos nocivos sobre el corazón, el hígado y los riñones.

INYECCIÓN: La inyección no es una ruta significativa de la sobreexposición para el metanol. Si “se inyecta” metanol se producirá una hinchazón local e irritación. Los síntomas serán similares a éstos descritos en la “inhalación” y la “ingestión”.

OTROS EFECTOS SOBRE LA SALUD: De acuerdo con la evidencia animal, la exposición del metanol puede presentar un peligro reproductivo posible causando daño al feto.

EFECTOS SOBRE LA SALUD, RIESGOS DE EXPOSICIÓN

AGUDO: La inhalación de concentraciones bajas de vapores del metanol causará la irritación a la zona respiratoria superior. La inhalación de altas concentraciones de los vapores del metanol puede causar efectos sistémicos incluyendo la depresión del sistema nervioso central, disturbios visuales, cambios en la circulación, tos, dipnea, dolor de cabeza, lacrimación, náuseas y vómitos. La sobreexposición severa de la inhalación puede ser fatal. La breve contaminación de la piel puede ser irritante. El contacto de los vapores del metanol puede ser irritante. El contacto directo del líquido con los ojos puede causar la irritación severa, quemaduras o aún ceguera. La ingestión incluso de cantidades pequeñas de metanol puede causar ceguera permanente o puede ser fatal. La sobredosis masiva por la ingestión puede causar efectos en el corazón, los

riñones o en el sistema nervioso central, afección gastrointestinal severa y la acidosis de los órganos.

CRÓNICO: La sobreexposición prolongada o repetida sobre la piel puede causar la irritación y el dermatitis. La sobreexposición crónica vía la inhalación puede conducir a los síntomas de la depresión del sistema nervioso central, y puede empeorar condiciones preexistentes del asma, del enfisema y de la bronquitis. La exposición repetida por la inhalación o por absorción de la piel puede causar envenenamiento, desórdenes del cerebro, visión deteriorada y ceguera.

ÓRGANOS OBJETIVO: Piel, ojos, sistemas respiratorio y nervioso central, corazón, hígado y riñones.

3. MEDIDAS DE PRIMEROS AUXILIOS

EL EQUIPO DE SALVAMENTO NO DEBE INTENTAR RECUPERAR A LAS VÍCTIMAS DE LA EXPOSICIÓN A ESTE PRODUCTO SIN EL EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL ADECUADO.

INHALACIÓN: Si los vapores, las nieblas, o los aerosoles del metanol se inhalan, trasladar a la víctima al aire fresco. En caso de necesidad, utilizar la respiración artificial para apoyar funciones vitales. Solamente el personal entrenado debe administrar el oxígeno suplemental y/o la resucitación cardio-pulmonar.

CONTACTO CON LA PIEL: Si el metanol contamina la piel, comenzar inmediatamente la descontaminación con agua corriente, durante un tiempo mínimo de 15 minutos. Quitar ropas expuestas o contaminadas. Se debe buscar la atención médica si ocurre alguna reacción adversa.

CONTACTO CON LOS OJOS: Si el líquido o los vapores del metanol entra en los ojos, abrir los ojos de la víctima y lavarlos suavemente debajo de agua corriente. Mínimo durante 15 minutos. La víctima debe buscar la atención médica inmediata.

INGESTIÓN: Si se traga el metanol, **LLAMAR AL SERVICIO MÉDICO DE INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA PARA UNA INFORMACIÓN MÁS ACUTAL.** Si el consejo profesional no está disponible, no inducir vomitar. La víctima debe beber leche, o cantidades grandes de agua. Nunca inducir vomitar o dar los diluyentes (leche o agua) a alguien que esté inconsciente, teniendo convulsiones, o que sea incapaz tragar.

4. MEDIDAS CONTRA INCENDIOS

Flash point: -11 °C (52°F)

Temperatura de autoignición: 385-470 °C (725-878 °F)

Limites de inflamabilidad (% en volumen)

inferior (LEL): 6%

superior (UEL): 360%

MATERIALES EXTINTORES:

Agua en spray: SI (para enfriamiento únicamente)

Dióxido de carbono: SI

Espuma: SI

Producto químico seco: SI

Halógenos: SI

PELIGROS DE EXPLOSIÓN: El metanol es un líquido inflamable de clase B. El metanol se quema con una llama no-luminosa, azulada que pueda ser difícil de ver durante luz del día. Los vapores del metanol pueden formar mezclas explosivas con aire en la temperatura ambiente. El metanol puede flotar en el agua; por lo tanto, el agua contaminada con este producto se le puede separar el líquido inflamable.

Sensibilidad de explosión por impacto mecánico: No sensible

Sensibilidad de explosión por descarga estática: Las descargas eléctricas pueden producir que las mezclas de los vapores del metanol y el aire se enciendan.

PROCEDIMIENTOS ESPECIALES EN LA LUCHA CONTRA EL FUEGO: En caso de fuego, se debe enfriar los recipientes de este producto con agua para prevenir la rotura. Utilizar un aerosol de agua para reducir o para dirigir los vapores; el agua no será eficaz para extinguir el fuego pues no refrescará el metanol debajo de su punto de destello. Parar los escapes o fugas si es posible.

5. MEDIDAS ANTE ESCAPES Y DERRAMES ACCIDENTALES

El personal entrenado, mediante los procedimientos planificados se debe hacer cargo de la fuga, se debe utilizar el equipo protector adecuado. En caso de un escape no-fortuito, el equipo protector personal mínimo debe ser del nivel B: triple-guantes (guantes de goma y de nitrilo sobre guantes de látex), traje y botas que sean químicamente resistente, casco, y aparato respiratorio autónomo. El nivel de vapores combustibles debe estar debajo del 10% del LEL (LEL = 6.0%) antes de que se permita al personal en el área del derramamiento. La atmósfera debe tener por lo menos un 19,5 % de oxígeno antes de que el personal pueda entrar en el área sin el aparato respiratorio autónomo. Debe haber tubos colorimétricos para la detección del metanol. Eliminar todas las fuentes de la ignición antes de que las operaciones de la limpieza comiencen. Absorber el líquido derramado con carbón activado, u otro material absorbente que sea conveniente. Colocar todo el residuo del derramamiento en un envase y un sello apropiados.

6. CONTROL DE LA EXPOSICIÓN – PROTECCIÓN PERSONAL

RESPIRATORIA: Las recomendaciones son las siguientes.

| CONCENTRACIÓN | EQUIPAMIENTO RESPIRATORIO |
|-----------------|--|
| más de 2000 ppm | Respirador suplementario |
| más de 5000 ppm | Respirador suplementario operado con flujo de aire continuado |
| más de 6000 ppm | Respirador suplementario con una pieza facial ajustable en flujo continuado. |

OJOS: Gafas de seguridad

MANOS: Se deben utilizar guantes químicamente resistentes cuando se pueda producir contacto con la piel. Se recomienda el uso de guantes triples

PROTECCIÓN DEL CUERPO: Utilizar la protección del cuerpo apropiada para cada tarea. Lavaojos y duchas de seguridad deben estar instalados en áreas donde se utilice metanol.

7. ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD

ESTABILIDAD: Normalmente estable

PRODUCTOS DE DESCOMPOSICIÓN: los productos de combustión del metanol serán monóxido de carbono y dióxido de carbono.

MATERIALES PARA LOS CUALES ESTA SUSTANCIA ES INCOMPATIBLE: El metanol es explosivo bajo la forma de vapor cuando está expuesto al calor o a la llama. El metanol es incompatible con agentes oxidantes fuertes (es decir perclorato del bario, bromo, hipoclorito del sodio, peróxido de hidrógeno) que aumentarán el riesgo del fuego y de la explosión. El metanol es incompatible con los metales tales como potasio y el magnesio, el tert-butoxido de potasio, las mezclas de tetracolato de carbono y los metales tales como aluminio, magnesio, cinc; diclorometano. El metanol puede reaccionar violentamente o vigoroso con las sales de aluminio básicas, el bromuro del acetilo, las mezclas del cloroformo y del hidróxido del sodio, y el ácido nítrico. +

CONDICIONES A EVITAR: el contacto con materiales incompatibles y la exposición al calor, chispas y otras fuentes de ignición. No almacenar este producto durante prolongados periodos de tiempo.

8. INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA

AGENTE SOSPECHOSO DE PRODUCIR CÁNCER: No se considera como tal, ni es sospechoso de serlo.

IRRITACIÓN: Severamente irritante en su contacto con los ojos, medianamente irritante en su contacto con la piel.

SENSIBILIDAD AL PRODUCTO: No se conoce sensibilidad en seres humanos.
TOXICIDAD EN EL EMBARAZO:

Mutagénesis: SI

Embriotoxicidad: NO

Tetarogénesis: SI

Toxicidad reproductiva: SI

CONDICIONES MÉDICAS AGRAVADAS POR LA EXPOSICIÓN: La dermatitis preexistente, otras condiciones de la piel, las condiciones respiratorias tales como asma, o enfisema, y las condiciones de sistema nervioso central y las condiciones del hígado y de los riñones se pueden agravar por la sobreexposición al metanol.

9. INFORMACIÓN AMBIENTAL

ESTABILIDAD AMBIENTAL: El metanol se degradará en otros compuestos orgánicos.

METANOL: DBO₅ 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.

EFFECTO DEL MATERIAL EN LAS PLANTAS Y ANIMALES: El metanol puede ser dañino o fatal para planta y para la vida animal

EFFECTO DEL PRODUCTO QUÍMICO EN VIDA ACUÁTICA: El metanol puede ser dañino o fatal a la vida de plantas acuáticas y animal.

ANEXOS DE CÁLCULO

ANEXO 1.- ASPECTOS GENERALES***A.1.1.- PROPIEDADES DE LOS COMPONENTES PUROS Y LAS MEZCLAS*****A.1.1.1.- Peso Molecular**

Los datos de masas moleculares se toman del banco de propiedades de Reid, Prausnitz y Sherword (1977), siendo los valores:

$$\text{CH}_4\text{O} = 32,042 \text{ Kg/Kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 18,015 \text{ Kg/Kmol}$$

$$\text{C}_2\text{H}_6\text{O} = 46,069 \text{ Kg/Kmol}$$

La masa molecular de una mezcla líquida se determinara mediante la regla de combinación:

$$(M_L)_{MEDIA} = \sum x_i M_{L,i} \quad (\text{a.1})$$

Siendo: $(M_L)_{MEDIA}$: masa molecular media de la mezcla líquida

x_i : fracción molar del componente i en la mezcla

$M_{L,i}$: masa molecular del componente i puro

La masa molecular de una mezcla en fase de vapor se determinara mediante la misma regla de combinación:

$$(M_V)_{MEDIA} = \sum y_i M_{V,i} \quad (\text{a.2})$$

Siendo: $(M_V)_{MEDIA}$: masa molecular media de la mezcla gas
 y_i : fracción molar del componente i en la mezcla
 $M_{V,i}$: masa molecular del componente i puro

A.1.1.2.- Propiedades Críticas de los Compuestos Puros

Estas propiedades críticas se han obtenidos de Reid, Prausnitz y Sherword (1977):

Presión crítica.

$$\text{CH}_4\text{O} = 8090000 \text{ Pa}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 22120000 \text{ Pa}$$

$$\text{C}_2\text{H}_6\text{O} = 5240000 \text{ Pa}$$

Temperatura crítica.

$$\text{CH}_4\text{O} = 512,6 \text{ K}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 647,3 \text{ K}$$

$$\text{C}_2\text{H}_6\text{O} = 400 \text{ K}$$

A.1.1.3.- Presión de Vapor

Obtenemos los valores de presión de vapor de las sustancias puras aplicando la siguiente ecuación:

$$P_{vp} = \exp[C1 + (C2/T) + C3 \cdot \ln(T) + C4 \cdot T^{C5}] \quad (\text{a.3})$$

Siendo: Pvp: la presión de vapor del compuesto en Pa

T: la temperatura en K

Las constantes C1, C2, C3, C4 y C5 se enumeran a continuación para las distintas especies:

| CH ₄ O | H ₂ O | C ₂ H ₆ O |
|------------------------------|------------------------------|---------------------------------|
| C1 = 81,7688 | C1 = 73,649 | C1 = 44,704 |
| C2 = -6876 | C2 = -7258,2 | C2 = -3525,6 |
| C3 = -8,7078 | C3 = -7,3037 | C3 = -3,4444 |
| C4 = 7,1926 10 ⁻⁶ | C4 = 4,1653 10 ⁻⁶ | C4 = 5,4574 10 ⁻¹⁷ |
| C5 = 2 | C5 = 2 | C5 = 6 |

A.1.1.4.- Coeficientes de Actividad

Para el cálculo de los coeficientes de actividad de las distintas especies en la mezcla líquida se utilizara el modelo de UNIFAC modificado por Dortmund.

Como en el modelo original el coeficiente de actividad es la suma de una parte combinatoria y de otra residual:

$$\ln\gamma_i = \ln\gamma_i^C + \ln\gamma_i^R \quad (\text{a.4})$$

La parte combinatoria es cambiada empíricamente para hacer posible tratar compuestos muy diferentes en tamaño:

$$\ln\gamma_i^C = 1 - V'_i + \ln V'_i - 5q_i \left(1 - \frac{V_i}{F_i} + \ln \left(\frac{V_i}{F_i} \right) \right) \quad (\text{a.5})$$

El parámetro V'_i se puede calcular usando el volumen relativo de van de Waals R_k de los diferentes grupos

$$V'_i = \frac{r_i^{3/4}}{\sum_j x_j r_j^{3/4}} \quad (\text{a.6})$$

Todos los demás parámetros son calculados de la misma forma que en el método original.

$$Vi = \frac{r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (\text{a.7})$$

$$r_i = \sum v_k^{(i)} R_k \quad (\text{a.8})$$

$$F_i = \frac{q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (\text{a.9})$$

$$q_i = \sum v_k^{(i)} Q_k \quad (\text{a.10})$$

La parte residual se obtiene utilizando la siguiente relación:

$$\ln \gamma_i^R = \sum_k v_k^{(i)} (\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(i)}) \quad (\text{a.11})$$

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left(1 - \ln \left(\sum_m \Theta_m \Psi_{mk} \right) - \sum_m \frac{\Theta_m \Psi_{km}}{\sum_n \Theta_n \Psi_{nm}} \right) \quad (\text{a.12})$$

Donde el superíndice (i) indica valores para las especies puras y los grupos de fracción de área Θ_m y de fracción molar X_m vienen dados por las siguientes ecuaciones:

$$\Theta_m = \frac{Q_m X_m}{\sum_n Q_n X_n} \quad (\text{a.13})$$

$$X_m = \frac{\sum_j v_m^{(j)} x_j}{\sum_j \sum_n v_n^{(j)} x_j} \quad (\text{a.14})$$

En comparación con el original metodo de UNIFAC solo las propiedades de van der Waals cambian significativamente, con la introducción de parámetros dependientes de la temperatura.

$$\Psi_{nm} = \exp\left(-\frac{a_{nm} + b_{nm}T + c_{nm}T^2}{T}\right) \quad (\text{a.15})$$

Los valores de los parámetros R_k y Q_k se enumeran en la siguiente tabla para los distintos grupos que componen las especies, para la ecuación de UNIFAC modificada (Dortmund).

| subgrupo (grupo principal) | k | R_k | Q_k | $v_{k(\text{CH}_4\text{O})}$ | $v_{k(\text{H}_2\text{O})}$ | $v_{k(\text{C}_2\text{H}_6\text{O})}$ |
|-------------------------------|----|--------|--------|------------------------------|-----------------------------|---------------------------------------|
| CH ₃ (1) | 1 | 0,6325 | 1,0608 | 0 | 0 | 1 |
| CH ₃ OH (6) | 15 | 0,8585 | 0,9938 | 1 | 0 | 0 |
| H ₂ O (7) | 16 | 1,7334 | 2,4561 | 0 | 1 | 0 |
| CH ₃ O (13) | 24 | 1,1434 | 1,6022 | 0 | 0 | 1 |

Los valores para el método de UNIFAC modificado (Dortmund) de los parámetros de interacción de grupos son:

| | a_{mk} | | | |
|------|-----------------------|--------|--------|--------|
| | k=1 | k=15 | k=16 | k=24 |
| m=1 | 0 | 2409,4 | 1391,3 | 233,1 |
| m=15 | 82,593 | 0 | -328,5 | -87,48 |
| m=16 | -17,253 | -524,3 | 0 | -197,5 |
| m=24 | -9,654 | 475,2 | 140,7 | 0 |

| | b_{mk} | | | |
|------|-----------------------|---------|---------|---------|
| | k=1 | k=15 | k=16 | k=24 |
| m=1 | 0 | -3,0099 | -3,6156 | -0,3155 |
| m=15 | -0,4857 | 0 | 1,0823 | -0,5522 |
| m=16 | 0,8389 | 4,6065 | 0 | 0,1766 |
| m=24 | -0,03242 | 0,1198 | 0,05679 | 0 |

| | c_{mk} | | | |
|------|-----------------------|--------|----------|------|
| | k=1 | k=15 | k=16 | k=24 |
| m=1 | 0 | 0 | 0,001144 | 0 |
| m=15 | 0 | 0 | -0,0022 | 0 |
| m=16 | 0,0009021 | -0,004 | 0 | 0 |
| m=24 | 0 | 0 | 0 | 0 |

A.1.1.5.- Coeficientes de Fugacidad

Los coeficientes individuales parciales de fugacidad, en fase líquida, para las distintas especies a partir de la siguiente ecuación:

$$\ln \phi = \ln \frac{f}{P} = \frac{1}{RT} \int_0^P \left(V - \frac{RT}{P} \right) dP = \int_0^P \frac{z-1}{P} dP \quad (\text{a.16})$$

Siendo ϕ el coeficiente de fugacidad de la especie

f la fugacidad de la especie

P la presión

R la constante universal de los gases

T la temperatura

z el factor de compresibilidad

Para la evaluación de esta ecuación se utilizara la ecuación cúbica de estado de Peng-Robinson

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V^2 + 2bV - b^2} \quad (\text{a.17})$$

parámetros

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_C^2}{P_C} \quad (\text{a.18})$$

$$b = 0,07780 \frac{RT_C}{P_C} \quad (\text{a.19})$$

$$\alpha = \left[1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - T_r^{0,5}) \right]^2 \quad (\text{a.20})$$

$$A = 0,45724\alpha \frac{P_r}{T_r^2} \quad (\text{a.21})$$

$$B = 0,07780 \frac{P_r}{T_r} \quad (\text{a.22})$$

polinómica

$$z^3 - (1-B)z^2 + (A - 3B^2 - 2B)z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (\text{a.23})$$

La resolución de la integral anterior utilizando esta ecuación de estado da el siguiente resultado para el cálculo del coeficiente de fugacidad:

$$\ln \phi = z - 1 - \ln(z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \ln \left(\frac{z + (1 + \sqrt{2})B}{z + (1 - \sqrt{2})B} \right) \quad (\text{a.24})$$

Al resolver la ecuación cúbica de estado de Peng-Robinson para unas condiciones de presión y temperatura determinadas, obtenemos varias raíces de z , usualmente se obtendrán 3 raíces, una de las cuales será compleja. Para el cálculo del coeficiente de fugacidad de la especie pura, en fase líquida, se utilizará la raíz de z de menor valor, ya que es la que corresponde con el estado líquido. Si se deseara realizar el cálculo del coeficiente de fugacidad para la especie pura en fase vapor, se deberá utilizar el mayor valor de z , obtenido como raíz de la ecuación de estado de Peng-Robinson.

El coeficiente de fugacidad para una mezcla en fase vapor, se calculará de una forma similar, modificando la ecuación de Peng-Robinson con las siguientes reglas de mezclado.

$$a\alpha = \sum \sum y_i y_j (a\alpha)_{ij} \quad (\text{a.25})$$

$$b = \sum y_i b_i \quad (\text{a.26})$$

$$(a\alpha)_{ij} = (1 - k_{ij}) \sqrt{(a\alpha)_i (a\alpha)_j} \quad (\text{a.27})$$

$$A = \sum \sum y_i y_j A_{ij} \quad (\text{a.28})$$

$$B = \sum y_i B_i \quad (\text{a.29})$$

$$A_{ij} = (1 - k_{ij}) \sqrt{A_i A_j} \quad (\text{a.30})$$

$$k_{ii} = 0 \quad (\text{a.31})$$

Siendo k_{ij} el parámetro de interacción binaria entre las especies j e i , con la condición de que $k_{ij} = k_{ji}$, debido a la falta de datos experimentales en la bibliografía para las especies, dimetil éter, metanol y agua, se supondrán unos parámetros de interacción binaria $k_{ij} = 0$, por tanto, se utilizará una regla de mezclado cuadrática, que inducirá a un pequeño error en el cálculo, que se considerará despreciable.

Utilizando estas reglas de mezclado queda una ecuación para el cálculo del coeficiente de fugacidad para una mezcla, de la siguiente forma.

$$\ln \hat{\phi} = \frac{Bi}{B} (z - 1) - \ln(z - B) + \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left[\frac{Bi}{B} - \frac{2}{a\alpha} \sum_j y_j (a\alpha)_{ij} \right] \ln \left[\frac{z + (1 + \sqrt{2})B}{z + (1 - \sqrt{2})B} \right] \quad (\text{a.32})$$

Donde el valor de z utilizado será la mayor raíz obtenida tras resolver la ecuación cúbica de estado de Peng-Robinson.

A.1.1.6- Equilibrio líquido-vapor. Coeficiente de Distribución.

La condición de equilibrio entre vapor y líquido $\hat{f}_{iV} = \hat{f}_{iL}$ en términos del coeficiente de fugacidad, se expresa como:

$$y_i \hat{\phi}_{iV} P = x_i \hat{\phi}_{iL} P \quad (\text{a.33})$$

Donde el coeficiente de fugacidad parcial se puede obtener como hemos visto antes de una ecuación de estado. Cuando esto no es posible para la fase líquida con la suficiente exactitud, se puede expresar en función del coeficiente de actividad.

$$y_i \hat{\phi}_{iV} P = x_i \gamma_i f_{iL} \quad (\text{a.34})$$

$$y_i \hat{\phi}_{iV} P = x_i \gamma_i \phi_i P \quad (\text{a.35})$$

$$y_i \hat{\phi}_{iV} P = x_i \gamma_i \phi_i^S P_i^S (PF)_i \quad (\text{a.36})$$

$$(PF)_i = \exp \int \left(\frac{\bar{V}_{iL}}{RT} \right) dP \quad (\text{a.37})$$

Siendo $(PF)_i$ el factor de Poynting, que sirve de corrección de la fugacidad de la fase líquida desde la presión de vapor hasta la presión del sistema. Este factor, excepto a altas presiones varía poco de la unidad, en los cálculos realizados en este documento se hará la siguiente simplificación.

$$(PF)_i = 1$$

La presión de vapor P_i^S se calculará como se ha indicado anteriormente para cada especie, y el coeficiente de fugacidad φ_i^S de la fase líquida a la presión de saturación, de forma análoga.

El coeficiente de distribución se definirá, por tanto, como:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (\text{a.38})$$

$$K_i = \frac{\gamma_i \varphi_i}{\hat{\varphi}_{iV}} \quad (\text{a.39})$$

$$K_i = \frac{\gamma_i \varphi_i^S P_i^S (PF)_i}{\hat{\varphi}_{iV} P} \quad (\text{a.40})$$

A.1.1.7- Entalpía

La capacidad calorífica isobárica de los gases, en estado ideal, se expresa en función de la temperatura de la siguiente forma:

$$C_p = C_a + C_b \cdot T + C_c \cdot T^2 + C_d \cdot T^3 \quad (\text{a.41})$$

Con la temperatura T en kelvins y Cp en J/(mol K), los coeficientes para las distintas especies se enumeran a continuación.

| Metano | Agua | Dimetil éter |
|------------------------------|------------------------------|------------------------------|
| Ca = 21,1 | Ca = 31,94 | Ca = 17,02 |
| Cb = 0,07092 | Cb = 0,001436 | Cb = 0,1791 |
| Cc = 0,00002587 | Cc = 0,00002432 | Cc = 0,00005234 |
| Cd = -2,852 10 ⁻⁸ | Cd = -1,176 10 ⁻⁸ | Cd = -1,918 10 ⁻⁹ |

La integración de la capacidad calorífica conduce a la ecuación de la entalpía molar del gas ideal a la temperatura T , respecto a la temperatura de referencia T_0 .

$$H_V^0 = \int Cp^0 dT = Ca \cdot T + \frac{Cb \cdot T^2}{2} + \frac{Cc \cdot T^3}{3} + \frac{Cd \cdot T^4}{4} \quad (\text{a.42})$$

La entalpía de una mezcla vapor de varios componentes se determinará mediante la regla de combinación:

$$H_V = \sum_{i=1}^C y_i H_{Vi}^0 \quad (\text{a.43})$$

La entalpía de una mezcla de líquido multicomponente determinará de la siguiente forma:

$$H_L = \sum_{i=1}^C x_i H_{Vi}^0 - \sum_{i=1}^C x_i \lambda_i \quad (\text{a.44})$$

Donde λ_i es el calor de vaporización de la especie "i", en J/(mol) y su calculo será:

$$\lambda = \frac{C_1}{1000} (1 - T_r)^{[C_2 + C_3 T_r + C_4 T_r^2]} \quad (\text{a.45})$$

Para las distintas especies las constantes son:

| Metanol: | Agua: | Dimetil éter: |
|------------------------|-------------------------|------------------------|
| $C_1:5,239 \cdot 10^7$ | $C_1:5,2053 \cdot 10^7$ | $C_1:2,994 \cdot 10^7$ |
| $C_2:0,3682$ | $C_2:0,3199$ | $C_2:0,3505$ |
| $C_3:0$ | $C_3:-0,212$ | $C_3:0$ |
| $C_4:0$ | $C_4:0,25795$ | $C_4:0$ |

3. ANEXO 2.- UNIDAD DE DESTILACIÓN DIMETIL ÉTER-METANOL-AGUA.

A.2.1.- ALIMENTACIÓN DE LA TORRE.

La alimentación se introducirá como líquido a su temperatura de saturación, para una composición de la mezcla de:

$$Z_{\text{metanol}} = 0,1956176$$

$$Z_{\text{agua}} = 0,4128824$$

$$Z_{\text{dimetil éter}} = 0,3915$$

Para esta composición y presión 10 bar, se calculará la temperatura de saturación mediante un proceso iterativo:

1.- Se supondrán valores para los coeficientes de distribución k_i

2.- Se supondrá un valor para ψ (t), la fracción de vapor, siendo t el número de iteración.

3.- Se resolverá la ecuación $\sum_{i=1}^C \frac{z_i(1-k_i)}{1+\psi(k_i-1)} = a$, obtenida al realizar un balance de materia a la alimentación. Siendo z_i la composición de la alimentación de la especie i.

4.- Se calculará un nuevo valor para la fracción de vapor: $\psi(t+1) = \psi(t) - a$

5.- Se realizará el lazo iterativo de las etapas 3 y 4 hasta que $a = 0$

6.- Se calcular el valor de las composiciones de la fase líquida $x_i = \frac{z_i}{1+\psi(k_i-1)}$ ecuación obtenida al resolver un balance de materia a la alimentación para el componente i.

7.- Se supondrá una temperatura T (t).

8.- Se calculara el valor del coeficiente de actividad, mediante la utilización de las ecuaciones.

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (\text{a.4})$$

$$\ln \gamma_i^C = 1 - V'_i + \ln V'_i - 5q_i \left(1 - \frac{V_i}{F_i} + \ln \left(\frac{V_i}{F_i} \right) \right) \quad (\text{a.5})$$

$$V'_i = \frac{r_i^{3/4}}{\sum_j x_j r_j^{3/4}} \quad (\text{a.6})$$

$$V_i = \frac{r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (\text{a.7})$$

$$r_i = \sum v_k^{(i)} R_k \quad (\text{a.8})$$

$$F_i = \frac{q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (\text{a.9})$$

$$q_i = \sum v_k^{(i)} Q_k \quad (\text{a.10})$$

$$\ln \gamma_i^R = \sum_k v_k^{(i)} (\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(i)}) \quad (\text{a.11})$$

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left(1 - \ln \left(\sum_m \Theta_m \Psi_{mk} \right) - \sum_n \frac{\Theta_m \Psi_{km}}{\sum_n \Theta_n \Psi_{nm}} \right) \quad (\text{a.12})$$

$$E_k = \sum_m \Theta_m \Psi_{mk} \quad (\text{a.12.1})$$

$$F_k = \sum_m \frac{\Theta_m \Psi_{km}}{\sum_n \Theta_n \Psi_{nm}} \quad (\text{a.12.2})$$

$$\Theta_m = \frac{Q_m X_m}{\sum_n Q_n X_n} \quad (\text{a.13})$$

$$X_m = \frac{\sum_j v_m^{(j)} x_j}{\sum_j \sum_n v_n^{(j)} x_j} \quad (\text{a.14})$$

$$\Psi_{nm} = \exp\left(-\frac{a_{nm} + b_{nm}T + c_{nm}T^2}{T}\right) \quad (\text{a.15})$$

9.- Se calculará los valores del factor de compresibilidad z_{Li} para las especies puras en fase líquida, mediante las ecuaciones:

$$\alpha = \left[1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - T_r^{0,5})\right]^2 \quad (\text{a.20})$$

$$A = 0,45724\alpha \frac{P_r}{T_r^2} \quad (\text{a.21})$$

$$B = 0,07780 \frac{P_r}{T_r} \quad (\text{a.22})$$

$$z^3 - (1 - B)z^2 + (A - 3B^2 - 2B)z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (\text{a.23})$$

La ecuación (a.23) se resolverá mediante un proceso iterativo, con la suposición inicial de $z = 0$, de la forma a continuación expuesta.

$$z = \frac{(z^3 - (1 - B)z^2 - (AB - B^2 - B^3))}{(A - 3B^2 - 2B)} \quad (\text{a.23.1})$$

10.- Se calculará el coeficiente de fugacidad parcial para la especie pura en estado líquido mediante la ecuación:

$$\ln\varphi = z - 1 - \ln(z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \ln\left(\frac{z + (1 + \sqrt{2})B}{z + (1 - \sqrt{2})B}\right) \quad (\text{a.24})$$

11.- Se supondrán unos valores iniciales para y_i

12.- Se calculará los valores del factor de compresibilidad z_V para la mezcla en estado vapor, a la temperatura supuesta y la presión de sistema (10 bar) mediante las siguientes reglas de mezclado:

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (\text{a.18})$$

$$a\alpha = \sum \sum y_i y_j (a\alpha)_{ij} \quad (\text{a.25})$$

$$(a\alpha)_{ij} = (1 - k_{ij}) \sqrt{(a\alpha)_i (a\alpha)_j} \quad (\text{a.27})$$

$$A = \sum \sum y_i y_j A_{ij} \quad (\text{a.28})$$

$$B = \sum y_i B_i \quad (\text{a.29})$$

$$A_{ij} = (1 - k_{ij}) \sqrt{A_i A_j} \quad (\text{a.30})$$

$$k_{ii} = k_{ij} = 0 \quad (\text{a.31})$$

La ecuación (a.23) se resolverá mediante un proceso iterativo, con la suposición inicial de $z = 0$, en este caso la forma de expresar esta ecuación será la siguiente:

$$\left(- \left((1 - B)z^2 + (A - 3B^2 - 2B)z - (AB - B^2 - B^3) \right) \right)^{1/3} = z \quad (\text{a.23.2})$$

13.- Se calculará el coeficiente de fugacidad para la mezcla de vapor mediante la ecuación:

$$\ln \hat{\phi} = \frac{B_i}{B} (z - 1) - \ln(z - B) + \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left[\frac{B_i}{B} - \frac{2}{a\alpha} \sum_j y_j (a\alpha)_{ij} \right] \ln \left[\frac{z + \frac{(1 + \sqrt{2})B}{z + (1 - \sqrt{2})B}}{z + \frac{(1 - \sqrt{2})B}{z + (1 - \sqrt{2})B}} \right] \quad (\text{a.32})$$

14.- Se calculará el coeficiente de distribución:

$$K_i = \frac{\gamma_i \phi_i^S P_i^S (PF)_i}{\hat{\phi}_{iV} P} \quad (\text{a.39})$$

15.- Se calculará el valor de la composición de la especie i en la fase vapor de la forma $y_i = x_i K_i$. Con estos nuevos valores se repetirán las etapas 11, 12 y 13 hasta convergencia.

16.- Una vez obtenidos los valores de los coeficientes de distribución para la temperatura supuesta $T(t)$ se calculará una nueva temperatura de iteración de la siguiente forma:

$$T(t+1) = T(t) - \frac{\Psi}{10} \quad (\text{a.46})$$

17.- Se repetirán las etapas 8 a 16 hasta conseguir convergencia entre $T(t+1)$ y $T(t)$.

A continuación se exponen los resultados de las ecuaciones anteriores una vez alcanzada la convergencia.

| | <i>metanol (i = 1)</i> | <i>agua (i = 2)</i> | <i>dimetil eter (i=3)</i> |
|---|------------------------|---------------------|---------------------------|
| z_i | 0,1956 | 0,4129 | 0,3915 |
| Coeficiente de distribución k_i | 0,2337 | 0,0476 | 2,3873 |
| $\psi(t)$ | 0 | | |
| $\psi(t+1)$ | 0 | | |
| $\sum_{i=1}^C \frac{z_i(1-k_i)}{1+\Psi(k_i-1)} = a$ | 0 | | |
| x_i | 0,1956 | 0,4128 | 0,3915 |

Tabla. Balance de materia a la alimentación y cálculo de la fracción de vapor (alimentación V-101).

| | | | | | |
|---------------------------------------|------------|-------------------------|--------|---------------------------------|--------|
| T (K) | 346,330103 | | | | |
| P (Pa) | 1000000 | | | | |
| R ((m³ Pa)/(mol K)) | 8,314 | | | | |
| x_{metanol} | 0,1956 | x_{agua} | 0,4128 | x_{dimetil éter} | 0,3915 |

Tabla. Condiciones de presión y temperatura (alimentación V-101).

| i | r_i | q_i | | | T_{mk} | | | |
|-----------|------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------------------|---------------------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| 1 | 0,86 | 0,99 | | m\k | 1 | 15 | 16 | 24 |
| 2 | 1,73 | 2,46 | | 1 | 1 | 0,019 | 0,450 | 0,699 |
| 3 | 1,78 | 2,66 | | 15 | 1,280 | 1 | 1,874 | 2,236 |
| | | | | 16 | 0,332 | 0,181 | 1 | 1,482 |
| | | | | 24 | 1,06215 | 0,224945 | 1,062 | 1 |
| | | | | | | | | |
| m | x_m | x₍₁₎ | x₍₂₎ | x₍₃₎ | Θ_m | Θ₍₁₎ | Θ₍₂₎ | Θ₍₃₎ |
| 1 | 0,281 | 0 | 0 | 0,5 | 0,184 | 0 | 0 | 0,398 |
| 15 | 0,141 | 1 | 0 | 0 | 0,086 | 1 | 0 | 0 |
| 16 | 0,297 | 0 | 1 | 0 | 0,450 | 0 | 1 | 0 |
| 24 | 0,281 | 0 | 0 | 0,5 | 0,279 | 0 | 0 | 0,602 |
| | | | | | | | | |
| m | E_k | E_{k(1)} | E_{k(2)} | E_{k(3)} | F_k | F_{k(1)} | F_{k(2)} | F_{k(3)} |
| 1 | 0,741 | 1,280 | 0,332 | 1,037 | 0,643 | 0,019 | 0,450 | 0,862 |
| 15 | 0,234 | 1 | 0,181 | 0,143 | 2,148 | 1 | 1,874 | 2,020 |
| 16 | 0,871 | 1,874 | 1 | 0,558 | 0,993 | 0,181 | 1 | 1,141 |
| 24 | 1,269 | 2,236 | 1,482 | 0,880 | 0,893 | 0,225 | 0,629 | 1,091 |
| | | | | | | | | |
| m | lnΓ_k | lnΓ_{k(1)} | lnΓ_{k(2)} | | | | | |
| 1 | 0,697 | 0,778 | 1,752 | 0,107 | | | | |
| 15 | 0,301 | 0 | 0,828 | 0,919 | | | | |
| 16 | 0,358 | 0,468 | 0 | 1,087 | | | | |
| 24 | -0,209 | -0,048 | -0,037 | 0,058 | | | | |
| | | | | | | | | |
| i | V_i | F_i | V_i' | ln γ_i^(C) | ln γ_i^(r) | ln γ_i | γ_i | |
| 1 | 0,544 | 0,441 | 0,637 | 0,028 | 0,301 | 0,329 | 1,389 | |
| 2 | 1,098 | 1,091 | 1,079 | -0,003 | 0,358 | 0,355 | 1,427 | |
| 3 | 1,125 | 1,183 | 1,098 | 0,012 | 0,323 | 0,335 | 1,398 | |

Tabla. Cálculo del coeficiente de actividad (alimentación V-101).

| | | | |
|-------------|----------------------|----------------------|-----------------------|
| C1 | 81,768 | 73,649 | 44,704 |
| C2 | -6876 | -7258,2 | -3525,6 |
| C3 | -8,7078 | -7,3037 | -3,4444 |
| C4 | $7,19 \cdot 10^{-6}$ | $4,17 \cdot 10^{-6}$ | $5,46 \cdot 10^{-17}$ |
| C5 | 2 | 2 | 6 |
| $P_S^{(i)}$ | 141336,5 | 35722,76 | 1938707 |

Tabla. Cálculo de la presión de vapor para cada componente (alimentación V-101).

| | <i>metanol</i> | <i>agua</i> | <i>dimetil éter</i> |
|--|----------------|-------------|---------------------|
| T_C (K) | 512,6 | 647,3 | 400 |
| P_C (Pa) | 8090000 | 22120000 | 5240000 |
| ω | 0,556 | 0,344 | 0,2 |
| T_R | 0,6756 | 0,5350 | 0,8658 |
| α (T_R) | 1,4508 | 1,5240 | 1,0956 |
| P_R | 0,0175 | 0,0016 | 0,3700 |
| A | 0,0254 | 0,0039 | 0,2472 |
| B | 0,0020 | 0,0002 | 0,0332 |
| z | 0,0025 | 0,0003 | 0,0560 |
| $\ln \varphi_i$ | 0,0021 | -0,0852 | -0,2412 |
| φ_i | 1,0021 | 0,9183 | 0,7857 |

Tabla. Cálculo del coeficiente de fugacidad parcial de las especies en estado líquido a presión de saturación (alimentación V-101).

| | metanol | agua | dimetil éter |
|--------------------|---------|----------|--------------|
| T_C (K) | 512,6 | 647,3 | 400 |
| P_C (Pa) | 8090000 | 22120000 | 5240000 |
| ω | 0,556 | 0,344 | 0,2 |
| y | 0,046 | 0,020 | 0,935 |
| T_R | 0,676 | 0,535 | 0,866 |
| α (T_R) | 1,451 | 1,524 | 1,096 |
| P_R | 0,124 | 0,045 | 0,191 |
| $A_{(i)}$ | 0,180 | 0,110 | 0,128 |
| $B_{(i)}$ | 0,014 | 0,007 | 0,017 |
| A_{12} | 0,141 | | |
| A_{13} | 0,151 | | |
| A_{23} | 0,118 | | |
| A | 0,129 | | |
| B | 0,017 | | |
| Z | 0,877 | | |
| $a\alpha_{(i)}$ | 1,489 | 0,912 | 1,057 |
| $a\alpha_{12}$ | 1,166 | | |
| $a\alpha_{13}$ | 1,255 | | |
| $a\alpha_{23}$ | 0,982 | | |
| $a\alpha$ | 1,073 | | |
| $\ln \hat{\phi}$ | -0,172 | -0,017 | -0,115 |
| $\hat{\phi}$ | 0,842 | 0,983 | 0,892 |

Tabla. Cálculo del coeficiente de fugacidad para la mezcla gaseosa (alimentación UD-DMA).

| | metanol | agua | dimetil éter |
|------------|---------|-------|--------------|
| x_i | 0,196 | 0,413 | 0,392 |
| γ_i | 1,389 | 1,427 | 1,398 |
| y_i | 0,046 | 0,020 | 0,935 |
| K_i | 0,234 | 0,048 | 2,387 |

Tabla. Cálculo del coeficiente del coeficiente de distribución (alimentación UD-DMA).

A.2.2.- BALANCE GLOBAL DE MATERIA.

El objetivo de esta columna es la obtención de una corriente por cabezas con una riqueza mínima de dimetil éter del 99,62 % molar. A continuación se calcularán las composiciones y caudales de las corrientes de cabeza y cola para esta torre.

Se especifica además que el dimetil éter que se pierde por cola es un 0,1 % molar del total de la corriente de cola, se diseñará la planta para la obtención de 50000 toneladas/año de producto, para estas condiciones tenemos una corriente de destilado $D = 124$, Kmol/h. A partir del balance global de materia a la planta se dispone de el caudal de alimentación a la torre $F = 316,22$ Kmol/h

A partir de un balance de materia global a la columna se obtendrá el caudal de colas:

$$F = D + C$$

$$C = F - D$$

$$C = 192,2 \text{ Kmol/h}$$

Las composiciones de cabeza y cola del metanol y del agua se obtendrán realizando un balance de materia a cada especie, considerando que la suma de las composiciones de cabeza y cola suman la unidad respectivamente:

$$z_m F = x_{mD} D + x_{mC} C$$

$$z_a F = x_{aD} D + x_{aC} C$$

$$x_{dD} + x_{aD} + x_{mD} = 1$$

$$x_{dC} + x_{aC} + x_{mC} = 1$$

Siendo: F: alimentación Kmol/h

D: destilado Kmol/h

C: cola Kmol/h

z_m : composición de metanol en la alimentación

z_a : composición de agua en la alimentación

x_{mD} : composición de metanol en el destilado

x_{mC} : composición de metanol en la cola

x_{aD} : composición de agua en el destilado

x_{aC} : composición de agua en la cola

La resolución de estas ecuaciones proporciona las composiciones en cabeza y cola de ambas especies.

x_{mD} : 0,0033

x_{mC} : 0,3198

x_{aD} : 0,0004

x_{aC} : 0,6792

A.2.3.- NÚMERO MÍNIMO DE ETAPAS Y SELECCIÓN DE REFLUJO.

A.2.3.1.- Número Mínimo de Platos Teóricos: Método de Fenske

La estimación del número mínimo de etapas, se realiza a reflujo total, todo el vapor que sale de la etapa 1 como vapor regresa a la columna como reflujo y todo el líquido que sale de la etapa N se vaporiza y regresa a la columna como vapor. En estado estacionario y suponiendo que no hay pérdidas de calor, los intercambios de calor en el condensador serán iguales a los de la caldera. Por tanto, según el balance de materia, las corrientes de vapor y líquido y sus composiciones entre dos etapas adyacentes tendrán el mismo caudal y composición; $V_{N+1} = L_N$ e $y_{i,n+1} = x_{i,N}$. Pero los flujos de vapor y líquidos entre una etapa y otra variarán, a no ser que se cumpla la suposición de flujo molar constante. A partir de esta suposición de igualdad de composición entre etapas se deducirá la ecuación exacta para el cálculo del número mínimo de etapas.

Para la primera etapa de equilibrio

$$y_{i,1} = K_{i,1}x_{i,1} \quad (\text{a.47})$$

Para las corrientes que se cruzan entre las etapas 1 y 2

$$y_{i,1} = x_{i,2} \quad (\text{a.48})$$

Por tanto

$$x_{i,2} = K_{i,1}x_{i,1} \quad (\text{a.49})$$

Para la etapa N

$$x_{i,N} = K_{i,N}K_{i,N-1}K_{i,N-2} \Lambda K_{i,2}K_{i,1}x_{i,1} \quad (\text{a.50})$$

Análogamente para el componente j

$$x_{j,N} = K_{j,N}K_{j,N-1}K_{j,N-2} \Lambda K_{j,2}K_{j,1}x_{j,1} \quad (\text{a.51})$$

Combinando ambas

$$\frac{y_{i,N}}{y_{j,N}} = \alpha_N \alpha_{N-1} \Lambda \alpha_2 \alpha_1 \left(\frac{x_{i,1}}{x_{j,1}} \right) \quad (\text{a.52})$$

$$\left(\frac{x_{i,N+1}}{x_{i,1}} \right) \left(\frac{x_{j,1}}{x_{j,N+1}} \right) = \prod_{k=1}^{N_{\min}} \alpha_k \quad (\text{a.53})$$

Donde $\alpha_k = K_{i,k}/K_{j,k}$ es la volatilidad relativa entre los componente i y j. Para la resolución de esta ecuación sería necesario el conocimiento de la volatilidad relativa en cada etapa, debido a lo cual se utilizará la siguiente ecuación.

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{i,N+1}}{x_{i,1}} \right) \left(\frac{x_{j,1}}{x_{j,N+1}} \right) \right]}{\log \alpha_m} \quad (\text{a.54})$$

Esta ecuación expresa el número mínimo de etapas en función de las composiciones de los componentes clave ligero y pesado, i y j respectivamente, en cabeza y cola. Utilizando la media geométrica de la volatilidad relativa entre cabeza y cola entre ambos componentes.

Se estudiará el sistema multicomponente como pseudobinario, con la elección de dos componentes claves, el componente clave ligero (LK) y el componente clave pesado (HK), no se prestará atención al componente no clave que se supondrá no afectará al equilibrio de los dos componentes clave.

LK = dimetil éter

HK = metanol

El cálculo de los coeficientes de distribución de los componentes claves se calcularán utilizando un procedimiento similar al expuesto en el apartado a.2.1, se hará el cálculo del punto de burbuja tanto para la cabeza como para la cola:

| | | | | | |
|---------------------------------------|---------|-------------------------|--------|---------------------------------|--------|
| T (K) | 318,5 | | | | |
| P (Pa) | 1000000 | | | | |
| R ((m³ Pa)/(mol K)) | 8,314 | | | | |
| x_{metanol} | 0,0033 | x_{agua} | 0,0004 | x_{dimetil éter} | 0,9962 |

Tabla. Condiciones de presión y temperatura (plato superior V-101).

| | | | | | | | | |
|-----------|------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------------------|---------------------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| i | r_i | q_i | | | T_{mk} | | | |
| 1 | 0,859 | 0,994 | | m\k | 1 | 15 | 16 | 24 |
| 2 | 1,733 | 2,456 | | 1 | 1 | 0,011 | 0,327 | 0,659 |
| 3 | 1,776 | 2,663 | | 15 | 1,254 | 1 | 1,915 | 2,286 |
| | | | | 16 | 0,342 | 0,185 | 1 | 1,558 |
| | | | | 24 | 1,06474 | 0,199535 | 1,065 | 1 |
| m | x_m | x₍₁₎ | x₍₂₎ | x₍₃₎ | Θ_m | Θ₍₁₎ | Θ₍₂₎ | Θ₍₃₎ |
| 1 | 0,499 | 0 | 0 | 0,5 | 0,398 | 0 | 0 | 0,398 |
| 15 | 0,002 | 1 | 0 | 0 | 0,001 | 1 | 0 | 0 |
| 16 | 0,000 | 0 | 1 | 0 | 0,000 | 0 | 1 | 0 |
| 24 | 0,499 | 0 | 0 | 0,5 | 0,601 | 0 | 0 | 0,602 |
| m | E_k | E_{k(1)} | E_{k(2)} | E_{k(3)} | F_k | F_{k(1)} | F_{k(2)} | F_{k(3)} |
| 1 | 1,039 | 1,254 | 0,342 | 1,039 | 0,840 | 0,011 | 0,327 | 0,842 |
| 15 | 0,125 | 1 | 0,185 | 0,124 | 2,076 | 1 | 1,915 | 2,072 |
| 16 | 0,498 | 1,915 | 1 | 0,496 | 1,214 | 0,185 | 1 | 1,216 |
| 24 | 0,866 | 2,286 | 1,558 | 0,864 | 1,103 | 0,200 | 0,607 | 1,104 |
| m | lnΓ_k | lnΓ_{k(1)} | lnΓ_{k(2)} | lnΓ_{k(3)} | | | | |
| 1 | 0,129 | 0,809 | 1,851 | 0,127 | | | | |
| 15 | 0,994 | 0 | 0,766 | 1,007 | | | | |
| 16 | 1,188 | 0,405 | 0 | 1,193 | | | | |
| 24 | 0,064 | -0,042 | -0,082 | 0,066 | | | | |
| i | V_i | F_i | V_i' | ln γ_i^(C) | ln γ_i^(r) | ln γ_i | γ_i | |
| 1 | 0,484 | 0,374 | 0,581 | 0,057 | 0,994 | 1,051 | 2,860 | |
| 2 | 0,978 | 0,924 | 0,983 | 0,020 | 1,188 | 1,208 | 3,345 | |
| 3 | 1,002 | 1,002 | 1,001 | 0,000 | 0,000 | 0,000 | 1,000 | |

Tabla. Cálculo del coeficiente de actividad (plato superior V-101).

| | | | |
|-------------|---------|--------|---------|
| $P_S^{(i)}$ | 45284,2 | 9772,7 | 1024278 |
|-------------|---------|--------|---------|

Tabla. Cálculo de la presión de vapor para cada componente (plato superior V-101).

| | <i>metanol</i> | <i>agua</i> | <i>dimetil éter</i> |
|---------------------------|----------------|-------------|---------------------|
| T_C (K) | 512,6 | 647,3 | 400 |
| P_C (Pa) | 8090000 | 22120000 | 5240000 |
| ω | 0,556 | 0,344 | 0,2 |
| T_R | 0,621 | 0,492 | 0,796 |
| α (T_R) | 1,546 | 1,589 | 1,150 |
| P_R | 0,006 | 0,000 | 0,195 |
| A | 0,010 | 0,001 | 0,162 |
| B | 0,001 | 0,000 | 0,019 |
| z | 0,001 | 0,000 | 0,028 |
| ln φ_i | -0,014 | -0,128 | -0,168 |
| φ_i | 0,986 | 0,880 | 0,845 |

Tabla. Cálculo del coeficiente de fugacidad parcial de las especies en estado líquido a presión de saturación (plato superior V-101).

| | <i>metanol</i> | <i>agua</i> | <i>dimetil éter</i> |
|---------------------------|----------------|-------------|---------------------|
| T_C (K) | 512,6 | 647,3 | 400 |
| P_C (Pa) | 8090000 | 22120000 | 5240000 |
| ω | 0,556 | 0,344 | 0,2 |
| y | 0,0005 | 0,0000 | 0,9995 |
| T_R | 0,621 | 0,492 | 0,796 |
| α (T_R) | 1,546 | 1,589 | 1,150 |
| P_R | 0,124 | 0,045 | 0,191 |
| A_(i) | 0,226 | 0,136 | 0,158 |
| B_(i) | 0,015 | 0,007 | 0,019 |
| A₁₂ | 0,175 | | |
| A₁₃ | 0,189 | | |
| A₂₃ | 0,147 | | |
| A | 0,158 | | |
| B | 0,019 | | |
| Z | 0,843 | | |
| aα_(i) | 1,587 | 0,951 | 1,110 |
| aα₁₂ | 1,229 | | |
| aα₁₃ | 1,327 | | |
| aα₂₃ | 1,028 | | |
| aα | 1,110 | | |
| ln φ̂ | -0,224 | -0,023 | -0,148 |
| φ̂ | 0,799 | 0,977 | 0,863 |

Tabla. Cálculo del coeficiente de fugacidad para la mezcla gaseosa (plato superior V-101).

| | <i>metanol</i> | <i>agua</i> | <i>dimetil éter</i> |
|------------|----------------|-------------|---------------------|
| x_i | 0,003 | 0,000 | 0,996 |
| γ_i | 2,860 | 3,345 | 1,000 |
| y_i | 0,001 | 0,000 | 0,999 |
| K_i | 0,160 | 0,029 | 1,003 |

Tabla a.13 Cálculo del coeficiente del coeficiente de distribución (plato superior V-101).

El cálculo del coeficiente de distribución para la última etapa se realizará de la misma forma.

| | | | | | |
|---------------------------------------|---------|-------------------|--------|---------------------------|-------|
| T (K) | 426,906 | | | | |
| P (Pa) | 1000000 | | | | |
| R ((m³ Pa)/(mol K)) | 8,314 | | | | |
| x_{metanol} | 0,3198 | x_{agua} | 0,6792 | $x_{\text{dimetil éter}}$ | 0,001 |

Tabla. Condiciones de presión y temperatura (caldera E-101).

| i | r_i | q_i | | | T_{mk} | | | |
|-----------|------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------------------|---------------------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| 1 | 0,859 | 0,994 | | m\k | 1 | 15 | 16 | 24 |
| 2 | 1,733 | 2,456 | | 1 | 1 | 0,072 | 0,877 | 0,794 |
| 3 | 1,776 | 2,663 | | 15 | 1,339 | 1 | 1,871 | 2,132 |
| | | | | 16 | 0,306 | 0,188 | 1 | 1,331 |
| | | | | 24 | 1,057 | 0,291 | 0,680 | 1 |
| | | | | | | | | |
| m | x_m | x₍₁₎ | x₍₂₎ | x₍₃₎ | Θ_m | Θ₍₁₎ | Θ₍₂₎ | Θ₍₃₎ |
| 1 | 0,001 | 0 | 0 | 0,5 | 0,001 | 0 | 0 | 0,398 |
| 15 | 0,319 | 1 | 0 | 0 | 0,160 | 1 | 0 | 0 |
| 16 | 0,679 | 0 | 1 | 0 | 0,839 | 0 | 1 | 0 |
| 24 | 0,001 | 0 | 0 | 0,5 | 0,001 | 0 | 0 | 0,602 |
| | | | | | | | | |
| m | E_k | E_{k(1)} | E_{k(2)} | E_{k(3)} | F_k | F_{k(1)} | F_{k(2)} | F_{k(3)} |
| 1 | 0,472 | 1,339 | 0,306 | 1,034 | 0,683 | 0,072 | 0,877 | 0,906 |
| 15 | 0,318 | 1 | 0,188 | 0,204 | 1,883 | 1 | 1,871 | 1,913 |
| 16 | 1,139 | 1,871 | 1 | 0,758 | 0,832 | 0,188 | 1 | 0,990 |
| 24 | 1,459 | 2,132 | 1,331 | 0,918 | 0,649 | 0,291 | 0,680 | 1,062 |
| | | | | | | | | |
| m | lnΓ_k | lnΓ_{k(1)} | lnΓ_{k(2)} | lnΓ_{k(3)} | | | | |
| 1 | 1,132 | 0,675 | 1,387 | 0,065 | | | | |
| 15 | 0,261 | 0 | 0,795 | 0,672 | | | | |
| 16 | 0,093 | 0,456 | 0 | 0,704 | | | | |
| 24 | -0,042 | -0,078 | 0,055 | 0,037 | | | | |
| | | | | | | | | |
| i | V_i | F_i | V_i' | ln γ_i^(C) | ln γ_i^(r) | ln γ_i | γ_i | |
| 1 | 0,591 | 0,500 | 0,679 | 0,007 | 0,261 | 0,268 | 1,308 | |
| 2 | 1,192 | 1,235 | 1,151 | -0,003 | 0,093 | 0,090 | 1,094 | |
| 3 | 1,222 | 1,339 | 1,172 | 0,041 | 0,988 | 1,029 | 2,799 | |

Tabla. Cálculo del coeficiente de actividad (caldera E-101).

$$P_S^{(i)} \quad 1518001 \quad 524880,4 \quad 8159004$$

Tabla. Cálculo de la presión de vapor para cada componente (caldera E-101).

| | <i>metanol</i> | <i>agua</i> | <i>dimetil éter</i> |
|---------------------------|----------------|-------------|---------------------|
| T_C (K) | 512,6 | 647,3 | 400 |
| P_C (Pa) | 8090000 | 22120000 | 5240000 |
| ω | 0,556 | 0,344 | 0,2 |
| T_R | 0,833 | 0,660 | 1,067 |
| α (T_R) | 1,211 | 1,355 | 0,956 |
| P_R | 0,188 | 0,024 | 1,557 |
| A | 0,150 | 0,034 | 0,598 |
| B | 0,018 | 0,003 | 0,114 |
| z | 0,026 | 0,004 | 0,385 |
| ln φ_i | -0,111 | -0,042 | -0,554 |
| φ_i | 0,895 | 0,959 | 0,575 |

Tabla Cálculo del coeficiente de fugacidad parcial de las especies en estado líquido a la presión de saturación (caldera E-101).

| | <i>metanol</i> | <i>agua</i> | <i>dimetil éter</i> |
|---------------------------|----------------|-------------|---------------------|
| T_C (K) | 512,6 | 647,3 | 400 |
| P_C (Pa) | 8090000 | 22120000 | 5240000 |
| ω | 0,556 | 0,344 | 0,2 |
| y | 0,621 | 0,365 | 0,014 |
| T_R | 0,833 | 0,660 | 1,067 |
| α (T_R) | 1,211 | 1,355 | 0,956 |
| P_R | 0,124 | 0,045 | 0,191 |
| A_(i) | 0,099 | 0,064 | 0,073 |
| B_(i) | 0,012 | 0,005 | 0,014 |
| A₁₂ | 0,080 | | |
| A₁₃ | 0,085 | | |
| A₂₃ | 0,069 | | |
| A | 0,085 | | |
| B | 0,009 | | |
| Z | 0,920 | | |
| aα_(i) | 1,243 | 0,811 | 0,923 |
| aα₁₂ | 1,004 | | |
| aα₁₃ | 1,071 | | |
| aα₂₃ | 0,865 | | |
| aα | 1,070 | | |
| ln φ̂ | -0,089 | 0,025 | -0,059 |
| φ̂ | 0,914 | 1,026 | 0,942 |

Tabla. Cálculo del coeficiente de fugacidad para la mezcla gaseosa (caldera E-101).

| | <i>metanol</i> | <i>agua</i> | <i>dimetil éter</i> |
|------------|----------------|-------------|---------------------|
| x_i | 0,320 | 0,679 | 0,001 |
| γ_i | 1,308 | 1,094 | 2,799 |
| y_i | 0,621 | 0,365 | 0,014 |
| K_i | 1,943 | 0,537 | 13,924 |

Tabla. Cálculo del coeficiente de distribución (caldera E-101).

Una vez calculados los coeficientes de distribución podemos aplicar el método de Fenske:

$$\begin{aligned}
 K_{lk,N} &= 1,00 \\
 K_{lk,1} &= 13,92 \\
 K_{hk,N} &= 0,15 \\
 K_{hk,1} &= 1,94 \\
 (\alpha_{lk,hk})_N &= \frac{K_{lk,N}}{K_{hk,N}} = 6,28 \\
 (\alpha_{lk,hk})_1 &= \frac{K_{lk,1}}{K_{hk,1}} = 7,16 \\
 \alpha_m &= [(\alpha_{lk,hk})_N (\alpha_{lk,hk})_1]^{1/2} = 6,70 \\
 \frac{x_{lk,N+1}}{x_{lk,1}} &= \frac{0,9962}{0,001} = 996,2 \\
 \frac{x_{hk,1}}{x_{kh,N+1}} &= \frac{0,3198}{0,003317783} = 96,38 \\
 N_{\min} &= \frac{\log\left(\left(\frac{x_{lk,N+1}}{x_{lk,1}}\right)\left(\frac{x_{hk,1}}{x_{kh,N+1}}\right)\right)}{\log\alpha_m} = 6,02
 \end{aligned}$$

A.2.3.2.- Relación de Reflujo Mínima: Método de Underwood.

Se considera que ni el destilado ni las colas contienen todos los componentes de la alimentación, la presencia de agua en destilado es suficientemente baja como para despreciarla. Por tanto, se presentará dos puntos de contacto lejos de la etapa de alimentación, las etapas situadas entre la etapa de alimentación y el punto de contacto de la

sección de rectificación el agua que no está presente en el destilado. Considerando el caso general de un punto de contacto de la sección de rectificación, un balance de componente a todas las etapas:

$$y_{i,\infty} V_{\infty} = x_{i,\infty} L_{\infty} + x_{i,D} D \quad (\text{a.55})$$

Un balance total para todas las etapas es

$$V_{\infty} = L_{\infty} + D \quad (\text{a.56})$$

La relación de equilibrio entre fases es

$$y_{i,\infty} = K_{i,\infty} x_{i,\infty} \quad (\text{a.57})$$

Combinando estas ecuaciones para los componentes i y j para eliminar $y_{i,\infty}$, $y_{j,\infty}$ y V_{∞} .

$$\frac{L_{\infty}}{D} = \frac{\left[\frac{x_{i,D}}{x_{i,\infty}} - (\alpha_{i,j})_{\infty} \frac{x_{j,D}}{x_{j,\infty}} \right]}{(\alpha_{i,j})_{\infty} - 1} \quad (\text{a.58})$$

Debido a que los valores de $x_{i,\infty}$ no están relacionados de una forma sencilla con la composición de la alimentación, Underwood propuso el siguiente procedimiento, definiendo la magnitud Φ , para la sección de rectificación tenemos:

$$\sum \frac{(\alpha_{i,j})_{\infty} x_{i,D}}{(\alpha_{i,j})_{\infty} - \Phi} = 1 + (R_{\infty})_{\min} \quad (\text{a.59})$$

Análogamente para la sección de agotamiento

$$\sum \frac{(\alpha'_{i,j})_{\infty} x_{i,B}}{(\alpha'_{i,j})_{\infty} - \Phi'} = 1 + (R'_{\infty})_{\min} \quad (\text{a.60})$$

Se suponen que las volatilidades relativas eran constantes entre las dos zonas de contacto y que el reflujo mínimo de la sección de rectificación y el de la sección de agotamiento están relacionados por la suposición de flujo molar constante entre las dos zonas de contacto. Por tanto podemos poner:

$$(L'_{\infty})_{\min} - (L_{\infty})_{\min} = qF \quad (\text{a.61})$$

Existe una raíz común para las secciones de rectificación y agotamiento $\theta = \Phi = \Phi'$. La raíz común puede obtenerse mediante la resolución de la ecuación:

$$\sum \frac{(\alpha_{i,r})_{\infty} z_{i,F}}{(\alpha_{i,r})_{\infty} - \theta} = 1 - q \quad (\text{a.62})$$

Donde q es la condición térmica de la alimentación, y el componente r es el clave pesado, HK. Esta ecuación se resuelve iterativamente para obtener una raíz que cumpla $\alpha_{LK,HK} > \theta > 1$.

Las volatilidades relativas medias de los componentes, a partir de los coeficientes de distribución serán:

| | |
|---|------|
| $\alpha_{\text{metanol, metanol}}$ | 1 |
| $\alpha_{\text{agua, metanol}}$ | 0,22 |
| $\alpha_{\text{dimetil éter, metanol}}$ | 6,70 |

La raíz obtenida aplicando la ecuación anterior es $\theta = 1,46$

Obtenemos la relación de reflujo $(R_{\infty})_{\min}$ utilizando el valor de θ en la ecuación (a.59)

| | |
|-----------------------|------|
| $(R_{\infty})_{\min}$ | 0,26 |
|-----------------------|------|

La relación de reflujo interna se obtiene de la siguiente forma:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{\left(\frac{L}{D}\right)_{\min}}{1 + \left(\frac{L}{D}\right)_{\min}} = 0,21 \quad (\text{a.63})$$

Usualmente las separaciones que requieren un pequeño número de etapas se diseñan a un reflujo interno de 1,5 veces el reflujo interno mínimo.

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 1,5 \cdot 0,21 = 0,31 \quad (\text{a.64})$$

Tendremos por tanto, un reflujo externo:

$$\left(\frac{L}{D}\right) = \frac{\left(\frac{L}{V}\right)}{1 - \left(\frac{L}{V}\right)} = 0,46 \quad (\text{a.65})$$

Tomamos como reflujo externo $R = 0,5$

A.2.3.3.- Número de etapas teóricas: Ecuación de Gilliland.

Se utilizará la correlación empírica de Gilliland, mediante la ecuación desarrollada por Molokanov a partir de los datos de Gilliland.

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp\left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X}\right)\left(\frac{X - 1}{X^{0,5}}\right)\right] \quad (\text{a.66})$$

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \quad (\text{a.67})$$

Para un reflujo $R=0,5$

$$X = \frac{0,5 - 0,26}{1,5} = 0,15 \quad (\text{a.67})$$

$$Y = 1 - \exp\left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X}\right)\left(\frac{X - 1}{X^{0,5}}\right)\right] = 0,5 \quad (\text{a.66})$$

$$N = \frac{Y + N_{\min}}{1 - Y} = 13 \quad (\text{a.66})$$

Se considerará que la columna debe tener 13 equilibrios, 12 platos, 1 ebullidor y 1 condensador total.

A.2.3.4.- Localización de la etapa de alimentación.

Se hará una estimación de la etapa óptima de alimentación mediante la utilización de la ecuación empírica de Kirkbride.

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{z_{HK,F}}{z_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right) \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{0,206} \quad (\text{a.68})$$

donde N_R es el número de etapas por encima de la alimentación y N_S es el número de etapas por debajo de la alimentación.

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{0,1956}{0,3915} \right) \left(\frac{0,001}{0,003} \right) \left(\frac{192}{124} \right) \right]^{0,206} = 0,58$$

$$N_R = \frac{\left(\frac{N_R}{N_S} \right)}{\left(\frac{N_R}{N_S} \right) + 1} N = 4,78$$

$$N_S = 8,26$$

Redondeando el número de etapas que se requiere por encima de la alimentación es 5 y 8 por debajo de la alimentación. Por tanto, la alimentación se introducirá sobre el plato 6.

A.2.4.- ESTUDIO RIGUROSO PARA LA SEPARACIÓN MULTICOMPONENTE.

Hasta ahora se han utilizado métodos empíricos y aproximados para el cálculo de las etapas ideales de la separación multicomponente metanol-agua-dimetil éter. Para el diseño final del equipo se determinará de manera rigurosa las temperaturas, presiones, flujos de las corrientes, composiciones y velocidades de transferencia de calor para cada etapa. Esta determinación se realiza resolviendo los balances de materia y energía y relaciones de equilibrio para cada etapa.

Asociada a cada etapa teórica existen las siguientes ecuaciones:

Ecuaciones M. Balances de materia a cada componente, C ecuaciones por cada etapa.

$$M_{i,j} = L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} + F_j z_{i,j} - (L_j + U_j)x_{i,j} - (V_j + W_j)y_{i,j} = 0 \quad (\text{a.69})$$

Ecuaciones E. Relaciones de equilibrio entre fases para cada componente, C ecuaciones para cada etapa.

$$E_{i,j} = y_{i,j} - K_{i,j}x_{i,j} = 0 \quad (\text{a.70})$$

Ecuaciones S. Sumatorios de las fracciones molares, uno para cada etapa.

$$(S_y)_j = \sum_{i=1}^C y_{i,j} - 1 = 0 \quad (\text{a.71})$$

$$(S_x)_j = \sum_{i=1}^C x_{i,j} - 1 = 0 \quad (\text{a.72})$$

Ecuaciones H. Balance de energía, uno para cada etapa.

$$H_{i,j} = L_{j-1}H_{L,j-1} + V_{j+1}H_{V,j+1} + F_j H_{F,j} - (L_j + U_j)H_{L,j} - (V_j + W_j)H_{V,j} - Q_j = 0 \quad (\text{a.73})$$

Combinando las ecuaciones M con las S y con $\sum z_{i,j} = 1$ podemos obtener, sumando para los C componentes y a lo largo de las etapas 1 a j, para dar:

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_1 \quad (\text{a.74})$$

A.2.4.1.- Algoritmo de la matriz tridiagonal.

La matriz tridiagonal es la resultante de una forma modificada de las ecuaciones M. Las ecuaciones M modificadas se obtienen mediante la substitución de las ecuaciones E para eliminar y y eliminando L mediante la ecuación (a.74). Las ecuaciones M quedan como ecuaciones lineales en las fracciones molares desconocidas en la fase líquida, seleccionando T_j y V_j como las variables de tanteo. Obtenemos la siguiente ecuación para cada componente y etapa:

$$A_j x_{i,j-1} + B_j x_{i,j} + C_j x_{i,j+1} = D_j \quad (\text{a.75})$$

$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^j (F_m - W_m - U_m) - V_1 \quad 2 \leq j \leq N \quad (\text{a.76})$$

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - W_m - U_m) - V_1 + U_j + (V_j + W_j) K_{i,j} \right] \quad 1 \leq j \leq N \quad (\text{a.77})$$

$$C_j = V_{j+1} K_{i,j+1} \quad 1 \leq j \leq N-1 \quad (\text{a.79})$$

$$D_j = -F_j z_{i,j} \quad 1 \leq j \leq N \quad (\text{a.80})$$

Agrupando las ecuaciones M modificadas por componentes, formando una matriz tridiagonal, donde la variable de salida para cada ecuación matricial es al composición x_j para toda la cascada en contracorriente de N etapas.

$$\begin{bmatrix}
 B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\
 A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\
 0 & A_3 & B_3 & C_3 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\
 \dots & \dots \\
 \dots & \dots \\
 \dots & \dots \\
 \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & A_{N-2} & B_{N-2} & C_{N-1} & 0 \\
 \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & A_{N-1} & B_{N-1} & C_{N-1} \\
 \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & A_N & B_N
 \end{bmatrix}
 \begin{bmatrix}
 x_{i,1} \\
 x_{i,2} \\
 x_{i,3} \\
 \dots \\
 \dots \\
 \dots \\
 \dots \\
 x_{i,N-2} \\
 x_{i,N-1} \\
 x_{i,N}
 \end{bmatrix}
 =
 \begin{bmatrix}
 D_1 \\
 D_2 \\
 D_3 \\
 \dots \\
 \dots \\
 \dots \\
 \dots \\
 D_{N-2} \\
 D_{N-1} \\
 D_N
 \end{bmatrix} \quad (\text{a.78})$$

Esta matriz se resuelve mediante el algoritmo de Thomas, que es un método Gaussiano de eliminación en el que se procede inicialmente a una eliminación progresiva comenzando en la etapa 1 y operando hasta la etapa N, aislando $x_{i,N}$. Se obtienen los otros valores de $x_{i,j}$ comenzando con $x_{i,N-1}$ mediante una sustitución en sentido inverso.

Para la etapa 1, expresando $x_{i,1}$ en función de $x_{i,2}$

$$B_1 x_{i,1} + C_1 x_{i,2} = D_1$$

$$x_{i,1} = \frac{D_1 - C_1 x_{i,2}}{B_1}$$

$$x_{i,1} = q_1 - p_1 x_{i,2}$$

donde

$$p_1 = \frac{C_1}{B_1}$$

$$q_1 = \frac{D_1}{B_1}$$

Para la etapa 2 tenemos

$$x_{i,2} = \frac{D_2 - A_2 q_1}{B_2 - A_2 p_1} - \left(\frac{C_2}{B_2 - A_2 p_1} \right) x_{i,3}$$

$$x_{i,2} = q_2 - p_2 x_{i,3}$$

donde

$$p_2 = \frac{C_2}{B_2 - A_2 p_1}$$

$$q_2 = \frac{D_2 - A_2 q_1}{B_2 - A_2 p_1}$$

De forma general

$$x_{i,j} = q_j - p_j x_{i,j+1} \quad (\text{a.81})$$

donde

$$p_j = \frac{C_j}{B_j - A_j p_{j-1}} \quad (\text{a.83})$$

$$q_j = \frac{D_j - A_j q_{j-1}}{B_j - A_j p_{j-1}} \tag{a.85}$$

Desde la etapa 1 se van calculando de forma progresiva los valores de p_j y q_j . Los coeficientes de la matriz se transforman, por tanto, de la siguiente forma:

$$A_j \rightarrow 0$$

$$B_j \rightarrow 1$$

$$C_j \rightarrow p_j$$

$$D_j \rightarrow q_j$$

La matriz quedará de la siguiente forma:

$$\begin{bmatrix} 1 & p_1 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & 1 & p_2 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & 0 & 1 & p_3 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots \\ \dots & \dots \\ \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 1 & p_{N-2} & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & 1 & p_{N-1} \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_{i,1} \\ x_{i,2} \\ x_{i,3} \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ x_{i,N-2} \\ x_{i,N-1} \\ x_{i,N} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} q_1 \\ q_2 \\ q_3 \\ \dots \\ \dots \\ \dots \\ q_{N-2} \\ q_{N-1} \\ q_N \end{bmatrix} \tag{a.82}$$

En la etapa N tenemos que $x_{i,N} = q_N$. Se calcularán los valores sucesivos de $x_{i,j}$ substituyendo a lo largo del camino inverso de la forma:

$$x_{i,j-1} = q_{j-1} - p_{j-1} x_{i,j} = r_{j-1} \tag{a.86}$$

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & 1 & 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & 0 & 1 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots \\ \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 1 & 0 & 0 \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & 0 & 1 & 0 \\ 0 & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_{i,1} \\ x_{i,2} \\ x_{i,3} \\ \dots \\ \dots \\ x_{i,N-2} \\ x_{i,N-1} \\ x_{i,N} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} r_1 \\ r_2 \\ r_3 \\ \dots \\ \dots \\ r_{N-2} \\ r_{N-1} \\ r_N \end{bmatrix} \quad (\text{a.84})$$

A.2.4.2.- Método del punto de burbuja (BP) para destilación.

Es un método iterativo en el que en cada iteración se calcula un nuevo conjunto de temperaturas para cada etapa a partir de las ecuaciones del punto de burbuja. En este método todas las ecuaciones son separadas y resueltas de forma secuencial excepto las ecuaciones M modificadas que se resolverán mediante el algoritmo de la matriz tridiagonal.

Se especificará para este método las condiciones y etapas de localización de todas las corrientes de alimentación, presión en cada etapa, flujos totales de todas las corrientes laterales, flujos de transferencia de calor hacia o desde todas las etapas salvo la etapa 1 (condensador) y la etapa N (ebullidor), número total de etapas, flujo externo de reflujo, y flujo de vapor destilado.

El algoritmo a utilizar para resolver este método de cálculo será el siguiente:

1. Especificar la corriente de alimentación:

$$F = 316,22 \text{ kmol/h}$$

$$z_{\text{metanol}} = 0,1956$$

$$z_{\text{agua}} = 0,4128$$

$$z_{\text{dimetil éter}} = 0,3915$$

$$P = 10 \text{ bar}$$

$$T = 346,3 \text{ K}$$

2. Especificar el intercambio de calor. $Q = 0$ excepto Q_1 (condensador) y Q_N (ebullidor)

3. Especificar corrientes de cabeza y cola.

$$U_1 = 124, \text{ kmol/h}$$

$$L_N = 192,1 \text{ kmol/h}$$

4. Reflujo $\frac{L}{D} = 0,5$

$$L_1 = 62,05 \text{ kmol/h}$$

5. Especificar flujo de vapor de destilado, condensador total.

$$V_1 = 0$$

6. Especificar flujo de vapor plato 1.

$$V_2 = U_1 + L_1$$

$$V_2 = 186,1 \text{ kmol/h}$$

7. Especificar número de etapas $N=14$ (12 platos, 1 condensador total y 1 ebullidor) y entrada de la alimentación en $j=7$ (sobre plato 6)

8. Ajustamos $k = 1$ (para comenzar la primera iteración)

9. Ajustamos las variables de tanteo V_j , T_j y K_j (coeficiente de distribución)

$V_j = 186,125$ kmol/h, suponemos flujo molar constante para la primera iteración

T_j suponemos variación lineal de la temperatura en las etapas entre los valores obtenidos para cabeza y cola, para las composiciones requeridas.

$$T_1 = 318,5 \text{ K}$$

$$T_N = 426,6 \text{ K}$$

K_j suponemos variación lineal del coeficiente de distribución en las etapas entre los valores obtenidos para cabeza y cola, para las composiciones requeridas.

$$K_{1,\text{metanol}} = 0,16$$

$$K_{1,\text{agua}} = 0,028$$

$$K_{1,\text{dimetil éter}} = 1,003$$

$$K_{N,\text{metanol}} = 1,92$$

$$K_{N,\text{agua}} = 0,54$$

$$K_{N,\text{dimetil éter}} = 13,89$$

| etapa j | V_j (kmol/h) | T_j (K) | L_j (kmol/h) |
|---------|----------------|-----------|----------------|
| 1 | 0,00 | 318,57 | 62,04 |
| 2 | 186,12 | 326,88 | 62,04 |
| 3 | 186,12 | 335,19 | 62,04 |
| 4 | 186,12 | 343,50 | 62,04 |
| 5 | 186,12 | 351,81 | 62,04 |
| 6 | 186,12 | 360,13 | 62,04 |
| 7 | 186,12 | 368,44 | 378,27 |
| 8 | 186,12 | 376,75 | 378,27 |
| 9 | 186,12 | 385,06 | 378,27 |
| 10 | 186,12 | 393,37 | 378,27 |
| 11 | 186,12 | 401,68 | 378,27 |
| 12 | 186,12 | 409,99 | 378,27 |
| 13 | 186,12 | 418,30 | 378,27 |
| 14 | 186,12 | 426,61 | 192,14 |

Tabla. Valores del flujo molar vapor, líquido y temperaturas para cada etapa (k 1)

| K_{ij} | | | | | | | |
|--------------|------|------|------|-------|-------|-------|-------|
| etapa | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| metanol | 0,16 | 0,30 | 0,43 | 0,57 | 0,70 | 0,84 | 0,98 |
| agua | 0,03 | 0,07 | 0,11 | 0,15 | 0,19 | 0,23 | 0,27 |
| dimetil éter | 1,00 | 1,99 | 2,99 | 3,98 | 4,97 | 5,96 | 6,95 |
| etapa | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
| metanol | 1,11 | 1,25 | 1,38 | 1,52 | 1,65 | 1,79 | 1,92 |
| agua | 0,31 | 0,35 | 0,39 | 0,43 | 0,47 | 0,51 | 0,55 |
| dimetil éter | 7,94 | 8,94 | 9,93 | 10,92 | 11,91 | 12,90 | 13,89 |

Tabla. Valores de los coeficientes de distribución para cada componente (k 1)

10. Cálculo de x_{ij} aplicando el método Thomas a la matriz tridiagonal

11. Normalización de los valores $x_{i,j}$ para cada etapa según

$$(x_{i,j})_{\text{normalizado}} = \frac{x_{i,j}}{\sum_{i=1}^C x_{i,j}}$$

| | | | | | | | |
|--------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| etapa | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| methanol | 0,1693 | 0,5705 | 0,7175 | 0,7005 | 0,5950 | 0,4577 | 0,3444 |
| agua | 0,0009 | 0,0124 | 0,0446 | 0,1169 | 0,2430 | 0,3963 | 0,5250 |
| dimetil éter | 0,8298 | 0,4171 | 0,2379 | 0,1826 | 0,1619 | 0,1460 | 0,1306 |
| etapa | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
| methanol | 0,4132 | 0,4477 | 0,4598 | 0,4513 | 0,4169 | 0,3444 | 0,2190 |
| agua | 0,5524 | 0,5448 | 0,5387 | 0,5484 | 0,5830 | 0,6556 | 0,7810 |
| dimetil éter | 0,0344 | 0,0076 | 0,0015 | 0,0003 | 0,0001 | 0,0000 | 0,0000 |

Tabla. Valores $x_{i,j}$ normalizados

12. Cálculo de nuevos valores para T_j mediante las ecuaciones del punto de burbuja (a.4) a (a.39), obtención de nuevos K_j y $y_{i,j}$

| Etapa j | x_{ij} | | | y_{ij} | | | T_j (K) |
|---------|----------|--------|--------------|----------|--------|--------------|-----------|
| | metanol | agua | dimetil éter | metanol | agua | dimetil éter | |
| 1 | 0,1693 | 0,0009 | 0,8298 | 0,0218 | 0,0000 | 0,9781 | 324,36 |
| 2 | 0,5705 | 0,0124 | 0,4171 | 0,0978 | 0,0008 | 0,9014 | 343,39 |
| 3 | 0,7175 | 0,0446 | 0,2379 | 0,2001 | 0,0050 | 0,7950 | 359,94 |
| 4 | 0,7005 | 0,1169 | 0,1826 | 0,2450 | 0,0158 | 0,7392 | 367,60 |
| 5 | 0,5950 | 0,2430 | 0,1619 | 0,2356 | 0,0331 | 0,7312 | 371,13 |
| 6 | 0,4577 | 0,3963 | 0,1460 | 0,2101 | 0,0529 | 0,7371 | 374,14 |
| 7 | 0,3444 | 0,5250 | 0,1306 | 0,1883 | 0,0710 | 0,7407 | 377,27 |
| 8 | 0,4132 | 0,5524 | 0,0344 | 0,4772 | 0,1874 | 0,3353 | 407,23 |
| 9 | 0,4477 | 0,5448 | 0,0076 | 0,6581 | 0,2540 | 0,0879 | 418,74 |
| 10 | 0,4598 | 0,5387 | 0,0015 | 0,7113 | 0,2702 | 0,0185 | 421,43 |
| 11 | 0,4513 | 0,5484 | 0,0003 | 0,7161 | 0,2801 | 0,0039 | 422,34 |
| 12 | 0,4169 | 0,5830 | 0,0001 | 0,6970 | 0,3022 | 0,0008 | 423,66 |
| 13 | 0,3444 | 0,6556 | 0,0000 | 0,6481 | 0,3518 | 0,0001 | 426,46 |
| 14 | 0,2190 | 0,7810 | 0,0000 | 0,5346 | 0,4653 | 0,0000 | 432,73 |

Tabla. Resultados del cálculo del punto de burbuja, valores $y_{i,j}$ y $T_j(k+1)$

13. Cálculo de nuevos valores de V_j y L_j

El cálculo del nuevo conjunto de variables de tanteo V_j se realiza mediante la aplicación de un balance de energía modificado, a partir de la eliminación de los valores L_{j-1} y L_j , mediante la sustitución de (a.74) en las ecuaciones H:

$$\alpha_j V_j + \beta_j V_{j+1} = \gamma_j \quad (\text{a.87})$$

$$\alpha_j = H_{L_{j-1}} - H_{V_j} \quad (\text{a.88})$$

$$\beta_j = H_{V_{j+1}} - H_{L_j} \quad (\text{a.90})$$

$$\gamma_j = \left[\sum_{m=1}^{j-1} (F_m - W_m - U_m) \right] (H_{L_j} - H_{L_{j-1}}) + F_j (H_{L_j} - H_{F_j}) + W_j (H_{V_j} - H_{L_j}) + Q_j \quad (\text{a.91})$$

Las entalpías se evalúan para las últimas temperaturas calculadas, en vez de las utilizadas para iniciar la iteración. La ecuación (a.87) en forma de matriz tridiagonal entre las etapas 2 y N-1 es:

$$\begin{bmatrix} \beta_2 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \alpha_3 & \beta_3 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 \\ 0 & \alpha_4 & \beta_4 & 0 & \dots & \dots & \dots & 0 \\ \dots & \dots \\ \dots & \dots \\ 0 & \dots & \dots & 0 & \alpha_{N-3} & \beta_{N-3} & 0 & 0 \\ 0 & \dots & \dots & 0 & 0 & \alpha_{N-2} & \beta_{N-2} & 0 \\ 0 & \dots & \dots & 0 & 0 & 0 & \alpha_{N-1} & \beta_{N-1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} V_3 \\ V_4 \\ V_5 \\ \dots \\ \dots \\ V_{N-2} \\ V_{N-1} \\ V_N \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \gamma_2 - \alpha_2 V_2 \\ \gamma_3 \\ \gamma_4 \\ \dots \\ \dots \\ \gamma_{N-3} \\ \gamma_{N-2} \\ \gamma_{N-1} \end{bmatrix} \quad (\text{a.89})$$

Esta ecuación se resuelve de forma inmediata comenzando a resolver desde la ecuación superior donde V_2 es conocido, de la forma:

$$V_j = \frac{\gamma_{j-1} - \alpha_{j-1} V_{j-1}}{\beta_{j-1}} \quad (\text{a.92})$$

| Etapa | λ | | | Hiv | | | HL KJ/Kmol | HG KJ/Kmol |
|--------------|-----------|----------|----------|---------|---------|---------|---------------|---------------|
| | MeOH | agua | dme | MeOH | agua | dme | | |
| 1 | 36229,16 | 42890,65 | 16700,73 | 0 | 0 | 0 | -20029,70 | 0 |
| 2 | 34834,55 | 42120,49 | 15087,14 | 887,10 | 660,42 | 1349,84 | -25612,18 | 1304,02 |
| 3 | 33539,02 | 41406,40 | 13364,77 | 1681,51 | 1238,72 | 2565,42 | -27217,18 | 2381,98 |
| 4 | 32909,83 | 41060,88 | 12407,51 | 2056,13 | 1507,46 | 3140,58 | -27929,11 | 2849,04 |
| 5 | 32612,13 | 40897,84 | 11915,18 | 2230,71 | 1631,87 | 3409,00 | -28998,12 | 3072,48 |
| 6 | 32354,74 | 40757,14 | 11463,78 | 2380,23 | 1738,02 | 3639,08 | -30325,29 | 3274,16 |
| 7 | 32083,74 | 40609,30 | 10957,34 | 2536,22 | 1848,37 | 3879,30 | -31451,18 | 3482,17 |
| 8 | 29260,24 | 39094,82 | - | 4069,19 | 2912,84 | 6248,67 | -30182,27 | 4583,33 |
| 9 | 28040,22 | 38460,87 | - | 4676,83 | 3325,50 | 7191,60 | -29545,46 | 4554,71 |
| 10 | 27741,11 | 38307,88 | - | 4820,57 | 3422,41 | 7414,92 | -29319,15 | 4490,78 |
| 11 | 27638,43 | 38255,60 | - | 4869,42 | 3455,29 | 7490,85 | -29357,53 | 4483,58 |
| 12 | 27489,47 | 38179,98 | - | 4939,87 | 3502,64 | 7600,36 | -29618,40 | 4507,58 |
| 13 | 27167,64 | 38017,55 | - | 5090,29 | 3603,54 | 7834,25 | -30164,36 | 4567,65 |
| 14 | 26421,39 | 37646,05 | - | 5429,69 | 3830,18 | 8362,35 | -31006,78 | 4685,45 |
| alimentación | 34492,91 | 41931,95 | 14658,45 | 1099,49 | 816,20 | 1674,26 | -28591,62 | 1627,93 |

Tabla. Cálculo de entalpías para las fases vapor y líquido

14. Se aplica el criterio de convergencia donde $\tau = 0,01N = 0,14$

$$\sum_{j=1}^N [T_j^{(k)} - T_j^{(k+1)}]^2 \leq \tau \quad (\text{a.93})$$

| etapa j | T _j (k) | T (k+1) | $[T_j^{(k)} - T_j^{(k+1)}]^2$ | | |
|---------|--------------------|---------|-------------------------------|--------|---------|
| 1 | 318,49 | 318,49 | 33,50 | | |
| 2 | 319,27 | 319,26 | 272,68 | | |
| 3 | 321,10 | 321,09 | 612,69 | | |
| 4 | 326,53 | 326,47 | 580,57 | | |
| 5 | 343,08 | 342,91 | 373,22 | | |
| 6 | 367,91 | 367,79 | 196,55 | | |
| 7 | 383,01 | 382,99 | 78,07 | | |
| 8 | 411,30 | 411,29 | 928,99 | | |
| 9 | 419,39 | 419,39 | 1134,24 | | |
| 10 | 421,29 | 421,29 | 787,48 | | |
| 11 | 421,78 | 421,78 | 427,03 | | |
| 12 | 422,14 | 422,14 | 186,84 | | |
| 13 | 423,22 | 423,22 | 66,54 | | |
| 14 | 427,51 | 427,51 | 37,48 | τ | 5715,88 |

Tabla. Aplicación del criterio de convergencia.

15. Si no se cumple el criterio de convergencia se ajustan las variables de tanteo y se procede a partir de el paso 10 para $k = k+1$

Se resumen a continuación la convergencia obtenida a lo largo de las sucesivas iteraciones

| Nº iteración | τ | Nº iteración | τ | Nº iteración | τ |
|--------------|---------|--------------|--------|--------------|--------|
| 1 | 5715,89 | 21 | 2,04 | 41 | 0,24 |
| 2 | 80,09 | 22 | 1,79 | 42 | 0,23 |
| 3 | 217,16 | 23 | 1,57 | 43 | 0,21 |
| 4 | 109,27 | 24 | 1,38 | 44 | 0,20 |
| 5 | 31,38 | 25 | 1,21 | 45 | 0,19 |
| 6 | 15,46 | 26 | 1,07 | 46 | 0,18 |
| 7 | 19,80 | 27 | 0,94 | 47 | 0,17 |
| 8 | 22,15 | 28 | 0,83 | 48 | 0,16 |
| 9 | 16,72 | 29 | 0,74 | 49 | 0,15 |
| 10 | 10,18 | 30 | 0,66 | 50 | 0,15 |
| 11 | 7,21 | 31 | 0,59 | 51 | 0,14 |
| 12 | 6,32 | 32 | 0,53 | 52 | 0,13 |
| 13 | 6,09 | 33 | 0,48 | | |
| 14 | 5,60 | 34 | 0,43 | | |
| 15 | 4,83 | 35 | 0,39 | | |
| 16 | 4,06 | 36 | 0,36 | | |
| 17 | 3,45 | 37 | 0,33 | | |
| 18 | 2,98 | 38 | 0,30 | | |
| 19 | 2,62 | 39 | 0,28 | | |
| 20 | 2,31 | 40 | 0,26 | | |

Tabla. Evolución de la convergencia a lo largo de las sucesivas iteraciones

Se alcanza el criterio de convergencia en la iteración número 52, los resultados obtenidos en ella se tendrán por válidos. Se expone a continuación los pasos de cálculo en esta última iteración.

| etapa j | V_j (kmol/h) | T_j (K) | L_j (kmol/h) |
|---------|----------------|-----------|----------------|
| 1 | 0 | 318,46 | 62,04 |
| 2 | 186,12 | 319,06 | 60,29 |
| 3 | 184,38 | 320,40 | 56,29 |
| 4 | 180,37 | 323,70 | 47,67 |
| 5 | 171,75 | 331,40 | 35,96 |
| 6 | 160,04 | 342,85 | 27,24 |
| 7 | 151,32 | 353,97 | 320,71 |
| 8 | 128,56 | 376,69 | 306,92 |
| 9 | 114,78 | 404,42 | 318,48 |
| 10 | 126,34 | 416,93 | 323,75 |
| 11 | 131,61 | 420,20 | 325,46 |
| 12 | 133,32 | 421,28 | 325,12 |
| 13 | 132,98 | 422,67 | 322,08 |
| 14 | 129,93 | 427,49 | 192,14 |

Tabla. Valores del flujo molar vapor, líquido y temperaturas para cada etapa (k 52)

| K_{ij} | | | | | | | |
|--------------|-------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|
| etapa | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| metanol | 0,160 | 0,155 | 0,145 | 0,132 | 0,133 | 0,176 | 0,278 |
| agua | 0,029 | 0,030 | 0,031 | 0,033 | 0,040 | 0,054 | 0,062 |
| dimetil éter | 1,002 | 1,016 | 1,050 | 1,152 | 1,473 | 2,095 | 3,050 |
| etapa | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
| metanol | 0,522 | 1,045 | 1,379 | 1,479 | 1,521 | 1,605 | 1,966 |
| agua | 0,136 | 0,323 | 0,454 | 0,494 | 0,505 | 0,513 | 0,545 |
| dimetil éter | 5,528 | 9,150 | 11,145 | 11,729 | 11,965 | 12,391 | 14,048 |

Tabla. Valores de los coeficientes de distribución para cada componente (k 52)

| | | | | | | | |
|--------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| etapa | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
| metanol | 0,0028 | 0,0179 | 0,0532 | 0,1407 | 0,3095 | 0,4072 | 0,2712 |
| agua | 0,0000 | 0,0000 | 0,0005 | 0,0052 | 0,0359 | 0,1507 | 0,4337 |
| dimetil éter | 0,9972 | 0,9820 | 0,9463 | 0,8541 | 0,6545 | 0,4421 | 0,2951 |
| etapa | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
| metanol | 0,3798 | 0,4586 | 0,4846 | 0,4892 | 0,4813 | 0,4450 | 0,3202 |
| agua | 0,4864 | 0,5019 | 0,5062 | 0,5087 | 0,5182 | 0,5549 | 0,6797 |
| dimetil éter | 0,1338 | 0,0395 | 0,0092 | 0,0022 | 0,0005 | 0,0001 | 0,0000 |

Tabla. Valores x_{ij} normalizados

| Etapa j | x_{ij} | | | y_{ij} | | | T_j (K) |
|---------|----------|--------|--------------|----------|--------|--------------|-----------|
| | metanol | agua | dimetil éter | metanol | agua | dimetil éter | |
| 1 | 0,0028 | 0,0000 | 0,9972 | 0,0004 | 0,0000 | 0,9996 | 318,46 |
| 2 | 0,0179 | 0,0000 | 0,9820 | 0,0028 | 0,0000 | 0,9972 | 319,04 |
| 3 | 0,0532 | 0,0005 | 0,9463 | 0,0077 | 0,0000 | 0,9922 | 320,36 |
| 4 | 0,1407 | 0,0052 | 0,8541 | 0,0186 | 0,0002 | 0,9812 | 323,59 |
| 5 | 0,3095 | 0,0359 | 0,6545 | 0,0411 | 0,0014 | 0,9574 | 331,19 |
| 6 | 0,4072 | 0,1507 | 0,4421 | 0,0714 | 0,0080 | 0,9206 | 342,67 |
| 7 | 0,2712 | 0,4337 | 0,2951 | 0,0752 | 0,0270 | 0,8979 | 353,89 |
| 8 | 0,3798 | 0,4864 | 0,1338 | 0,1972 | 0,0659 | 0,7369 | 376,52 |
| 9 | 0,4586 | 0,5019 | 0,0395 | 0,4781 | 0,1614 | 0,3605 | 404,30 |
| 10 | 0,4846 | 0,5062 | 0,0092 | 0,6679 | 0,2298 | 0,1023 | 416,89 |
| 11 | 0,4892 | 0,5087 | 0,0022 | 0,7233 | 0,2514 | 0,0253 | 420,19 |
| 12 | 0,4813 | 0,5182 | 0,0005 | 0,7323 | 0,2619 | 0,0058 | 421,28 |
| 13 | 0,4450 | 0,5549 | 0,0001 | 0,7141 | 0,2847 | 0,0013 | 422,66 |
| 14 | 0,3202 | 0,6797 | 0,0000 | 0,6296 | 0,3702 | 0,0002 | 427,49 |

Tabla. Resultados del cálculo del punto de burbuja, valores y_{ij} y $T_j(k+1)$

| Etapa | λ | | | Hiv | | | HL | HG |
|--------------|-----------|----------|----------|---------|---------|---------|-----------|---------|
| | MeOH | agua | dme | MeOH | agua | dme | KJ/Kmol | KJ/Kmol |
| 1 | 36642,90 | 43119,00 | 17145,91 | 0 | 0 | 0 | -17200,05 | 0 |
| 2 | 36602,18 | 43096,54 | 17102,67 | 26,58 | 20,19 | 40,23 | -17413,48 | 40,19 |
| 3 | 36510,09 | 43045,72 | 17004,42 | 86,61 | 65,72 | 131,12 | -17927,47 | 130,77 |
| 4 | 36283,09 | 42920,42 | 16759,52 | 234,05 | 177,21 | 354,53 | -19305,59 | 352,26 |
| 5 | 35739,26 | 42620,12 | 16155,61 | 584,12 | 440,04 | 886,04 | -22391,77 | 872,98 |
| 6 | 34889,40 | 42150,78 | 15154,56 | 1121,78 | 838,74 | 1705,00 | -25922,13 | 1656,42 |
| 7 | 34022,72 | 41672,69 | 14040,60 | 1657,41 | 1230,29 | 2523,79 | -29716,05 | 2423,80 |
| 8 | 32149,15 | 40644,96 | 11082,85 | 2767,67 | 2025,41 | 4229,00 | -30860,70 | 3795,70 |
| 9 | 29556,76 | 39251,09 | - | 4185,36 | 3011,82 | 6419,34 | -29571,12 | 4801,14 |
| 10 | 28242,00 | 38564,65 | - | 4847,66 | 3462,73 | 7446,67 | -29037,18 | 4795,22 |
| 11 | 27879,17 | 38378,37 | - | 5023,45 | 3581,43 | 7719,71 | -28864,09 | 4729,24 |
| 12 | 27757,80 | 38316,39 | - | 5081,57 | 3620,59 | 7810,02 | -28889,54 | 4714,85 |
| 13 | 27602,09 | 38237,13 | - | 5155,63 | 3670,42 | 7925,12 | -29168,40 | 4736,33 |
| 14 | 27047,52 | 37957,26 | - | 5414,78 | 3844,26 | 8328,09 | -30115,50 | 4834,03 |
| alimentación | 34492,91 | 41931,95 | 14658,45 | 1368,46 | 1019,74 | 2081,74 | -28295,44 | 2024,30 |

Tabla. Cálculo de entalpías para las fases vapor y líquido

| Matriz (a.89) | | | | | | | | | | | | | | |
|---------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|---------|---|-----------------|----------|
| 17544,2 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₃ | 323528,4 |
| -17544,2 | 18279,7 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₄ | 63777 |
| 0 | -18279,7 | 20178,5 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₅ | 170999 |
| 0 | 0 | -20178,5 | 24048,1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₆ | 382939 |
| 0 | 0 | 0 | -24048,1 | 28345,9 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₇ | 438053 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | -28345,9 | 33511,7 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₈ | 21522 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -33511,7 | 35661,8 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₉ | -219938 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -35661,8 | 34366,3 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₁₀ | 247785 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -34366,3 | 33766,4 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₁₁ | 102593 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -33766,4 | 33578,9 | 0 | 0 | 0 | V ₁₂ | 33258 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -33578,9 | 33625,8 | 0 | 0 | V ₁₃ | -4889 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | -33625,8 | 34002,4 | 0 | V ₁₄ | -53582 |

| Resolución de la matriz (a.89) mediante la ecuación (a.90) | | | | | | | | | | | | | | |
|--|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|-----------------|--------|
| 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₃ | 184,41 |
| 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₄ | 180,48 |
| 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₅ | 171,97 |
| 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₆ | 160,22 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₇ | 151,38 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₈ | 128,69 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₉ | 114,76 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₁₀ | 126,30 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | 0 | V ₁₁ | 131,58 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | 0 | V ₁₂ | 133,31 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | 0 | V ₁₃ | 132,97 |
| 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 1 | 0 | V ₁₄ | 129,93 |

Tabla. Resolución del balance de energía modificado, obtención de nuevos valores de flujo molar de vapor V_j(k+1)

| etapa j | T _i (k) | T (k+1) | $[T^{(k)} - T^{(k+1)}] P$ | | |
|---------|--------------------|---------|---------------------------|--------|------|
| 1 | 318,464 | 318,462 | 0,000 | | |
| 2 | 319,060 | 319,048 | 0,000 | | |
| 3 | 320,404 | 320,368 | 0,001 | | |
| 4 | 323,697 | 323,596 | 0,010 | | |
| 5 | 331,396 | 331,192 | 0,042 | | |
| 6 | 342,854 | 342,670 | 0,034 | | |
| 7 | 353,966 | 353,891 | 0,006 | | |
| 8 | 376,689 | 376,521 | 0,028 | | |
| 9 | 404,418 | 404,301 | 0,014 | | |
| 10 | 416,926 | 416,891 | 0,001 | | |
| 11 | 420,203 | 420,193 | 0,000 | | |
| 12 | 421,284 | 421,282 | 0,000 | | |
| 13 | 422,667 | 422,666 | 0,000 | | |
| 14 | 427,491 | 427,490 | 0,000 | τ | 0.13 |

Tabla. Aplicación del criterio de convergencia.

| etapa | MeOH | agua | dme | MeOH | agua | dme |
|-------|--------------------|-------------------------|-------------------------|--------------|--------------|--------|
| 1 | 0,0028 | 0,0000 | 0,9972 | 0,0000 | 0,0000 | 0,0000 |
| 2 | 0,0179 | 0,0000 | 0,9820 | 0,0028 | 0,0000 | 0,9972 |
| 3 | 0,0532 | 0,0005 | 0,9463 | 0,0077 | 0,0000 | 0,9922 |
| 4 | 0,1407 | 0,0052 | 0,8541 | 0,0186 | 0,0002 | 0,9812 |
| 5 | 0,3095 | 0,0359 | 0,6545 | 0,0411 | 0,0014 | 0,9574 |
| 6 | 0,4072 | 0,1507 | 0,4421 | 0,0714 | 0,0080 | 0,9206 |
| 7 | 0,2712 | 0,4337 | 0,2951 | 0,0752 | 0,0270 | 0,8979 |
| 8 | 0,3798 | 0,4864 | 0,1338 | 0,1972 | 0,0659 | 0,7369 |
| 9 | 0,4586 | 0,5019 | 0,0395 | 0,4781 | 0,1614 | 0,3605 |
| 10 | 0,4846 | 0,5062 | 0,0092 | 0,6679 | 0,2298 | 0,1023 |
| 11 | 0,4892 | 0,5087 | 0,0022 | 0,7233 | 0,2514 | 0,0253 |
| 12 | 0,4813 | 0,5182 | 0,0005 | 0,7323 | 0,2619 | 0,0058 |
| 13 | 0,4450 | 0,5549 | 0,0001 | 0,7141 | 0,2847 | 0,0013 |
| 14 | 0,3202 | 0,6797 | 0,0000 | 0,6296 | 0,3702 | 0,0002 |
| etapa | T _j (K) | V _j (kmol/h) | L _j (kmol/h) | HL (kj/kmol) | HG (kj/kmol) | |
| 1 | 318,462 | 0 | 62,041 | -17200,054 | 0 | |
| 2 | 319,048 | 186,123 | 60,294 | -17413,480 | 40,188 | |
| 3 | 320,368 | 184,376 | 56,291 | -17927,473 | 130,770 | |
| 4 | 323,596 | 180,373 | 47,672 | -19305,592 | 352,263 | |
| 5 | 331,192 | 171,754 | 35,955 | -22391,775 | 872,978 | |
| 6 | 342,670 | 160,037 | 27,241 | -25922,130 | 1656,420 | |
| 7 | 353,891 | 151,323 | 320,706 | -29716,054 | 2423,800 | |
| 8 | 376,521 | 128,562 | 306,921 | -30860,706 | 3795,697 | |
| 9 | 404,301 | 114,777 | 318,483 | -29571,126 | 4801,135 | |
| 10 | 416,891 | 126,338 | 323,750 | -29037,183 | 4795,219 | |
| 11 | 420,193 | 131,606 | 325,461 | -28864,092 | 4729,235 | |
| 12 | 421,282 | 133,317 | 325,125 | -28889,542 | 4714,847 | |
| 13 | 422,666 | 132,981 | 322,075 | -29168,408 | 4736,326 | |
| 14 | 427,490 | 129,931 | 192,144 | -30115,508 | 4834,031 | |

Tabla. Resumen de las propiedades por etapa de la unidad de destilación dimetil éter-metanol-agua.

A.2.5.- DISEÑO DE LOS PLATOS PERFORADOS.

Una vez se ha determinado el número de etapas en equilibrio el principal problema en el diseño de la torre es escoger las dimensiones y arreglos que representarán la menor combinación de tendencias opuestas: unas condiciones que lleven a una elevada eficiencia de plato suelen conducir a dificultades en la operación.

Para que la eficiencia sea elevada el tiempo de contacto debe ser largo, para que se permita ocurra la difusión, y la superficie interfacial entre las fases debe ser grande. Así mismo se requiere que exista una elevada turbulencia para que los coeficientes de transferencia de materia sean elevados. Para una elevada eficiencia se requieren una profundidad de líquido elevada y velocidades relativamente elevadas de gas. Esto provoca ciertas dificultades, el arrastre de gotas de líquido en la corriente gaseosa, estas gotas arrastradas reduce el cambio de concentración provocado por la transferencia de masa y reduce la eficiencia del plato. La velocidad del gas, por tanto, debe limitarse para que no disminuya la eficiencia del plato por arrastre de líquido. Además elevadas profundidades de líquido y altas velocidades de gas provoca una elevada caída de presión en el plato.

La caída de presión puede provocar inundaciones. Para una elevada diferencia de presión entre platos el líquido que abandona un plato a presión relativamente baja entra a otro plato con presión alta, necesariamente debe ocupar una posición elevada en la tubería de descenso. En una columna inundada la eficiencia de los platos disminuye un valor muy bajo, el flujo de gas es errático y el líquido puede forzarse hacia la tubería de salida en la parte superior de la torre.

Si el flujo de gas es muy bajo parte del líquido caerá a través de los orificios del plato, lloriqueo.

El espaciamiento entre los platos se escoge en base a la facilidad para la construcción, mantenimiento y costo, 50 cm. es un mínimo aceptable para la limpieza de los platos. Para diámetros de plato de 1 m y menos se recomienda un espaciamiento de la torre (t) de 50 cm.

A.2.5.1.- Diámetro de la torre.

Generalmente se utilizan con mayor frecuencia diámetros de los orificios (d_o) de 4,5 mm. Para un plato de acero inoxidable con diámetro de orificio de 4,5 mm se recomienda una relación entre el espesor de plato y el diámetro de orificio de 0,43. Se tiene, por tanto, un espesor de chapa de 2 mm

Los orificios se colocarán sobre una distribución en forma de triángulo equilátero con distancias (p') de 12 mm entre los centros de los orificios. Para esta distribución la relación entre el área de orificio (A_o) y el área activa (A_a) se expresa como:

$$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \left(\frac{d_o}{p'} \right)^2 = 0,907 \left(\frac{0,0045}{0,012} \right)^2 = 0,127 \quad (\text{a.94})$$

El diámetro de la torre debe ser lo suficientemente grande como para manejar el flujo del gas y del líquido dentro de unas condiciones de operación satisfactorias. La velocidad de inundación se define de la siguiente forma:

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (\text{a.95})$$

donde ρ_L y ρ_G son las densidades de la fase líquida y la fase vapor respectivamente, en kg/m^3 y C_F es una constante empírica, constante de inundación, que se obtiene mediante la siguiente correlación:

$$C_F = \left[a \log \left(\frac{1}{(L'G')(\rho_G \rho_L)^{0,5}} \right) + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,020} \right)^{0,2} \quad (\text{a.96})$$

Los caudales molares de líquido y vapor se tomarán, para cada plato, como los valores medios entre los valores entrantes y salientes. Se tiene así para los 12 platos los siguientes valores:

| etapa j | V _j (kmol/h) | L _j | Plato | V(kmol/h) | L(kmol/h) |
|---------|-------------------------|----------------|-------|-----------|-----------|
| 1 | 0 | 62,04 | 1 | 185,26 | 61,18 |
| 2 | 186,12 | 60,33 | 2 | 182,44 | 58,36 |
| 3 | 184,41 | 56,39 | 3 | 176,22 | 52,14 |
| 4 | 180,48 | 47,89 | 4 | 166,09 | 42,01 |
| 5 | 171,97 | 36,14 | 5 | 155,80 | 31,72 |
| 6 | 160,22 | 27,30 | 6 | 140,04 | 174,07 |
| 7 | 151,38 | 320,83 | 7 | 121,73 | 313,87 |
| 8 | 128,69 | 306,91 | 8 | 120,53 | 312,67 |
| 9 | 114,76 | 318,44 | 9 | 128,94 | 321,08 |
| 10 | 126,30 | 323,73 | 10 | 132,44 | 324,59 |
| 11 | 131,58 | 325,45 | 11 | 133,14 | 325,28 |
| 12 | 133,31 | 325,12 | 12 | 131,45 | 323,59 |
| 13 | 132,97 | 322,07 | | | |
| 14 | 129,93 | 192,14 | | | |

Tabla. Caudales molares para cada plato (V-101).

Se calculan las densidades a partir del factor de compresibilidad calculado, para cada etapa, mediante la ecuación estado de Peng-Robinson (a.23) utilizando las reglas de mezclado descritas anteriormente.

$$\rho_G = \frac{P}{Z_G RT} \quad (\text{a.97})$$

$$\rho_L = \frac{P}{Z_L RT} \quad (\text{a.98})$$

donde $P \equiv$ presión absoluta = 1000000 Pa

$R = 8,314 \text{ (m}^3\text{Pa)/(molK)}$

$T \equiv$ temperatura en K

$Z_L \equiv$ factor de compresibilidad de la fase líquida

$Z_G \equiv$ factor de compresibilidad de la fase gas

Para expresar la densidad en unidades másicas hacemos uso de la masa molecular media de la fase líquida y la fase vapor, respectivamente, en los distintos platos. La masa

molecular media se relaciona linealmente con las composiciones de las distintas especies y sus masas moleculares respectivas:

$$M_{ML} = x_{metanol}M_{metanol} + x_{agua}M_{agua} + x_{dimetil\ ether}M_{dimetil\ ether}$$

$$M_{MG} = y_{metanol}M_{metanol} + y_{agua}M_{agua} + y_{dimetil\ ether}M_{dimetil\ ether}$$

| Plato | x _{ij} | | | y _{ij} | | |
|-------|-----------------|-------|--------------|-----------------|-------|--------------|
| | methanol | agua | dimetil éter | metanol | agua | dimetil éter |
| 1 | 0,018 | 0,000 | 0,982 | 0,003 | 0,000 | 0,997 |
| 2 | 0,053 | 0,001 | 0,946 | 0,008 | 0,000 | 0,992 |
| 3 | 0,141 | 0,005 | 0,854 | 0,019 | 0,000 | 0,981 |
| 4 | 0,310 | 0,036 | 0,655 | 0,041 | 0,001 | 0,957 |
| 5 | 0,407 | 0,151 | 0,442 | 0,071 | 0,008 | 0,921 |
| 6 | 0,271 | 0,434 | 0,295 | 0,075 | 0,027 | 0,898 |
| 7 | 0,380 | 0,486 | 0,134 | 0,197 | 0,066 | 0,737 |
| 8 | 0,459 | 0,502 | 0,039 | 0,478 | 0,161 | 0,360 |
| 9 | 0,485 | 0,506 | 0,009 | 0,668 | 0,230 | 0,102 |
| 10 | 0,489 | 0,509 | 0,002 | 0,723 | 0,251 | 0,025 |
| 11 | 0,481 | 0,518 | 0,000 | 0,732 | 0,262 | 0,006 |
| 12 | 0,445 | 0,555 | 0,000 | 0,714 | 0,285 | 0,001 |

Tabla. Composiciones molares en cada plato (V-101).

| | | | | | | |
|-----------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| plato | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
| M _{ML} | 45,81 | 45,30 | 43,94 | 40,71 | 36,12 | 30,09 |
| M _{MG} | 46,03 | 45,95 | 45,80 | 45,45 | 44,84 | 44,25 |
| plato | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
| M _{ML} | 27,09 | 25,55 | 25,07 | 24,93 | 24,78 | 24,26 |
| M _{MG} | 41,45 | 34,83 | 30,25 | 28,87 | 28,45 | 28,06 |

Tabla. Masa molecular media (V-101).

| Z_G | Z_L | $\rho_G = \frac{P}{1000Z_GRT}$ | $\rho_L = \frac{P}{1000Z_LRT}$ | ρ_G | ρ_L |
|-------|-------|--------------------------------|--------------------------------|----------|----------|
| 0,843 | 0,028 | 0,447 | 13,704 | 20,577 | 627,882 |
| 0,845 | 0,027 | 0,444 | 13,928 | 20,420 | 631,027 |
| 0,849 | 0,026 | 0,438 | 14,520 | 20,050 | 638,157 |
| 0,858 | 0,023 | 0,423 | 15,908 | 19,228 | 647,776 |
| 0,871 | 0,019 | 0,403 | 18,106 | 18,064 | 654,153 |
| 0,884 | 0,015 | 0,384 | 22,653 | 17,016 | 681,795 |
| 0,899 | 0,013 | 0,355 | 24,515 | 14,726 | 664,267 |
| 0,909 | 0,012 | 0,327 | 24,776 | 11,395 | 633,164 |
| 0,911 | 0,012 | 0,317 | 24,652 | 9,577 | 618,052 |
| 0,912 | 0,012 | 0,314 | 24,634 | 9,065 | 614,286 |
| 0,912 | 0,012 | 0,313 | 24,811 | 8,905 | 614,822 |
| 0,914 | 0,011 | 0,311 | 25,592 | 8,741 | 620,871 |

Tabla. Cálculo de densidades (V-101).

Las constantes α y β están en función del espaciamiento entre platos “t”, para el rango $\frac{A_o}{A_a} > 0,1$ calculamos α y β mediante:

$$\alpha = 0,0744t + 0,01173 \tag{a.99}$$

$$\beta = 0,0304t + 0,015 \tag{a.100}$$

Para un espaciamiento de platos de $t = 0,5$ m tenemos $\alpha = 0,0489$

$$\beta = 0,0302$$

Calculamos
$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} = \frac{q\rho_L}{Q\rho_G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} = \frac{q}{Q} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0,5} \tag{a.101}$$

| plato | $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5}$ |
|-------|--|
| 1 | 0,060 |
| 2 | 0,057 |
| 3 | 0,050 |
| 4 | 0,039 |
| 5 | 0,027 |
| 6 | 0,134 |
| 7 | 0,251 |
| 8 | 0,255 |
| 9 | 0,257 |
| 10 | 0,257 |
| 11 | 0,256 |
| 12 | 0,252 |

Tabla. Cálculo de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5}$ (V-101)

La tensión superficial “ σ ” se calculará a partir de la correlación de Jasper:

$$\sigma = a - bT \quad (\text{a.102})$$

Para una temperatura superior a la límite indicada “ T_{HI} ” por Jasper, se evaluará mediante la siguiente ecuación

$$\sigma = d(1 - T_r)^e \quad (\text{a.103})$$

en donde

$$e = \frac{b(T_C - T_{HI})}{a - bT_{HI}} \quad (\text{a.104})$$

$$d = (a - bT_{HI})(1 - T_{HI})^{-e} \quad (\text{a.105})$$

| | metanol | agua | dimetil éter |
|---------------------|---------|---------|--------------|
| T _C (°C) | 239,45 | 374,15 | 126,85 |
| T _{HI} | 100 | 100 | -25 |
| a | 32,72 | 75,83 | 14,97 |
| b | 0,070 | 0,148 | 0,148 |
| e | 0,382 | 0,663 | 1,202 |
| d | 42,225 | 107,942 | 59,771 |

Tabla. Constantes de la ecuación de Jasper.

Generalmente, la tensión superficial en una mezcla líquida no es una función simple de la tensión superficial de los componentes puros debido a que la composición en la superficie de la mezcla no es la misma que en su interior. Para soluciones no acuosas de n componentes el método de Winterfeld, Scriven, y Davis es aplicable

$$\sigma_M = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n r^2 \left(\frac{x_i}{r_{Li}} \right) \left(\frac{x_j}{r_{Lj}} \right) (s_i s_j)^{1/2} \quad (\text{a.106})$$

$$\frac{1}{r} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{r_{Li}} \quad (\text{a.107})$$

donde σ_M = tensión superficial de la mezcla, nN/m

$x_{i,j}$ = fracción molar del componente i o j en la mezcla líquida

$r_{L,i,j}$ = densidad del componente puro i o j , kmol/m³

$\sigma_{i,j}$ = tensión superficial del componente puro i o j , mN/m

El cálculo de la densidad se realizará mediante el método de Rackett, modificado por Spencer y Danner

$$\frac{1}{r} = \left(\frac{RT_C}{P_C} \right) Z_{RA}^n \quad (\text{a.108})$$

donde

$$n = 1 + (1 - T_r)^{2/7} \quad (\text{a.109})$$

$$Z_{RA} = Z_C = \frac{V_C P_C}{RT_C} \quad (\text{a.110})$$

Para los platos inferiores donde la mezcla líquida es pobre en dimetil éter, se empleará el método de Tamura, Kurata y Odani. Debido a que la tensión superficial de una solución acuosa es más difícil de predecir, gracias a la no-dependencia lineal de la fracción molar.

$$\sigma_M^{1/4} = \psi_W \sigma_W^{1/4} + \psi_O \sigma_O^{1/4} \quad (\text{a.111})$$

donde σ_M = tensión superficial de la mezcla, mN/m

σ_W = tensión superficial del agua, mN/m

σ_O = tensión superficial del componente orgánico, mN/m

$$\psi_O = 1 - \psi_W$$

se define ψ_W mediante la relación

$$\log_{10} \left(\frac{\psi_W^q}{1 - \psi_W} \right) = \log_{10} \left(\frac{(x_W V_W)^q}{x_O V_O} (x_W V_W + x_O V_O)^{1-q} \right) + 44,1 \frac{q}{T} \left(\frac{\sigma_O V_{O23}}{q} - \sigma_W V_{W23} \right) \quad (\text{a.112})$$

donde x_i = fracción molar del componente

V_i = volumen molar del componente puro, m³/kmol

T = temperatura, K

q = constante dependiente del tamaño y tipo de compuesto orgánico para el metanol q=1

| Z _R =Z _c | metanol | agua | dimetil éter | r (kmol/m ³) | | | |
|--------------------------------|---------|-------|--------------|--------------------------|--------|--------------|-------|
| plato | n | n | n | metanol | agua | dimetil éter | 1/r |
| 1 | 1,757 | 1,824 | 1,634 | 26,305 | 59,876 | 12,571 | 0,079 |
| 2 | 1,756 | 1,823 | 1,631 | 26,247 | 59,793 | 12,523 | 0,078 |
| 3 | 1,752 | 1,820 | 1,623 | 26,104 | 59,589 | 12,406 | 0,074 |
| 4 | 1,743 | 1,815 | 1,605 | 25,764 | 59,105 | 12,120 | 0,067 |
| 5 | 1,729 | 1,806 | 1,574 | 25,240 | 58,366 | 11,655 | 0,057 |
| 6 | 1,715 | 1,798 | 1,539 | 24,713 | 57,633 | 11,153 | 0,045 |
| 7 | 1,685 | 1,780 | 1,445 | 23,601 | 56,123 | 9,889 | 0,038 |
| 8 | 1,641 | 1,756 | | 22,123 | 54,199 | | |
| 9 | 1,619 | 1,744 | | 21,399 | 53,299 | | |
| 10 | 1,613 | 1,741 | | 21,202 | 53,060 | | |
| 11 | 1,611 | 1,740 | | 21,136 | 52,980 | | |
| 12 | 1,608 | 1,739 | | 21,052 | 52,879 | | |

Tabla. Cálculo de la densidad para los distintos platos (V-01).

| plato | s (mN/m) | s (mN/m) | s (mN/m) | x/r | x/r | x/r | x/r | sm (mN/m) |
|-------|----------|----------|---|--------|-----------------|-------|--------|-----------|
| 1 | 29,492 | 69,051 | 8,763 | 0,001 | 0,000 | 0,078 | 8,890 | |
| 2 | 29,399 | 68,856 | 8,592 | 0,002 | 0,000 | 0,076 | 8,981 | |
| 3 | 29,172 | 68,379 | 8,175 | 0,005 | 0,000 | 0,069 | 9,302 | |
| 4 | 28,638 | 67,257 | 7,208 | 0,012 | 0,001 | 0,054 | 10,342 | |
| 5 | 27,831 | 65,562 | 5,789 | 0,016 | 0,003 | 0,038 | 12,129 | |
| 6 | 27,041 | 63,905 | 4,455 | 0,011 | 0,008 | 0,026 | 14,820 | |
| 7 | 25,448 | 60,561 | 1,980 | 0,016 | 0,009 | 0,014 | 19,175 | |
| 8 | 23,323 | 56,366 | log ₁₀ ($\frac{p_{vw}}{p_{vw}(1-p_{vw})}$) | -0,317 | $\frac{p_{vw}}$ | 0,325 | 31,769 | |
| 9 | 22,249 | 54,412 | log ₁₀ ($\frac{p_{vw}}{p_{vw}(1-p_{vw})}$) | -0,367 | $\frac{p_{vw}}$ | 0,300 | 29,738 | |
| 10 | 21,952 | 53,894 | log ₁₀ ($\frac{p_{vw}}{p_{vw}(1-p_{vw})}$) | -0,376 | $\frac{p_{vw}}$ | 0,296 | 29,262 | |
| 11 | 21,853 | 53,722 | log ₁₀ ($\frac{p_{vw}}{p_{vw}(1-p_{vw})}$) | -0,364 | $\frac{p_{vw}}$ | 0,302 | 29,314 | |
| 12 | 21,726 | 53,504 | log ₁₀ ($\frac{p_{vw}}{p_{vw}(1-p_{vw})}$) | -0,300 | $\frac{p_{vw}}$ | 0,334 | 30,033 | |

Tabla. Cálculo de la tensión superficial para los distintos platos (V-101).

Aplicamos la ecuación (a.96), expresando σ en N/m, y una vez obtenido la constante de inundación C_F calculamos la velocidad límite de inundación V_F mediante la ecuación (a.95). Se tomará como velocidad del vapor el 80% de la velocidad de inundación y se calculará el área neta A_N sabiendo que $A_N = \frac{Q}{V_G}$

| plato | Cf | V _F (m/s) | V _G (m/s) | A _N (m ²) |
|-------|-------|----------------------|----------------------|----------------------------------|
| 1 | 0,051 | 0,278 | 0,222 | 0,518 |
| 2 | 0,052 | 0,283 | 0,226 | 0,504 |
| 3 | 0,053 | 0,295 | 0,236 | 0,474 |
| 4 | 0,057 | 0,324 | 0,259 | 0,421 |
| 5 | 0,062 | 0,368 | 0,294 | 0,365 |
| 6 | 0,049 | 0,304 | 0,243 | 0,416 |
| 7 | 0,045 | 0,296 | 0,237 | 0,402 |
| 8 | 0,049 | 0,362 | 0,290 | 0,353 |
| 9 | 0,048 | 0,385 | 0,308 | 0,367 |
| 10 | 0,048 | 0,394 | 0,315 | 0,372 |
| 11 | 0,048 | 0,398 | 0,318 | 0,371 |
| 12 | 0,049 | 0,407 | 0,326 | 0,360 |

Tabla. Estimación del área neta (V-101).

En forma tentativa, se escoge una longitud de derramadero de $W = 0,7T$ donde T es el diámetro del plato, para esta longitud de derramadero el área utilizada por el vertedero es un 8,8% del área total. Por tanto,

$$A_T = \frac{A_N}{1 - 0,088} \quad (\text{a.113})$$

Una vez conocida el área total, calculamos el diámetro.

$$T = \sqrt{\frac{4A_T}{\pi}} \quad (\text{a.114})$$

A continuación se resumen los valores de A_T y T calculados para los platos, se escogerá el diámetro de mayor valor y se calculará la longitud de derramadero, W , y el área utilizada por un vertedero, A_D .

| Plato | A _T (m ²) | T (m) | T seleccionado | A _T final | W final (m) | A _D (m ²) |
|-------|----------------------------------|-------|-------------------|----------------------|-------------|----------------------------------|
| 1 | 0,568 | 0,850 | 0,86 | 0,582 | 0,602 | 0,051 |
| 2 | 0,553 | 0,839 | | | | |
| 3 | 0,519 | 0,813 | | | | |
| 4 | 0,461 | 0,766 | | | | |
| 5 | 0,401 | 0,714 | | | | |
| 6 | 0,457 | 0,763 | | | | |
| 7 | 0,441 | 0,750 | | | | |
| 8 | 0,387 | 0,702 | | | | |
| 9 | 0,403 | 0,716 | | | | |
| 10 | 0,408 | 0,721 | | | | |
| 11 | 0,407 | 0,720 | | | | |
| 12 | 0,395 | 0,709 | | | | |

Tabla. Área total, diámetro, longitud de derramadero y área de vertedero (V-101).

Se calculará el área activa mediante una extrapolación de los datos recomendados de la relación entre el área activa y el área total.

| A _A /A _T | T | A _T /A _A | T ⁻¹ |
|--------------------------------|------|--------------------------------|-----------------|
| 0,65 | 1 | 1,53 | 1 |
| 0,7 | 1,25 | 1,42 | 0,8 |
| 0,74 | 2 | 1,35 | 0,5 |
| 0,76 | 2,5 | 1,31 | 0,4 |
| 0,78 | 3 | 1,28 | 0,33 |

Tabla. Área activa típica

A partir de la representación de A_T/A_A frente a T⁻¹ obtengo que para T = 0,86 la relación $\frac{A_A}{A_T} = 0,632$, por tanto, A_A = 0,367 m²

A.2.5.2.- Derramaderos.

La profundidad de líquido no deben ser menores de 50 mm. para asegurar una buena formación de espuma, siendo 100 mm. el máximo más común. Estos límites se refieren a la suma de la altura del derramadero h_w más la cresta de derramadero h_1 , calculada como líquido claro.

La cresta de líquido sobre una represa rectangular recta puede calcularse por medio de la formula de Francis

$$\frac{q}{W_{eff}} = 1,839h_1^{3/2} \quad (a.115)$$

donde q = flujo de líquido, m^3/s

W_{eff} = longitud efectiva de derramadero, m

h_1 = cresta del líquido sobre el derramadero, m

Debido a que la acción del derramadero es estorbada por los lados curvos de la torre circular, W_{eff} se representa como una cuerda del círculo de diámetro T , una distancia h_1 más alejada del centro que el derramadero real. La ecuación (a.115) quedaría de la siguiente forma:

$$h_1 = 0,666 \left(\frac{q}{W} \right)^{2/3} \left(\frac{W}{W_{eff}} \right)^{2/3} \quad (a.116)$$

Según la geometría circular del plato, tenemos que:

$$\left(\frac{W_{eff}}{W} \right)^2 = \left(\frac{T}{W} \right)^2 - \left\{ \left[\left(\frac{T}{W} \right)^2 - 1 \right]^{0.5} + \frac{2h_1}{T} \frac{T}{W} \right\}^2 \quad (a.117)$$

Resuelvo estas ecuaciones mediante un cálculo iterativo, supongo primero un valor para h_1 , mediante la ecuación (a.117) calculo $\frac{W_{eff}}{W}$ que empleo en la ecuación (a.116) para hallar un nuevo valor para h_1 . Se exponen los cálculos en la siguiente tabla.

| Plato | h_1 (supuesto) (m) | W_{eff}/W (1) | h_1 (2) | W_{eff}/W (2) | h_1 (3) | W_{eff}/W (4) | h_1 (4) |
|-------|----------------------------|-----------------|-----------|-----------------|-----------|-----------------|-----------|
| 1 | 0,025 | 0,908 | 0,010 | 0,965 | 0,011 | 0,963 | 0,011 |
| 2 | 0,025 | 0,908 | 0,010 | 0,966 | 0,010 | 0,965 | 0,010 |
| 3 | 0,025 | 0,908 | 0,009 | 0,969 | 0,009 | 0,968 | 0,009 |
| 4 | 0,025 | 0,908 | 0,007 | 0,975 | 0,007 | 0,974 | 0,007 |
| 5 | 0,025 | 0,908 | 0,005 | 0,981 | 0,006 | 0,980 | 0,006 |
| 6 | 0,025 | 0,908 | 0,015 | 0,948 | 0,015 | 0,947 | 0,015 |
| 7 | 0,025 | 0,908 | 0,020 | 0,926 | 0,021 | 0,925 | 0,021 |
| 8 | 0,025 | 0,908 | 0,020 | 0,927 | 0,020 | 0,925 | 0,020 |
| 9 | 0,025 | 0,908 | 0,021 | 0,925 | 0,021 | 0,924 | 0,021 |
| 10 | 0,025 | 0,908 | 0,021 | 0,924 | 0,021 | 0,923 | 0,021 |
| 11 | 0,025 | 0,908 | 0,021 | 0,925 | 0,021 | 0,924 | 0,021 |
| 12 | 0,025 | 0,908 | 0,020 | 0,926 | 0,021 | 0,925 | 0,020 |

Tabla. Cálculo de cresta de derramadero (V-101).

Tomando una altura de derramadero, para todos los platos, de 60 mm. obtengo un intervalo de profundidades de líquidos en la columna de 65 mm a 81 mm. Valores dentro de los límites usuales de diseño.

A.2.5.3.- Caída de presión.

A.2.5.3.1- Caída de presión para el gas.

La caída de presión para el gas es la suma de los efectos para el flujo del gas a través del plato seco y de los efectos causados por la presencia del líquido.

$$h_G = h_D + h_L + h_R \quad (\text{a.118})$$

donde h_D = caída de presión en el plato seco

h_L = caída de presión resultante de la profundidad del líquido en el plato

h_R = caída de presión “residual”

La caída de presión en el plato seco se calcula basándose en que es un resultado de una caída de presión a la entrada de las perforaciones, la fricción a la dentro del pequeño tubo que son las perforaciones y una caída de presión a la salida de la perforación.

$$\frac{2h_D g \rho_L}{V_o^2 \rho_G} = C_o \left[0,40 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_N} \right) + \frac{4lf}{d_o} + \left(1 - \frac{A_o}{A_N} \right)^2 \right] \quad (\text{a.119})$$

El factor de fricción de Fanning, f , se calculará mediante la fórmula de Colebrook, que proporciona una buena aproximación de los datos para tubos rugosos y flujo turbulento:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left[\frac{\varepsilon}{3,7D_o} + \frac{1,256}{\text{Re} \sqrt{f}} \right] \quad (\text{a.120})$$

donde $\varepsilon = 0,05$ mm. Rugosidad típica para los aceros comerciales.

$$\text{Re} = \frac{D_o V_o \rho_G}{\mu_G} \quad (\text{a.121})$$

C_o es un coeficiente de orificio función de la relación entre el espesor del plato “l” y el diámetro del orificio. Sobre el rango $l/d_o = 0,2$ a $2,0$

$$C_o = 1,09 \left(\frac{d_o}{l} \right)^{0,25} = 1,09 \left(\frac{0,0045}{0,002} \right)^{0,25} = 1,33 \quad (\text{a.122})$$

El cálculo de la viscosidad de la mezcla gaseosa se realizará mediante la aplicación de la teoría de Chapman-Enskog. Se calculará el coeficiente de viscosidad gaseoso de un compuesto puro mediante la utilización de la siguiente ecuación:

$$\mu = 2,6693 \cdot 10^{-5} \frac{\sqrt{MT}}{\sigma^2 \Omega_{\mu}} \quad (\text{a.123})$$

donde M = peso molecular, g/mol

T = temperatura, K

σ = parámetro de Lennard-Jones $\sigma = 0,841\sqrt[3]{V_C}$

V_C = volumen molar crítico del componente, cm³/mol

Ω_{μ} = función de ε/κ

ε/κ = parámetro de Lennard-Jones $\varepsilon/\kappa = 0,77T_C$

T_C = temperatura crítica del componente, K

| $T\kappa/\varepsilon$ | Ω_{μ} | $T\kappa/\varepsilon$ | Ω_{μ} |
|-----------------------|----------------|-----------------------|----------------|
| 0,6 | 2,065 | 1 | 1,587 |
| 0,65 | 1,982 | 1,05 | 1,549 |
| 0,7 | 1,908 | 1,1 | 1,514 |
| 0,75 | 1,841 | 1,15 | 1,482 |
| 0,8 | 1,78 | 1,2 | 1,452 |
| 0,85 | 1,725 | 1,25 | 1,424 |
| 0,9 | 1,675 | 1,3 | 1,399 |
| 0,95 | 1,629 | 1,35 | 1,375 |

Tabla. Función para la predicción de la viscosidad de gases a baja densidad, Ω_{μ} (V-101)

| | metanol | agua | dimetil éter | plato | metanol | agua | dimetil éter |
|----------------|---------|---------|--------------|-------|---------|-------|--------------|
| TC | 512,6 | 647,3 | 400 | 1 | 0,808 | 0,640 | 1,036 |
| V _C | 118 | 56 | 178 | 2 | 0,812 | 0,643 | 1,040 |
| ε/κ | 394,702 | 498,421 | 308 | 3 | 0,820 | 0,649 | 1,051 |
| σ | 4,125 | 3,218 | 4,731 | 4 | 0,839 | 0,664 | 1,075 |
| | | | | 5 | 0,868 | 0,688 | 1,113 |
| | | | | 6 | 0,897 | 0,710 | 1,149 |
| | | | | 7 | 0,954 | 0,755 | 1,222 |
| | | | | 8 | 1,024 | 0,811 | 1,313 |
| | | | | 9 | 1,056 | 0,836 | 1,354 |
| | | | | 10 | 1,065 | 0,843 | 1,364 |
| | | | | 11 | 1,067 | 0,845 | 1,368 |
| | | | | 12 | 1,071 | 0,848 | 1,372 |

| | metanol | agua | dimetil éter |
|----|---------|-------|--------------|
| 1 | 1,772 | 1,993 | 1,564 |
| 2 | 1,768 | 1,989 | 1,560 |
| 3 | 1,759 | 1,979 | 1,553 |
| 4 | 1,739 | 1,956 | 1,535 |
| 5 | 1,709 | 1,923 | 1,508 |
| 6 | 1,682 | 1,892 | 1,484 |
| 7 | 1,630 | 1,834 | 1,438 |
| 8 | 1,573 | 1,769 | 1,388 |
| 9 | 1,548 | 1,742 | 1,366 |
| 10 | 1,542 | 1,735 | 1,361 |
| 11 | 1,540 | 1,733 | 1,359 |
| 12 | 1,538 | 1,730 | 1,357 |

| | metanol | agua | dimetil éter |
|--|----------------------|----------------------|----------------------|
| | 8,9 10 ⁻⁵ | 9,8 10 ⁻⁵ | 9,2 10 ⁻⁵ |
| | 8,9 10 ⁻⁵ | 9,8 10 ⁻⁵ | 9,2 10 ⁻⁵ |
| | 9,0 10 ⁻⁵ | 9,9 10 ⁻⁵ | 9,3 10 ⁻⁵ |
| | 9,2 10 ⁻⁵ | 0,00010 | 9,6 10 ⁻⁵ |
| | 9,6 10 ⁻⁵ | 0,00010 | 9,9 10 ⁻⁵ |
| | 9,9 10 ⁻⁵ | 0,00010 | 0,00010 |
| | 0,00010 | 0,00011 | 0,00010 |
| | 0,00011 | 0,00012 | 0,00011 |
| | 0,00011 | 0,00012 | 0,00012 |
| | 0,00011 | 0,00012 | 0,00012 |
| | 0,00011 | 0,00012 | 0,00012 |
| | 0,00011 | 0,00013 | 0,00012 |

Tabla. Cálculo de la viscosidad para cada especie, μ_i (g/cms)(V-101)

Para el cálculo de la viscosidad de la mezcla, resultará adecuada la ecuación empírica de Wilke:

$$\mu_{MEZCLA} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i \mu_i}{\sum_{j=1}^n x_j \Phi_{i,j}} \tag{a.124}$$

en la que

$$\Phi_{i,j} = \frac{1}{\sqrt{8}} \left(1 + \frac{M_i}{M_j} \right)^{-1/2} \left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{1/2} \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{1/2} \right]^2 \quad (\text{a.125})$$

En estas ecuaciones, n es en número de especies químicas presentes en la mezcla, x_i y x_j son las fracciones molares de las especies i y j .

| i | j | M_i/M_j | μ_i/μ_j | Φ_{ij} |
|---|---|-----------|---------------|-------------|
| 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| | 2 | 1,779 | 0,913 | 1,097 |
| | 3 | 0,696 | 0,968 | 0,900 |
| 2 | 1 | 0,562 | 1,096 | 0,901 |
| | 2 | 1 | 1 | 1 |
| | 3 | 0,391 | 1,061 | 0,810 |
| 3 | 1 | 1,438 | 1,033 | 1,115 |
| | 2 | 2,557 | 0,943 | 1,222 |
| | 3 | 1 | 1 | 1 |

| | | $\sum x_i \Phi_{ij}$ | | |
|-------|----------|----------------------|--------------|---------------------|
| plato | methanol | agua | dimetil éter | μ |
| 1 | 0,900 | 0,810 | 1,000 | $9,2 \cdot 10^{-5}$ |
| 2 | 0,901 | 0,811 | 1,001 | $9,2 \cdot 10^{-5}$ |
| 3 | 0,902 | 0,812 | 1,002 | $9,3 \cdot 10^{-5}$ |
| 4 | 0,904 | 0,814 | 1,005 | $9,5 \cdot 10^{-5}$ |
| 5 | 0,909 | 0,818 | 1,010 | $9,9 \cdot 10^{-5}$ |
| 6 | 0,913 | 0,822 | 1,015 | 0,00010 |
| 7 | 0,933 | 0,841 | 1,037 | 0,00010 |
| 8 | 0,980 | 0,884 | 1,091 | 0,00011 |
| 9 | 1,012 | 0,915 | 1,128 | 0,00012 |
| 10 | 1,022 | 0,924 | 1,139 | 0,00012 |
| 11 | 1,025 | 0,926 | 1,142 | 0,00012 |
| 12 | 1,027 | 0,929 | 1,145 | 0,00012 |

Tabla. Cálculo de la viscosidad de la mezcla, μ_M (g/cms) (V-101)

| platos | $A_O = \frac{A_O}{A_A} A_A$ | $V_O = \frac{Q}{A_O}$ | μ_G (kg/ms) | Re | $\frac{1}{\sqrt{f}}$ | f | h_D (m) |
|--------|-----------------------------|-----------------------|---------------------|------------------|----------------------|-------|-----------|
| 1 | 0,047 | 2,459 | $9,2 \cdot 10^{-6}$ | $2,4 \cdot 10^4$ | 9,820 | 0,010 | 0,018 |
| 2 | 0,047 | 2,436 | $9,2 \cdot 10^{-6}$ | $2,4 \cdot 10^4$ | 9,820 | 0,010 | 0,017 |
| 3 | 0,047 | 2,388 | $9,3 \cdot 10^{-6}$ | $2,3 \cdot 10^4$ | 9,800 | 0,010 | 0,016 |
| 4 | 0,047 | 2,329 | $9,5 \cdot 10^{-6}$ | $2,1 \cdot 10^4$ | 9,780 | 0,010 | 0,014 |
| 5 | 0,047 | 2,294 | $9,9 \cdot 10^{-6}$ | $1,8 \cdot 10^4$ | 9,750 | 0,011 | 0,012 |
| 6 | 0,047 | 2,161 | $1,0 \cdot 10^{-5}$ | $1,6 \cdot 10^4$ | 9,700 | 0,011 | 0,010 |
| 7 | 0,047 | 2,033 | $1,0 \cdot 10^{-5}$ | $1,2 \cdot 10^4$ | 9,600 | 0,011 | 0,008 |
| 8 | 0,047 | 2,186 | $1,1 \cdot 10^{-5}$ | $9,5 \cdot 10^3$ | 9,490 | 0,011 | 0,007 |
| 9 | 0,047 | 2,416 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ | $8,6 \cdot 10^3$ | 9,440 | 0,011 | 0,008 |
| 10 | 0,047 | 2,502 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ | $8,4 \cdot 10^3$ | 9,420 | 0,011 | 0,008 |
| 11 | 0,047 | 2,523 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ | $8,3 \cdot 10^3$ | 9,420 | 0,011 | 0,008 |
| 12 | 0,047 | 2,504 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ | $8,0 \cdot 10^3$ | 9,400 | 0,011 | 0,007 |

Tabla. Cálculo de la caída de presión en seco, h_D (V-101)

La profundidad equivalente de líquido claro, h_L , es una estimación del valor que se obtendría si la espuma coalesciera. Se calcula mediante:

$$h_L = 6,10 \cdot 10^{-3} + 0,725h_w - 0,238h_w V_A \rho_G^{0,5} + 1,225 \frac{q}{z} \quad (\text{a.126})$$

donde $z = \frac{T+W}{2} = 0,731$ es el ancho del flujo promedio

$$V_A = \frac{Q}{A_A}$$

| platos | Va | h _L (m) |
|--------|-------|--------------------|
| 1 | 0,314 | 0,031 |
| 2 | 0,311 | 0,032 |
| 3 | 0,305 | 0,032 |
| 4 | 0,297 | 0,032 |
| 5 | 0,293 | 0,033 |
| 6 | 0,276 | 0,037 |
| 7 | 0,259 | 0,041 |
| 8 | 0,279 | 0,042 |
| 9 | 0,308 | 0,042 |
| 10 | 0,319 | 0,042 |
| 11 | 0,322 | 0,042 |
| 12 | 0,319 | 0,042 |

Tabla. Cálculo de la caída de presión resultante de la profundidad del líquido, h_L (V-101)

La caída de presión del gas residual, h_R, es principalmente el resultado de vencer la tensión superficial cuando el gas sale a través de una perforación.

$$h_R = \frac{6\sigma g_C}{\rho_L d_o g} \quad (\text{a.127})$$

donde g_C = 1, en S.I. y g = 9,807 m/s²

| plato | h _R (m) | plato | h _R (m) |
|-------|--------------------|-------|--------------------|
| 1 | 0,002 | 7 | 0,004 |
| 2 | 0,002 | 8 | 0,007 |
| 3 | 0,002 | 9 | 0,007 |
| 4 | 0,002 | 10 | 0,006 |
| 5 | 0,003 | 11 | 0,006 |
| 6 | 0,003 | 12 | 0,007 |

Tabla. Cálculo de la caída de presión residual, h_R (V-101)

| plato | h_G (m) | plato | h_G (m) |
|-------|-----------|-------|-----------|
| 1 | 0,051 | 7 | 0,053 |
| 2 | 0,050 | 8 | 0,056 |
| 3 | 0,050 | 9 | 0,056 |
| 4 | 0,048 | 10 | 0,056 |
| 5 | 0,047 | 11 | 0,056 |
| 6 | 0,050 | 12 | 0,056 |

Tabla. Caída de presión total del gas, h_G (V-101)

A.2.5.3.2- Pérdida de presión en la entrada del líquido, h_2 .

Cuando el líquido entra en el plato provoca una pérdida de presión que puede calcularse como equivalente a tres cabezas de velocidad:

$$h_2 = \frac{3}{2g} \left(\frac{q}{A_{da}} \right)^2 \quad (\text{a.128})$$

en donde A_{da} es la menor de dos áreas, la sección transversal del vertedero A_D y el área libre entre el vertedero y el plato.

El faldón del vertedero se coloca en $h_w - 0,025 = 0,035$ m sobre el plato. El área para el flujo debajo del faldón $= 0,035W = 0,021 \text{ m}^2$, menor que A_D , por lo que $A_{da} = 0,021 \text{ m}^2$

| plato | h_2 (m) | plato | h_2 (m) |
|-------|-----------|-------|-----------|
| 1 | 0,001 | 7 | 0,004 |
| 2 | 0,000 | 8 | 0,004 |
| 3 | 0,000 | 9 | 0,005 |
| 4 | 0,000 | 10 | 0,005 |
| 5 | 0,000 | 11 | 0,005 |
| 6 | 0,002 | 12 | 0,004 |

Tabla. Pérdida de presión en la entrada del líquido, h_2 (V-101)

A.2.5.3.3- Retroceso en el vertedero, h_3 .

La distancia h_3 , es la diferencia en el nivel del líquido dentro e inmediatamente afuera del vertedero, será la suma de las pérdidas de carga producidas por el líquido y el gas en el plato superior.

$$h_3 = h_G + h_2 \quad (\text{a.129})$$

| plato | h_3 (m) | plato | h_3 (m) |
|-------|-----------|-------|-----------|
| 1 | 0,051 | 7 | 0,057 |
| 2 | 0,051 | 8 | 0,060 |
| 3 | 0,050 | 9 | 0,061 |
| 4 | 0,048 | 10 | 0,061 |
| 5 | 0,047 | 11 | 0,061 |
| 6 | 0,051 | 12 | 0,060 |

Tabla. Retroceso en el vertedero, h_3 (V-101)

En un diseño seguro, se requiere que el nivel del líquido claro equivalente en el vertedero no sea mayor de un medio del espaciamiento de los platos. La verificación sobre la inundación requerirá que:

$$h_w + h_1 + h_3 < \frac{t}{2} = 0,25m \quad (\text{a.130})$$

| plato | $h_w + h_1 + h_3$ | plato | $h_w + h_1 + h_3$ |
|-------|-------------------|-------|-------------------|
| 1 | 0,122 | 7 | 0,138 |
| 2 | 0,121 | 8 | 0,141 |
| 3 | 0,119 | 9 | 0,142 |
| 4 | 0,116 | 10 | 0,142 |
| 5 | 0,113 | 11 | 0,142 |
| 6 | 0,126 | 12 | 0,141 |

Tabla. Verificación sobre la inundación (V-101)

Vemos que obtenemos valores bastante por debajo de $t/2$, por lo tanto, la distancia entre platos escogida es satisfactoria.

A.2.5.3.4- Velocidad de lloriqueo

Si la velocidad del gas a través de los orificios es muy pequeña, el líquido goteará a través de ellos y se perderá el contacto sobre el plato para el líquido. Además con platos de flujo transversal, dicho líquido no fluirá por toda la longitud del plato inferior.

Calculamos la velocidad mínima del gas a través de los orificios, V_{OW} , mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{V_{OW} \mu_G}{\sigma g_c} = 0,0229 \left(\frac{\mu_G^2}{\sigma g_c \rho_G d_o} \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0,379} \left(\frac{l}{d_o} \right)^{0,293} \left(\frac{2A_A d_o}{\sqrt{3} p^{1/3}} \right)^{2,8} / (Z/d_o)^{0,724} \tag{a.131}$$

Si no se alcanza esta velocidad es probable un excesivo lloriqueo.

Para $\frac{W}{T} = 0,7$ el derramadero se coloca a $0,3296T = 0,283$ m. del centro de la torre.

Por lo tanto, $Z = 2(0,283) = 0,566$ m.

| plato | V_{OW} | V_O | plato | V_{OW} | V_O |
|-------|----------|-------|-------|----------|-------|
| 1 | 0,258 | 2,459 | 7 | 0,527 | 2,033 |
| 2 | 0,262 | 2,436 | 8 | 0,846 | 2,186 |
| 3 | 0,272 | 2,388 | 9 | 0,911 | 2,416 |
| 4 | 0,300 | 2,329 | 10 | 0,936 | 2,502 |
| 5 | 0,346 | 2,294 | 11 | 0,949 | 2,523 |
| 6 | 0,413 | 2,161 | 12 | 0,980 | 2,504 |

Tabla. Velocidad de lloriqueo (V-101)

Se verifica que la velocidad por las perforaciones es superior en todos los platos a la mínima necesaria, no se producirá lloriqueo de forma apreciable.

A.2.6.- EFICACIA DE PLATO.

El número de etapas de equilibrio teóricas necesarias se ha evaluado precisamente mediante las ecuaciones de equilibrio utilizadas, pero en la práctica el equilibrio vapor-líquido no se logra totalmente en los platos.

La eficiencia global de la columna, E_0 , se define como el cociente de los platos teóricos necesitados para una separación dada al número real requerido.

La ecuación de Bakowski proporciona una forma sencilla del cálculo de la eficacia global de la columna.

$$E_o = \frac{1}{1 + \frac{3,7(10^4)KM}{h' \rho_l T}} \quad (\text{a.132})$$

donde

E_0 = eficacia global de la columna, fraccional

K = coeficiente de distribución del equilibrio para el componente clave ligero

M = masa molar para el componente clave ligero, 46,069 g/mol

h' = profundidad de líquido efectiva, mm

ρ_l = densidad del líquido, Kg/m³

T = temperatura, K

El coeficiente de distribución se ha obtenido para cada etapa anteriormente, así mismo, la temperatura, la densidad y la densidad de líquido. A continuación se resumen estos valores, y calcularemos la eficacia global mediante para los valores medios calculados para los 12 platos

| plato | K | T (K) | ρ_1 (kg/m3) | h' (mm) |
|----------------|--------|-------|------------------|---------|
| 1 | 1,015 | 319,0 | 627,882 | 70,515 |
| 2 | 1,049 | 320,3 | 631,027 | 70,091 |
| 3 | 1,149 | 323,5 | 638,157 | 69,126 |
| 4 | 1,463 | 331,1 | 647,776 | 67,466 |
| 5 | 2,082 | 342,6 | 654,153 | 65,703 |
| 6 | 3,043 | 353,8 | 681,795 | 74,930 |
| 7 | 5,508 | 376,5 | 664,267 | 80,658 |
| 8 | 9,133 | 404,3 | 633,164 | 80,472 |
| 9 | 11,139 | 416,8 | 618,052 | 80,883 |
| 10 | 11,727 | 420,1 | 614,286 | 81,036 |
| 11 | 11,965 | 421,2 | 614,822 | 80,970 |
| 12 | 12,391 | 422,6 | 620,871 | 80,497 |
| valores medios | 5,972 | 371,0 | 637,188 | 75,196 |

Tabla. Resumen de las propiedades (V-101)

El cálculo de la eficacia sería, por tanto, utilizando los valores medios.

$$E_o = \frac{1}{1 + \frac{3,7(10^4) \cdot 5,97 \cdot 46,046}{75,19 \cdot 637,18 \cdot 371,05}} = 0,635$$

Obtenemos, aplicando la definición de la eficacia global

$$E_o = \frac{\text{platos teóricos}}{\text{platos reales}}$$

$$\text{platos reales} = \frac{12}{0,6359} = 18,87$$

Tenemos, por tanto, 19 platos reales.

A.2.7.- DISEÑO MECÁNICO.**A.2.7.1.- Condiciones de diseño.**

Se tomará como presión de diseño $2 \text{ Kg/cm}^2 + \text{P.O.}$ (presión de operación). Nuestra presión de operación es $P = 10,197 \text{ Kg/cm}^2$

Nuestra presión de diseño será, por tanto, $P_D = 12,197 \text{ Kg/cm}^2$

La temperatura de diseño se tomará como la temperatura máxima de operación incrementada en 15°C . En nuestro ebullidor se alcanza una temperatura de $154,34^\circ\text{C}$. Se tomará, por tanto, una temperatura de diseño $T_D = 170^\circ\text{C}$

Para esta temperatura de diseño, tenemos una tensión admisible para el material, acero inoxidable (AISI –316) de $S = 1315,413 \text{ Kg/cm}^2$, obtenida extrapolando los datos de la tabla siguiente

| °C | tensión de diseño a la temperatura °C (N/mm ²) | | | | |
|--|--|-----|-----|-----|-----|
| | 0 a 50 | 100 | 150 | 200 | 250 |
| acero inoxidable 18Cr/8Ni Mo 2 ½ (316) | 165 | 145 | 130 | 115 | 110 |
| °C | 300 | 350 | 400 | 450 | 500 |
| acero inoxidable 18Cr/8Ni Mo 2 ½ (316) | 105 | 100 | 100 | 95 | 90 |

Tabla. Tensiones típicas de diseño para la placa.

A temperatura ambiente la tensión admisible será $S_{\text{amb}} = 1784,475 \text{ Kg/cm}^2$. El límite elástico $\sigma_E = 2528,856 \text{ Kg/cm}^2$ y la carga de rotura $\sigma_{\text{MAX}} = 5761,305 \text{ Kg/cm}^2$

A.2.7.2.- Cálculo del espesor.*A.2.7.2.1- Cálculo del espesor mínimo de la envolvente en la línea de tangencia superior.*

El diámetro interior $D = 860 \text{ mm}$. será el calculado en el diseño de plato.

‣ *Por especificación*

$$t = \frac{D}{1000} + 2,54 + C = \frac{860}{1000} + 2,54 + 1,5 = 5,1 \text{ mm} \quad (\text{a.133})$$

donde C es el sobreespesor por corrosión C = 1,5 mm para aceros inoxidable.

‣ *Por tensión circunferencial, en función del diámetro interior*

$$t = \frac{P_D(D + 2C)}{2SE - 1,2P_D} + C = \frac{12,197(860 + 2 \cdot 1,5)}{2 \cdot 1264,428 \cdot 0,85 - 1,212,197} + 1,5 = 6,2 \text{ mm} \quad (\text{a.134})$$

donde E es la eficiencia de soldadura. Las soldaduras serán a tope, con un grado de examen radiográfico parcial se toma E = 0,85

Tomamos un espesor t = 7 mm. para los cálculos sucesivos en donde sea necesaria la utilización del diámetro exterior.

A.2.7.2.2- Cálculo del espesor mínimo de fondo toriesferico tipo "korbbogen".

Tomamos como radio exterior de faldón $D_0 = D + 2t = 874$ mm. Se define el radio interior de corona $L = 0,8 D_0 = 699,2$ mm. y el radio interior tórico $r = 0,154 D_0 = 134,596$ mm.

‣ *Por especificación*

$$t_f = \frac{D_0}{1000} + 2,54 + C = 4,9 \text{ mm} \quad (\text{a.135})$$

‣ *Por tensión circunferencial conociendo los radios interiores*

$$t_f = \frac{1,32P_D(L + C)}{2SE - 0,2P_D} + C = 6,550 \text{ mm} \quad (\text{a.136})$$

‣ *En función de la presión de prueba inicial*

$$P_I = 1,5P_D \frac{S_{amb}}{S} = 24,81 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.137})$$

$$t_f = \frac{1,32P_I L}{2\sigma E - 0,2P_I} = 5,9 \text{ mm} \quad (\text{a.138})$$

donde σ es la tensión admisible de prueba $\sigma = 0,9\sigma_E = 2275,97 \text{ Kg/cm}^2$

‣ *En función de la presión de prueba periódica*

$$P_P = 1,3P_D \frac{S_{amb}}{S} = 21,51 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.139})$$

$$t_f = \frac{1,32P_P(L+C)}{2\sigma E - 0,2P_P} + C = 6,6 \text{ mm} \quad (\text{a.140})$$

A.2.7.2.3 Cálculo del espesor en función de las presiones de prueba.

‣ *En función de la prueba inicial*

$$t_H = \frac{(P_I + (Lx + H)10^{-4})D_0}{2\sigma E + 0,8[P_I + (Lx + H)10^{-4}]} = 5,8 \text{ mm} \quad (\text{a.141})$$

donde la flecha de fondo $H = 0,26D_0 = 227,2 \text{ mm}$. y la longitud entre líneas de tangencia $Lx = 11000 \text{ mm}$.

‣ *En función de la prueba periódica*

$$t_H = \frac{(P_P + (Lx + H)10^{-4})D_0}{2\sigma E + 0,8[P_P + (Lx + H)10^{-4}]} + C = 6,5 \text{ mm} \quad (\text{a.142})$$

A.2.7.2.4 Cálculo del espesor del fondo inferior en función de las presiones de prueba.

‣ En función de la prueba inicial

$$t_f = \frac{1,056D_0 [P_I + (Lx + 2H)10^{-4}]}{2\sigma E - 0,2 [P_I + (Lx + 2H)10^{-4}]} = 6,2 \text{ mm} \quad (\text{a.143})$$

‣ En función de la prueba periódica

$$t_f = \frac{1,056D_0 [P_p + (Lx + 2H)10^{-4}]}{2\sigma E - 0,2 [P_p + (Lx + 2H)10^{-4}]} + C = 6,9 \text{ mm} \quad (\text{a.144})$$

Se tomará tanto para la envolvente como para los fondos un espesor $t = 7\text{mm}$. Este espesor satisfará todos los requerimientos calculados anteriormente.

A.2.7.3.- Cálculo de pesos y tensiones debidas a estos en la elevación.

Calculamos el peso de la envolvente, para un peso específico del acero de $7,96 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/mm}^3$

$$W_s = \frac{\pi}{4} \rho_{\text{acero}} Lx (D_0^2 - D^2) = 1669,44 \text{ Kg} \quad (\text{a.145})$$

Tomamos como espesor de aislante $t_c = 75 \text{ mm}$. Tendremos, por tanto, un diámetro exterior de aislante de $D_c = 1024 \text{ mm}$. Se utilizara lana de vidrio como material aislante que posee un peso específico de $14 \cdot 10^{-8} \text{ Kg/mm}^3$. Calculamos el peso del aislante como:

$$W_c = \frac{\pi}{4} \rho_{\text{aislante}} Lx (D_c^2 - D_0^2) = 344,34 \text{ Kg} \quad (\text{a.146})$$

El espaciamiento de los soportes de aislamiento será aproximadamente de 1500 mm. tendremos 6 anillos angulares como soporte del material aislante y 6 soportes de 10 mm. de espesor para cada anillo angular.

Las dimensiones del angular serán 60x60x6 y su volumen será, por tanto

$$Va = 6 \frac{\pi}{4} (D_c^2 - (D_c - 60)^2) + (60 - 6) \frac{\pi}{4} (D_c^2 - (D_c - 6)^2) = 1081719,4 \text{ mm}^3 \quad (\text{a.147})$$

Las dimensiones del soporte serán 75x75x10 y su volumen

$$Vs = \frac{75 \cdot 75 \cdot 10}{2} = 28125 \text{ mm}^3 \quad (\text{a.148})$$

El material para estos soportes será acero de peso específico $7,85 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/mm}^3$ y tendremos un peso de los soportes de:

$$W_A = (Vs \cdot N_{\text{soportes}} + Va) N_{\text{anillos}} \cdot 7,85 \cdot 10^{-6} = 58,89 \text{ Kg} \quad (\text{a.149})$$

El peso de las escaleras se calculará en función de la longitud entre las líneas de tangencia, mediante:

$$W_{EI} = 0,0375Lx = 412,5 \text{ Kg} \quad (\text{a.150})$$

El volumen de los platos, de 2 mm. de espesor, se calculará teniendo en cuenta que el 8,808% del área total A_T se utiliza como vertedero y que los soportes de los platos serán un 15% de A_T con un espesor de 1 pulgada.

$$V_p = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 0,911 \cdot 2 + 0,15 \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 25,4 = 3272587,6 \text{ mm}^3 \quad (\text{a.151})$$

El peso de los 19 platos de la columna, contruidos del mismo material que la envolvente será

$$W_p = V_p \cdot 7,96 \cdot 10^{-6} \cdot 19 = 494,94 \text{ Kg} \quad (\text{a.152})$$

Para una profundidad media de líquido en el plato de 75 mm. tenemos un peso de líquido en los platos de

$$W_{LP} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 0,911 \cdot 75 \cdot 19 \cdot \rho_{\text{liquido}} = 754,84 \text{ Kg} \quad (\text{a.153})$$

consideramos la densidad del líquido $\rho_{\text{liquido}} = 10^{-6} \text{ Kg/mm}^3$

La capacidad de la columna será, considerando la envolvente y los fondos

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 Lx + 2 \cdot 0,13 D_0^3 = 6563268480 \text{ mm}^3 \quad (\text{a.154})$$

El peso de la columna llena de agua será, por tanto,

$$W_{PH} = V \rho_{\text{agua}} = 6563,268 \text{ Kg} \quad (\text{a.155})$$

El peso total será:

$$\text{parada} \quad W_{\text{parada}} = W_S + W_C + W_A + W_E + W_P = 2980,14 \text{ Kg} \quad (\text{a.156})$$

$$\text{operación} \quad W_{\text{operación}} = W_{\text{parada}} + W_{LP} = 3734,98 \text{ Kg} \quad (\text{a.157})$$

$$\text{prueba} \quad W_{\text{prueba}} = W_{\text{parada}} + W_{PH} = 9543,4 \text{ Kg} \quad (\text{a.158})$$

Para tener en cuenta los pesos de las tuberías conectadas, se incrementará el peso del recipiente en un 3%. Tenemos pues:

$$\text{parada} \quad W_{\text{parada}} = 3069,54 \text{ Kg}$$

$$\text{operación} \quad W_{\text{operación}} = 3847,03 \text{ Kg}$$

$$\text{prueba} \quad W_{\text{prueba}} = 9829,7 \text{ Kg}$$

La tensión debida al peso será:

$$\text{parada} \quad \sigma_{\text{parada}} = \frac{4W_{\text{parada}} \cdot 10^2}{\pi[D_0^2 - (D + 2C)^2]} = 20,45 \text{ Kg} / \text{cm}^2 \quad (\text{a.159})$$

$$\text{operación} \quad \sigma_{\text{operación}} = \frac{4W_{\text{operación}} \cdot 10^2}{\pi[D_0^2 - (D + 2C)^2]} = 25,63 \text{ Kg} / \text{cm}^2 \quad (\text{a.160})$$

$$\text{prueba} \quad \sigma_{\text{prueba}} = \frac{4W_{\text{prueba}} \cdot 10^2}{\pi[D_0^2 - (D + 2C)^2]} = 65,5 \text{ Kg} / \text{cm}^2 \quad (\text{a.161})$$

A.2.7.4.- Cálculo de tensiones longitudinales en la envolvente debidas a la presión interior.

Se calcula la tensión longitudinal originada por la presión interior en la envolvente mediante la siguiente expresión.

$$\sigma_{PA} = \frac{P(D + 2C)}{4(t - C)} = 478,45 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.162})$$

en donde P es la presión interior, Kg/cm²

D es el diámetro interior, mm

C es el espesor de corrosión, mm

t es el espesor total, mm

A.2.7.5.- Cálculo de las tensiones debidas al viento en la condición de operación.

La presión del viento se obtendrá de acuerdo con la fórmula siguiente:

$$P = p \cdot c \cdot k \cdot m \quad (\text{a.163})$$

en donde p es la presión dinámica del viento, tabla 5.1 NBE-EA “acciones en la edificación” $p = 0,01 \text{ Kg/cm}^2$

c es el coeficiente eólico, tabla 5.3 NBE-EA, para una construcción cilíndrica de superficie rugosa o nervada $c = 0,8$

k es el factor eólico de esbeltez, tabla 5.5 NBE-EA, para $\frac{H}{D_0} = 12,58$ $k = 1,26$

m es el coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras, para un diámetro exterior de $D_C = 1024 \text{ mm}$. $m = 1,3$

| 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.

| $\frac{H}{D_0}$ | coeficiente de esbeltez |
|-----------------|----------------------------|
| 1 | 1 |
| 5 | 1 |
| 10 | 1,25 |
| 30 | 1,35 |
| 70 | 1,5 |
| >70 | 1,5 |

Tabla. Coeficiente de esbeltez

| 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.

La altura considerada será la suma de la longitud entre líneas de tangencia L_x , la flecha del fondo H y la longitud de faldón considerada $L_F = 150$ cm.

$$X = 1272,7 \text{ cm.}$$

La presión efectiva del viento será

$$P = pckm = 0,012 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.163})$$

La fuerza horizontal será

$$F = PD_c(cm)X = 1576,43 \text{ Kg} \quad (\text{a.164})$$

El momento flector causado por la fuerza horizontal

$$M_v = \frac{1}{2} PD_c X^2 = 1003183,1 \text{ kgcm} \quad (\text{a.165})$$

Calculamos el módulo resistente como

$$Z = \frac{\pi [D_0^4 - (D + 2C)^4]}{32D_0} = 3237,9 \text{ cm}^3 \quad (\text{a.166})$$

Calculamos la tensión debida al viento

$$\sigma_v = \frac{M_v}{Z} = 309,82 \text{ kg/cm}^2 \quad (\text{a.167})$$

A.2.7.6.- Cálculo de las fatigas admisibles.

Se expresan los cálculos de las fatigas admisibles a tracción, compresión y pandeo en la siguiente tabla.

| CALCULO DE LAS FATIGAS ADMISIBLES | | | | |
|-----------------------------------|------------|------------|------------|--------------------|
| | operación | parada | prueba | |
| Temperatura | 170 | 20 | 20 | ° C |
| a tracción SE | 1118,10105 | 1516,80375 | | kg/cm ² |
| limite elástico | 2528,86 | 2528,86 | 2528,86 | kg/cm ² |
| carga de rotura | | | 5761,31 | kg/cm ² |
| modulo de elasticidad | 1881883,18 | 1998612,00 | 1998612,00 | kg/cm ² |
| espesor de calculo t-c | 5,50 | 5,50 | 5,50 | mm |
| radio exterior Ro | 437,00 | 437,00 | 437,00 | mm |
| SE | 1118,10 | 1516,80 | 1516,80 | kg/cm ² |
| $A=(t-c)/4Ro$ | 0,00 | 0,00 | 0,00 | |
| B | 660,88 | 822,59 | 822,59 | kg/cm ² |
| A compresión | 660,88 | 822,59 | 822,59 | kg/cm ² |
| 1/3 limite elástico | 842,95 | 842,95 | 842,95 | kg/cm ² |
| $1,05 \cdot 10^5 \frac{t-C}{R_0}$ | 1321,51 | 1321,51 | 1321,51 | |
| A pandeo | 842,95 | 842,95 | 842,95 | kg/cm ² |
| 0,9 limite elástico | | | 2275,97 | kg/cm ² |
| 0,495 carga rotura | | | 2851,85 | kg/cm ² |
| fatiga admisible prueba | | | 2275,97 | kg/cm ² |

Tabla. Cálculo de las fatigas admisibles (V-101).

A compresión se tomará el menor valor entre SE y B, B se calcula a partir de la figura UHA 28.4.

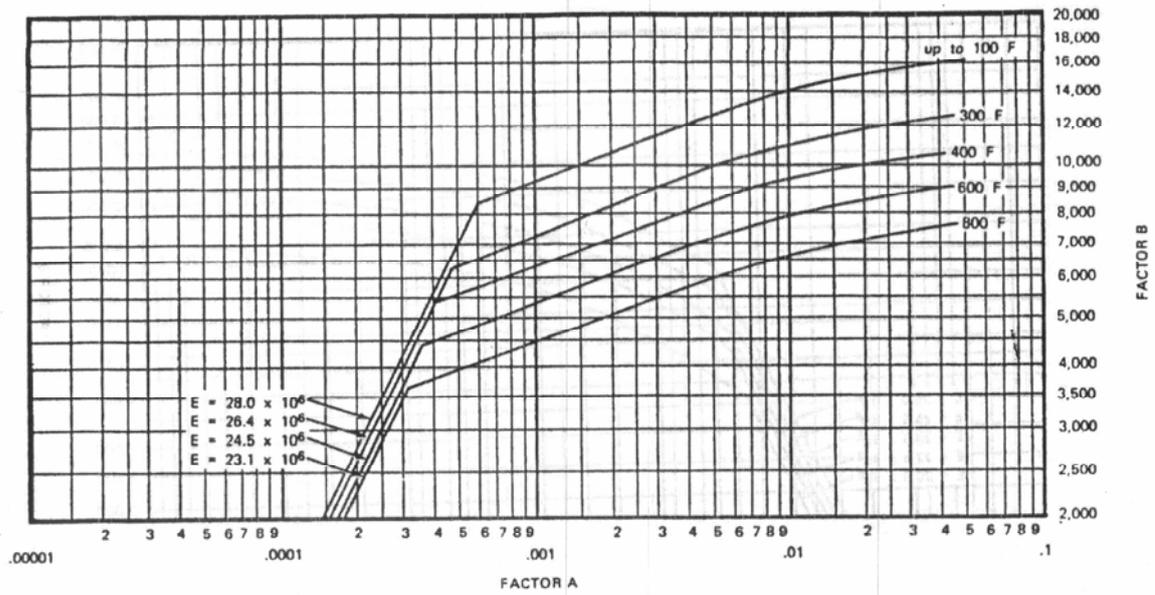


figura. UHA-28.4

A pandeo se tomará el menor valor entre $1/3$ del limite elástico (σ_E) y $1,05 \cdot 10^5 \frac{t-C}{R_0}$

Para la fatiga admisible de prueba se tomará el menor valor entre $0,9\sigma_E$ y $0,495\sigma_{MAX}$ (carga de rotura)

Se comprueba que las tensiones a las que está sometido el recipiente no superan las tensiones admisibles

A tracción $\sigma_V + \sigma_{PA} - \sigma_W < SE$

A compresión $\sigma_V + \sigma_W - \sigma_{PA} < S_{COMPRESIÓN}$

A pandeo $\sigma_V + \sigma_W < S_{PANDEO}$

A.2.7.7.- Cálculo del espesor de faldón.

Los diámetros medios del faldón y de la envolvente coincidirán. La longitud del faldón será de 1,5 m. El faldón se construirá de acero de tensión admisible $S = 1375 \text{ Kg/cm}^2$

Se calculará el espesor del faldón mediante

$$t = \frac{40M_v}{\pi D_0^2 SE} + \frac{10W}{\pi D_0 SE} \quad (\text{a.168})$$

donde M_v es el momento flector producido por el viento, Kg cm

W el peso, kg

En condiciones de operación:

‣ *En la línea de tangencia* $W_T = W = 3847,03 \text{ Kg}$

$$M_v = 1003183,1 \text{ Kg cm}$$

Obtenemos un valor para el espesor del faldón de $t = 1,55 \text{ cm}$

Su peso será $W_F = 7,85 \cdot 10^{-6} \left(\frac{\pi}{4} (D_0^2 - (D_0 - 2t)^2) \right) L_F = 248,43 \text{ Kg}$

donde $t = 15,5 \text{ mm}$ y $L_F = 1500 \text{ mm}$

‣ *En la línea base* $W_T = W + W_F = 4096,7 \text{ Kg}$

$$M_v = 1003183,1 \text{ Kg cm}$$

Obtenemos un valor para el espesor del faldón de $t = 1,558 \text{ cm}$

$$\text{Su peso será } W_F = 7,85 \cdot 10^{-6} \left(\frac{\pi}{4} (D_0^2 - (D_0 - 2t)^2) \right) L_F = 249,67 \text{ Kg}$$

$$\text{donde } t = 15,58 \text{ mm y } L_F = 1500 \text{ mm}$$

En condiciones de prueba hidráulica:

$$\triangleright \text{En la línea de tangencia} \quad W_T = W = 9829,7 \text{ Kg}$$

$$M_v = 1003183,1 \text{ Kg cm}$$

Obtenemos un valor para el espesor del faldón de $t = 1,737 \text{ cm}$

$$\text{Su peso será } W_F = 7,85 \cdot 10^{-6} \left(\frac{\pi}{4} (D_0^2 - (D_0 - 2t)^2) \right) L_F = 278,00 \text{ Kg}$$

$$\text{donde } t = 17,37 \text{ mm y } L_F = 1500 \text{ mm}$$

$$\triangleright \text{En la línea base} \quad W_T = W + W_F = 10109,09 \text{ Kg}$$

$$M_v = 1003183,1 \text{ Kg cm}$$

Obtenemos un valor para el espesor del faldón de $t = 1,745 \text{ cm}$

$$\text{Su peso será } W_F = 7,85 \cdot 10^{-6} \left(\frac{\pi}{4} (D_0^2 - (D_0 - 2t)^2) \right) L_F = 279,38 \text{ Kg}$$

donde $t = 17,45 \text{ mm}$ y $L_F = 1500 \text{ mm}$

El espesor definitivo del faldón será $t_{\text{FALDON}} = 1,75 \text{ cm}$

A.2.7.8.- Cálculo de los pernos de anclaje de la anchura mínima del anillo base.

Los pernos de anclaje se diseñarán para la condición de carga más desfavorable, incluida la prueba hidráulica. El número de pernos será 4, de diámetro $D_{\text{perno}} = 39 \text{ mm}$. La sección de perno será, por tanto, $S_{\text{perno}} = 11,94 \text{ cm}^2$

La anchura del anillo base, R , será 138 mm y la distancia de entre el círculo de pernos y la superficie del faldón, M , será 65 mm (ver planos). Para estas dimensiones, teniendo en cuenta que el diámetro del faldón es $D_0 = 874 \text{ mm}$. tenemos un diámetro de círculo de pernos

$$D_{CP} = D_0 + 2M = 1004 \text{ mm} \quad (\text{a.169})$$

La función de los pernos será evitar el vuelco, para calcular la carga que soporta cada perno se tendrá en cuenta dos factores contrapuestos. Primero el momento de vuelco, producido por la acción del viento, y una fuerza vertical debida al peso que se contrapone al vuelco. Tenemos la siguiente expresión para su cálculo

$$P_P = \frac{4M_v}{ND_{CP}} - \frac{W}{N} \quad (\text{a.170})$$

donde N es el número de pernos

D_{CP} en cm.

M_v , es el momento de vuelco $M_v = 1003189,1 \text{ Kg cm}$

W el peso en Kg

‣ *En parada* $W = 3349,6$ Kg, peso de la columna vacía más el peso del faldón. Para este peso obtenemos una carga por perno de:

$$P_p = \frac{4 \cdot 1003183,1}{4 \cdot 1004} - \frac{3349,6}{4} = 9154,46 \text{Kg}$$

Teniendo en cuenta que la tensión admisible del acero es $S = 1000$ Kg/cm² obtenemos una sección de perno necesaria de $S'_{\text{perno}} = 9,154 \text{cm}^2$.

‣ *En operación* $W = 4127,1$ Kg. Para este peso obtenemos una carga por perno de:

$$P_p = \frac{4 \cdot 1003183,1}{4 \cdot 1004} - \frac{4127,1}{4} = 8960,08 \text{Kg}$$

Teniendo en cuenta que la tensión admisible del acero es $S = 1000$ Kg/cm² obtenemos una sección de perno necesaria de $S'_{\text{perno}} = 8,96 \text{ cm}^2$.

‣ *Prueba hidráulica* $W = 10109,776$ Kg. Para este peso obtenemos una carga por perno de:

$$P_p = \frac{4 \cdot 1003183,1}{4 \cdot 1004} - \frac{10109,77}{4} = 7464,4 \text{ Kg}$$

Teniendo en cuenta que la tensión admisible del acero es $S = 1000$ Kg/cm² obtenemos una sección de perno necesaria de $S'_{\text{perno}} = 7,464 \text{cm}^2$.

Comprobamos que la sección necesaria en cualquiera de las condiciones es inferior a la sección de los pernos elegidos.

A.2.7.9.- Cálculo del espesor del anillo base.

El espesor requerido para el anillo base se encuentra tratando el anillo como una viga voladiza. El mínimo espesor está dado por.

$$t_b = L_r \sqrt{\frac{3f'_c}{S}} \quad (\text{a.171})$$

donde f'_c presión real en la base, kg/cm^2

S la tensión admisible del material del anillo base, $S = 1375 \text{ kg/cm}^2$

L_r es la distancia desde el faldón hasta la parte exterior del anillo

$$L_r = \frac{R}{2} - \frac{t_{FALDON}}{2} (\text{cm}) \quad (\text{a.172})$$

La carga total compresiva en la base del anillo será

$$F_b = \left[\frac{4Mv}{\pi D_0^2} + \frac{W}{\pi D_0} \right] (\text{kg/cm}) \quad (\text{a.173})$$

La presión en la base se calculará como

$$f'_c = \frac{F_b}{R} \quad (\text{a.174})$$

| | | | | |
|----------------|--------|--------------------|--------|--------------------|
| Lr | 6,025 | cm | | |
| S | 1375 | kg/cm ² | | |
| | parada | operación | prueba | |
| Fb | 168,43 | 168,71 | 170,89 | kg/cm |
| R | 13,8 | cm | | |
| f _c | 12,20 | 12,22 | 12,38 | kg/cm ² |
| t _b | 0,98 | 0,98 | 0,99 | cm |

Tabla. Cálculo del espesor del anillo base (V-101).

Tomamos pues 1 cm de espesor para el anillo base.

3. ANEXO 3.- UNIDAD DE DESTILACIÓN METANOL-AGUA**A.3.1.- ALIMENTACIÓN DE LA TORRE.**

La alimentación se introducirá como líquido a su temperatura de saturación, procedente de la cola de la torre V-101, con una composición de la mezcla de:

$$Z_{\text{metanol}} = 0,3202$$

$$Z_{\text{agua}} = 0,6798$$

Para esta composición y presión 10 bar, se ha obtenido temperatura $T = 427,49 \text{ K}$

A.3.2.- BALANCE GLOBAL DE MATERIA.

El objetivo de esta columna es la obtención de una corriente de recuperación de metanol no reaccionado, por cabezas se especifica una riqueza en metanol del 90%. A continuación se calcularán las composiciones y caudales de las corrientes de cabeza y cola para esta torre.

Se especifica además que la corriente de cola posea una composición de un 2,5% en metanol. A partir del balance global de materia a la primera columna se dispone que el caudal de alimentación a la segunda torre sea $F = 192,14 \text{ Kmol/h}$

A partir de un balance de materia global a la columna se obtendrá el caudal de colas:

$$F = D + C$$

$$C = F - D$$

Las composiciones de cabeza y cola del metanol y del agua se obtendrán realizando un balance de materia al metanol, considerando que la suma de las composiciones de cabeza y cola suman la unidad respectivamente:

$$z_m F = x_{mD} D + x_{mC} C \quad (\text{a.175})$$

$$z_a F = x_{aD} D + x_{aC} C \quad (\text{a.176})$$

$$x_{aD} + x_{mD} = 1 \quad (\text{a.177})$$

$$x_{aC} + x_{mC} = 1 \quad (\text{a.178})$$

Siendo: F: alimentación Kmol/h

D: destilado Kmol/h

C: cola Kmol/h

z_m : composición de metanol en la alimentación

z_a : composición de agua en la alimentación

x_{mD} : composición de metanol en el destilado

x_{mC} : composición de metanol en la cola

x_{aD} : composición de agua en el destilado

x_{aC} : composición de agua en la cola

La resolución de estas ecuaciones proporciona las composiciones en cabeza y cola de ambas especies.

$$x_{mD}: 0,9$$

$$x_{mC}: 0,025$$

$$x_{aD}: 0,1$$

$$x_{aC}: 0,95$$

$$C: 127,30 \text{ Kmol/h}$$

$$D: 64,83 \text{ Kmol/h}$$

A.3.3.- CÁLCULO GRÁFICO DE ETAPA MÚLTIPLE, PARA LA SEPARACIÓN METANOL – AGUA, POR EL MÉTODO DE PONCHON - SAVARIT.

Se aplicará el método gráfico de Ponchon-Savarit para la realización del cálculo etapa a etapa, este método no requiere la suposición de relación constante de flujo de las fases. Se calculará la relación de flujo para cada etapa y se estimará los caudales molares tanto del vapor como del líquido para cada etapa.

Si realizamos un balance de materia a la etapa cualesquiera $n-1$ en la zona de rectificación.

$$y_{n-2}V_{n-2} = x_{n-1}L_{n-1} + Dx_D \quad (\text{a.179})$$

$$V_{n-2} = L_{n-1} + D \quad (\text{a.180})$$

donde x e y son las composiciones molares de las corrientes líquido y vapor respectivamente.

V y L son los caudales molares de las corrientes vapor y líquido respectivamente

D es el caudal molar de la corriente de destilado

El balance entálpico será:

$$q_D D + H_{n-2}V_{n-2} = h_{n-1}L_{n-1} + h_D D \quad (\text{a.181})$$

donde $q_D D$ es el calor transmitido en el condensador

H es la entalpía del vapor

h es la entalpía del líquido

Resolviendo obtenemos

$$\frac{L_{n-1}}{D} = \frac{x_D - y_{n-2}}{y_{n-2} - x_{n-1}} \quad (\text{a.182})$$

$$\frac{L_{n-1}}{D} = \frac{(h_D - q_D) - H_{n-2}}{H_{n-2} - h_{n-1}} \quad (\text{a.183})$$

Combinando ambas ecuaciones obtenemos la línea de operación para dos corrientes que se cruzan V_{n-2} y L_{n-1} . Recta que pasa por tres puntos en un diagrama de Ponchon, $(h_D - q_D, x_D)$, (H_{n-2}, y_{n-2}) y (h_{n-1}, x_{n-1}) .

$$\frac{(h_D - q_D) - H_{n-2}}{x_D - y_{n-2}} = \frac{H_{n-2} - h_{n-1}}{y_{n-2} - x_{n-1}} \quad (\text{a.184})$$

El punto P' , cuyas coordenadas son $(h_D - q_D, x_D)$ será el punto de flujo neto que contiene la entalpía neta de las corrientes que se cruzan.

La línea de operación para el condensador de cabeza y el divisor de reflujo será:

$$\frac{(h_D - q_D) - H_n}{x_D - y_n} = \frac{H_n - h_R}{y_n - x_D} \quad (\text{a.185})$$

Que para un condensador total con $x_D = y_n$ la línea que pasa por (H_n, y_n) , (h_R, x_D) , $(h_D - q_D, x_D)$ es una línea vertical que pasa por el punto de diferencia P' .

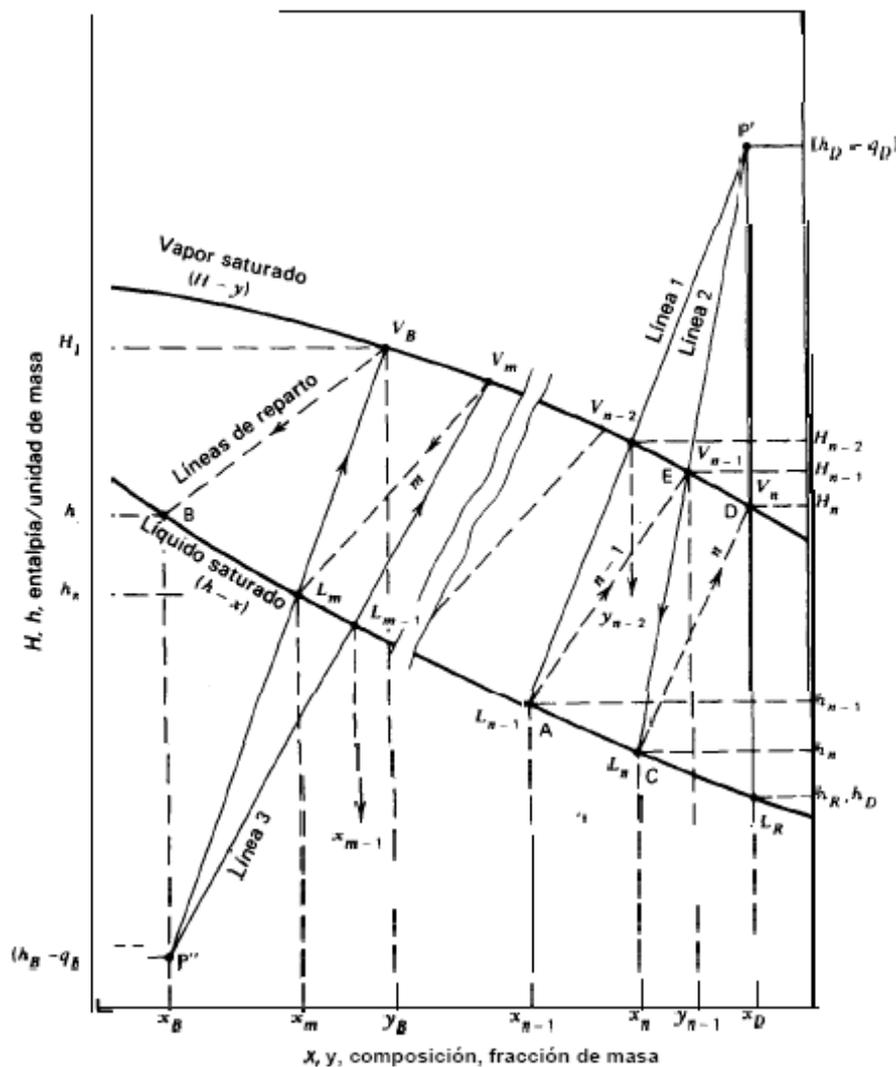


Figura. Balances de materia en el diagrama de Ponchon.

Las relaciones de reflujo interno L/V para cada etapa de la columna pueden expresarse en función de los segmentos y coordenadas de la figura anterior. La relación del líquido a vapor entre las etapas n - 1 y n - 2 será, por tanto.

$$\frac{L_{n-1}}{V_{n-2}} = \frac{\overline{V_{n-2}P'}}{\overline{L_{n-1}P'}} = \frac{x_D - y_{n-2}}{x_D - x_{n-1}} = \frac{(h_D - q_D) - H_{n-2}}{(h_D - q_D) - h_{n-1}} \tag{a.186}$$

Para la relación de reflujo a destilado en la etapa superior ser:

$$\frac{L_R}{D} = \frac{\overline{P'}V_n}{V_n L_R} = \frac{(h_D - q_D) - H_n}{H_n - h_R} \quad (\text{a.187})$$

Para la sección de agotamiento se aplican también los mismos fundamentos. La línea de operación será:

$$\frac{(h_B - q_B) - H_m}{x_B - y_m} = \frac{H_m - h_{m-1}}{y_m - x_{m-1}} \quad (\text{a.188})$$

donde q_B es el calor comunicado en el ebullidor por unidad molar.

El punto P'' es el punto de diferencia para la sección de agotamiento, siendo la relación de líquido a vapor entre las etapas m y $m - 1$.

$$\frac{L_{m-1}}{V_m} = \frac{\overline{P''}V_m}{\overline{P''}L_{m-1}} \quad (\text{a.189})$$

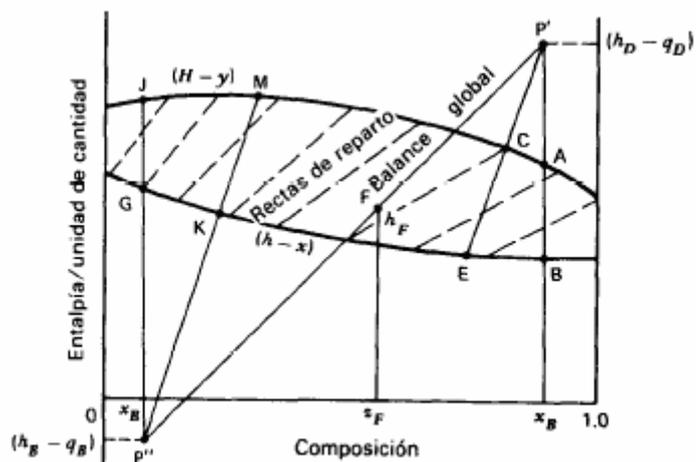


Figura. Resumen de la construcción de Ponchon.

Realizando los balances máxicos a la columna completa, total y al componente mas volátil, así como el balance entálpico, tenemos:

$$F = D + B \tag{a.190}$$

$$z_F F = x_D D + x_B B \tag{a.191}$$

$$F h_F + q_B B + q_D D = h_D D + h_B B \tag{a.192}$$

Operando se obtiene una línea de balance compuesto que pasa por (h_F, z_F) , $(h_B - q_B, x_B)$ y $(h_D - q_D, x_D)$

$$\frac{D}{B} = \frac{z_F - x_B}{x_D - z_F} = \frac{h_F - (h_B - q_B)}{(h_D - q_D) - h_F} \tag{a.193}$$

Los puntos P', P'' y la alimentación estará contenidos en la misma recta

A.3.3.1.- Número Mínimo de Platos Teóricos.

A reflujo total obtendremos el mínimo número de etapas necesarias para alcanzar la separación deseada. A reflujo total los puntos de diferencia P' y P'' están en $+$ y $-$ infinito, respectivamente, puesto que $y = x$, $B = 0$, $D = 0$ y $(h_D - q_D) = +\infty$, $(h_B - q_B) = -\infty$.

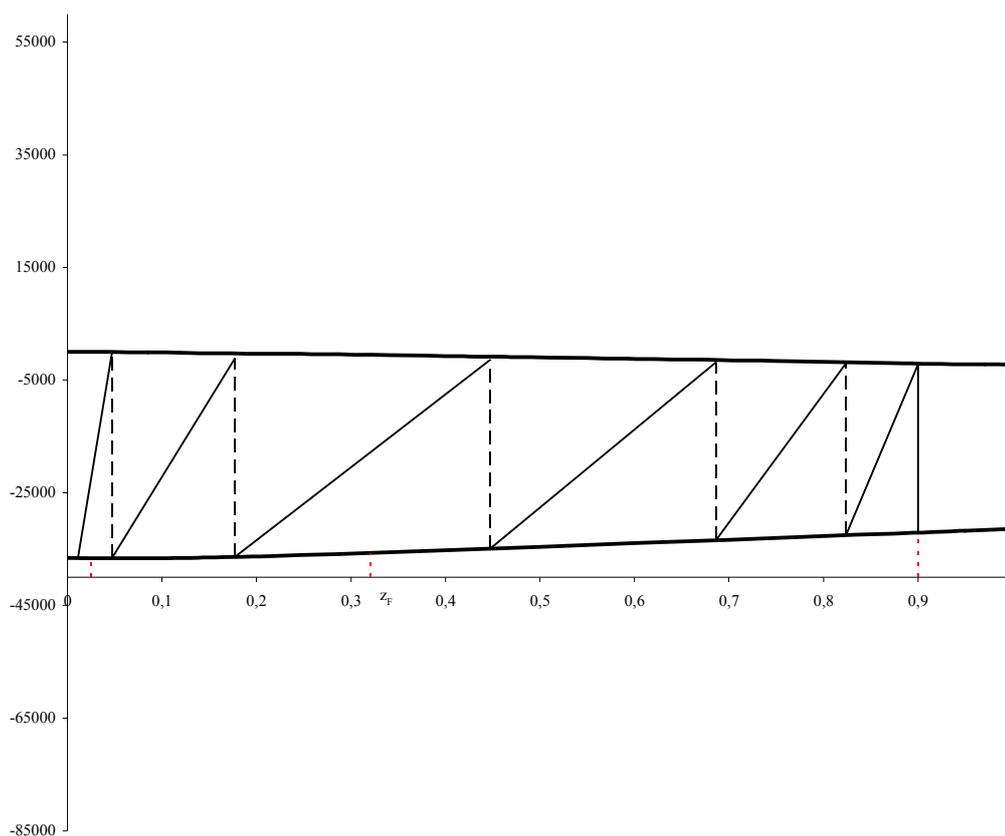


Figura. Resolución del número mínimo de etapas teóricas.

Se tendrán, por tanto, 7 etapas teóricas, 1 condensador total, 1 ebullidor y 5 platos.

A.3.3.2.- Relación de Reflujo Mínima

Las condiciones de reflujo mínimo corresponden a una situación de máximo producto y número infinito de etapas. Se obtendrá esta situación cuando la recta que une la

condición de alimentación, P' y P'' coincide con una recta de reparto, correspondiente al equilibrio, que pasa por z_F , hasta su intersección con los puntos P' y P'' .

Se hallará, por tanto, conociendo la condición de alimentación, en nuestro caso entra como líquido saturado, trazando la recta de reparto que pase por (z_F, h_F) . Obtenemos los puntos P' y P'' mediante la intersección de la recta obtenida con las verticales en x_D , para P' , y en x_B , para P'' .

$$\text{Tenemos pues un reflujo mínimo } \frac{L_R}{D} = \frac{\overline{P'V_n}}{V_n L_R} = \frac{P' - H_n}{H_n - h_r} = 1,26 \quad (\text{a.187})$$

$$\text{donde } P' = 0,9; 35807,8$$

$$H_n = 0,9; -2123,8$$

$$h_r = -32054,5$$

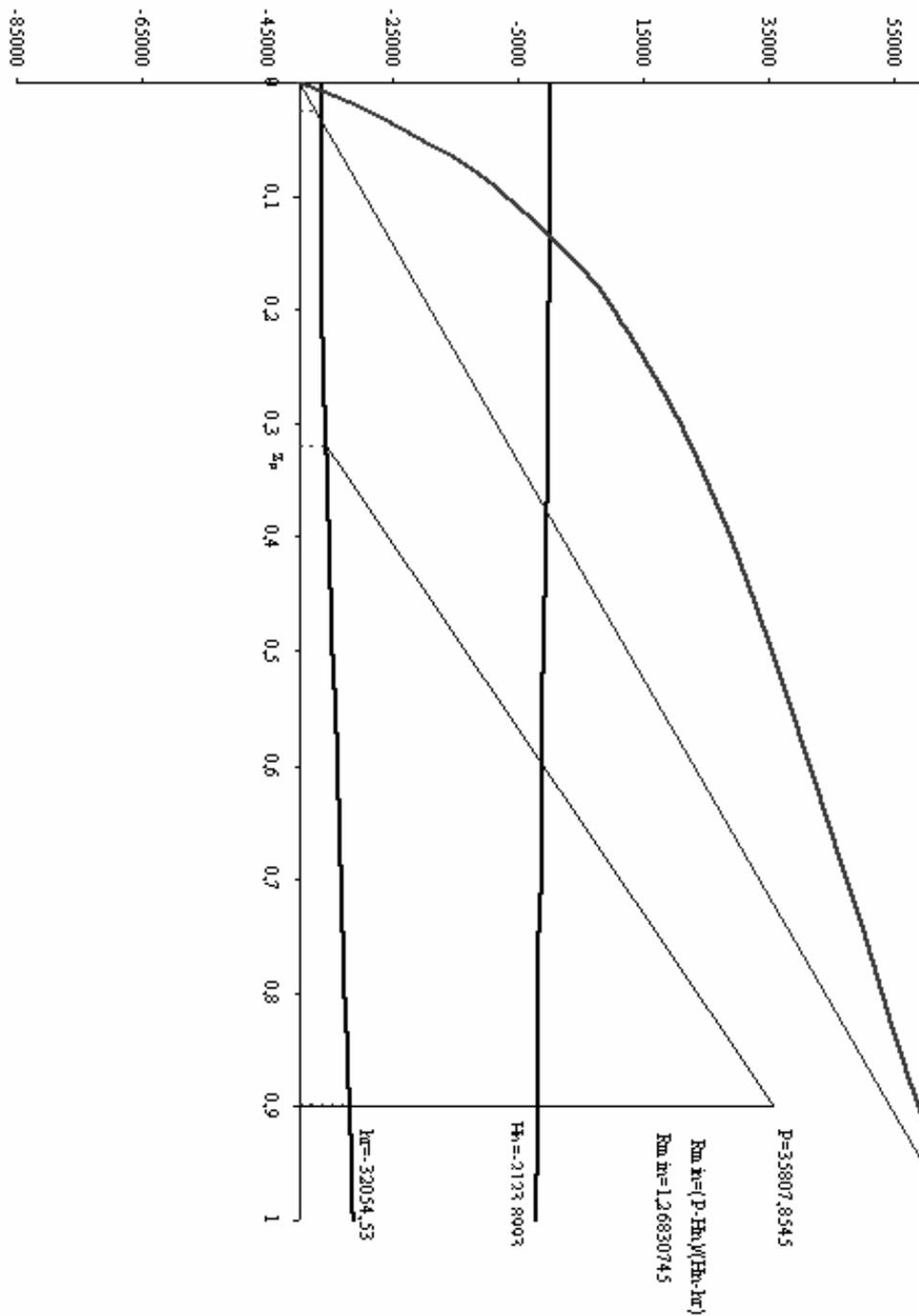


Figura. Resolución del reflujo mínimo.

A.3.3.3.- Número de etapas teóricas.

Para un valor de L_R/D de 1,5 (L_R/D)_{min} se tendrá un valor de $R = 1,9$ obtendremos pues un punto P' de coordenadas (0,9; 54706,5), como la alimentación se introduce como líquido saturado sus coordenadas serán (0,3202; -35698,7). La alimentación y los puntos P' y P'' deben estar contenidos en la misma recta, por tanto, el punto P'' debe tener coordenadas (0,025; -81734,4)

Construimos el diagrama de Ponchon y obtenemos 11 etapas teóricas, 1 ebullidor, 1 condensador total y 9 platos teóricos.

La relación de líquido y vapor en las etapas se obtendrán mediante la utilización de las ecuaciones (a.186) y (a.189).

| | |
|-----------|-------|
| L_R/D | 1,900 |
| L_R/V_1 | 0,655 |
| L_1/V_2 | 0,651 |
| L_2/V_3 | 0,644 |
| L_3/V_4 | 0,640 |
| L_4/V_5 | 0,633 |
| L_5/V_6 | 0,626 |
| L_6/V_7 | 1,744 |
| L_7/V_8 | 1,762 |
| L_8/V_9 | 1,785 |
| L_9/V_b | 1,801 |

Tabla. Relaciones líquido-vapor (V-201).

Realizando balances de materia a cada etapa, utilizando la relaciones líquido-vapor calculadas obtendremos los valores de las corrientes líquidas y vapor de cada etapa.

El balance de materia al condensador será:

$$L_R = \left(\frac{L_R}{D} \right) D \quad (\text{a.194})$$

$$V_1 = D + L_R \quad (\text{a.195})$$

El balance de materia a un plato cualquiera sera:

$$V_2 = \frac{V_1 - L_R}{1 - \frac{L_1}{V_2}} \quad (\text{a.196})$$

$$L_1 = \frac{L_1}{V_2} V_2 \quad (\text{a.197})$$

$$V_{n+1} = \frac{V_n - L_{n-1}}{1 - \frac{L_n}{V_{n+1}}} \quad (\text{a.198})$$

$$L_n = \frac{L_n}{V_{n+1}} V_{n+1} \quad (\text{a.199})$$

El plato de alimentación será el 6, para este tendremos resolveremos las siguientes ecuaciones:

$$V_7 = \frac{V_6 - L_5 - F_6}{1 - \frac{L_6}{V_7}} \quad (\text{a.200})$$

$$L_6 = \frac{L_6}{V_7} V_7 \quad (\text{a.201})$$

Estas ecuaciones se resolverán desde la etapa superior, el condensador total, descendiendo hasta el ebullición. Los resultados obtenidos se exponen en la siguiente tabla

| etapa | L (Kmol/h) | V (Kmol/h) | | L (Kmol/h) | V (Kmol/h) |
|-------|------------|------------|----------------|------------|------------|
| R | 123,188 | | 6 | 298,464 | 173,580 |
| 1 | 120,802 | 188,024 | 7 | 294,484 | 171,155 |
| 2 | 117,241 | 185,638 | 8 | 289,498 | 167,176 |
| 3 | 115,117 | 182,077 | 9 | 286,198 | 162,190 |
| 4 | 111,934 | 179,953 | V _B | | 158,890 |
| 5 | 108,744 | 176,770 | B | 127,308 | |

Tabla. Caudales líquido-vapor para las distintas etapas (V-201).

A partir del diagrama de Ponchon-Savarit observamos las siguientes composiciones para las etapas.

| etapa | x | y | etapa | x | y |
|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 1 | 0,824 | 0,900 | 6 | 0,309 | 0,588 |
| 2 | 0,734 | 0,851 | 7 | 0,241 | 0,521 |
| 3 | 0,632 | 0,794 | 8 | 0,142 | 0,405 |
| 4 | 0,517 | 0,729 | 9 | 0,067 | 0,234 |
| 5 | 0,400 | 0,657 | B | 0,025 | 0,100 |

Tabla. Composiciones para las distintas etapas (V-201).

Se obtienen las temperaturas para cada etapa aplicando las ecuaciones descritas anteriormente para el cálculo del punto de burbuja al equilibrio metanol-agua, para las distintas etapas:

| etapa | T (K) | etapa | T (K) |
|-------|--------|-------|--------|
| 1 | 411,75 | 6 | 425,65 |
| 2 | 413,65 | 7 | 428,74 |
| 3 | 415,97 | 8 | 434,78 |
| 4 | 418,89 | 9 | 441,62 |
| 5 | 422,35 | B | 446,77 |

Tabla. Temperaturas para las distintas etapas (V-201).

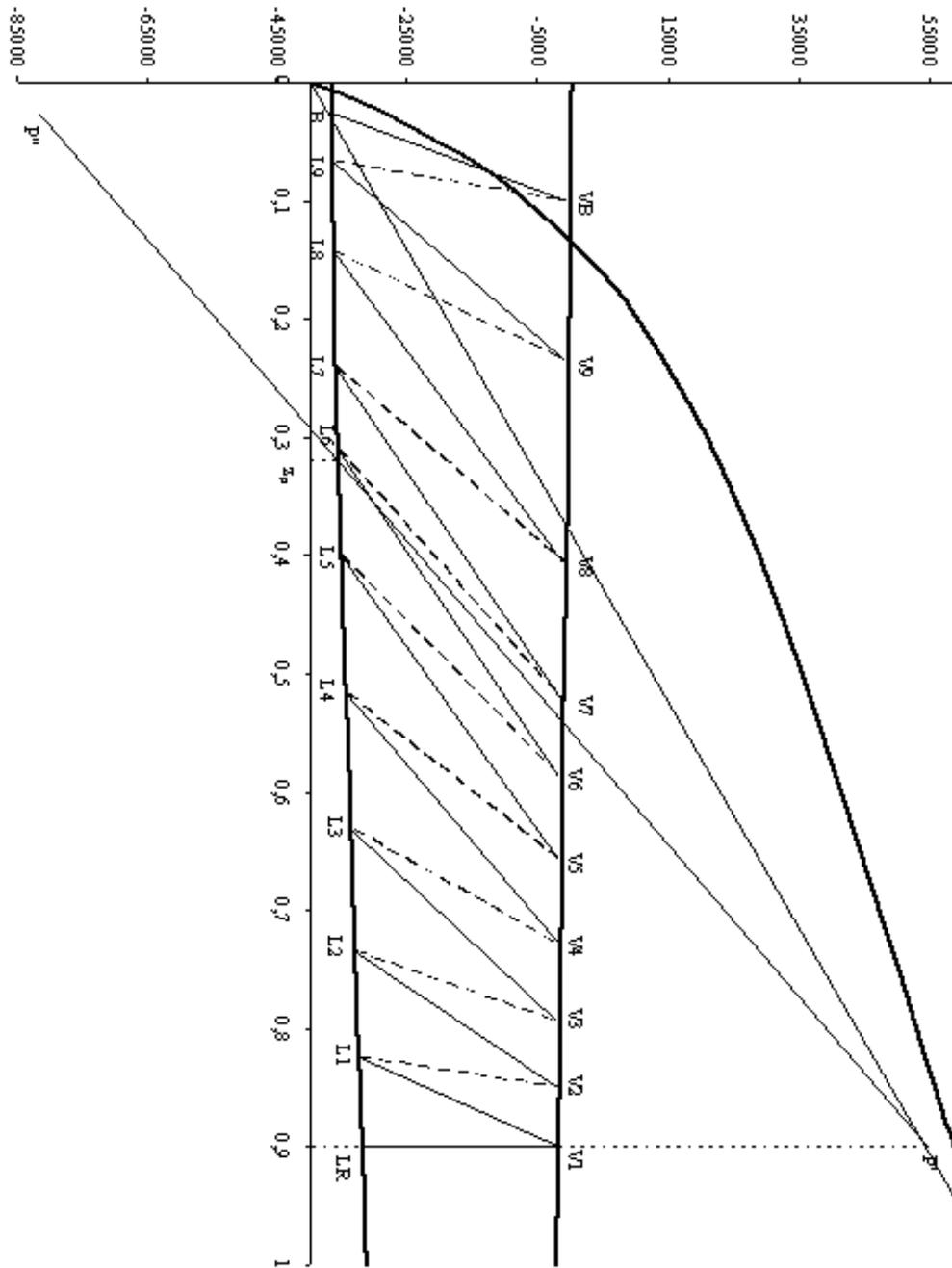


Figura. Resolución del diagrama de Ponchon para $R = 1,9$.

A.3.4.- DISEÑO DE LOS PLATOS PERFORADOS.

El espaciamiento entre los platos se escoge en base a la facilidad para la construcción, mantenimiento y costo, 50 cm. es un mínimo aceptable para la limpieza de los platos. Para diámetros de plato de 1 m y menos se recomienda un espaciamiento de la torre (t) de 50 cm.

A.3.4.1.- Diámetro de la torre.

Generalmente se utilizan con mayor frecuencia diámetros de los orificios (d_o) de 4,5 mm. Para un plato de acero inoxidable con diámetro de orificio de 4,5 mm se recomienda una relación entre el espesor de plato y el diámetro de orificio de 0,43. Se tiene, por tanto, un espesor de chapa de 2 mm

Los orificios se colocarán sobre una distribución en forma de triángulo equilátero con distancias (p') de 12 mm entre los centros de los orificios. Para esta distribución la relación entre el área de orificio (A_o) y el área activa (A_a) se expresa como:

$$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \left(\frac{d_o}{p'} \right)^2 = 0,907 \left(\frac{0,0045}{0,012} \right)^2 = 0,12 \quad (\text{a.94})$$

El diámetro de la torre debe ser lo suficientemente grande como para manejar el flujo del gas y del líquido dentro de unas condiciones de operación satisfactorias. La velocidad de inundación se define de la siguiente forma:

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (\text{a.95})$$

donde ρ_L y ρ_G son las densidades de la fase líquida y la fase vapor respectivamente, en kg/m^3 y C_F es una constante empírica, constante de inundación, que se obtiene mediante la siguiente correlación:

$$C_F = \left[a \log \left(\frac{1}{(L'G')(\rho_G \rho_L)^{0,5}} \right) + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,020} \right)^{0,2} \tag{a.96}$$

Los caudales molares de líquido y vapor se tomarán, para cada plato, como los valores medios entre los valores entrantes y salientes. Se tiene así para los 9 platos los siguientes valores:

| etapa j | Vj (kmol/h) | Lj | Plato | V(kmol/h) | L(kmol/h) |
|---------|-------------|--------|-------|-----------|-----------|
| r | | 123,19 | 1 | 186,83 | 122,00 |
| 1 | 188,02 | 120,80 | 2 | 183,86 | 119,02 |
| 2 | 185,64 | 117,24 | 3 | 181,02 | 116,18 |
| 3 | 182,08 | 115,12 | 4 | 178,36 | 113,53 |
| 4 | 179,95 | 111,93 | 5 | 175,17 | 110,34 |
| 5 | 176,77 | 108,74 | 6 | 172,37 | 203,60 |
| 6 | 173,58 | 298,46 | 7 | 169,17 | 296,47 |
| 7 | 171,16 | 294,48 | 8 | 164,68 | 291,99 |
| 8 | 167,18 | 289,50 | 9 | 160,54 | 287,85 |
| 9 | 162,19 | 286,20 | | | |
| b | 158,89 | | | | |

Tabla. Caudales molares para cada plato (V-201).

Se calculan las densidades a partir del factor de compresibilidad calculado, para cada etapa, mediante la ecuación estado de Peng-Robinson (a.23) utilizando las reglas de mezclado descritas anteriormente.

$$\rho_G = \frac{P}{Z_G RT} \tag{a.97}$$

$$\rho_L = \frac{P}{Z_L RT} \tag{a.98}$$

donde P ≡ presión absoluta = 1000000 Pa

$$R = 8,314 \text{ (m}^3\text{Pa)/(molK)}$$

$T \equiv$ temperatura en K

$Z_L \equiv$ factor de compresibilidad de la fase líquida

$Z_G \equiv$ factor de compresibilidad de la fase gas

Para expresar la densidad en unidades másicas hacemos uso de la masa molecular media de la fase líquida y la fase vapor, respectivamente, en los distintos platos. La masa molecular media se relaciona linealmente con las composiciones de las distintas especies y sus masas moleculares respectivas:

$$M_{ML} = x_{metanol}M_{metanol} + x_{agua}M_{agua} + x_{dimetil_eter}M_{dimetil_eter}$$

$$M_{MG} = y_{metanol}M_{metanol} + y_{agua}M_{agua} + y_{dimetil_eter}M_{dimetil_eter}$$

| Plato | x_{ij} | | y_{ij} | |
|-------|----------|-------|----------|-------|
| | metanol | agua | metanol | agua |
| 1 | 0,824 | 0,176 | 0,900 | 0,100 |
| 2 | 0,734 | 0,266 | 0,851 | 0,149 |
| 3 | 0,632 | 0,368 | 0,794 | 0,206 |
| 4 | 0,517 | 0,483 | 0,729 | 0,271 |
| 5 | 0,400 | 0,600 | 0,657 | 0,343 |
| 6 | 0,309 | 0,691 | 0,588 | 0,412 |
| 7 | 0,241 | 0,759 | 0,521 | 0,479 |
| 8 | 0,142 | 0,858 | 0,405 | 0,595 |
| 9 | 0,067 | 0,933 | 0,234 | 0,766 |

Tabla. Composiciones molares en cada plato (V-201).

| | | | | | |
|----------|-------|-------|-------|-------|-------|
| plato | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| M_{ML} | 29,57 | 28,31 | 26,88 | 25,26 | 23,63 |
| M_{MG} | 30,64 | 29,95 | 29,15 | 28,24 | 27,23 |
| plato | 6 | 7 | 8 | 9 | |
| M_{ML} | 22,35 | 21,39 | 20,01 | 18,95 | |
| M_{MG} | 26,26 | 25,32 | 23,70 | 21,30 | |

Tabla. Masa molecular media (V-201).

| Z_G | Z_L | $\rho_G = \frac{P}{1000Z_GRT}$ | $\rho_L = \frac{P}{1000Z_LRT}$ | ρ_G | ρ_L |
|-------|-------|--------------------------------|--------------------------------|----------|----------|
| 0,898 | 0,015 | 0,325 | 19,338 | 9,964 | 571,908 |
| 0,902 | 0,014 | 0,322 | 20,533 | 9,655 | 581,379 |
| 0,906 | 0,013 | 0,319 | 22,097 | 9,302 | 593,989 |
| 0,911 | 0,012 | 0,315 | 24,185 | 8,903 | 610,956 |
| 0,916 | 0,011 | 0,311 | 26,731 | 8,472 | 631,542 |
| 0,920 | 0,010 | 0,307 | 29,097 | 8,065 | 650,359 |
| 0,924 | 0,009 | 0,304 | 31,150 | 7,687 | 666,337 |
| 0,931 | 0,008 | 0,297 | 34,594 | 7,044 | 692,198 |
| 0,938 | 0,007 | 0,290 | 37,688 | 6,183 | 714,241 |

Tabla. Cálculo de densidades (V-201).

Las constantes α y β están en función del espaciamiento entre platos “t”, para el rango $\frac{A_o}{A_a} > 0,1$ calculamos α y β mediante:

$$\alpha = 0,0744t + 0,01173 \quad (\text{a.99})$$

$$\beta = 0,0304t + 0,015 \quad (\text{a.100})$$

Para un espaciamiento de platos de $t = 0,5$ m tenemos $\alpha = 0,0489$

$$\beta = 0,0302$$

$$\text{Calculamos } \frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} = \frac{q\rho_L}{Q\rho_G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} = \frac{q}{Q} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad (\text{a.101})$$

| plato | $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5}$ |
|-------|--|
| 1 | 0,083 |
| 2 | 0,079 |
| 3 | 0,074 |
| 4 | 0,069 |
| 5 | 0,063 |
| 6 | 0,112 |
| 7 | 0,159 |
| 8 | 0,151 |
| 9 | 0,148 |

Tabla. Cálculo de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5}$ (V-201)

La tensión superficial “σ” se calculará a partir de la correlación de Jasper:

$$\sigma = a - bT \tag{a.102}$$

Para una temperatura superior a la límite indicada “T_{HI}” por Jasper, se evaluará mediante la siguiente ecuación

$$\sigma = d(1 - T_r)^e \tag{a.103}$$

$$e = \frac{b(T_C - T_{HI})}{a - bT_{HI}} \tag{a.104}$$

$$d = (a - bT_{HI})(1 - T_{HI})^{-e} \tag{a.105}$$

| | metanol | agua |
|------------|---------|---------|
| T_C (°C) | 239,45 | 374,15 |
| T_{HI} | 100 | 100 |
| a | 32,72 | 75,83 |
| b | 0,0703 | 0,1477 |
| e | 0,3818 | 0,6631 |
| d | 42,225 | 107,941 |

Tabla. Constantes de la ecuación de Jasper.

Generalmente, la tensión superficial en una mezcla líquida no es una función simple de la tensión superficial de los componentes puros debido a que la composición en la superficie de la mezcla no es la misma que en su interior.

El cálculo de la densidad se realizará mediante el método de Rackett, modificado por Spencer y Danner

$$\frac{1}{r} = \left(\frac{RT_C}{P_C} \right) Z_{RA}^n \quad (\text{a.108})$$

donde

$$n = 1 + (1 - T_r)^{2/7} \quad (\text{a.109})$$

$$Z_{RA} = Z_C = \frac{V_C P_C}{RT_C} \quad (\text{a.110})$$

Se empleará el método de Tamura, Kurata y Odani. Debido a que la tensión superficial de una solución acuosa es más difícil de predecir, gracias a la no-dependencia lineal de la fracción molar.

$$\sigma_M^{1/4} = \psi_W \sigma_W^{1/4} + \psi_O \sigma_O^{1/4} \quad (\text{a.111})$$

donde σ_M = tensión superficial de la mezcla, mN/m

σ_w = tensión superficial del agua, mN/m

σ_o = tensión superficial del componente orgánico, mN/m

$$\psi_o = 1 - \psi_w$$

se define ψ_w mediante la relación

$$\log_{10} \left(\frac{\psi_w^q}{1 - \psi_w} \right) = \log_{10} \left(\frac{(x_w V_w)^q}{x_o V_o} (x_w V_w + x_o V_o)^{1-q} \right) + 44,1 \frac{q}{T} \left(\frac{\sigma_o V_o^{23}}{q} - \sigma_w V_w^{23} \right) \quad (\text{a.112})$$

donde x_i = fracción molar del componente

V_i = volumen molar del componente puro igual a la inversa de la densidad, m³/kmol

T = temperatura, K

q = constante dependiente del tamaño y tipo de compuesto orgánico para el metanol q=1

| | metanol | agua | | |
|---------------------------------|---------|-------|---------|---------|
| Z _{Ra} =Z _c | 0,224 | 0,230 | | |
| plato | n | n | metanol | 1/r |
| 1 | 1,628 | 1,749 | 5,2E-05 | 2,3E-05 |
| 2 | 1,625 | 1,747 | 5,2E-05 | 2,3E-05 |
| 3 | 1,621 | 1,745 | 5,2E-05 | 2,3E-05 |
| 4 | 1,615 | 1,743 | 5,3E-05 | 2,3E-05 |
| 5 | 1,609 | 1,739 | 5,3E-05 | 2,3E-05 |
| 6 | 1,602 | 1,736 | 5,4E-05 | 2,3E-05 |
| 7 | 1,596 | 1,733 | 5,4E-05 | 2,3E-05 |
| 8 | 1,584 | 1,727 | 5,5E-05 | 2,3E-05 |
| 9 | 1,568 | 1,721 | 5,6E-05 | 2,4E-05 |

Tabla. Cálculo de la densidad para los distintos platos (V-201)

| plato | s (mN/m) | s (mN/m) | | z/r | z/r | z/r | sin (mN/m) |
|-------|----------|----------|---------------------------------|---------|-------------|--------------|------------|
| 1 | 22,697 | 55,214 | $\log(\psi_{vw}/(1-\psi_{vw}))$ | metanol | agua | dimetil éter | 24,728 |
| 2 | 22,533 | 54,919 | $\log(\psi_{vw}/(1-\psi_{vw}))$ | -0,793 | ψ_{vw} | 0,139 | 25,819 |
| 3 | 22,330 | 54,556 | $\log(\psi_{vw}/(1-\psi_{vw}))$ | -0,588 | ψ_{vw} | 0,205 | 27,284 |
| 4 | 22,070 | 54,098 | $\log(\psi_{vw}/(1-\psi_{vw}))$ | -0,384 | ψ_{vw} | 0,293 | 29,309 |
| 5 | 21,755 | 53,554 | $\log(\psi_{vw}/(1-\psi_{vw}))$ | -0,181 | ψ_{vw} | 0,397 | 31,895 |
| 6 | 21,448 | 53,031 | $\log(\psi_{vw}/(1-\psi_{vw}))$ | -0,010 | ψ_{vw} | 0,494 | 34,420 |
| 7 | 21,154 | 52,540 | $\log(\psi_{vw}/(1-\psi_{vw}))$ | 0,138 | ψ_{vw} | 0,579 | 36,711 |
| 8 | 20,559 | 51,573 | $\log(\psi_{vw}/(1-\psi_{vw}))$ | 0,415 | ψ_{vw} | 0,722 | 40,772 |
| 9 | 19,849 | 50,466 | $\log(\psi_{vw}/(1-\psi_{vw}))$ | 0,774 | ψ_{vw} | 0,856 | 44,686 |

Tabla. Cálculo de la tensión superficial para los distintos platos (V-201).

Aplicamos la ecuación (a.96), expresando σ en N/m, y una vez obtenido la constante de inundación C_F calculamos la velocidad límite de inundación V_F mediante la ecuación (a.95). Se tomará como velocidad del vapor el 80% de la velocidad de inundación y se calculará el área neta A_N sabiendo que $A_N = \frac{Q}{V_G}$

| plato | Cf | V _F (m/s) | V _G (m/s) | A _N (m ²) |
|-------|-------|----------------------|----------------------|----------------------------------|
| 1 | 0,059 | 0,444 | 0,355 | 0,450 |
| 2 | 0,060 | 0,463 | 0,370 | 0,428 |
| 3 | 0,062 | 0,488 | 0,390 | 0,404 |
| 4 | 0,063 | 0,521 | 0,416 | 0,377 |
| 5 | 0,065 | 0,560 | 0,448 | 0,349 |
| 6 | 0,060 | 0,532 | 0,425 | 0,366 |
| 7 | 0,056 | 0,520 | 0,416 | 0,372 |
| 8 | 0,058 | 0,572 | 0,457 | 0,336 |
| 9 | 0,059 | 0,634 | 0,507 | 0,303 |

Tabla. Estimación del área neta (V-201).

En forma tentativa, se escoge una longitud de derramadero de $W = 0,7T$ donde T es el diámetro del plato, para esta longitud de derramadero el área utilizada por el vertedero es un 8,8% del área total. Por tanto,

$$A_T = \frac{A_N}{1 - 0,088} \quad (\text{a.113})$$

Una vez conocida el área total, calculamos el diámetro.

$$T = \sqrt{\frac{4A_T}{\pi}} \quad (\text{a.114})$$

A continuación se resumen los valores de A_T y T calculados para los platos, se escogerá el diámetro de mayor valor y se calculará la longitud de derramadero, W , y el área utilizada por un vertedero, A_D .

| Plato | A _T (m ²) | T (m) | T seleccionado | A _T final | W final (m) | A _D (m ²) |
|-------|----------------------------------|-------|-------------------|----------------------|-------------|----------------------------------|
| 1 | 0,493 | 0,792 | 0,8 | 0,502 | 0,56 | 0,044 |
| 2 | 0,469 | 0,773 | | | | |
| 3 | 0,442 | 0,751 | | | | |
| 4 | 0,414 | 0,726 | | | | |
| 5 | 0,383 | 0,698 | | | | |
| 6 | 0,402 | 0,715 | | | | |
| 7 | 0,408 | 0,721 | | | | |
| 8 | 0,369 | 0,685 | | | | |
| 9 | 0,332 | 0,650 | | | | |

Tabla. Área total, diámetro, longitud de derramadero y área de vertedero (V-201).

Se calculará el área activa mediante una extrapolación de los datos recomendados de la relación entre el área activa y el área total.

| A _A /A _T | T | A _T /A _A | T ⁻¹ |
|--------------------------------|------|--------------------------------|-----------------|
| 0,65 | 1 | 1,53 | 1 |
| 0,7 | 1,25 | 1,42 | 0,8 |
| 0,74 | 2 | 1,35 | 0,5 |
| 0,76 | 2,5 | 1,31 | 0,4 |
| 0,78 | 3 | 1,28 | 0,33 |

Tabla. Área activa típica

A partir de la representación de A_T/A_A frente a T⁻¹ obtengo que para T = 0,8 la relación $\frac{A_A}{A_T} = 0,619$, por tanto, A_A = 0,311m²

A.3.4.2.- Derramaderos.

La profundidad de líquido no deben ser menores de 50 mm. para asegurar una buena formación de espuma, siendo 100 mm. el máximo más común. Estos límites se refieren a la

suma de la altura del derramadero h_w más la cresta de derramadero h_1 , calculada como líquido claro.

La cresta de líquido sobre una represa rectangular recta puede calcularse por medio de la fórmula de Francis

$$\frac{q}{W_{eff}} = 1,839h_1^{3/2} \quad (a.115)$$

donde q = flujo de líquido, m^3/s

W_{eff} = longitud efectiva de derramadero, m

h_1 = cresta del líquido sobre el derramadero, m

Debido a que la acción del derramadero es estorbada por los lados curvos de la torre circular, W_{eff} se representa como una cuerda del círculo de diámetro T , una distancia h_1 más alejada del centro que el derramadero real. La ecuación (a.115) quedaría de la siguiente forma:

$$h_1 = 0,666 \left(\frac{q}{W} \right)^{2/3} \left(\frac{W}{W_{eff}} \right)^{2/3} \quad (a.116)$$

Según la geometría circular del plato, tenemos que:

$$\left(\frac{W_{eff}}{W} \right)^2 = \left(\frac{T}{W} \right)^2 - \left\{ \left[\left(\frac{T}{W} \right)^2 - 1 \right]^{0,5} + \frac{2h_1}{T} \frac{T}{W} \right\}^2 \quad (a.117)$$

Resuelvo estas ecuaciones mediante un cálculo iterativo, supongo primero un valor para h_1 , mediante la ecuación (a.117) calculo $\frac{W_{eff}}{W}$ que empleo en la ecuación (a.116) para hallar un nuevo valor para h_1 . Se exponen los cálculos en la siguiente tabla.

| Plato | h_1 (supuesto) (m) | W_{eff}/W (1) | h_1 (2) | W_{eff}/W (2) | h_1 (3) | W_{eff}/W (4) | h_1 (4) |
|-------|-------------------------|------------------------|-----------|------------------------|-----------|------------------------|-----------|
| 1 | 0,025 | 0,900 | 0,013 | 0,949 | 0,014 | 0,947 | 0,014 |
| 2 | 0,025 | 0,900 | 0,013 | 0,952 | 0,013 | 0,950 | 0,013 |
| 3 | 0,025 | 0,900 | 0,012 | 0,955 | 0,012 | 0,953 | 0,012 |
| 4 | 0,025 | 0,900 | 0,011 | 0,959 | 0,011 | 0,957 | 0,011 |
| 5 | 0,025 | 0,900 | 0,010 | 0,962 | 0,010 | 0,960 | 0,010 |
| 6 | 0,025 | 0,900 | 0,014 | 0,945 | 0,015 | 0,943 | 0,015 |
| 7 | 0,025 | 0,900 | 0,017 | 0,932 | 0,018 | 0,930 | 0,018 |
| 8 | 0,025 | 0,900 | 0,016 | 0,938 | 0,017 | 0,936 | 0,017 |
| 9 | 0,025 | 0,900 | 0,015 | 0,942 | 0,016 | 0,940 | 0,016 |

Tabla. Cálculo de cresta de derramadero (V-201).

Tomando una altura de derramadero, para todos los platos, de 60 mm. obtengo un intervalo de profundidades de líquidos en la columna de 70 mm a 78 mm. Valores dentro de los límites usuales de diseño.

A.3.4.3.- Caída de presión.

A.3.4.3.1- Caída de presión para el gas.

La caída de presión para el gas es la suma de los efectos para el flujo del gas a través del plato seco y de los efectos causados por la presencia del líquido.

$$h_G = h_D + h_L + h_R \quad (\text{a.118})$$

donde h_D = caída de presión en el plato seco

h_L = caída de presión resultante de la profundidad del líquido en el plato

h_R = caída de presión “residual”

La caída de presión en el plato seco se calcula basándose en que es un resultado de una caída de presión a la entrada de las perforaciones, la fricción a la dentro del pequeño tubo que son las perforaciones y una caída de presión a la salida de la perforación.

$$\frac{2h_D g \rho_L}{V_O^2 \rho_G} = C_o \left[0,40 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_N} \right) + \frac{4lf}{d_o} + \left(1 - \frac{A_o}{A_N} \right)^2 \right] \quad (\text{a.119})$$

El factor de fricción de Fanning, f , se calculará mediante la fórmula de Colebrook, que proporciona una buena aproximación de los datos para tubos rugosos y flujo turbulento:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left[\frac{\varepsilon}{3,7D_o} + \frac{1,256}{\text{Re} \sqrt{f}} \right] \quad (\text{a.120})$$

donde $\varepsilon = 0,05$ mm. Rugosidad típica para los aceros comerciales.

$$\text{Re} = \frac{D_o V_o \rho_G}{\mu_G} \quad (\text{a.121})$$

C_o es un coeficiente de orificio función de la relación entre el espesor del plato “ l ” y el diámetro del orificio. Sobre el rango $l/d_o = 0,2$ a $2,0$

$$C_o = 1,09 \left(\frac{d_o}{l} \right)^{0,25} = 1,09 \left(\frac{0,0045}{0,002} \right)^{0,25} = 1,33 \quad (\text{a.122})$$

El cálculo de la viscosidad de la mezcla gaseosa se realizará mediante la aplicación de la teoría de Chapman-Enskog. Se calculará el coeficiente de viscosidad gaseoso de un compuesto puro mediante la utilización de la siguiente ecuación:

$$\mu = 2,6693 \cdot 10^{-5} \frac{\sqrt{MT}}{\sigma^2 \Omega_\mu} \quad (\text{a.123})$$

donde M = peso molecular, g/mol

T = temperatura, K

σ = parámetro de Lennard-Jones $\sigma = 0,841\sqrt[3]{V_C}$

V_C = volumen molar crítico del componente, cm³/mol

Ω_μ = función de ε/κ

ε/κ = parámetro de Lennard-Jones $\varepsilon/\kappa = 0,77T_C$

T_C = temperatura crítica del componente, K

| | | | |
|-----------------------|--------------|-----------------------|--------------|
| $T\kappa/\varepsilon$ | Ω_μ | $T\kappa/\varepsilon$ | Ω_μ |
| 0,6 | 2,065 | 1 | 1,587 |
| 0,65 | 1,982 | 1,05 | 1,549 |
| 0,7 | 1,908 | 1,1 | 1,514 |
| 0,75 | 1,841 | 1,15 | 1,482 |
| 0,8 | 1,78 | 1,2 | 1,452 |
| 0,85 | 1,725 | 1,25 | 1,424 |
| 0,9 | 1,675 | 1,3 | 1,399 |
| 0,95 | 1,629 | 1,35 | 1,375 |

Tabla. Función para la predicción de la viscosidad de gases a baja densidad, Ω_μ (V-201)

| | metanol | agua |
|----------------|---------|---------|
| TC | 512,6 | 647,3 |
| V _C | 118 | 56 |
| ε/κ | 394,702 | 498,421 |
| σ | 4,124 | 3,217 |

| plato | metanol | agua |
|-------|---------|-------|
| 1 | 1,043 | 0,826 |
| 2 | 1,047 | 0,829 |
| 3 | 1,053 | 0,834 |
| 4 | 1,061 | 0,840 |
| 5 | | 0,847 |
| 6 | | 0,854 |
| 7 | | 0,860 |
| 8 | | 0,872 |
| 9 | | 0,886 |

| plato | metanol | Ω |
|-------|---------|-------|
| | | agua |
| 1 | 1,557 | 1,753 |
| 2 | 1,554 | 1,748 |
| 3 | 1,549 | 1,744 |
| 4 | 1,544 | 1,737 |
| 5 | 1,537 | 1,730 |
| 6 | 1,531 | 1,723 |
| 7 | 1,526 | 1,717 |
| 8 | 1,515 | 1,705 |
| 9 | 1,503 | 1,691 |

| metanol | μ |
|---------|---------|
| | agua |
| 0,00012 | 0,00013 |
| 0,00012 | 0,00013 |
| 0,00012 | 0,00013 |
| 0,00012 | 0,00013 |
| 0,00012 | 0,00013 |
| 0,00012 | 0,00013 |
| 0,00012 | 0,00013 |
| 0,00012 | 0,00013 |
| 0,00012 | 0,00014 |

Tabla. Cálculo de la viscosidad para cada especie, μ_i (g/cms)(V-201)

Para el cálculo de la viscosidad de la mezcla, resultará adecuada la ecuación empírica de Wilke:

$$\mu_{MEZCLA} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i \mu_i}{\sum_{j=1}^n x_j \Phi_{i,j}} \quad (\text{a.124})$$

en la que

$$\Phi_{i,j} = \frac{1}{\sqrt{8}} \left(1 + \frac{M_i}{M_j} \right)^{-1/2} \left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{1/2} \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{1/2} \right]^2 \quad (\text{a.125})$$

En estas ecuaciones, n es en número de especies químicas presentes en la mezcla, x_i y x_j son las fracciones molares de las especies i y j .

| i | j | M_i/M_j | μ_i/μ_j | Φ_{ij} |
|-----|-----|-----------|---------------|-------------|
| 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| | 2 | 1,779 | 0,913 | 1,097 |
| 2 | 1 | 0,562 | 1,095 | 0,901 |
| | 2 | 1 | 1 | 1 |

| plato | methanol | $\sum x_j \Phi_{ij}$ agua | μ |
|-------|----------|------------------------------|---------------------|
| 1 | 1,010 | 0,911 | $1,1 \cdot 10^{-5}$ |
| 2 | 1,015 | 0,916 | $1,1 \cdot 10^{-5}$ |
| 3 | 1,020 | 0,921 | $1,1 \cdot 10^{-5}$ |
| 4 | 1,026 | 0,928 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ |
| 5 | 1,033 | 0,935 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ |
| 6 | 1,040 | 0,942 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ |
| 7 | 1,047 | 0,948 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ |
| 8 | 1,058 | 0,960 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ |
| 9 | 1,074 | 0,977 | $1,3 \cdot 10^{-5}$ |

Tabla. Cálculo de la viscosidad de la mezcla, μ_M (g/cms)(V-201)

| platos | $A_O = \frac{A_O}{A_A} A_A$ | $V_O = \frac{Q}{A_O}$ | μ_G (kg/ms) | Re | $\frac{1}{\sqrt{f}}$ | f | h_D (m) |
|--------|-----------------------------|-----------------------|---------------------|------------------|----------------------|-------|-----------|
| 1 | 0,040 | 4,021 | $1,1 \cdot 10^{-5}$ | $1,5 \cdot 10^4$ | 9,684 | 0,011 | 0,025 |
| 2 | 0,040 | 3,991 | $1,1 \cdot 10^{-5}$ | $1,4 \cdot 10^4$ | 9,667 | 0,011 | 0,023 |
| 3 | 0,040 | 3,970 | $1,1 \cdot 10^{-5}$ | $1,3 \cdot 10^4$ | 9,647 | 0,011 | 0,022 |
| 4 | 0,040 | 3,959 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ | $1,3 \cdot 10^4$ | 9,624 | 0,011 | 0,020 |
| 5 | 0,040 | 3,942 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ | $1,2 \cdot 10^4$ | 9,596 | 0,011 | 0,018 |
| 6 | 0,040 | 3,928 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ | $1,1 \cdot 10^4$ | 9,567 | 0,011 | 0,017 |
| 7 | 0,040 | 3,900 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ | $1,0 \cdot 10^4$ | 9,537 | 0,011 | 0,015 |
| 8 | 0,040 | 3,877 | $1,2 \cdot 10^{-5}$ | $9,4 \cdot 10^3$ | 9,482 | 0,011 | 0,013 |
| 9 | 0,040 | 3,871 | $1,3 \cdot 10^{-5}$ | $8,0 \cdot 10^3$ | 9,399 | 0,011 | 0,011 |

Tabla. Cálculo de la caída de presión en seco, h_D (V-201)

La profundidad equivalente de líquido claro, h_L , es una estimación del valor que se obtendría si la espuma coalesciera. Se calcula mediante:

$$h_L = 6,10 \cdot 10^{-3} + 0,725h_W - 0,238h_W V_A \rho_G^{0,5} + 1,225 \frac{q}{z} \quad (\text{a.126})$$

donde $z = \frac{T+W}{2} = 0,731$ es el ancho del flujo promedio

$$V_A = \frac{Q}{A_A}$$

| platos | Va | h_L (m) |
|--------|-------|-----------|
| 1 | 0,513 | 0,030 |
| 2 | 0,509 | 0,030 |
| 3 | 0,506 | 0,030 |
| 4 | 0,505 | 0,030 |
| 5 | 0,503 | 0,031 |
| 6 | 0,501 | 0,033 |
| 7 | 0,497 | 0,035 |
| 8 | 0,495 | 0,035 |
| 9 | 0,494 | 0,036 |

Tabla. Cálculo de la caída de presión resultante de la profundidad del líquido, h_L (V-201)

La caída de presión del gas residual, h_R , es principalmente el resultado de vencer la tensión superficial cuando el gas sale a través de una perforación.

$$h_R = \frac{6\sigma g_c}{\rho_L d_o g} \quad (\text{a.127})$$

donde $g_c = 1$, en S.I. y $g = 9,807 \text{ m/s}^2$

| plato | h_R (m) | plato | h_R (m) |
|-------|-----------|-------|-----------|
| 1 | 0,006 | 6 | 0,007 |
| 2 | 0,006 | 7 | 0,007 |
| 3 | 0,006 | 8 | 0,008 |
| 4 | 0,007 | 9 | 0,009 |
| 5 | 0,007 | | |

Tabla. Cálculo de la caída de presión residual, h_R (V-201)

| plato | h_G (m) | plato | h_G (m) |
|-------|-----------|-------|-----------|
| 1 | 0,061 | 6 | 0,057 |
| 2 | 0,059 | 7 | 0,057 |
| 3 | 0,058 | 8 | 0,056 |
| 4 | 0,057 | 9 | 0,055 |
| 5 | 0,055 | | |

Tabla. Caída de presión total del gas, h_G (V-201)

A.3.4.3.2- Pérdida de presión en la entrada del líquido, h_2 .

Cuando el líquido entra en el plato provoca una pérdida de presión que puede calcularse como equivalente a tres cabezas de velocidad:

$$h_2 = \frac{3}{2g} \left(\frac{q}{A_{da}} \right)^2 \quad (\text{a.128})$$

en donde A_{da} es la menor de dos áreas, la sección transversal del vertedero A_D y el área libre entre el vertedero y el plato.

El faldón del vertedero se coloca en $h_w - 0,025 = 0,035$ m sobre el plato. El área para el flujo debajo del faldón $= 0,035W = 0,021 \text{ m}^2$, menor que A_D , por lo que $A_{da} = 0,021 \text{ m}^2$

| plato | h_2 (m) | plato | h_2 (m) |
|-------|-----------|-------|-----------|
| 1 | 0,001 | 6 | 0,002 |
| 2 | 0,001 | 7 | 0,003 |
| 3 | 0,001 | 8 | 0,002 |
| 4 | 0,001 | 9 | 0,002 |
| 5 | 0,001 | | |

Tabla. Pérdida de presión en la entrada del líquido, h_2 (V-201)

A.3.4.3.3- Retroceso en el vertedero, h_3 .

La distancia h_3 , es la diferencia en el nivel del líquido dentro e inmediatamente afuera del vertedero, será la suma de las pérdidas de carga producidas por el líquido y el gas en el plato superior.

$$h_3 = h_G + h_2 \quad (\text{a.129})$$

| plato | h_3 (m) | plato | h_3 (m) |
|-------|-----------|-------|-----------|
| 1 | 0,062 | 6 | 0,058 |
| 2 | 0,060 | 7 | 0,060 |
| 3 | 0,059 | 8 | 0,058 |
| 4 | 0,057 | 9 | 0,057 |
| 5 | 0,056 | | |

Tabla. Retroceso en el vertedero, h_3 (V-201)

En un diseño seguro, se requiere que el nivel del líquido claro equivalente en el vertedero no sea mayor de un medio del espaciamiento de los platos. La verificación sobre la inundación requerirá que:

$$h_w + h_1 + h_3 < \frac{t}{2} = 0,25m \quad (\text{a.130})$$

| plato | $h_w + h_1 + h_3$ | plato | $h_w + h_1 + h_3$ |
|-------|-------------------|-------|-------------------|
| 1 | 0,136 | 6 | 0,133 |
| 2 | 0,133 | 7 | 0,138 |
| 3 | 0,131 | 8 | 0,135 |
| 4 | 0,129 | 9 | 0,133 |
| 5 | 0,126 | | |

Tabla. Verificación sobre la inundación (V-201)

Vemos que obtenemos valores bastante por debajo de $t/2$, por lo tanto, la distancia entre platos escogida es satisfactoria.

A.3.4.3.4- Velocidad de lloriqueo

Si la velocidad del gas a través de los orificios es muy pequeña, el líquido goteará a través de ellos y se perderá el contacto sobre el plato para el líquido. Además con platos de flujo transversal, dicho líquido no fluirá por toda la longitud del plato inferior.

Calculamos la velocidad mínima del gas a través de los orificios, V_{OW} , mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{V_{OW} \mu_G}{\sigma_G} = 0,0229 \left(\frac{\mu_G^2}{\sigma_G \rho_G d_o} \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0,379} \left(\frac{l}{d_o} \right)^{0,293} \left(\frac{2 A_A d_o}{\sqrt{3} p^3} \right)^{2,8} / (Z/d_o)^{0,724} \quad (\text{a.131})$$

Si no se alcanza esta velocidad es probable un excesivo lloriqueo.

Para $\frac{W}{T} = 0,7$ el derramadero se coloca a $0,329T = 0,283$ m del centro de la torre.

Por lo tanto, $Z = 2(0,283) = 0,566$ m.

| plato | V_{ow} | V_o | plato | V_{ow} | V_o |
|-------|----------|-------|-------|----------|-------|
| 1 | 0,784 | 4,021 | 6 | 1,168 | 3,928 |
| 2 | 0,828 | 3,991 | 7 | 1,268 | 3,900 |
| 3 | 0,886 | 3,970 | 8 | 1,458 | 3,877 |
| 4 | 0,964 | 3,959 | 9 | 1,712 | 3,871 |
| 5 | 1,065 | 3,942 | | | |

Tabla. Velocidad de lloriqueo (V-201)

Se verifica que la velocidad por las perforaciones es superior en todos los platos a la mínima necesaria, no se producirá lloriqueo de forma apreciable.

A.3.5.- EFICACIA DE PLATO.

El número de etapas de equilibrio teóricas necesarias se ha evaluado precisamente mediante las ecuaciones de equilibrio utilizadas, pero en la práctica el equilibrio vapor-líquido no se logra totalmente en los platos.

La eficiencia global de la columna, E_0 , se define como el cociente de los platos teóricos necesitados para una separación dada al número real requerido.

La ecuación de Bakowski proporciona una forma sencilla del cálculo de la eficacia global de la columna.

$$E_o = \frac{1}{1 + \frac{3,7(10^4)KM}{h' \rho_l T}} \quad (\text{a.132})$$

donde E_0 = eficacia global de la columna, fraccional

K = coeficiente de distribución del equilibrio para el componente clave ligero

M = masa molar para el componente clave ligero, 46,069 g/mol

h' = profundidad de líquido efectiva, mm

ρ_l = densidad del líquido, Kg/m³

T = temperatura, K

El coeficiente de distribución se calcula de los valores obtenidos para la composición para cada etapa anteriormente, así mismo, la temperatura, la densidad y la densidad de líquido. A continuación se resumen estos valores, y calcularemos la eficacia global mediante para los valores medios calculados para los 9 platos

| plato | x_{metanol} | y_{metanol} | $K=y/x$ | T (K) | ρ_l (kg/m3) | h' (mm) |
|----------------|----------------------|----------------------|---------|-------|------------------|-----------|
| 1 | 0,824 | 0,900 | 1,092 | 411,7 | 571,908 | 73,743 |
| 2 | 0,734 | 0,851 | 1,158 | 413,6 | 581,379 | 73,016 |
| 3 | 0,632 | 0,794 | 1,256 | 415,9 | 593,989 | 72,223 |
| 4 | 0,517 | 0,729 | 1,410 | 418,8 | 610,956 | 71,360 |
| 5 | 0,400 | 0,657 | 1,643 | 422,3 | 631,542 | 70,453 |
| 6 | 0,309 | 0,588 | 1,901 | 425,6 | 650,359 | 74,686 |
| 7 | 0,241 | 0,521 | 2,163 | 428,7 | 666,337 | 77,862 |
| 8 | 0,142 | 0,405 | 2,849 | 434,7 | 692,198 | 76,552 |
| 9 | 0,067 | 0,234 | 3,507 | 441,6 | 714,241 | 75,531 |
| valores medios | | | 1,886 | 423,7 | 634,768 | 73,936 |

Tabla. Resumen de las propiedades (V-201)

El cálculo de la eficacia seria, por tanto, utilizando los valores medios.

$$E_o = \frac{1}{1 + \frac{3,7(10^4) \cdot 1,886 \cdot 32,042}{73,93 \cdot 634,76 \cdot 423,71}} = 0,89$$

Obtenemos, aplicando la definición de la eficacia global

$$E_o = \frac{\text{platos teóricos}}{\text{platos reales}}$$

$$platos\ reales = \frac{9}{0,89} = 10,1$$

Tenemos, por tanto, 11 platos reales.

A.3.6.- DISEÑO MECÁNICO.

A.3.6.1.- Condiciones de diseño.

Se tomará como presión de diseño $2\text{ Kg/cm}^2 + \text{P.O.}$ (presión de operación). Nuestra presión de operación es $P = 10,197\text{ Kg/cm}^2$

Nuestra presión de diseño será, por tanto, $P_D = 12,197\text{ Kg/cm}^2$

La temperatura de diseño se tomará como la temperatura máxima de operación incrementada en 15°C . En nuestro ebullidor se alcanza una temperatura de $173,62^\circ\text{C}$. Se tomará, por tanto, una temperatura de diseño $T_D = 189^\circ\text{C}$

Para esta temperatura de diseño, tenemos una tensión admisible para el material, acero inoxidable (AISI -316) de $S = 1257,29\text{ Kg/cm}^2$, obtenida extrapolando los datos de la tabla siguiente

| °C | tensión de diseño a la temperatura °C (N/mm ²) | | | | |
|--|--|-----|-----|-----|-----|
| | 0 a 50 | 100 | 150 | 200 | 250 |
| acero inoxidable 18Cr/8Ni Mo 2 ½ (316) | 165 | 145 | 130 | 115 | 110 |
| °C | 300 | 350 | 400 | 450 | 500 |
| acero inoxidable 18Cr/8Ni Mo 2 ½ (316) | 105 | 100 | 100 | 95 | 90 |

Tabla. Tensiones típicas de diseño para la placa.

A temperatura ambiente la tensión admisible será $S_{amb} = 1784,47\text{ Kg/cm}^2$. El límite elástico $\sigma_E = 2528,85\text{ Kg/cm}^2$ y la carga de rotura $\sigma_{MAX} = 5761,305\text{ Kg/cm}^2$

A.3.6.2.- Cálculo del espesor.*A.3.6.2.1- Cálculo del espesor mínimo de la envolvente en la línea de tangencia superior.*

El diámetro interior $D = 800$ mm. será el calculado en el diseño de plato.

‣ *Por especificación*

$$t = \frac{D}{1000} + 2,54 + C = \frac{800}{1000} + 2,54 + 1,5 = 4,8 \text{ mm} \quad (\text{a.133})$$

donde C es el sobreespesor por corrosión $C = 1,5$ mm para aceros inoxidable.

‣ *Por tensión circunferencial, en función del diámetro interior*

$$t = \frac{P_D(D + 2C)}{2SE - 1,2P_D} + C = \frac{12,197(800 + 2 \cdot 1,5)}{2 \cdot 1206,3 \cdot 0,85 - 1,2 \cdot 12,197} + 1,5 = 6,11 \text{ mm} \quad (\text{a.134})$$

donde E es la eficiencia de soldadura. Las soldaduras serán a tope, con un grado de examen radiográfico parcial se toma $E = 0,85$

Tomamos un espesor $t = 7$ mm. para los cálculos sucesivos en donde sea necesaria la utilización del diámetro exterior.

A.3.6.2.2- Cálculo del espesor mínimo de fondo toriesferico tipo "korbbogen".

Tomamos como radio exterior de faldón $D_0 = D + 2t = 814$ mm. Se define el radio interior de corona $L = 0,8 D_0 = 651$ mm. y el radio interior tórico $r = 0,154D_0 = 125$ mm.

‣ *Por especificación*

$$t_f = \frac{D_0}{1000} + 2,54 + C = 4,8 \text{ mm} \quad (\text{a.135})$$

‣ *Por tensión circunferencial conociendo los radios interiores*

$$t_f = \frac{1,32P_D(L+C)}{2SE - 0,2P_D} + C = 6,4 \text{ mm} \quad (\text{a.136})$$

‣ *En función de la presión de prueba inicial*

$$P_I = 1,5P_D \frac{S_{amb}}{S} = 25,9 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.137})$$

$$t_f = \frac{1,32P_I L}{2\sigma E - 0,2P_I} = 5,7 \text{ mm} \quad (\text{a.138})$$

donde σ es la tensión admisible de prueba $\sigma = 0,9\sigma_E = 2275,9 \text{ Kg/cm}^2$

‣ *En función de la presión de prueba periódica*

$$P_p = 1,3P_D \frac{S_{amb}}{S} = 22,5 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.139})$$

$$t_f = \frac{1,32P_p(L+C)}{2\sigma E - 0,2P_p} + C = 6,5 \text{ mm} \quad (\text{a.140})$$

A.3.6.2.3 Cálculo del espesor en función de las presiones de prueba.

‣ En función de la prueba inicial

$$t_H = \frac{(P_I + (Lx + H)10^{-4})D_0}{2\sigma E + 0,8[P_I + (Lx + H)10^{-4}]} = 5,58 \text{ mm} \quad (\text{a.141})$$

donde la flecha de fondo $H = 0,26 D_0 = 211,6 \text{ mm}$ y la longitud entre líneas de tangencia $Lx = 7000 \text{ mm}$.

‣ En función de la prueba periódica

$$t_H = \frac{(P_P + (Lx + H)10^{-4})D_0}{2\sigma E + 0,8[P_P + (Lx + H)10^{-4}]} + C = 6,3 \text{ mm} \quad (\text{a.142})$$

A.3.6.2.4 Cálculo del espesor del fondo inferior en función de las presiones de prueba.

‣ En función de la prueba inicial

$$t_f = \frac{1,056D_0[P_I + (Lx + 2H)10^{-4}]}{2\sigma E - 0,2[P_I + (Lx + 2H)10^{-4}]} = 5,94 \text{ mm} \quad (\text{a.143})$$

‣ En función de la prueba periódica

$$t_f = \frac{1,056D_0[P_P + (Lx + 2H)10^{-4}]}{2\sigma E - 0,2[P_P + (Lx + 2H)10^{-4}]} + C = 6,670 \text{ mm} \quad (\text{a.144})$$

Se tomará tanto para la envolvente como para los fondos un espesor $t = 7\text{mm}$. Este espesor satisfará todos los requerimientos calculados anteriormente.

A.3.6.3.- Cálculo de pesos y tensiones debidas a estos en la elevación.

Calculamos el peso de la envolvente, para un peso específico del acero de $7,96 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/mm}^3$

$$W_s = \frac{\pi}{4} \rho_{acero} Lx(D_0^2 - D^2) = 988,8 \text{ Kg} \quad (\text{a.145})$$

El espesor del aislante será $t_c = 75 \text{ mm}$. tendremos, por tanto, un diámetro exterior de aislante de $D_c = 964 \text{ mm}$. Se utilizara fibra de vidrio como material aislante que posee un peso específico de $14 \cdot 10^{-8} \text{ Kg/mm}^3$. Calculamos el peso del aislante como:

$$W_c = \frac{\pi}{4} \rho_{aislante} Lx(D_c^2 - D_0^2) = 205,2 \text{ Kg} \quad (\text{a.146})$$

El espaciamiento de los soportes de aislamiento será de 1500 mm . tendremos 4 anillos angulares como soporte del material aislante y 4 soportes de 10 mm . de espesor para cada anillo angular.

Las dimensiones del angular serán $60 \times 60 \times 6$ y su volumen será, por tanto

$$V_a = 6 \frac{\pi}{4} (D_c^2 - (D_c - 60)^2) + (60 - 6) \frac{\pi}{4} (D_c^2 - (D_c - 6)^2) = 1017253,9 \text{ mm}^3 \quad (\text{a.147})$$

Las dimensiones del soporte serán $75 \times 75 \times 10$ y su volumen

$$V_s = \frac{75 \cdot 75 \cdot 10}{2} = 28125 \text{ mm}^3 \quad (\text{a.148})$$

El material para estos soportes será acero de peso específico $7,85 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/mm}^3$ y tendremos un peso de los soportes de:

$$W_A = (V_s \cdot N_{\text{soportes}} + Va) N_{\text{anillos}} \cdot 7,85 \cdot 10^{-6} = 35,4742 \text{ Kg} \quad (\text{a.149})$$

El peso de las escaleras se calculará como

$$W_{EI} = 0,0375Lx = 262,5 \text{ Kg} \quad (\text{a.150})$$

El volumen de los platos, de 2 mm. de espesor, se calculará teniendo en cuenta que el 8,808% del área total A_T se utiliza como vertedero y que los soportes de los platos serán un 15% de A_T con un espesor de 1 pulgada.

$$V_p = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 0,91192 \cdot 2 + 0,15 \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 25,4 = 2831876,857 \text{ mm}^3 \quad (\text{a.151})$$

El peso de los 11 platos de la columna, construidos del mismo material que la envolvente será

$$W_p = V_p \cdot 7,96 \cdot 10^{-6} \cdot 19 = 247,95913 \text{ Kg} \quad (\text{a.152})$$

Para una profundidad media de líquido en el plato de 75 mm. tenemos un peso de líquido en los platos de

$$W_{LP} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 0,91192 \cdot 75 \cdot 19 \cdot \rho_{\text{liquido}} = 378,1643 \text{ Kg} \quad (\text{a.153})$$

consideramos la densidad del líquido $\rho_{\text{liquido}} = 10^{-6} \text{ Kg/mm}^3$

La capacidad de la columna será, considerando la envoltente y los fondos

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 Lx + 2 \cdot 0,13 D_0^3 = 6563268480 \text{ mm}^3 \quad (\text{a.154})$$

El peso de la columna llena de agua será, por tanto

$$W_{PH} = V \rho_{\text{agua}} = 3658,8155 \text{ Kg} \quad (\text{a.155})$$

El peso total será:

$$\text{parada} \quad W_{\text{parada}} = W_S + W_C + W_A + W_E + W_P = 1740 \text{ Kg} \quad (\text{a.156})$$

$$\text{operación} \quad W_{\text{operación}} = W_{\text{parada}} + W_{LP} = 2118,2 \text{ Kg} \quad (\text{a.157})$$

$$\text{prueba} \quad W_{\text{prueba}} = W_{\text{parada}} + W_{PH} = 5398,8 \text{ Kg} \quad (\text{a.158})$$

Para tener en cuenta los pesos de las tuberías conectadas, se incrementará el peso del recipiente en un 3%. Tenemos pues:

$$\text{parada} \quad W_{\text{parada}} = 1792,2 \text{ Kg}$$

$$\text{operación} \quad W_{\text{operación}} = 2181,7 \text{ Kg}$$

$$\text{prueba} \quad W_{prueba} = 5560,8 \text{ Kg}$$

La tensión debida al peso será:

$$\text{parada} \quad \sigma_{parada} = \frac{4W_{parada} \cdot 10^2}{\pi[D_0^2 - (D + 2C)^2]} = 12,8 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.159})$$

$$\text{operación} \quad \sigma_{operación} = \frac{4W_{operación} \cdot 10^2}{\pi[D_0^2 - (D + 2C)^2]} = 15,6 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.160})$$

$$\text{prueba} \quad \sigma_{prueba} = \frac{4W_{prueba} \cdot 10^2}{\pi[D_0^2 - (D + 2C)^2]} = 39,8 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.161})$$

A.3.6.4.- Cálculo de tensiones longitudinales en la envolvente debidas a la presión interior.

Se calcula la tensión longitudinal originada por la presión interior en la envolvente mediante la siguiente expresión.

$$\sigma_{PA} = \frac{P(D + 2C)}{4(t - C)} = 445,1 \text{ Kg/cm}^2 \quad (\text{a.162})$$

en donde P es la presión interior, Kg/cm²

D es el diámetro interior, mm

C es el espesor de corrosión, mm

t es el espesor total, mm

A.3.6.5.- Cálculo de las tensiones debidas al viento en la condición de operación.

La presión del viento se obtendrá de acuerdo con la fórmula siguiente:

$$P = p \cdot c \cdot k \cdot m \tag{a.163}$$

en donde p es la presión dinámica del viento, tabla 5.1 NBE-EA “acciones en la edificación” $p = 0,01 \text{ Kg/cm}^2$

c es el coeficiente eólico, tabla 5.3 NBE-EA, para una construcción cilíndrica de superficie rugosa o nervada $c = 0,8$

k es el factor eólico de esbeltez, tabla 5.5 NBE-EA, para $\frac{H}{D_0} = 8,5$
 $k=1,24$

m es el coeficiente de tuberías, plataformas y escaleras, para un diámetro exterior de $D_c=964 \text{ mm}$ $m = 1,4$

| 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.

| $\frac{H}{D_0}$ | coeficiente de esbeltez |
|-----------------|-------------------------|
| 1 | 1 |
| 5 | 1 |
| 10 | 1,25 |
| 30 | 1,35 |
| 70 | 1,5 |
| >70 | 1,5 |

Tabla. Coeficiente de esbeltez

| 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.

La altura considerada será la suma de la longitud entre líneas de tangencia L_x , la flecha del fondo H y la longitud de faldón considerada $L_F = 150$ cm.

$$X = 871,16 \text{ cm.}$$

La presión efectiva del viento será

$$P = pckm = 0,01392 \text{ Kg} / \text{cm}^2 \quad (\text{a.163})$$

La fuerza horizontal será

$$F = PD_c(\text{cm})X = 1169,1 \text{ Kg} \quad (\text{a.164})$$

El momento flector causado por la fuerza horizontal

$$M_v = \frac{1}{2} P D_c X^2 = 509255,8 \text{ kgcm} \quad (\text{a.165})$$

Calculamos el módulo resistente como

$$Z = \frac{\pi [D_0^4 - (D + 2C)^4]}{32D_0} = 2804,7 \text{ cm}^3 \quad (\text{a.166})$$

Calculamos la tensión debida al viento

$$\sigma_v = \frac{M_v}{Z} = 181,5 \text{ kg/cm}^2 \quad (\text{a.167})$$

A.3.6.6.- Cálculo de las fatigas admisibles.

Se expresan los cálculos de las fatigas admisibles a tracción, compresión y pandeo en la siguiente tabla.

| CALCULO DE LAS FATIGAS ADMISIBLES | | | | |
|-----------------------------------|------------|------------|------------|--------------------|
| | operación | parada | prueba | |
| Temperatura | 189 | 20 | 20 | ° C |
| a tracción SE | 1068,70 | 1516,80 | | kg/cm ² |
| limite elástico | 2528,86 | 2528,86 | 2528,86 | kg/cm ² |
| carga de rotura | | | 5710,00 | kg/cm ² |
| modulo de elasticidad | 1867097,53 | 1998612,00 | 1998612,00 | kg/cm ² |
| espesor de calculo t-c | 5,50 | 5,50 | 5,50 | mm |
| radio exterior Ro | 407,00 | 407,00 | 407,00 | mm |
| SE | 1068,70 | 1516,80 | 1516,80 | kg/cm ² |
| A=(t-c)/4Ro | 0,00 | 0,00 | 0,00 | |
| B | 646,82 | 822,59 | 822,59 | kg/cm ² |
| A compresión | 646,82 | 822,59 | 822,59 | kg/cm ² |
| 1/3 limite elástico | 842,95 | 842,95 | 842,95 | kg/cm ² |
| $1,05 \cdot 10^5 \frac{t-C}{R_0}$ | | | | |
| | 1418,92 | 1418,92 | 1418,92 | |
| A pandeo | 842,95 | 842,95 | 842,95 | kg/cm ² |
| 0,9 limite elástico | | | 2275,97 | kg/cm ² |
| 0,495 carga rotura | | | 2826,45 | kg/cm ² |
| fatiga admisible prueba | | | 2275,97 | kg/cm ² |

Tabla. Cálculo de las fatigas admisibles.

A compresión se tomará el menor valor entre SE y B, B se calcula a partir de la figura UHA 28.4.

A pandeo se tomará el menor valor entre 1/3 del limite elástico (σ_E) y $1,05 \cdot 10^5 \frac{t-C}{R_0}$

Para la fatiga admisible de prueba se tomará el menor valor entre 0,9 σ_E y 0,495 σ_{MAX} (carga de rotura)

Se comprueba que las tensiones a las que está sometido el recipiente no superan las tensiones admisibles

$$\text{A tracción} \quad \sigma_V + \sigma_{PA} - \sigma_W < SE$$

$$\text{A compresión} \quad \sigma_V + \sigma_W - \sigma_{PA} < S_{COMPRESIÓN}$$

$$\text{A pandeo} \quad \sigma_V + \sigma_W < S_{PANDEO}$$

A.3.6.7.- Cálculo del espesor de faldón.

Los diámetros medios del faldón y de la envolvente coincidirán. La longitud del faldón será de 1,5 m. El faldón se construirá de acero de tensión admisible $S = 1375 \text{ Kg/cm}^2$

Se calculará el espesor del faldón mediante

$$t = \frac{40Mv}{\pi D_0^2 SE} + \frac{10W}{\pi D_0 SE} \quad (\text{a.168})$$

donde Mv es el momento flector producido por el viento, Kg cm

W el peso, kg

En condiciones de operación:

‣ *En la línea de tangencia* $W_T = W = 2181,77 \text{ Kg}$

$$Mv = 509255,85 \text{ Kg cm}$$

Obtenemos un valor para el espesor del faldón de $t = 0,910 \text{ cm}$

Su peso será $W_F = 7,85 \cdot 10^{-6} \left(\frac{\pi}{4} (D_0^2 - (D_0 - 2t)^2) \right) L_F = 136,2 \text{ Kg}$

donde $t = 9,10 \text{ mm}$ y $L_F = 1500 \text{ mm}$

‣ *En la línea base* $W_T = W + W_F = 2318,74 \text{ Kg}$

$$M_v = 509255,85 \text{ Kg cm}$$

Obtenemos un valor para el espesor del faldón de $t = 0,914 \text{ cm}$

$$\text{Su peso será } W_F = 7,85 \cdot 10^{-6} \left(\frac{\pi}{4} (D_0^2 - (D_0 - 2t)^2) \right) L_F = 136,9 \text{ Kg}$$

$$\text{donde } t = 9,14 \text{ mm y } L_F = 1500 \text{ mm}$$

En condiciones de prueba hidráulica:

‣ *En la línea de tangencia* $W_T = W = 5560,84 \text{ Kg}$

$$M_v = 509255,85 \text{ Kg cm}$$

Obtenemos un valor para el espesor del faldón de $t = 1,02 \text{ cm}$

$$\text{Su peso será } W_F = 7,85 \cdot 10^{-6} \left(\frac{\pi}{4} (D_0^2 - (D_0 - 2t)^2) \right) L_F = 153,1 \text{ Kg}$$

$$\text{donde } t = 10,2 \text{ mm y } L_F = 1500 \text{ mm}$$

‣ *En la línea base* $W_T = W + W_F = 5714,7 \text{ Kg}$

$$M_v = 509255,85 \text{ Kg cm}$$

Obtenemos un valor para el espesor del faldón de $t = 1,028 \text{ cm}$

$$\text{Su peso será } W_F = 7,85 \cdot 10^{-6} \left(\frac{\pi}{4} (D_0^2 - (D_0 - 2t)^2) \right) L_F = 153,8 \text{ Kg}$$

$$\text{donde } t = 10,28 \text{ mm y } L_F = 1500 \text{ mm}$$

El espesor definitivo del faldón será $t_{\text{FALDON}} = 1,1 \text{ cm}$

A.3.6.8.- Cálculo de los pernos de anclaje de la anchura mínima del anillo base.

Los pernos de anclaje se diseñarán para la condición de carga más desfavorable, incluida la prueba hidráulica. El número de pernos será 4, de diámetro $D_{\text{perno}} = 30 \text{ mm}$. La sección de perno será, por tanto, $S_{\text{perno}} = 5,725 \text{ cm}^2$

La anchura del anillo base, R, será 108 mm y la distancia de entre el círculo de pernos y la superficie del faldón, M, será 50 mm, ver planos. Para estas dimensiones, teniendo en cuenta que el diámetro del faldón es $D_0 = 814 \text{ mm}$. tenemos un diámetro de círculo de pernos

$$D_{CP} = D_0 + 2M = 914 \text{ mm} \quad (\text{a.169})$$

La función de los pernos será evitar el vuelco, para calcular la carga que soporta cada perno se tendrá en cuenta dos factores contrapuestos. Primero el momento de vuelco, producido por la acción del viento, y una fuerza vertical debida al peso que se contrapone al vuelco. Tenemos la siguiente expresión para su cálculo

$$P_P = \frac{4M_v}{ND_{CP}} - \frac{W}{N} \quad (\text{a.170})$$

donde N es el número de pernos

D_{CP} en cm.

M_v , es el momento de vuelco $M_v = 509255,85 \text{ Kg cm}$

W el peso en Kg

‣En parada $W = 1956,76$ Kg, peso de la columna vacía más el peso del faldón. Para este peso obtenemos una carga por perno de:

$$P_p = \frac{4 \cdot 509255,85}{4 \cdot 914} - \frac{1956,76}{4} = 5082,53 \text{ Kg}$$

Teniendo en cuenta que la tensión admisible del acero es $S = 1000 \text{ Kg/cm}^2$ obtenemos una sección de perno necesaria de $S'_{\text{perno}} = 5,08 \text{ cm}^2$.

‣En operación $W = 2346,27$ Kg. Para este peso obtenemos una carga por perno de:

$$P_p = \frac{4 \cdot 509255,85}{4 \cdot 914} - \frac{2346,27}{4} = 4985,15 \text{ Kg}$$

Teniendo en cuenta que la tensión admisible del acero es $S = 1000 \text{ Kg/cm}^2$ obtenemos una sección de perno necesaria de $S'_{\text{perno}} = 4,98 \text{ cm}^2$.

‣Prueba hidráulica $W = 5725,34$ Kg. Para este peso obtenemos una carga por perno de:

$$P_p = \frac{4 \cdot 509255,85}{4 \cdot 914} - \frac{5725,34}{4} = 4140,39 \text{ Kg}$$

Teniendo en cuenta que la tensión admisible del acero es $S = 1000 \text{ Kg/cm}^2$ obtenemos una sección de perno necesaria de $S'_{\text{perno}} = 4,14 \text{ cm}^2$.

Comprobamos que la sección necesaria en cualquiera de las condiciones es inferior a la sección de los pernos elegidos.

A.3.6.9.- Cálculo del espesor del anillo base.

El espesor requerido para el anillo base se encuentra tratando el anillo como una viga voladiza. El mínimo espesor está dado por.

$$t_b = L_r \sqrt{\frac{3f'_c}{S}} \quad (\text{a.171})$$

donde f'_c presión real en la base, kg/cm^2

S la tensión admisible del material del anillo base, $S = 1375 \text{ kg/cm}^2$

L_r es la distancia desde el faldón hasta la parte exterior del anillo

$$L_r = \frac{R}{2} - \frac{t_{FALDON}}{2} (\text{cm}) \quad (\text{a.172})$$

La carga total compresiva en la base del anillo será

$$F_b = \left[\frac{4Mv}{\pi D_0^2} + \frac{W}{\pi D_0} \right] (\text{kg/cm}) \quad (\text{a.173})$$

La presión en la base se calculará como

$$f'_c = \frac{F_b}{R} \quad (\text{a.174})$$

| | | | | |
|----------------|--------|--------------------|--------|--------------------|
| Lr | 4,85 | cm | | |
| S | 1375 | kg/cm ² | | |
| | parada | operación | prueba | |
| Fb | 98,62 | 98,78 | 100,10 | kg/cm |
| R | 10,8 | cm | | |
| f _c | 9,132 | 9,146 | 9,268 | kg/cm ² |
| t _b | 0,685 | 0,685 | 0,690 | cm |

Tabla. Cálculo del espesor del anillo base (V-201)

Tomamos pues 0,7 cm de espesor para el anillo base.

ANEXO 4.- EQUIPOS DE TRANSMISIÓN DE CALOR**A.4.1.- INTERCAMBIADORES DE TUBOS Y CARCASAS.****A.4.1.1.- Caldera de la unidad de destilación dimetil éter-metanol-agua.***A.4.1.1.1.- Balance de calor*

Se utilizarán las entalpías calculadas en el apartado a.2.4.2

Entalpía del líquido que desciende del último plato $h_{13} = -29168,4 \text{ KJ/Kmol}$

Calor de vaporización del metanol en la caldera $\lambda_{\text{metanol},14} = 27047,5 \text{ KJ/Kmol}$

Calor de vaporización del agua en la caldera $\lambda_{\text{agua},14} = 37957,2 \text{ KJ/Kmol}$

El calor sensible necesario para elevar la temperatura desde el último plato hasta la temperatura que se debe alcanzar en la caldera será:

$$Q_s = L_{13}(h_{13}^c - h_{13}) = 197730,06 \text{ KJ/h} \quad (\text{a.202})$$

donde L_{13} es la corriente líquida que entra en la caldera procedente del plato inferior de la columna, $L_{13} = 322,07 \text{ Kmol/h}$

h_{13}^c es la entalpía de la corriente que abandona el plato inferior a la temperatura de la caldera, $T = 427,48 \text{ K}$

| | metanol | agua | dimetil éter |
|-------|----------|----------|--------------|
| xij | 0.445 | 0.555 | 0.000 |
| calor | 27047.52 | 37957.25 | |
| Hiv | 5414.78 | 3844.26 | 8328.08 |
| hL | - | | |

Tabla. Cálculo de h_{13}^c .

El calor que es necesario aportar para la vaporización se calculará mediante:

$$Q_v = V_{14} (y_{\text{metanol},14} \lambda_{\text{metanol},14} + y_{\text{agua},14} \lambda_{\text{agua},14}) = 4038274,41 \text{ KJ / Kmol} \quad (\text{a.203})$$

donde V_{14} es la corriente líquida que sale de la caldera y se incorpora al plato inferior de la columna, $V_{14} = 129,93 \text{ Kmol/h}$

A través de la capa aislante de la envolvente se perderá calor, que debe ser compensado en la caldera. Se estudiará el caso como si fuera una conducción unidimensional y estacionaria, la temperatura será solo función del radio.

En caso de cilindros de capas múltiples definimos la transferencia de calor como:

$$Q = UA(T_i - T_0) = \frac{T_i - T_0}{1/UA} \quad (\text{a.204})$$

donde T_i es la temperatura en el interior del cilindro

T_0 es la temperatura en el exterior del cilindro

$1/UA$ es la resistencia a la transferencia de calor

Para un cilindro de capas múltiples las resistencias a la transferencia de calor por convección en el interior del cilindro, por conducción en la capa de acero y en la capa de aislante y por convección en el exterior del cilindro estarán en serie, sumando todas las resistencias y despreciando las pérdidas de calor por radiación:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{2\pi r_1 L h_{C,i}} + \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi k_{Acero} L} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi k_{Aislante} L} + \frac{1}{2\pi r_3 L h_{C,0}} \tag{a.205}$$

La resistencia a la convección en el interior del cilindro, y a la conducción por el acero son lo suficientemente bajas como para poder ser despreciadas. Se estimará, por tanto, la resistencia global mediante:

$$\frac{1}{UA} = \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi k_{Aislante} L} + \frac{1}{2\pi r_3 L h_{C,0}} \tag{a.206}$$

donde $k_{Aislante}$ es la conductividad térmica del aislante

r_2 es el radio exterior de la envolvente

r_3 es el radio exterior de la envolvente más el espesor del aislante

L es la longitud del cilindro, la longitud entre las líneas de tangencia

$h_{C,0}$ es el coeficiente de transferencia de calor por convección

Se elige como material aislante acolchado de lana de vidrio, la conductividad térmica respecto a la temperatura se observa en la siguiente tabla:

| temperatura media en °C | conductividad calorífica (W/°Cm) |
|-------------------------|----------------------------------|
| 50 | 0,038 |
| 100 | 0,047 |
| 150 | 0,056 |
| 200 | 0,069 |
| 250 | 0,083 |

Tabla. Variación de la conductividad del aislante respecto a la temperatura.

Tomamos como temperatura media del acero, la temperatura media entre la cabeza y la cola $T_i = \frac{318,46 + 427,48}{2} = 372,9K \approx 100^\circ C$ y como temperatura ambiente $T_0 = 25^\circ C$.

La temperatura media del aislante será $\frac{100 + 25}{2} = 62,5^\circ C$ a esta temperatura la conductividad térmica del aislante será $k = 0,04025 \text{ w/(m }^\circ\text{C)}$.

El coeficiente de transferencia de calor por convección en el exterior del aislante será, para flujo turbulento de aire, $h_{C,0} = 7,19 \text{ w/(m }^\circ\text{C)}$.

Para un espesor de 7,5 cm tendremos, por tanto, una resistencia global:

$$\frac{1}{UA} = \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi k_{\text{Aislante}} L} + \frac{1}{2\pi r_3 L h_{C,0}} = 0,048 \quad (\text{a.206})$$

donde $r_2 = 0,558 \text{ m}$

$r_3 = 0,633 \text{ m}$

$L = 11 \text{ m}$

Obtendremos una transferencia de calor en toda la columna de:

$$Q = UA(T_i - T_0) = \frac{T_i - T_0}{\frac{1}{UA}} = \frac{100 - 25}{0,0485099} = 1546,07w = 5565,8 \text{ KJ/h} \quad (\text{a.204})$$

Es necesaria pues una aportación en la caldera

$$Q = Q_s + Q_v + Q_{\text{aislante}} = 4241570,3 \text{ KJ/h}$$

A.4.1.1.2.- Selección de tubos para el intercambiador de calor

Se pueden obtener en diferentes groesos de pared, definidos por el calibrador Birmingham para el alambre, que en la práctica se refiere como el calibrador BWG del tubo. En la figura siguiente se enlistan los tamaños de tubo que generalmente están disponibles. De los cuales los de $\frac{3}{4}$ y 1 in de diámetro exterior son los más comunes en el diseño de intercambiadores de calor.

Los tubos se colocaran en arreglo cuadrado, debido a que en este arreglo los tubos son accesibles para limpieza externa y tienen pequeña caída de presión. El espaciado de tubo P_T es la distancia menor de centro a centro en tubos adyacentes. Los espaciados más comunes para arreglos cuadrados para tubos de $\frac{3}{4}$ in de diámetro exterior es de 1 in y para tubos de 1 in de diámetro exterior es de $1\frac{1}{4}$ in

El espaciado de tubos habitual es de 1,25 veces el diámetro exterior.

Se exponen los valores obtenidos en la siguiente tabla:

| | | | | | |
|--|----------|-----------------|----------------------------------|------|----|
| DE | 1 | in | peso por pie lineal, lb de acero | 1,14 | lb |
| BWG | 12 | | espaciado de los tubos P_T | 1,25 | in |
| espesor pared | 0,109 | in | n° pasos por tubo | 2 | |
| DI | 0,782 | in | Longitud trayectoria | 16 | ft |
| area de flujo por tubo in ² | 0,479 | in ² | | | |
| superficie por pie lin. Pies ² | exterior | 0,2618 | | | |
| | interior | 0,2048 | | | |

Tabla. Tubos (E-101).

| Tubo DE, plg | BWG | Espesor de la pared, | DI, plg | Area de flujo por tubo, plg ² | Superficie por pie lin. pies ² | | Peso por pie lineal, lb, de acero |
|--------------|-------|----------------------|---------|--|---|----------|-----------------------------------|
| | | | | | Exterior | Interior | |
| ½ | 12 | 0.109 | 0.282 | 0.0625 | 0.1309 | 0.0748 | 0.493 |
| | 14 | 0.083 | 0.334 | 0.0876 | | 0.0874 | 0.403 |
| | 16 | 0.065 | 0.370 | 0.1076 | | 0.0969 | 0.329 |
| | 18 | 0.049 | 0.402 | 0.127 | | 0.1052 | 0.258 |
| | 20 | 0.035 | 0.430 | 0.145 | | 0.1125 | 0.190 |
| ¾ | 10 | 0.134 | 0.482 | 0.182 | 0.1963 | 0.1263 | 0.965 |
| | 11 | 0.120 | 0.510 | 0.204 | | 0.1335 | 0.884 |
| | 12 | 0.109 | 0.532 | 0.223 | | 0.1393 | 0.817 |
| | 13 | 0.095 | 0.560 | 0.247 | | 0.1466 | 0.727 |
| | 14 | 0.083 | 0.584 | 0.268 | | 0.1529 | 0.647 |
| | 15 | 0.072 | 0.606 | 0.289 | | 0.1587 | 0.571 |
| | 16 | 0.065 | 0.620 | 0.302 | | 0.1623 | 0.520 |
| | 17 | 0.058 | 0.634 | 0.314 | | 0.1660 | 0.469 |
| | 18 | 0.049 | 0.652 | 0.334 | | 0.1707 | 0.401 |
| 1 | 8 | 0.165 | 0.670 | 0.355 | 0.2618 | 0.1754 | 1.61 |
| | 9 | 0.148 | 0.704 | 0.389 | | 0.1843 | 1.47 |
| | 10 | 0.134 | 0.732 | 0.421 | | 0.1916 | 1.36 |
| | 11 | 0.120 | 0.760 | 0.455 | | 0.1990 | 1.23 |
| | 12 | 0.109 | 0.782 | 0.479 | | 0.2048 | 1.14 |
| | 13 | 0.095 | 0.810 | 0.515 | | 0.2121 | 1.00 |
| | 14 | 0.083 | 0.834 | 0.546 | | 0.2183 | 0.890 |
| | 15 | 0.072 | 0.856 | 0.576 | | 0.2241 | 0.781 |
| | 16 | 0.065 | 0.870 | 0.594 | | 0.2277 | 0.710 |
| | 17 | 0.058 | 0.884 | 0.613 | | 0.2314 | 0.639 |
| 18 | 0.049 | 0.902 | 0.639 | 0.2361 | 0.545 | | |
| 1¼ | 8 | 0.165 | 0.920 | 0.665 | 0.3271 | 0.2409 | 2.09 |
| | 9 | 0.148 | 0.954 | 0.714 | | 0.2498 | 1.91 |
| | 10 | 0.134 | 0.982 | 0.757 | | 0.2572 | 1.75 |
| | 11 | 0.120 | 1.01 | 0.800 | | 0.2644 | 1.58 |
| | 12 | 0.109 | 1.03 | 0.836 | | 0.2701 | 1.45 |
| | 13 | 0.095 | 1.06 | 0.884 | | 0.2775 | 1.28 |
| | 14 | 0.083 | 1.08 | 0.923 | | 0.2839 | 1.13 |
| | 15 | 0.072 | 1.11 | 0.960 | | 0.2896 | 0.991 |
| | 16 | 0.065 | 1.12 | 0.985 | | 0.2932 | 0.900 |
| | 17 | 0.058 | 1.13 | 1.01 | | 0.2969 | 0.808 |
| 18 | 0.049 | 1.15 | 1.04 | 0.3015 | 0.688 | | |
| 1½ | 8 | 0.165 | 1.17 | 1.075 | 0.3925 | 0.3063 | 2.57 |
| | 9 | 0.148 | 1.20 | 1.14 | | 0.3152 | 2.34 |
| | 10 | 0.134 | 1.23 | 1.19 | | 0.3225 | 2.14 |
| | 11 | 0.120 | 1.26 | 1.25 | | 0.3299 | 1.98 |
| | 12 | 0.109 | 1.28 | 1.29 | | 0.3356 | 1.77 |
| | 13 | 0.095 | 1.31 | 1.35 | | 0.3430 | 1.56 |
| | 14 | 0.083 | 1.33 | 1.40 | | 0.3492 | 1.37 |
| | 15 | 0.072 | 1.36 | 1.44 | | 0.3555 | 1.20 |
| | 16 | 0.065 | 1.37 | 1.47 | | 0.3587 | 1.09 |
| | 17 | 0.058 | 1.38 | 1.50 | | 0.3623 | 0.978 |
| 18 | 0.049 | 1.40 | 1.54 | 0.3670 | 0.831 | | |

Figura. Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor.

A.4.1.1.3.- Cálculo del incremento de temperatura

El fluido frío entra en la coraza a una temperatura $T_{1,F} = 149,5 \text{ °C}$ y eleva su temperatura hasta $T_{2,F} = 154,3 \text{ °C}$

Se utilizará vapor saturado como elemento calefactor a las siguientes condiciones:

Presión: 15,55 bar

Temperatura: 200 °C

Entalpía de condensación (λ): 1938,6 kJ/kg

Consideraremos como temperatura crítica del fluido frío a la media entre sus temperatura de entrada y salida. La temperatura crítica del fluido caliente será la media entre sus temperaturas de entrada y salida.

$$T_{C,F} = 151,92 \text{ °C}$$

$$T_{C,C} = 200 \text{ °C}$$

Se calcula la diferencia de temperatura logarítmica media mediante

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{1,C} - T_{1,F}) - (T_{2,C} - T_{2,F})}{\ln\left(\frac{(T_{1,C} - T_{1,F})}{(T_{2,C} - T_{2,F})}\right)} = 48,03 \text{ °C} \quad (\text{a.207})$$

Para intercambiadores de dos corrientes distintos del caso ideal de tubos coaxiales que se considera en el cálculo de ΔT_{ml} , es necesario aplicar un factor de corrección a diferencia de temperatura media logarítmica.

Definimos

$$R = \frac{T_{1,C} - T_{2,C}}{T_{2,F} - T_{1,F}} = 0 \quad (\text{a.208})$$

$$S = \frac{T_{2,F} - T_{1,F}}{T_{1,C} - T_{1,F}} = 0,095 \quad (\text{a.209})$$

Para un intercambiador 1-2 de flujo paralelo-contracorriente la relación fraccionaria entre la diferencia verdadera de temperatura y la temperatura media logarítmica será:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1-S}{1-RS}\right)}{(R-1) \ln\left(\frac{2-S(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-S(R+1+\sqrt{R^2+1})}\right)} = 1 \quad (\text{a.210})$$

Por tanto, la diferencia verdadera de temperatura será

$$\Delta T = F_T \Delta T_{ml} = 48,03 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{a.211})$$

A.4.1.1.4.- Cálculo del área de intercambio de calor necesaria, cálculo del número de tubos.

El coeficiente global de transferencia será $U = 826,35 \text{ w}/(\text{m}^2\text{ } ^\circ\text{C})$, como se comprobará mas adelante. Por tanto, el área necesaria será:

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} = 29,68 \text{ } m^2 \quad (\text{a.212})$$

Donde $Q = 1178213 \text{ w}$

$U = 826,35 \text{ w}/(\text{m}^2\text{ } ^\circ\text{C})$

$\Delta T = 48,01 \text{ } ^\circ\text{C}$

Para la selección de tubos realizada el número total de tubos necesarios para satisfacer el área de transmisión requerida será:

$$N_t = \frac{A_{requerida}}{\pi d_o L} = \frac{29,68 \text{ (m}^2\text{)}}{\pi \cdot 0,025 \text{ (m)} \cdot 4,87 \text{ (m)}} \approx 77 \quad (\text{a.213})$$

Para 77 tubos se tiene un área de transmisión de calor $A = 29,965 \text{ m}^2$.

A.4.1.1.5.- Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor.

El coeficiente global es el recíproco de la resistencia global a la transferencia de calor, que es la suma de varias resistencias individuales. Para una transferencia de calor a través de un intercambiador la relación entre ambas será de la siguiente forma:

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_{0d}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} \quad (\text{a.214})$$

Donde U_0 es el coeficiente global de basado en el área exterior del tubo, $\text{W/m}^2\text{°C}$

h_0 es el coeficiente exterior de la película fluida, $\text{W/m}^2\text{°C}$

h_i es el coeficiente interior de la película fluida, $\text{W/m}^2\text{°C}$

h_{0d} es el coeficiente exterior debido al ensuciamiento (fouling factor), $\text{W/m}^2\text{°C}$

h_{id} es el coeficiente interior debido al ensuciamiento, $\text{W/m}^2\text{°C}$

k_w es la conductividad térmica del material del tubo, W/m °C

d_i diámetro interior, m

d_0 diámetro exterior, m

El valor de los coeficientes individuales depende de la naturaleza del proceso de transferencia de calor (conducción, convección, condensación, ebullición o radiación), de las propiedades físicas del fluido, de los flujos máxicos del fluido, y de la disposición de la superficie del intercambiador de calor.

El material depositado en los tubos normalmente tiene una conductividad térmica relativamente baja y reducirá el coeficiente global. Los factores de ensuciamiento están expresados generalmente como resistencias a la transferencia de calor, más que como coeficientes, son difíciles de predecir y están usualmente basadas en la experiencia. Los valores típicos para los coeficientes debidos al ensuciamiento se resumen en la siguiente figura.

| Fluid | Coefficient (W/m ² °C) | Factor (resistance) (m ² C/W) |
|--------------------------|-----------------------------------|--|
| River water | 3000–12,000 | 0.0003–0.0001 |
| Sea water | 1000–3000 | 0.001–0.0003 |
| Cooling water (towers) | 3000–6000 | 0.0003–0.00017 |
| Towns water (soft) | 3000–5000 | 0.0003–0.0002 |
| Towns water (hard) | 1000–2000 | 0.001–0.0005 |
| Steam condensate | 1500–5000 | 0.00067–0.0002 |
| Steam (oil free) | 4000–10,000 | 0.0025–0.0001 |
| Steam (oil traces) | 2000–5000 | 0.0005–0.0002 |
| Refrigerated brine | 3000–5000 | 0.0003–0.0002 |
| Air and industrial gases | 5000–10,000 | 0.0002–0.0001 |
| Flue gases | 2000–5000 | 0.0005–0.0002 |
| Organic vapours | 5000 | 0.0002 |
| Organic liquids | 5000 | 0.0002 |
| Light hydrocarbons | 5000 | 0.0002 |
| Heavy hydrocarbons | 2000 | 0.0005 |
| Boiling organics | 2500 | 0.0004 |
| Condensing organics | 5000 | 0.0002 |
| Heat transfer fluids | 5000 | 0.0002 |
| Aqueous salt solutions | 3000–5000 | 0.0003–0.0002 |

Figura. Coeficientes de ensuciamiento

El coeficiente de película para la condensación de vapor suele ser elevado y raramente es el coeficiente limitante, se suele asumir un valor típico y conservativo para el diseño. Para vapor ausente de aire un coeficiente de película de 8000 W/m² °C puede ser usado.

El coeficiente de ebullición se calculará mediante la correlación de Schlünder, para la mezcla, que ofrece un valor conservador para este coeficiente.

$$\frac{h}{h_{id}} = \left\{ 1 + \frac{h_{id}}{q} \left[\sum_{i=1}^{n-1} (T_{sn} - T_{si})(y_i - x_i) \left(1 - \exp \frac{-B_0 q}{\rho_l \lambda \beta_l} \right) \right] \right\}^{-1} \quad (\text{a.215})$$

Donde T_{sn} es la temperatura de saturación para el componente menos volátil y T_{si} es la temperatura de saturación del componente i . Estas se han hallado a partir de la condición de equilibrio, utilizando las ecuaciones expuestas en el anexo 1 y son para una presión de operación de 10 bar las siguientes:

$$T_{\text{metanol}} = 408,34 \text{ K}$$

$$T_{\text{agua}} = 450,47 \text{ K}$$

$$T_{\text{dimetil éter}} = 318,35 \text{ K}$$

Se asume que β_l , el coeficiente de transferencia de masa del líquido, está fijado en un valor de $0,0002 \text{ m s}^{-1}$, B_0 es el factor de escala, igual a la unidad asumiendo que toda la transferencia de calor desde la superficie caliente pasa a la burbuja en forma de calor latente. Donde el valor ideal del coeficiente, h_{id} , se ha calculado de la siguiente forma:

$$\frac{1}{h_{id}} = \sum_{i=1}^c \frac{x_i}{h_i} \quad (\text{a.216})$$

Se ha utilizado la correlación dada por Mostinski (1963) para estimar los coeficientes individuales de cada especie, debido a su facilidad de uso y a que proporciona valores tan confiables como otras ecuaciones más complejas.

$$h_{nb} = 0,104(P_C)^{0,69}(q)^{0,7} \left[1,8 \left(\frac{P}{P_C} \right)^{0,17} + 4 \left(\frac{P}{P_C} \right)^{1,2} + 10 \left(\frac{P}{P_C} \right)^{10} \right] \quad (\text{a.217})$$

Para una presión de operación de 10 bar, y un flujo de calor $q = \frac{Q}{A} = \frac{1178,2 \text{ KW}}{29,96 \text{ m}^2} = 39,32 \text{ KW/m}^2$ tenemos los siguientes valores para los coeficientes individuales de cada especie:

$$\rangle h_{\text{metanol}} = 5627,8 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rangle h_{\text{agua}} = 8238,8 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rangle h_{\text{dimetil éter}} = 5009,6 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Teniendo en cuenta la composición en la caldera:

$$x_{\text{metanol}} = 0,3202$$

$$x_{\text{agua}} = 0,6798$$

$$x_{\text{dimetil éter}} = 10^{-5}$$

El coeficiente ideal será $h_{\text{id}} = 7173,06 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

A partir de los datos del anexo 2 para la etapa de la caldera se obtiene un calor de vaporización $\lambda = 1531162,86 \text{ j/Kg}$ y una densidad para el líquido de $\rho_L = 645,1401 \text{ Kg/m}^3$. Los valores x e y para cada especie obtenidos en el anexo 2 para la etapa de la caldera serian:

$$x_{\text{metanol}} = 0,3202$$

$$y_{\text{metanol}} = 0,6295$$

$$x_{\text{agua}} = 0,6798$$

$$y_{\text{agua}} = 0,3702$$

$$x_{\text{dimetil éter}} = 10^{-5}$$

$$y_{\text{dimetil éter}} = 0,0002$$

A partir de estos datos se calcula un coeficiente de ebullición $h_b = 5016,1 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Teniendo en cuenta que la conductividad térmica del acero es $k_w = 16 \text{ W/m }^\circ\text{C}$, se obtiene un valor para el coeficiente global de transferencia de calor, a partir de la ecuación a.214 de $U = 826,35 \text{ w/(m}^2\text{ }^\circ\text{C)}$

A.4.1.1.6.- Flujo máximo de transferencia de calor.

Comprobamos que el flujo de calor sea inferior al flujo máximo. El flujo máximo de calor para una caldera tipo kettle se puede calcular mediante la modificación de Palen y Small (1964) a la correlación de Zuber para tubos aislados.

$$q_{cb} = K_b \left(\frac{p_t}{d_0} \right) \left(\frac{\lambda}{\sqrt{N_t}} \right) \left[\sigma g (\rho_L - \rho_V) \rho_V^2 \right]^{0,25} \quad (\text{a.218})$$

Donde q_{cb} es el flujo de calor máximo (crítico) para el banco de tubos, W/m^2

$K_b = 0,44$ para arreglos en cuadrado

p_t es el espaciado de los tubos

d_0 es el diámetro exterior de los tubos

N_t es el número total de tubos en el banco

g es la aceleración de la gravedad, $9,81 \text{ m/s}^2$

λ es el calor latente, j/Kg

σ es la tensión superficial, N/m

ρ_L y ρ_V son las densidades de las fases líquida y vapor respectivamente, kg/m^3

Se utilizará el método de tamura, kurata y dani para el cálculo de la tensión superficial, ya visto anteriormente, debido a la baja concentración de dimetil éter y a la elevada temperatura en la caldera éste no se tendrá en cuenta para el cálculo de la tensión superficial. A continuación se resume en una tabla el cálculo de la tensión superficial media en la caldera.

| | | | | | | |
|----------|--------|--|---------------------|---------------------|-------------------------------|--------|
| T (K) | 425,07 | | metanol | agua | | |
| n | | | 1,603 | 1,736 | $\log(\psi w / (1 - \psi w))$ | -0,071 |
| a | | | 32,72 | 75,83 | ψw | 0,458 |
| b | | | 0,070 | 0,147 | sm (N/m) | 0,033 |
| s (mN/m) | | | 22,034 | 53,390 | | |
| 1/r | | | $4,7 \cdot 10^{-5}$ | $1,8 \cdot 10^{-5}$ | | |

Tabla. Tensión superficial (E-101).

Se tienen unos valores para las densidades del líquido y del vapor, a partir de los datos obtenidos en el anexo 2, de $\rho_L = 645,14 \text{ Kg/m}^3$ y $\rho_V = 8,21 \text{ kg/m}^3$

El flujo máximo de calor máximo será, por tanto,

$$q_{cb} = 0,44 \cdot 1,25 \left(\frac{1531162,86}{\sqrt{77}} \right) \left[0,0338 \cdot 9,81(645,14 - 8,21)8,21^2 \right]^{0,25} = 1049237,15 \text{ W/m}^2$$

Aplicando un factor de seguridad de 0,7 el flujo máximo no debe exceder de $734,46 \text{ KW/m}^2$. El flujo actual de $39,32 \text{ KW/m}^2$ está suficientemente por debajo del máximo permitido.

A.4.1.1.7.-Disposición.

El haz de tubos está formado por un total de 77 tubos, para este número, el haz de tubos tendrá un diámetro de 508 mm.

Para un flujo de calor de comprendido entre 25 y 40 KW/m^2 se recomienda que la relación entre el diámetro de carcasa y el diámetro de tubo esté entre 1,4 y 1,8. El espacio libre entre la superficie del líquido y la carcasa debe ser como mínimo 0,25 m.

Para una relación entre la carcasa y el banco de tubos de 1,7 se tiene un diámetro de carcasa de 863,6 mm. Tomando como nivel de líquido 600 mm desde la base el espacio libre entre el líquido y la carcasa es de 0,2636 m.

La velocidad del gas en la superficie del líquido debe ser inferior a la máxima permitida $\hat{u}_v < 0,2 \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{1/2}$.

La anchura del nivel del líquido es 0.84377 m, por tanto, el área de la superficie de líquido para una longitud de tubo de 16 pies es 2,05745 m². Se calcula la velocidad del vapor en la superficie como:

$$\frac{129,93 \text{ kmol/h}}{3600 \text{ s/h}} \cdot 26,852 \text{ kg/kmol} \cdot \frac{1}{8,21 \text{ kg/m}^3} \cdot \frac{1}{2,05745 \text{ m}^2} = 0,057 \text{ m/s}, \quad \text{valor}$$

muy inferior a la máxima permitida $\hat{u}_v = 0,2 \left[\frac{645,14 - 8,21}{8,21} \right]^{1/2} = 1,76$.

A.4.1.1.8.-Caída de presión para el vapor.

Cuando el vapor se emplea en dos pasos del lado de los tubos, la caída de presión permitida deberá ser muy pequeña, menos de 1,0 lb/in². La caída de presión, incluyendo las pérdidas de entrada y de salida a través de un intercambiador, para una condensación total se tomará como el 40 por ciento del valor basado en las condiciones de entrada del vapor (Frank (1978))

Hay principalmente dos fuente para la caída de presión para el lado del tubo en un intercambiador de calor de carcasa y tubo: la pérdida de fricción en los tubos y las pérdidas por las contracciones, las expansiones y el retorno del fluido.

La pérdida de carga debida a la fricción se puede calcular mediante la misma ecuación que la que se utiliza para tuberías, aunque como el flujo en un intercambiador de calor es claramente no isotérmico es necesario introducir una corrección para tener en cuenta la el cambio de las propiedades físicas con la temperatura. Normalmente solo el cambio de viscosidad es considerado.

$$\Delta P = 8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \rho \frac{u_i^2}{2} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} \quad (\text{a.219})$$

Donde j_f es el factor de fricción, μ_w es la viscosidad evaluada a la temperatura de la pared del tubo y m tiene un valor de 0,14 para flujo turbulento ($Re > 2100$).

La pérdida de carga producida por la contracción a la entrada del tubo, la expansión a la salida y el cambio de sentido en la cabeza, influye significativamente en la pérdida de carga total. La pérdida en términos de cabezas de velocidad se puede estimar contando el número de contracciones, expansiones y retornos del fluido. Para dos pasos en los tubos, existen dos expansiones, dos contracciones y un retorno. La pérdida en función de la cabeza de velocidad para cada uno de esos efectos es 0,5 para la contracción, 1 para la expansión y 1,5 para una curva de 180°. Por tanto, para dos pasos las pérdidas serán $2 \times 0,5 + 2 \times 1,0 + 1,5 = 4,5$ cabezas de velocidad, por tanto 2,25 por paso de tubos. Frank (1978) recomienda una pérdida de 2,5 cabezas de velocidad, se tomará este valor como suficientemente conservador para el cálculo

La pérdida de carga total será

$$\Delta P_T = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \rho \frac{u_i^2}{2} \quad (\text{a.220})$$

Este cálculo será una aproximación, sin embargo, lo suficientemente conservadora ya que la caída de presión por pie de longitud disminuye sucesivamente con el cuadrado de la masa velocidad, mientras que la aproximación anterior supone un valor más cercano a la media de la entrada y la salida.

El caudal de vapor saturado necesario será $W = \frac{Q}{\lambda} = \frac{1178,21}{1938,6} = 0,607 \text{ Kg/s}$, suponiendo la condensación total del vapor a lo largo del intercambiador.

Calculamos el área interior del haz de tubos para el paso del fluido calefactor como

$$a_s = N \cdot \pi \cdot \frac{d_i^2}{4} = 0,023 \text{ m}^2, \quad \text{por tanto, la velocidad másica será}$$

$$G = \frac{W}{a_s} = 25,47 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

Si la viscosidad del vapor a 200 °C es $\mu = 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s}$ tendremos un Reynold

$$Re = \frac{G \cdot d_i}{\mu} = 3,4 \cdot 10^4 \text{ y tendremos un factor de fricción } j_f = 3,5 \cdot 10^{-3}$$

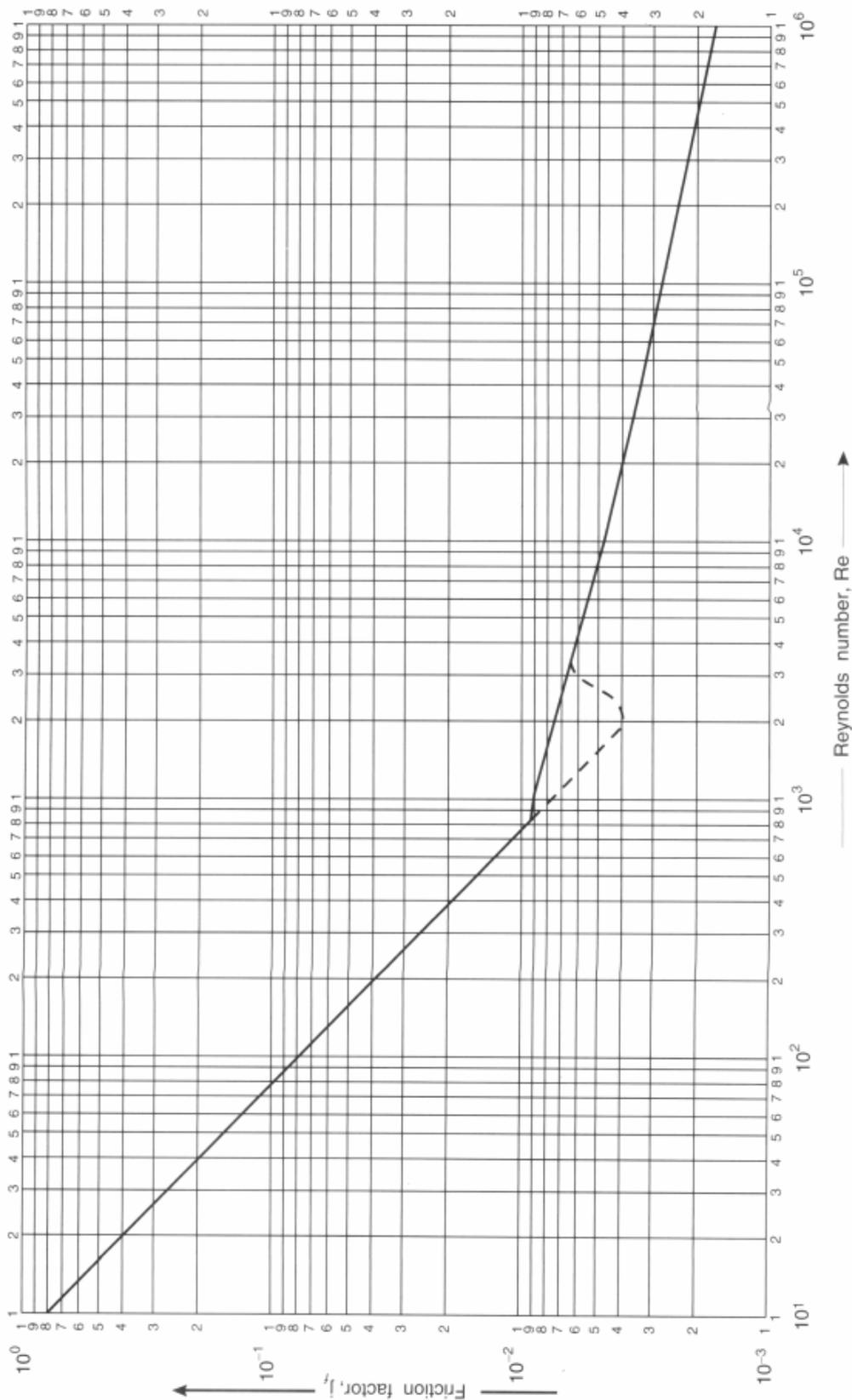


Figura. Factor de fricción j_f para el lado de los tubos

Se considerará que la temperatura media en la carcasa es $T_{mf} = \frac{149,516 + 154,339}{2} = 151,92 \text{ } ^\circ\text{C}$, mientras que la temperatura media en el interior de los tubos es $T_{mc} = 200 \text{ } ^\circ\text{C}$. Utilizando la siguiente relación para obtener la temperatura estimada para la pared del tubo

$$hi(T_w - T_{mc}) = U(T_{mf} - T_{mc}) \quad (\text{a.221})$$

$T_w = 195,03 \text{ } ^\circ\text{C}$ y la viscosidad del vapor a esta temperatura $\mu_w = 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s}$

Expresando la ecuación (a.220) en función de la velocidad másica, la pérdida de carga que tiene el vapor será

$$\Delta P_T = N_P \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{G^2}{2\rho} = 765,57 \text{ Pa} \quad (\text{a.222})$$

Para una densidad de vapor $\rho = 7,936 \text{ kg/m}^3$

Y la pérdida a lo largo de los tubos para una condensación total del vapor será $\Delta P = 0,4 \cdot 765,57 = 306,23 \text{ Pa} \approx 0,044 \text{ psi}$

A.4.1.2.- Caldera de la unidad de destilación metanol-agua.*A.4.1.2.1.- Balance de calor*

Se utilizarán las entalpías calculadas en el apartado a.3.3.3

Entalpía del líquido que desciende del último plato $h_9 = -36644,7 \text{ KJ/Kmol}$

Entalpía del líquido en la caldera $h_B = -36605,6 \text{ KJ/Kmol}$

Entalpía del vapor que abandona la caldera $H_B = -517,2 \text{ KJ/Kmol}$

El calor sensible necesario para elevar la temperatura desde el último plato hasta la temperatura que se debe alcanzar en la caldera será:

$$Q_S = L_9 (h_B - h_9) = 11178,98 \text{ KJ/h} \quad (\text{a.223})$$

donde L_9 es la corriente líquida que entra en la caldera procedente del plato inferior de la columna, $L_9 = 286,19 \text{ Kmol/h}$

El calor que es necesario aportar para la vaporización se calculará mediante:

$$Q_V = V_B (H_B - h_B) = 5734090,42 \text{ KJ/Kmol} \quad (\text{a.224})$$

donde V_B es la corriente líquida que sale de la caldera y se incorpora al plato inferior de la columna, $V_B = 158,89 \text{ Kmol/h}$

A través de la capa aislante de la envolvente se perderá calor, que debe ser compensado en la caldera. Se estudiará el caso como si fuera una conducción unidimensional y estacionaria, la temperatura será solo función del radio.

En caso de cilindros de capas múltiples definimos la transferencia de calor como:

$$Q = UA(T_i - T_0) = \frac{T_i - T_0}{1/UA} \quad (\text{a.204})$$

donde T_i es la temperatura en el interior del cilindro

T_0 es la temperatura en el exterior del cilindro

$1/UA$ es la resistencia a la transferencia de calor

Para un cilindro de capas múltiples las resistencias a la transferencia de calor por convección en el interior del cilindro, por conducción en la capa de acero y en la capa de aislante y por convección en el exterior del cilindro estarán en serie, sumando todas las resistencias y despreciando las pérdidas de calor por radiación:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{2\pi r_1 L h_{C,i}} + \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi k_{Acero} L} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi k_{Aislante} L} + \frac{1}{2\pi r_3 L h_{C,o}} \quad (\text{a.205})$$

La resistencia a la convección en el interior del cilindro, y a la conducción por el acero son lo suficientemente bajas como para poder ser despreciadas. Se estimará, por tanto, la resistencia global mediante:

$$\frac{1}{UA} = \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi k_{Aislante} L} + \frac{1}{2\pi r_3 L h_{C,o}} \quad (\text{a.206})$$

donde k_{Aislante} es la conductividad térmica del aislante

r_2 es el radio exterior de la envolvente

r_3 es el radio exterior de la envolvente más el espesor del aislante

L es la longitud del cilindro, la longitud entre las líneas de tangencia

$h_{C,0}$ es el coeficiente de transferencia de calor por convección

Se elige como material aislante acolchado de lana de vidrio, la conductividad térmica respecto a la temperatura se observa en la siguiente tabla:

| temperatura media en °C | conductividad calorífica (W/°Cm) |
|-------------------------|----------------------------------|
| 50 | 0,038 |
| 100 | 0,047 |
| 150 | 0,056 |
| 200 | 0,069 |
| 250 | 0,083 |

Tabla. Variación de la conductividad del aislante respecto a la temperatura.

Tomamos como temperatura media del acero, la temperatura media entre la cabeza y la cola $T_i = \frac{411,75 + 446,77}{2} = 429,26K \approx 156^\circ C$ y como temperatura ambiente $T_0 = 25^\circ C$.

La temperatura media del aislante será $\frac{156 + 25}{2} = 90,5^\circ C$ a esta temperatura la conductividad térmica del aislante será $k = 0,04529 \text{ w/(m }^\circ C)$.

El coeficiente de transferencia de calor por convección en el exterior del aislante será, para flujo turbulento de aire, $h_{C,0} = 7,19 \text{ w/(m }^\circ C)$.

Para un espesor de 7,5 cm tendremos, por tanto, una resistencia global:

$$\frac{1}{UA} = \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi k_{\text{Aislante}} L} + \frac{1}{2\pi r_3 L h_{C,0}} = 0,09737 \quad (\text{a.206})$$

donde $r_2 = 0,38 \text{ m}$

$r_3 = 0,455 \text{ m}$

$L = 7 \text{ m}$

Obtendremos una transferencia de calor en toda la columna de:

$$Q = UA(T_i - T_0) = \frac{T_i - T_0}{1/UA} = \frac{156 - 25}{0,09737} = 1345,36 \quad w = 4843,3 \text{ KJ/h} \quad (\text{a.207})$$

Es necesario pues una aportación en la caldera

$$Q = Q_s + Q_v + Q_{\text{aislante}} = 5750112,71 \text{ KJ/h}$$

A.4.1.2.2.- Selección de tubos para el intercambiador de calor

Se pueden obtener en diferentes groesos de pared, definidos por el calibrador Birmingham para el alambre, que en la práctica se refiere como el calibrador BWG del tubo.

Los tubos se colocaran en arreglo cuadrado, debido a que en este arreglo los tubos son accesibles para limpieza externa y tienen pequeña caída de presión. El espaciado de tubo P_T es la distancia menor de centro a centro en tubos adyacentes. Los espaciados más comunes para arreglos cuadrados para tubos de $\frac{3}{4}$ in de diámetro exterior es de 1 in y para tubos de 1 in de diámetro exterior es de $1 \frac{1}{4}$ in

El espaciado de tubos habitual es de 1,25 veces el diámetro exterior.

Se exponen los valores obtenidos en la siguiente tabla:

| | | | | | |
|--|----------|-----------------|----------------------------------|------|----|
| DE | 1 | in | peso por pie lineal, lb de acero | 1,14 | lb |
| BWG | 12 | | espaciado de los tubos P_T | 1,25 | in |
| espesor pared | 0,109 | in | n° pasos por tubo | 2 | |
| DI | 0,782 | in | Longitud trayectoria | 24 | ft |
| area de flujo por tubo in ² | 0,479 | in ² | | | |
| superficie por pie lin. Pies ² | exterior | 0,2618 | | | |
| | interior | 0,2048 | | | |

Tabla Tubos (E-201).

A.4.1.2.3.- Cálculo del incremento de temperatura

El fluido frío entra en la coraza a una temperatura $T_{1,F} = 168,6$ °C y eleva su temperatura hasta $T_{2,F} = 173,77$ °C

Se utilizará vapor saturado como elemento calefactor a las siguientes condiciones:

Presión: 15,549 bar

Temperatura: 200 °C

Entalpía de condensación (λ): 1938,6 kJ/kg

Consideraremos como temperatura crítica del fluido frío a la media entre sus temperatura de entrada y salida. La temperatura crítica del fluido caliente será la media entre sus temperaturas de entrada y salida.

$$T_{C,F} = 171,1 \text{ °C}$$

$$T_{C,C} = 200 \text{ °C}$$

Se calcula la diferencia de temperatura logarítmica media mediante

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{1,C} - T_{1,F}) - (T_{2,C} - T_{2,F})}{\ln\left(\frac{(T_{1,C} - T_{1,F})}{(T_{2,C} - T_{2,F})}\right)} = 28,7 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{a.207})$$

Para intercambiadores de dos corrientes distintos del caso ideal de tubos coaxiales que se considera en el cálculo de ΔT_{ml} , es necesario aplicar un factor de corrección a diferencia de temperatura media logarítmica.

Definimos

$$R = \frac{T_{1,C} - T_{2,C}}{T_{2,F} - T_{1,F}} = 0 \quad (\text{a.208})$$

$$S = \frac{T_{2,F} - T_{1,F}}{T_{1,C} - T_{1,F}} = 0,164 \quad (\text{a.209})$$

Para un intercambiador 1-2 de flujo paralelo-contracorriente la relación fraccionaria entre la diferencia verdadera de temperatura y la temperatura media logarítmica será:

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1-S}{1-RS}\right)}{(R-1) \ln\left(\frac{2-S(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-S(R+1+\sqrt{R^2+1})}\right)} = 1 \quad (\text{a.210})$$

Por tanto, la diferencia verdadera de temperatura será

$$\Delta T = F_T \Delta T_{ml} = 28,7 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{a.211})$$

A.4.1.2.4.- Cálculo del área de intercambio de calor necesaria, cálculo del número de tubos.

El coeficiente global de transferencia será $U = 837,7 \text{ w}/(\text{m}^2\text{°C})$, como se comprobará mas adelante. Por tanto, el área necesaria será:

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} = 66,37 \text{ m}^2 \quad (\text{a.212})$$

Donde $Q = 1597253,5 \text{ w}$

$$U = 837,7 \text{ w}/(\text{m}^2\text{°C})$$

$$\Delta T = 28,7 \text{ °C}$$

Para la selección de tubos realizada el número total de tubos necesarios para satisfacer el área de transmisión requerida será:

$$N_t = \frac{A_{requerida}}{\pi d_o L} = \frac{66,372 \text{ (m}^2\text{)}}{\pi \cdot 0,0254 \text{ (m)} \cdot 7,3152 \text{ (m)}} \approx 114 \quad (\text{a.213})$$

Para 115 tubos se tiene un área de transmisión de calor $A = 66,5 \text{ m}^2$.

A.4.1.2.5.- Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor.

El coeficiente global es el recíproco de la resistencia global a la transferencia de calor, que es la suma de varias resistencias individuales. Para una transferencia de calor a través de un intercambiador la relación entre ambas será de la siguiente forma:

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_{0d}} + \frac{d_0 \ln\left(\frac{d_0}{d_i}\right)}{2k_w} + \frac{d_0}{d_i} \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_0}{d_i} \frac{1}{h_i} \quad (\text{a.214})$$

Donde U_0 es el coeficiente global de basado en el área exterior del tubo, $W/m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

h_0 es el coeficiente exterior de la película fluida, $W/m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

h_i es el coeficiente interior de la película fluida, $W/m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

h_{0d} es el coeficiente exterior debido al ensuciamiento (fouling factor), $W/m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

h_{id} es el coeficiente interior debido al ensuciamiento, $W/m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

k_w es la conductividad térmica del material del tubo, $W/m \text{ } ^\circ\text{C}$

d_i diámetro interior, m

d_0 diámetro exterior, m

El valor de los coeficientes individuales depende de la naturaleza del proceso de transferencia de calor (conducción, convección, condensación, ebullición o radiación), de las propiedades físicas del fluido, de los flujos máxicos del fluido, y de la disposición de la superficie del intercambiador de calor.

El material depositado en los tubos normalmente tiene una conductividad térmica relativamente baja y reducirá el coeficiente global. Los factores de ensuciamiento están expresados generalmente como resistencias a la transferencia de calor, más que como coeficientes, son difíciles de predecir y están usualmente basadas en la experiencia. Los valores típicos para los coeficientes debidos al ensuciamiento se resumen en la siguiente figura.

El coeficiente de película para la condensación de vapor suele ser elevado y raramente es el coeficiente limitante, se suele asumir un valor típico y conservativo para el diseño. Para vapor ausente de aire un coeficiente de película de $8000 \text{ } W/m^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ puede ser usado.

El coeficiente de ebullición se calculará mediante la correlación de Schlünder, para la mezcla, que ofrece un valor conservador para este coeficiente.

$$\frac{h}{h_{id}} = \left\{ 1 + \frac{h_{id}}{q} \left[\sum_{i=1}^{n-1} (T_{sn} - T_{si})(y_i - x_i) \left(1 - \exp \frac{-B_0 q}{\rho_l \lambda \beta_l} \right) \right] \right\}^{-1} \quad (\text{a.215})$$

Donde T_{sn} es la temperatura de saturación para el componente menos volátil y T_{si} es la temperatura de saturación del componente i . Estas se han hallado a partir de la condición de equilibrio, utilizando las ecuaciones expuestas en el anexo 1 y son para una presión de operación de 10 bar las siguientes:

$$T_{\text{metanol}} = 408,3 \text{ K}$$

$$T_{\text{agua}} = 450,4 \text{ K}$$

Se asume que β_l , el coeficiente de transferencia de masa del líquido, está fijado en un valor de $0,0002 \text{ m s}^{-1}$, B_0 es el factor de escala, igual a la unidad asumiendo que toda la transferencia de calor desde la superficie caliente pasa a la burbuja en forma de calor latente. Donde el valor ideal del coeficiente, h_{id} , se ha calculado de la siguiente forma:

$$\frac{1}{h_{id}} = \sum_{i=1}^c \frac{x_i}{h_i} \quad (\text{a.216})$$

Se ha utilizado la correlación dada por Mostinski (1963) para estimar los coeficientes individuales de cada especie, debido a su facilidad de uso y a que proporciona valores tan confiables como otras ecuaciones más complejas.

$$h_{nb} = 0,104(P_C)^{0,69} (q)^{0,7} \left[1,8 \left(\frac{P}{P_C} \right)^{0,17} + 4 \left(\frac{P}{P_C} \right)^{1,2} + 10 \left(\frac{P}{P_C} \right)^{10} \right] \quad (\text{a.217})$$

Para una presión de operación de 10 bar, y un flujo de calor $q = \frac{Q}{A} = \frac{15972535 \text{ KW}}{66,54 \text{ m}^2} = 24,00 \text{ KW / m}^2$ tenemos los siguientes valores para los coeficientes individuales de cada especie:

$$\triangleright h_{\text{metanol}} = 3983,79 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\triangleright h_{\text{agua}} = 5832,02 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Teniendo en cuenta la composición en la caldera:

$$x_{\text{metanol}} = 0,025$$

$$x_{\text{agua}} = 0,975$$

El coeficiente ideal será $h_{id} = 5765,05 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

A partir de los datos del anexo 3 para la etapa de la caldera se obtiene un calor de vaporización $\lambda = 1985805,9 \text{ J/Kg}$ y una densidad para el líquido de $\rho_L = 810,95 \text{ Kg/m}^3$. Los valores x e y para cada especie obtenidos en el anexo 3 para la etapa de la caldera serian:

$$x_{\text{metanol}} = 0,025 \qquad y_{\text{metanol}} = 0,100$$

$$x_{\text{agua}} = 0,975 \qquad y_{\text{agua}} = 0,899$$

A partir de estos datos se calcula un coeficiente de ebullición $h_b = 5466,5 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$

Teniendo en cuenta que la conductividad térmica del acero es $k_w = 16 \text{ W/m }^\circ\text{C}$, se obtiene un valor para el coeficiente global de transferencia de calor, a partir de la ecuación a.214 de $U = 837,72 \text{ w/(m}^2\text{ }^\circ\text{C)}$

A.4.1.2.6.- Flujo máximo de transferencia de calor.

Comprobamos que el flujo de calor sea inferior al flujo máximo. El flujo máximo de calor para una caldera tipo kettle se puede calcular mediante la modificación de Palen y Small (1964) a la correlación de Zuber para tubos aislados.

$$q_{cb} = K_b \left(\frac{p_t}{d_0} \right) \left(\frac{\lambda}{\sqrt{N_t}} \right) \left[\sigma g (\rho_L - \rho_V) \rho_V^2 \right]^{0,25} \quad (\text{a.218})$$

Donde q_{cb} es el flujo de calor máximo (crítico) para el banco de tubos, W/m^2

$K_b = 0,44$ para arreglos en cuadrado

p_t es el espaciado de los tubos

d_0 es el diámetro exterior de los tubos

N_t es el número total de tubos en el banco

g es la aceleración de la gravedad, $9,81 \text{ m/s}^2$

λ es el calor latente, j/Kg

σ es la tensión superficial, N/m

ρ_L y ρ_V son las densidades de las fases líquida y vapor respectivamente, kg/m^3

Se utilizará el método de tamura, kurata y dani para el cálculo de la tensión superficial, ya visto anteriormente. A continuación se resume en una tabla el cálculo de la tensión superficial media en la caldera.

| | | | | | | |
|----------|-----------|--|-----------------------|-----------------------|-------------------------------|-------|
| T (K) | 444,34622 | | metanol | agua | | |
| n | | | 1,562 | 1,717 | $\log(\psi w / (1 - \psi w))$ | 1,176 |
| a | | | 32,72 | 75,83 | ψw | 0,937 |
| b | | | 0,070 | 0,147 | sm (N/m) | 0,048 |
| s (mN/m) | | | 20,679 | 50,544 | | |
| 1/r | | | $5,089 \cdot 10^{-5}$ | $1,950 \cdot 10^{-5}$ | | |

Tabla Tensión superficial (E-201).

Se tienen unos valores para las densidades del líquido y del vapor, a partir de los datos obtenidos en el anexo 3, de $\rho_L = 810,9 \text{ Kg/m}^3$ y $\rho_V = 5,54 \text{ kg/m}^3$

El flujo máximo de calor máximo será, por tanto,

$$q_{cb} = 1275642,6 \text{ W / m}^2$$

Aplicando un factor de seguridad de 0,7 el flujo máximo no debe exceder de $892,94 \text{ KW/m}^2$. El flujo actual de $24,00 \text{ KW/m}^2$ está suficientemente por debajo del máximo permitido.

A.4.1.2.7.-Disposición.

El haz de tubos está formado por un total de 114 tubos, para este número, el haz de tubos tendrá un diámetro de 635 mm.

Para un flujo de calor de comprendido entre 25 y 40 KW/m^2 se recomienda que la relación entre el diámetro de carcasa y el diámetro de tubo esté entre 1,4 y 1,8. El espacio libre entre la superficie del líquido y la carcasa debe ser como mínimo 0,25 m.

Para una relación entre la carcasa y el banco de tubos de 1,6 se tiene un diámetro de carcasa de 1016 mm. Tomando como nivel de líquido 750 mm desde la base el espacio libre entre el líquido y la carcasa es de 0,266 m.

La velocidad del gas en la superficie del líquido debe ser inferior a la máxima permitida $\hat{u}_v < 0,2 \left[\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{1/2}$.

La anchura del nivel del líquido es 0,9896 m, por tanto, el área de la superficie de líquido para una longitud de tubo de 24 pies es 3,6196 m². Se calcula la velocidad del vapor en la superficie como

$$\frac{158,89 \text{ kmol} / \text{h}}{3600 \text{ s} / \text{h}} \cdot 19,42 \text{ kg} / \text{kmol} \cdot \frac{1}{5,54 \text{ kg} / \text{m}^3} \cdot \frac{1}{3,6196 \text{ m}^2} = 0,042 \text{ m} / \text{s}, \text{ valor muy}$$

inferior a la máxima permitida $\hat{u}_v = 0,2 \left[\frac{810,95 - 5,54}{5,54} \right]^{1/2} = 2,41 \text{ m} / \text{s}$.

A.4.1.2.8.-Caída de presión para el vapor.

Cuando el vapor se emplea en dos pasos del lado de los tubos, la caída de presión permitida deberá ser muy pequeña, menos de 1,0 lb/in². La caída de presión, incluyendo las pérdidas de entrada y de salida a través de un intercambiador, para una condensación total se tomará como el 40 por ciento del valor basado en las condiciones de entrada del vapor (Frank (1978))

Hay principalmente dos fuente para la caída de presión para el lado del tubo en un intercambiador de calor de carcasa y tubo: la pérdida de fricción en los tubos y las pérdidas por las contracciones, las expansiones y el retorno del fluido.

La pérdida de carga debida a la fricción se puede calcular mediante la misma ecuación que la que se utiliza para tuberías, aunque como el flujo en un intercambiador de calor es claramente no isotérmico es necesario introducir una corrección para tener en cuenta la el cambio de las propiedades físicas con la temperatura. Normalmente solo el cambio de viscosidad es considerado.

$$\Delta P = 8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \rho \frac{u_i^2}{2} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} \quad (\text{a.219})$$

Donde j_f es el factor de fricción, μ_w es la viscosidad evaluada a la temperatura de la pared del tubo y m tiene un valor de 0,14 para flujo turbulento ($Re > 2100$).

La pérdida de carga producida por la contracción a la entrada del tubo, la expansión a la salida y el cambio de sentido en la cabeza, influye significativamente en la pérdida de carga total. La pérdida en términos de cabezas de velocidad se puede estimar contando el número de contracciones, expansiones y retornos del fluido. Para dos pasos en los tubos, existen dos expansiones, dos contracciones y un retorno. La pérdida en función de la cabeza de velocidad para cada uno de esos efectos es 0,5 para la contracción, 1 para la expansión y 1,5 para una curva de 180°. Por tanto, para dos pasos las pérdidas serán $2 \times 0,5 + 2 \times 1,0 + 1,5 = 4,5$ cabezas de velocidad, por tanto 2,25 por paso de tubos. Frank (1978) recomienda una pérdida de 2,5 cabezas de velocidad, se tomará este valor como suficientemente conservador para el cálculo

La pérdida de carga total será

$$\Delta P_T = N_p \left[8 j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \rho \frac{u_i^2}{2} \quad (\text{a.220})$$

Este cálculo será una aproximación, sin embargo, lo suficientemente conservadora ya que la caída de presión por pie de longitud disminuye sucesivamente con el cuadrado de la masa velocidad, mientras que la aproximación anterior supone un valor más cercano a la media de la entrada y la salida.

El caudal de vapor saturado necesario será $W = \frac{Q}{\lambda} = \frac{1597,25}{1938,6} = 0,82 \text{ Kg/s}$, suponiendo la condensación total del vapor a lo largo del intercambiador.

Calculamos el área interior del haz de tubos para el paso del fluido calefactor como

$$a_s = N \cdot \pi \cdot \frac{d_i^2}{4} = 0,035 \text{ m}^2, \quad \text{por tanto, la velocidad másica será}$$

$$G = \frac{W}{a_s} = 23,32 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

Si la viscosidad del vapor a 200 °C es $\mu = 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s}$ tendremos un Reynold

$$Re = \frac{G \cdot d_i}{\mu} = 3,18 \cdot 10^4 \text{ y tendremos un factor de fricción } j_f = 3,7 \cdot 10^{-3}$$

Se considerará que la temperatura media en la carcasa es $T_{mf} = \frac{168,62 + 173,77}{2} = 171,19 \text{ } ^\circ\text{C}$, mientras que la temperatura media en el interior de los tubos es $T_{mc} = 200 \text{ } ^\circ\text{C}$. Utilizando la siguiente relación para obtener la temperatura estimada para la pared del tubo

$$hi(T_w - T_{mc}) = U(T_{mf} - T_{mc}) \quad (\text{a.221})$$

$T_w = 196,9 \text{ } ^\circ\text{C}$ y la viscosidad del vapor a esta temperatura $\mu_w = 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s}$

Expresando la ecuación (a.219) en función de la velocidad másica, la pérdida de carga que tiene el vapor será

$$\Delta P_T = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{G^2}{2\rho} = 917,95 \text{ Pa} \quad (\text{a.222})$$

Para una densidad de vapor $\rho = 7,9 \text{ kg/m}^3$

Y la pérdida a lo largo de los tubos para una condensación total del vapor será $\Delta P = 0,4 \cdot 917,95 = 367,18 \text{ Pa} \approx 0,053 \text{ psi}$

A.4.2.- AERORREFRIGERADORES.**A.4.2.1.- Aerorrefrigerador de la unidad de destilación dimetil éter-metanol-agua.***A.4.2.1.1.- Estimación del calor a intercambiar en el condensador.*

La corriente de vapor que sale del plato 1 $V_2 = 186,1$ Kmol/h. El calor a retirar en el condensador será:

$$Q = V_2 \left(x_{\text{metanol},1} \lambda_{\text{metanol},1} + x_{\text{agua}} \lambda_{\text{agua}} + x_{\text{dimetil éter}} \lambda_{\text{dimetil éter},1} \right) = 3201322 \text{ KJ} / h = 3034245 \text{ BTU} / h$$

donde $x_{\text{metanol},1} = 0,0027$

$$x_{\text{agua},1} = 10^{-6}$$

$$x_{\text{dimetil éter},1} = 0,9973$$

$$\lambda_{\text{metanol},1} = 36642,9 \text{ KJ/Kmol}$$

$$\lambda_{\text{agua},1} = 43119,0 \text{ KJ/Kmol}$$

$$\lambda_{\text{dimetil éter},1} = 17145,9 \text{ KJ/Kmol}$$

A.4.2.1.2.- Selección de tubos.

Los tubos con aletas son de especial interés cuando el coeficiente de transmisión de calor por el interior de los tubos es muy superior al coeficiente de transmisión de calor por el exterior. Como ayuda para la elección de los tubos debemos considerar la siguiente relación entre las áreas:

$$A_0 h_0 \approx A_i h_i \quad (\text{a.225})$$

$$\frac{A_0}{A_i} \approx \frac{h_i}{h_0} \quad (\text{a.226})$$

Si el aerorrefrigerador se compone de tubos de las siguientes dimensiones:

| | | |
|------------------------|--------|-----------|
| De | 0,75 | in |
| BWG | 11 | in |
| espesor de tubo | 0,12 | in |
| DI | 0,51 | in |
| N _{aletas} | 12 | aletas/in |
| Espesor medio aletas Y | 0,0508 | in |
| altura aletas H | 0,437 | in |

Tabla. Características de los tubos del aerorrefrigerador (E-102).

El área de las aletas por pie de tubo será

$$A_{fin} = \frac{\pi}{4} \left[(DE + H \cdot 2)in \right]^2 - [DEin]^2 \frac{2 \text{ caras/aletas}}{144 in^2/ft^2} \cdot 10 \text{ aletas/in} \cdot 12 in/ft = 3,259 \text{ ft}^2 / ft$$

El área del tubo libre de aletas será

$$A_r = \pi \left(\frac{DEin}{12 in/ft} \right) \left[1ft - \left(10 \text{ aletas/in} \right) \left(12 in/ft \right) \left(Yplg \right) \left(1ft/12in \right) \right] = 0,076 \text{ ft}^2 / ft$$

El área total exterior es $A_0 = A_{fin} + A_r = 3,33 \text{ ft}^2/ft$

$$\text{El área interior es } A_i = \pi \left(\frac{DIin}{in/1ft} \right) 1ft = 0,133 \text{ ft}^2 / ft$$

El cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor en el exterior de los tubos se realizará mediante la correlación de *Briggs y Young*.

$$\frac{h_0 d_r}{k_{aire}} = 0,134 \left(\frac{d_r \nu_{aire} V_{max}}{\mu_{aire}} \right)^{0,68} Pr^{1/3} \left(\frac{H}{s} \right)^{-0,2} \left(\frac{Y}{s} \right)^{-0,12} \tag{a.227}$$

donde d_r es el diámetro exterior del tubo

H es la altura de la aleta

Y es la anchura media de la aleta

k_{aire} es la conductividad térmica del aire a la temperatura de entrada en el banco de tubos

ν_{aire} es la densidad del aire a la temperatura de entrada en el banco de tubos

μ_{aire} es la viscosidad del aire a la temperatura de entrada en el banco de tubos

V_{max} es la velocidad máxima que alcanza el aire en el banco de tubos

s es el espacio entre aletas

Consideramos la entrada de aire a una temperatura de 85 °F (5°C superior a la temperatura estándar)

| T °F | k btu/hft°F | ν lb/ft ³ | cp btu/lb°F | μ lb/ft ^h | Pr |
|-------|-------------|--------------------------|-------------|--------------------------|-------|
| 62,3 | 0,015 | 0,076 | 0,24 | 0,044 | 0,694 |
| 80,3 | 0,015 | 0,070 | 0,24 | 0,045 | 0,694 |
| 98,3 | 0,016 | 0,071 | 0,24 | 0,046 | 0,692 |
| 116,3 | 0,016 | 0,069 | 0,24 | 0,047 | 0,690 |
| 85 | 0,016 | 0,070 | 0,24 | 0,045 | 0,693 |

Tabla. Propiedades térmicas del aire.

Los tubos estarán en una disposición de triángulo equilátero con un espacio de paso de $P = 1,625 \text{ in}$

La separación entre aletas será $s = \frac{1}{N_{\text{aletas}}} - Y = 0,0325 p \lg$

Para 6 filas de tubos el típico valor de diseño para la velocidad media del aire al aproximarse a la primera fila de tubos es $V_{\text{face}} = 600 \text{ ft/min}$

Typical Face Velocities for Air-Cooler Design

| n, No. of Rows of Tubes | V_{face} ft/min |
|-------------------------|--------------------------|
| 3 | 900 |
| 4 | 800 |
| 5 | 700 |
| 6 | 600 |
| 8 | 500 |

Figura. Valores típicos de la velocidad a la entrada del banco de tubos para el diseño de aerorrefrigeradores.

Si el paso entre tubos es 1,625 in y el diámetro exterior $\frac{3}{4}$ in, la distancia libre entre los tubos será $(1,625 - 0,75) = 0,875$ in. El área libre entre tubos sin aletas será, por pie de tubo, $12(0,875) = 10,5 \text{ in}^2/\text{ft}$. De este área debemos quitar el valor que ocupan las aletas por pie de tubo

$$2 \left(12 \frac{\text{aletas}}{\text{in}} \right) \left(12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} \right) \left(0,0508 \frac{\text{in}}{\text{aleta}} \right) (0,625 \text{ in}) = 6,39 \text{ in}^2 / \text{ft}$$

Por tanto, el área libre entre los tubos será $(10,5 - 6,393) = 4,10 \text{ in}^2/\text{ft}$

El área transversal correspondiente a dos tubos adyacentes por pie de longitud, es $(1,625 \text{ in}) \left(12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} \right) = 19,5 \text{ in}^2 / \text{ft}$

La velocidad máxima será, en función de $V_{\text{face}} V_{\text{max}} = 600 \left(\frac{19,5}{4,07} \right) = 2849,13 \text{ ft} / \text{min}$

El coeficiente de transmisión individual de calor en el exterior de los tubos, una vez calculada la velocidad máxima será:

$$h_0 = \frac{k_{\text{aire}}}{d_r} 0,134 \left(\frac{d_r v_{\text{aire}} V_{\text{max}}}{\mu_{\text{aire}}} \right)^{0,68} \text{Pr}^{1/3} \left(\frac{H}{s} \right)^{-0,2} \left(\frac{Y}{s} \right)^{-0,12} = 12,35 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{h}^\circ \text{F} \quad (\text{a.227})$$

El valor típico del coeficiente de transmisión individual de calor en el interior de los tubos, a partir de la figura siguiente , es $h_i = 300 \text{ BTU}/\text{ft}^2\text{h}^\circ\text{F}$

| h_i , Based on inside tube area | | Btu/hr ft^2F |
|-----------------------------------|---------------------------|---------------------------------|
| | Viscous liquid | 50 |
| | High pressure gas | 75 |
| | Medium liquids | 150 |
| | Light liquids | 250 |
| | Water | 1200 |
| | Condensing organic vapors | 300 |
| | Condensing steam | 2000 |

Figura. Valores típicos del coeficiente de transmisión individual de calor en el interior de los tubos de un aerorrefrigerador.

A raíz de los valores de los coeficientes de transmisión de calor, la relación de áreas debe ser:

$$\frac{A_0}{A_i} \approx \frac{h_i}{h_0} = \frac{300}{12,359} = 24,27$$

Para la disposición elegida de tubos la relación de áreas es: $\frac{A_0}{A_i} = 24,98$. Por tanto, la elección de los tubos es adecuada.

A.4.2.1.3.- Área transversal necesaria. Limitaciones termodinámicas.

La limitación termodinámica no es más que un balance de energía a través del banco de tubos. Para este balance energético suponemos una temperatura de entrada y salida para el aire del banco de tubos. El aire entrará a una temperatura $t_i = 85$ °F y saldrá a una temperatura $t_0 = 100$ °F

El caudal necesario de aire a partir del balance de energía será:

$$\omega_{\text{aire}} = \frac{Q}{c_{p,\text{aire}}(t_0 - t_i)} = 842846,01 \text{ lb/h} \quad (\text{a.228})$$

El área transversal necesaria será:

$$A)_T = \frac{\omega_{\text{aire}}}{v_{\text{aire}} V_{\text{face}}} = 333,89 \text{ ft}^2 \quad (\text{a.229})$$

A.4.2.1.4.- Área transversal necesaria. Limitaciones por transferencia de calor.

La ecuación básica para la transferencia de calor es

$$A_0 = \frac{Q}{U_0(MTD)} \quad (\text{a.230})$$

Expresamos este área superficial A_0 en función del área transversal

$$A)_{HT} = \frac{A_0}{nA_{HT}^*} \quad (\text{a.231})$$

donde n es el número de filas

A_{HT}^* es el área de transferencia de calor por pie cuadrado de área transversal y por fila

El área total de transferencia de calor por pie de tubo es $A = A_{fin} + A_r = 3,33 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Con un espaciado de 1,625 in, cada pie de ancho del banco de tubos tiene $\frac{12 \text{ plg}}{1,625 \text{ plg}} = 7,384$ tubos por fila.

$$A_{HT}^* = \left(7,384 \frac{\text{tubos}}{\text{ft fila}} \right) \left(3,335 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \right) = 24,634 \text{ ft}^2 / \text{ft}^2 \quad (\text{a.232})$$

Combinando las dos ecuaciones anteriores tenemos:

$$A)_{HT} = \frac{Q}{nA_{HT}^* U_0 (MTD)} \quad (\text{a.233})$$

A.4.2.1.4.1.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor. Para tubos bimetálicos, acero-aluminio.

$$U_0 = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + R_{fo} + R_{fin} + \left(\frac{\Delta x_w}{k_w} \frac{A_0}{A_m}\right)_1 + R_c \left(\frac{A_0}{A_b}\right) + \left(\frac{\Delta x_w}{k_w} \frac{A_0}{A_m}\right)_2 + R_{fi} \left(\frac{A_0}{A_i}\right) + \frac{1}{h_i} \left(\frac{A_0}{A_i}\right)} \quad (a.234)$$

Donde R_{fin} es la resistencia a la transferencia de calor en las aletas, se calculará mediante:

$$R_{fin} = \left[\frac{1 - \phi}{\frac{A_r}{A_{fin}} + \phi} \right] \left[\frac{1}{h_0} + R_{fo} \right] \quad (a.235)$$

en donde Φ es la eficiencia de aleta, y R_{fo} es la resistencia a la transmisión de calor causada por el ensuciamiento en el exterior del tubo $R_{fo} = 0$

La eficiencia la calculamos como:

$$\phi = \frac{1}{1 + \frac{m^2}{3} \sqrt{\frac{d_0}{d_r}}} \quad (a.236)$$

donde d_0 es el diámetro total de tubo incluyendo la altura de aleta $d_0 = d_r + 2H$ y d_r es el diámetro del tubo liso.

m se calcula mediante

$$m = H \sqrt{\frac{2}{\left(\frac{1}{h_0} + R_{fo}\right) k_w Y}} \quad (\text{a.237})$$

siendo $k_w = 110 \text{ BTU/ft}^2\text{h}^\circ\text{F}$ la conductividad térmica del aluminio

Tendremos pues:

$$m = H \sqrt{\frac{2}{\left(\frac{1}{h_0} + R_{fo}\right) k_w Y}} = 0,91$$

$$\phi = \frac{1}{1 + \frac{m^2}{3} \sqrt{\frac{d_0}{d_r}}} = 0,707$$

$$\frac{A_r}{A_{fin}} = 0,0235$$

$$R_{fin} = \left[\frac{1 - \phi}{\frac{A_r}{A_{fin}} + \phi} \right] \left[\frac{1}{h_0} + R_{fo} \right] = 0,032 \text{ BTU / hft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

A partir de la figura siguiente obtendremos los valores típicos para la resistencia de contacto entre el acero y el aluminio R_C , la resistencia debida al ensuciamiento en el interior del tubo R_{fi} , $\left(\frac{\Delta x_w}{k_w}\right)_{\text{aluminio}}$ y $\left(\frac{\Delta x_w}{k_w}\right)_{\text{acero}}$

| | | Btu/hr ft ² °F |
|--|---|------------------------------|
| 1/R _{fi} , Based on inside tube area | Heavy fouling Moderate fouling Light fouling | 100 500 2000 |
| $\frac{k_w}{\Delta x_w}$ | (Stainless steel liner, based on liner area) | 2000 |
| $\frac{k_w}{\Delta x_w}$ | (Aluminum tube, based on root area) | 15,000 |
| 1/R _c | (Maximum con tact resistance, based on contact area) | 300 |

Figura. Valores típicos de los términos para la ecuación a.244.

Calculando el área media logarítmica

$$a_m = \frac{A_0 - A_i}{\ln\left(\frac{A_0}{A_i}\right)} = 0,995 \text{ ft}^2 / \text{ft} \tag{a.238}$$

y el área de contacto entre el acero y las aletas de aluminio como

$$a_b = \pi \frac{DEp \lg}{12p \lg / \text{ft}} \cdot 1 \text{ ft} = 0,196 \text{ ft}^2 / \text{ft} \tag{a.239}$$

El coeficiente de transferencia global de energía, sustituyendo los valores obtenidos, será

$$U_0 = \frac{1}{\frac{1}{12,359} + 0 + 0,0324 + \left(\frac{1}{2000} \frac{3,335}{0,995}\right)_{\text{acero}} + \frac{1}{300} \left(\frac{3,335}{0,196}\right) + \left(\frac{1}{15000} \frac{3,335}{0,995}\right)_{\text{alu min io}} + \frac{1}{500} \left(\frac{3,335}{0,1335}\right) + \frac{1}{300} \left(\frac{3,335}{0,1335}\right)}$$

$$U_0 = 3,27 \text{ BTU/ft}^2\text{h}^\circ\text{F}$$

A.4.2.1.4.2.- Cálculo de la diferencia de temperatura.

La temperatura de entrada del vapor en los tubos es $T_i = 114,6$ °F, la de salida de condensado es $T_0 = 113,5$ °F calculadas en el apartado a.2.4.

La temperatura media logarítmica será

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_i - t_0) - (T_0 - t_i)}{\ln\left(\frac{(T_i - t_0)}{(T_0 - t_i)}\right)} = 20,82 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{a.240})$$

A partir de la figura siguiente calculamos el factor de corrección para la media logarítmica para una configuración de flujo cruzado.

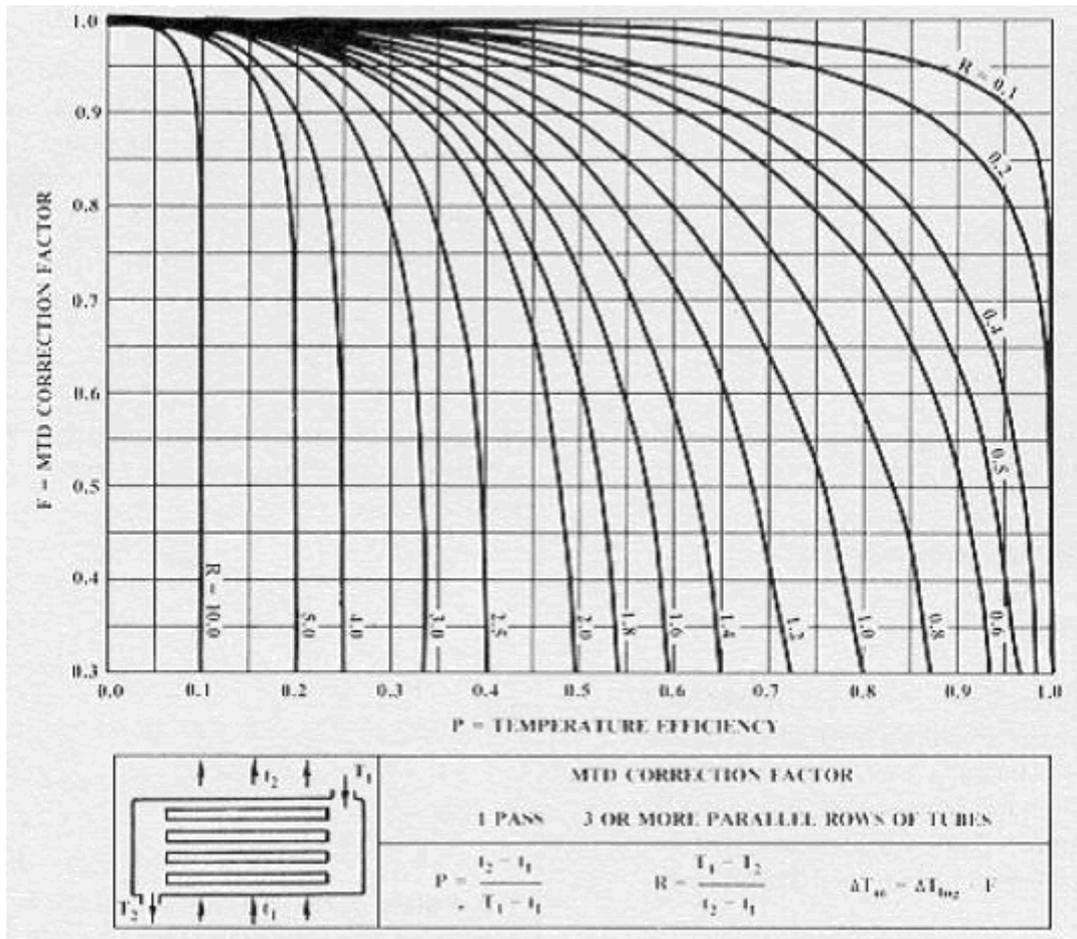


Figura. Factor de corrección.

Donde
$$P = \frac{t_0 - t_i}{T_i - t_i} = 0,506 \tag{a.241}$$

$$R = \frac{T_i - T_0}{t_0 - t_i} = 0,07 \tag{a.242}$$

Para estos valores tomo F=0,98

La temperatura media será, por tanto, $F \cdot \Delta T_{ml} = 20,4 \text{ } ^\circ F$

A.4.2.1.4.3.- Cálculo del área transversal.

$$A)_{HT} = \frac{3034245,66}{6 \cdot 24,63 \cdot 3,277 \cdot 20,4} = 307,004 \text{ } ft^2 \quad (\text{a.233})$$

A.4.2.1.5.-Dimensiones del banco de tubos.

El área transversal máxima requerida por las limitaciones estudiadas es $A = 333,8 \text{ } ft^2$. Los aerorrefrigeradores típicos vienen con anchuras de 8, 10, 12, 16 o 20 ft y longitudes de 4 a 40 ft.

Para una anchura de $W = 16 \text{ } ft$, necesitaremos una longitud de $L = \frac{A}{W} = 20,86 \text{ } ft$

Por tanto, para la siguiente configuración de tamaños se satisfacen los requerimientos:

Ancho $W = 16 \text{ } ft$

Largo $L = 21 \text{ } ft$

Área transversal = $336 \text{ } ft^2$

A.4.2.1.6.-Ventiladores.

El espaciamiento de los ventiladores a lo largo de la longitud del equipo no debe exceder 1,8 veces la anchura del refrigerador. La relación entre la longitud y la anchura es igual a 1,3125, por lo que solo es necesaria la utilización de un ventilador.

La potencia requerida por los ventiladores está sobre 7,5 HP/100 ft² de la sección transversal del refrigerador. Por tanto, será

$$Potencia = \frac{336}{100} 7,5 = 25,2 \text{ HP}$$

A.4.2.1.7.-Caída de presión del condensado.

En la condensación de un vapor saturado, el vapor entra al condensador a su temperatura de saturación y lo deja como líquido. La caída de presión será menor que la que resultaría de calcularla para un gas a la gravedad específica del vapor de entrada y mayor que la que se computaría usando la gravedad específica del condensado a la salida. En ausencia de correlaciones más extensivas se obtienen buenos resultados usando para la velocidad masa el peso total del flujo y la gravedad específica promedio entre la entrada y la salida. Este método puede simplificarse más todavía tomando la mitad de la caída de presión convencional computada enteramente de las condiciones de entrada. Tendremos pues:

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} D \cdot s} \quad (\text{a.243})$$

- donde
- s es la gravedad específica para el vapor
 - f es el factor de fricción para los tubos del condensador
 - G_t es la masa de velocidad, lb/(hft²)
 - L es la longitud de los tubos, ft
 - n es el número de pasos por tubo
 - D es el diámetro interior de los tubos, ft

La corriente de vapor a condensar es $W = 186,12 \text{ kmol/h} = 18887,32 \text{ lb/h}$. El área de flujo a_t , para un total de 708 tubos, un solo paso por tubos y un área de flujo por tubo, de $0,204 \text{ in}^2$, se obtiene un valor de $a_t = 1,003 \text{ ft}^2$.

La masa de velocidad será

$$G_t = \frac{W}{a_t} = 18830,83 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \text{ h}) \quad (\text{a.244})$$

Calculamos el factor de fricción a partir de la figura siguiente, para lo cual debemos calcular $Re = \frac{DG_t}{\mu}$, donde D es el diámetro interno de los tubos en pies y μ es la viscosidad del vapor a la entrada del condensador.

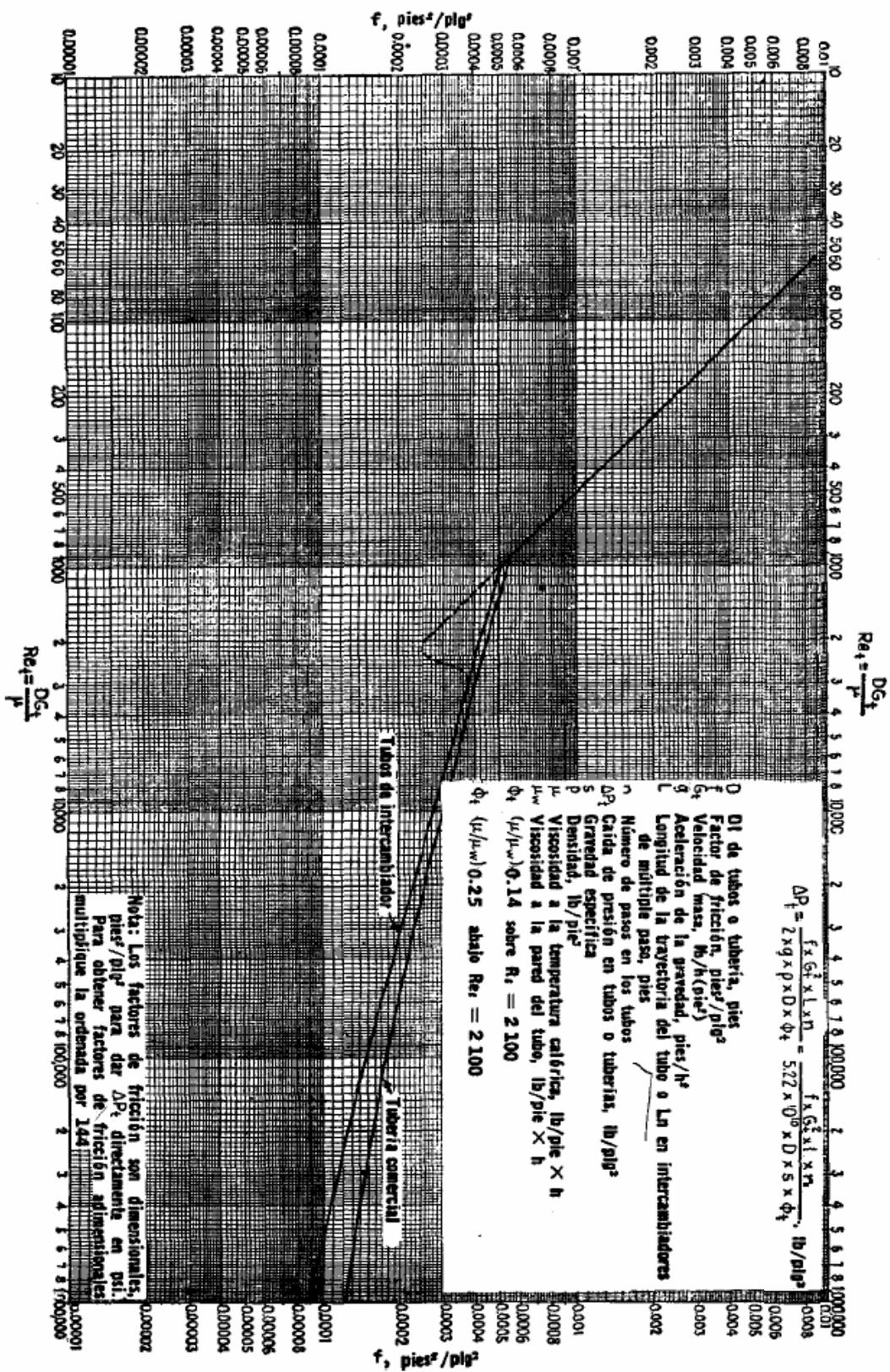


figura. factores de fricción para el lado del tubo

El cálculo de la viscosidad se realizará utilizando el método de Chapman-Enskog para gases de baja densidad visto anteriormente. A la temperatura de entrada del vapor obtenemos una viscosidad de $\mu = 0,022 \text{ lb/(fth)}$

| | | | |
|-----------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | metanol | agua | dimetil éter |
| composición | 0,0027 | 1,4E-06 | 0,9972 |
| ε/κ | 394,702 | 498,421 | 308 |
| σ | 4,124 | 3,217 | 4,730 |
| $T\kappa/\varepsilon$ | 0,808 | 0,640 | 1,035 |
| Ω | 1,772 | 1,993 | 1,563 |
| μ | $8,9 \cdot 10^{-5}$ | $9,8 \cdot 10^{-5}$ | $9,2 \cdot 10^{-5}$ |
| $\sum x_i \Phi_{ij}$ | 0,900 | 0,810 | 1,000 |
| μ | $9,2 \cdot 10^{-5}$ | g/cms | |
| μ | 0,022 | lb/fth | |

Tabla. Viscosidad del vapor a la entrada del condensador (Chapman-Enskog) (E-102)

Tenemos pues $Re = 3,5 \cdot 10^4$, y obtenemos $f = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

A la temperatura de entrada del vapor calculamos su densidad mediante la ecuación de Peng-Robinson

$$\frac{1}{V} = \frac{P}{ZRT}$$

| | | | | | | |
|---------------|---------|---------------------|--------------|------|---------|--------|
| T (k) | 319,04 | | | | | |
| P (pa) | 1000000 | | | | | |
| R | 8,314 | | | | | |
| | metanol | agua | dimetil éter | A 12 | 0,174 | |
| y | 0,0027 | $1,4 \cdot 10^{-6}$ | 0,9972 | A13 | 0,188 | |
| Tc (K) | 512,6 | 647,3 | 400 | A23 | 0,146 | |
| Pc (Pa) | 8090000 | 22120000 | 5240000 | A | 0,158 | |
| ω | 0,556 | 0,344 | 0,2 | B | 0,019 | |
| Tr | 0,622 | 0,493 | 0,798 | Z | 0,843 | |
| α (Tr) | 1,544 | 1,588 | 1,149 | 1/V | 447,036 | mol/m3 |
| Pr | 0,124 | 0,045 | 0,191 | 1/V | 0,021 | kg/dm3 |
| A (i) | 0,225 | 0,135 | 0,158 | | | |
| B (i) | 0,015 | 0,007 | 0,019 | | | |

Tabla. Densidad del vapor de entrada del condensador (E-102)

La gravedad específica será por tanto, $s = 0,021$

La caída de presión en el condensador se hallará sustituyendo los valores obtenidos en

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} D \cdot s} = 0,016 \text{ lb} / \text{plg}^2 \quad (\text{a.243})$$

A.4.2.2.- Aerorrefrigerador de la unidad de destilación metanol-agua.

A.4.2.2.1.- Estimación del calor a intercambiar en el condensador.

La corriente de vapor que sale del plato 1 $V_1 = 188 \text{ Kmol/h}$. El calor a retirar en el condensador será:

$$Q = V_2(H_1 - h_R) = 5625245 \text{ KJ/h} = 5331664 \text{ BTU/h}$$

donde $H_1 = -2136 \text{ KJ/Kmol}$

$$h_R = -32054 \text{ KJ/Kmol}$$

A.4.2.2.2.- Selección de tubos.

Los tubos con aletas son de especial interés cuando el coeficiente de transmisión de calor por el interior de los tubos es muy superior al coeficiente de transmisión de calor por el exterior. Como ayuda para la elección de los tubos debemos considerar la siguiente relación entre las áreas:

$$A_0 h_0 \approx A_i h_i \quad (\text{a.225})$$

$$\frac{A_0}{A_i} \approx \frac{h_i}{h_0} \quad (\text{a.226})$$

Si el aerorrefrigerador se compone de tubos de las siguientes dimensiones:

| | | |
|------------------------|--------|-----------|
| De | 0,75 | in |
| BWG | 11 | in |
| espesor de tubo | 0,12 | in |
| DI | 0,51 | in |
| N _{aletas} | 9 | aletas/in |
| Espesor medio aletas Y | 0,0508 | in |
| altura aletas H | 0,437 | in |

Tabla. Características de los tubos del aerorrefrigerador(E-202)

El área de las aletas por pie de tubo será

$$A_{fin} = \frac{\pi}{4} \left[[(DE + H \cdot 2)in]^2 - [DEin]^2 \right] \frac{2 \text{ caras/aletas}}{144 in^2/ft^2} \cdot 10 \text{ aletas/in} \cdot 12 in/ft = 2,444 ft^2 / ft$$

El área del tubo libre de aletas será

$$A_r = \pi \left(\frac{DEin}{12 in/ft} \right) \left[1 ft - \left(10 \text{ aletas/in} \right) \left(12 in/ft \right) \left(Yp1g \right) \left(1 ft/12 in \right) \right] = 0,1065 ft^2 / ft$$

El área total exterior es $A_0 = A_{fin} + A_r = 2,55 ft^2/ft$

$$\text{El área interior es } A_i = \pi \left(\frac{Dlin}{12 in/ft} \right) 1 ft = 0,1335 ft^2 / ft$$

El cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor en el exterior de los tubos se realizará mediante la correlación de *Briggs y Young*.

$$\frac{h_0 d_r}{k_{aire}} = 0,134 \left(\frac{d_r v_{aire} V_{max}}{\mu_{aire}} \right)^{0,68} Pr^{1/3} \left(\frac{H}{s} \right)^{-0,2} \left(\frac{Y}{s} \right)^{-0,12} \quad (a.227)$$

donde d_r es el diámetro exterior del tubo

H es la altura de la aleta

Y es la anchura media de la aleta

k_{aire} es la conductividad térmica del aire a la temperatura de entrada en el banco de tubos

v_{aire} es la densidad del aire a la temperatura de entrada en el banco de tubos

μ_{aire} es la viscosidad del aire a la temperatura de entrada en el banco de tubos

V_{max} es la velocidad máxima que alcanza el aire en el banco de tubos

s es el espacio entre aletas

Consideramos la entrada de aire a una temperatura de 85 °F (5°C superior a la temperatura estándar)

| T °F | k btu/hft°F | v lb/ft ³ | cp btu/lb°F | μ lb/ft ^h | Pr |
|-------|-------------|----------------------|-------------|----------------------|-------|
| 62,3 | 0,015 | 0,076 | 0,24 | 0,044 | 0,694 |
| 80,3 | 0,015 | 0,070 | 0,24 | 0,045 | 0,694 |
| 98,3 | 0,016 | 0,071 | 0,24 | 0,046 | 0,692 |
| 116,3 | 0,016 | 0,069 | 0,24 | 0,047 | 0,690 |
| 85 | 0,016 | 0,070 | 0,24 | 0,045 | 0,693 |

Tabla. Propiedades térmicas del aire.

Los tubos estarán en una disposición de triangulo equilátero con un espacio de paso de $P = 1,625 \text{ in}$

La separación entre aletas será $s = \frac{1}{N_{aletas}} - Y = 0,0603 \text{ plg}$

Para 3 filas de tubos el típico valor de diseño para la velocidad media del aire al aproximarse a la primera fila de tubos es $V_{face} = 900 \text{ ft/min}$

Si el paso entre tubos es 1,625 in y el diámetro exterior $\frac{3}{4}$ in, la distancia libre entre los tubos será $(1,625 - 0,75) = 0,875 \text{ in}$ El área libre entre tubos sin aletas será, por pie de tubo, $12(0,875) = 10,5 \text{ in}^2/\text{ft}$. De este área debemos quitar el valor que ocupan las aletas por pie de tubo

$$2\left(9 \frac{\text{aletas}}{\text{in}}\right)\left(12 \frac{\text{in}}{\text{ft}}\right)\left(0,0508 \frac{\text{in}}{\text{aleta}}\right)(0,437 \text{ in}) = 4,795 \text{ in}^2 / \text{ft}$$

Por tanto, el área libre entre los tubos será $(10,5 - 4,795) = 5,705 \text{ in}^2/\text{ft}$

El área transversal correspondiente a dos tubos adyacentes por pie de longitud, es $(1,625 \text{ in}) \left(12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} \right) = 19,5 \text{ in}^2 / \text{ft}$

La velocidad máxima será, en función de V_{face}

$$V_{\text{max}} = 900 \left(\frac{19,5}{5,705} \right) = 3076,31 \text{ ft} / \text{min}$$

El coeficiente de transmisión individual de calor en el exterior de los tubos, una vez calculada la velocidad máxima será:

$$h_0 = \frac{k_{\text{aire}}}{d_r} 0,134 \left(\frac{d_r v_{\text{aire}} V_{\text{max}}}{\mu_{\text{aire}}} \right)^{0,68} \text{Pr}^{1/3} \left(\frac{H}{s} \right)^{-0,2} \left(\frac{Y}{s} \right)^{-0,12} = 15,864 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{h}^\circ \text{F} \quad (\text{a.227})$$

El valor típico del coeficiente de transmisión individual de calor en el interior de los tubos, es $h_i = 300 \text{ BTU}/\text{ft}^2\text{h}^\circ\text{F}$

A raíz de los valores de los coeficientes de transmisión de calor, la relación de áreas debe ser:

$$\frac{A_0}{A_i} \approx \frac{h_i}{h_0} = \frac{300}{15,864} = 18,9$$

Para la disposición elegida de tubos la relación de áreas es: $\frac{A_0}{A_i} = 19,1$. Por tanto, la elección de los tubos es adecuada.

A.4.2.2.3.- Área transversal necesaria. Limitaciones termodinámicas.

La limitación termodinámica no es mas que un balance de energía a través del banco de tubos. Para este balance energético suponemos una temperatura de entrada y salida para el aire del banco de tubos. El aire entrará a una temperatura $t_i = 85$ °F y saldrá a una temperatura $t_0 = 135$ °F

El caudal necesario de aire a partir del balance de energía será:

$$\omega_{aire} = \frac{Q}{c_{p,aire}(t_0 - t_i)} = 444305,34 \text{ lb/h} \quad (\text{a.228})$$

El área transversal necesaria será:

$$A)_T = \frac{\omega_{aire}}{v_{aire} V_{face}} = 117,34 \text{ ft}^2 \quad (\text{a.229})$$

A.4.2.2.4.- Área transversal necesaria. Limitaciones por transferencia de calor.

La ecuación básica para la transferencia de calor es

$$A_0 = \frac{Q}{U_0(MTD)} \quad (\text{a.230})$$

Expresamos este área superficial A_0 en función del área transversal

$$A)_HT = \frac{A_0}{nA_{HT}^*} \quad (\text{a.231})$$

donde n es el número de filas

A_{HT}^* es el área de transferencia de calor por pie cuadrado de área transversal y por fila

El área total de transferencia de calor por pie de tubo es $A = A_{fin} + A_r = 2,551 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Con un espaciado de 1,625 in, cada pie de ancho del banco de tubos tiene $\frac{12 \text{ plg}}{1,625 \text{ plg}} = 7,384$ tubos por fila.

$$A_{HT}^* = \left(7,384 \text{ tubos}/\text{ft} - \text{fila} \right) \left(2,5509 \text{ ft}^2/\text{ft} \right) = 18,838 \text{ ft}^2 / \text{ft}^2 \quad (\text{a.232})$$

Combinando las dos ecuaciones anteriores tenemos:

$$A)_{HT} = \frac{Q}{n A_{HT}^* U_0 (MTD)} \quad (\text{a.233})$$

A.4.2.2.4.1.- Cálculo del coeficiente global de transmisión de calor.

Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor. Para tubos bimetálicos, acero-aluminio.

$$U_0 = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + R_{fo} + R_{fm} + \left(\frac{\Delta x_w}{k_w} \frac{A_0}{A_m} \right)_1 + R_c \left(\frac{A_0}{A_b} \right) + \left(\frac{\Delta x_w}{k_w} \frac{A_0}{A_m} \right)_2 + R_{fi} \left(\frac{A_0}{A_i} \right) + \frac{1}{h_i} \left(\frac{A_0}{A_i} \right)} \quad (\text{a.234})$$

Donde R_{fin} es la resistencia a la transferencia de calor en las aletas, se calculará mediante:

$$R_{fin} = \left[\frac{1-\phi}{\frac{A_r}{A_{fin}} + \phi} \left[\frac{1}{h_0} + R_{fo} \right] \right] \quad (\text{a.235})$$

en donde Φ es la eficiencia de aleta, y R_{fo} es la resistencia a la transmisión de calor causada por el ensuciamiento en el exterior del tubo $R_{fo} = 0$

La eficiencia la calculamos como:

$$\phi = \frac{1}{1 + \frac{m^2}{3} \sqrt{\frac{d_0}{d_r}}} \quad (\text{a.236})$$

donde d_0 es el diámetro total de tubo incluyendo la altura de aleta $d_0 = d_r + 2H$ y d_r es el diámetro del tubo liso.

m se calcula mediante

$$m = H \sqrt{\frac{2}{\left(\frac{1}{h_0} + R_{fo} \right) k_w Y}} \quad (\text{a.237})$$

siendo $k_w = 110 \text{ BTU/ft}^2\text{h}^\circ\text{F}$ la conductividad térmica del aluminio

Tendremos pues:

$$m = H \sqrt{\frac{2}{\left(\frac{1}{h_0} + R_{fo}\right) k_w Y}} = 1,04$$

$$\phi = \frac{1}{1 + \frac{m^2}{3} \sqrt{\frac{d_0}{d_r}}} = 0,65$$

$$\frac{A_r}{A_{fin}} = 0,043$$

$$R_{fin} = \left[\frac{1 - \phi}{\frac{A_r}{A_{fin}} + \phi} \right] \left[\frac{1}{h_0} + R_{fo} \right] = 0,031 \text{ BTU} / \text{hft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Los valores típicos para la resistencia de contacto entre el acero y el aluminio R_C , la resistencia debida al ensuciamiento en el interior del tubo R_{fi} , $\left(\frac{\Delta x_w}{k_w}\right)_{aluminio}$ y $\left(\frac{\Delta x_w}{k_w}\right)_{acero}$ se estiman de la misma forma que en el cambiador E-102

Calculando el área media logarítmica

$$a_m = \frac{A_0 - A_i}{\ln\left(\frac{A_0}{A_i}\right)} = 0,819 \text{ ft}^2 / \text{ft} \quad (\text{a.238})$$

y el área de contacto entre el acero y las aletas de aluminio como

$$a_b = \pi \frac{DEp \lg}{12p \lg / \text{ft}} \cdot 1 \text{ ft} = 0,196 \text{ ft}^2 / \text{ft} \quad (\text{a.239})$$

El coeficiente de transferencia global de energía, sustituyendo los valores obtenidos, será

$$U_0 = \frac{1}{\frac{1}{15,864} + 0 + 0,0314 + \left(\frac{1}{2000} \frac{2,5509}{0,8194}\right)_{acero} + \frac{1}{300} \left(\frac{2,5509}{0,196}\right) + \left(\frac{1}{15000} \frac{2,5509}{0,8194}\right)_{aluminio} + \frac{1}{500} \left(\frac{2,5509}{0,1335}\right) + \frac{1}{300} \left(\frac{2,5509}{0,1335}\right)}$$

$$U_0 = 4,69 \text{ BTU/ft}^2\text{h}^\circ\text{F}$$

A.4.2.2.4.2.- Cálculo de la diferencia de temperatura.

La temperatura de entrada del vapor en los tubos es $T_i = 281,4 \text{ }^\circ\text{F}$, la de salida de condensado es $T_0 = 279,0^\circ\text{F}$ calculadas en el apartado a.3.3.

La temperatura media logarítmica será

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_i - t_0) - (T_0 - t_i)}{\ln\left(\frac{(T_i - t_0)}{(T_0 - t_i)}\right)} = 169,1 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{a.240})$$

Calculamos el factor de corrección para la media logarítmica para una configuración de flujo cruzado.

$$\text{Donde} \quad P = \frac{t_0 - t_i}{T_i - t_i} = 0,254 \quad (\text{a.241})$$

$$R = \frac{T_i - T_0}{t_0 - t_i} = 0,049 \quad (\text{a.242})$$

Para estos valores tomo $F=1$

La temperatura media será, por tanto, $F \cdot \Delta T_{ml} = 169,1 \text{ }^\circ\text{F}$

A.4.2.2.4.3.- Cálculo del área transversal.

$$A)_{HT} = \frac{5331664,084}{3 \cdot 18,838 \cdot 4,699 \cdot 169,138} = 118,678 \text{ ft}^2 \quad (\text{a.233})$$

A.4.2.2.5.-Dimensiones del banco de tubos.

El área transversal máxima requerida por las limitaciones estudiadas es $A = 290,1 \text{ ft}^2$. Los aerorrefrigeradores típicos vienen con anchuras de 8, 10, 12, 16 o 20 ft y longitudes de 4 a 40 ft.

Para una anchura de $W = 10 \text{ ft}$, necesitaremos una longitud de $L = \frac{A}{W} = 11,86 \text{ ft}$

Por tanto, para la siguiente configuración de tamaños se satisfacen los requerimientos:

Ancho $W = 10 \text{ ft}$

Largo $L = 12 \text{ ft}$

Área transversal = 120 ft^2

A.4.2.2.6.-Ventiladores.

El espaciamiento de los ventiladores a lo largo de la longitud del equipo no debe exceder 1,8 veces la anchura del refrigerador. La relación entre la longitud y la anchura es igual a 1,2 por lo que solo es necesaria la utilización de un ventilador.

La potencia requerida por los ventiladores está sobre 7,5 HP/100 ft² de la sección transversal del refrigerador. Por tanto, será

$$Potencia = \frac{120}{100} 7,5 = 9 \text{ HP}$$

A.4.2.2.7.-Caída de presión del condensado.

La corriente de vapor a condensar es $W = 188 \text{ kmol/h} = 12700,5 \text{ lb/h}$. El área de flujo a_t para un total de 219 tubos, un solo paso por tubos y un área de flujo por tubo de 0,204 in², se obtiene un valor de $a_t = 0,31025 \text{ ft}^2$.

La masa de velocidad será

$$G_t = \frac{W}{a_t} = 40936,5415 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \text{ h}) \quad (\text{a.244})$$

Calculamos el factor de fricción a partir de la figura a.10, para lo cual debemos calcular $Re = \frac{DG_t}{\mu}$, donde D es el diámetro interno de los tubos en pies y μ es la viscosidad del vapor a la entrada del condensador.

El cálculo de la viscosidad se realizará utilizando el método de Chapman-Enskog para gases de baja densidad visto anteriormente. A la temperatura de entrada del vapor obtenemos una viscosidad de $\mu = 0,028 \text{ lb}/(\text{ft h})$

| | | |
|----------------------|---------|---------|
| | metanol | agua |
| composición | 0,900 | 0,100 |
| ϵ/κ | 394,702 | 498,421 |
| σ | 4,125 | 3,218 |
| $T\kappa/\epsilon$ | 1,043 | 0,826 |
| Ω | 1,558 | 1,753 |
| μ | 0,000 | 0,000 |
| $\sum x_j \Phi_{ij}$ | 1,010 | 0,911 |
| μ | 0,0001 | g/cms |
| μ | 0,028 | lb/fth |

Tabla. Cálculo de la viscosidad del vapor de entrada al condensador (Chapman-Enskog) (E-202)

Tenemos pues $Re = 6,1 \cdot 10^4$, y obtenemos $f = 0,00016 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

A la temperatura de entrada del vapor calculamos su densidad mediante la ecuación de Peng-Robinson

$$\frac{1}{V} = \frac{P}{ZRT}$$

| | | | | | |
|---------------|---------|----------|------|---------|--------|
| T (k) | 411,71 | | | | |
| P (pa) | 1000000 | | | | |
| R | 8,314 | | | | |
| | metanol | agua | A 12 | 0,088 | |
| y | 0,9 | 0,1 | A | 0,105 | |
| Tc (K) | 512,6 | 647,3 | B | 0,011 | |
| Pc (Pa) | 8090000 | 22120000 | Z | 0,898 | |
| ω | 0,556 | 0,344 | 1/V | 325,202 | mol/m3 |
| Tr | 1,25 | 1,38 | 1/V | 0,0099 | kg/dm3 |
| α (Tr) | 0,123 | 0,045 | | | |
| Pr | 0,109 | 0,0707 | | | |
| A (i) | 0,011 | 0,005 | | | |
| B (i) | 1,252 | 1,384 | | | |

Tabla. Densidad del vapor de entrada del condensador (E-202)

La gravedad específica será por tanto, $s = 0,0099$

La caída de presión en el condensador se hallará sustituyendo los valores obtenidos en

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} D \cdot s} = 0,072 \text{ lb / plg}^2 \quad (\text{a.243})$$

5. ANEXO 5.- TRANSPORTE, IMPULSIÓN Y ALMACENAMIENTO**A5.1.- TRANSPORTE DE FLUIDOS.****A.5.1.1.- Diámetros.**

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, es 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 de bombas debido a la reducción en la fricción.

Para flujo turbulento en tuberías de acero, con un diámetro interno superior a 1 pulgada Peters & Timmerhaus recomiendan la siguiente expresión para el cálculo del diámetro óptimo.

$$D_{i,opt} \approx 3,9Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{a.245})$$

Donde $D_{i,opt}$ es el diámetro interno óptimo en pulgadas, Q es el caudal en ft^3/s y ρ es la densidad del fluido en lb/ft^3 .

A continuación se exponen las distintas condiciones de operación para cada línea y el valor del diámetro óptimo calculado.

| Línea | P (bar) | T (K) | Z | ρ (lb/ft ³) | Q (ft ³ /s) | $D_{i\text{ óptimo}}$ (in) | NPS | vD m ² /s | v m/s |
|-------|---------|-------|-------|------------------------------|------------------------|----------------------------|-----|------------------------|-------|
| 01-1 | 10 | 348 | 0,016 | 42,745 | 0,144 | 2,655 | 2 ½ | 0,077 | 1,15 |
| 01-2 | 10 | 422,6 | 0,011 | 38,759 | 0,123 | 2,448 | 2 ½ | 0,066 | 0,99 |
| 01-3 | 10 | 427,4 | 0,920 | 0,513 | 4,166 | 6,796 | 8 | - | - |
| 01-4 | 10 | 319,0 | 0,843 | 1,285 | 4,084 | 7,589 | 8 | - | - |
| 01-5 | 10 | 318,4 | 0,028 | 39,111 | 0,134 | 2,544 | 2 ½ | 0,072 | 1,079 |
| 01-6 | 10 | 318,4 | 0,028 | 39,111 | 0,045 | 1,552 | 2 | 0,029 | 0,53 |
| 01-7 | 10 | 318,4 | 0,028 | 39,111 | 0,045 | 1,552 | 2 | 0,029 | 0,53 |
| 01-8 | 10 | 318,4 | 0,028 | 39,111 | 0,089 | 2,119 | 2 | 0,058 | 1,07 |
| 01-9 | 10 | 427,4 | 0,035 | 40,274 | 0,066 | 1,853 | 2 | 0,043 | 0,78 |
| 02-1 | 10 | 427,4 | 0,035 | 40,274 | 0,066 | 1,853 | 2 | 0,043 | 0,78 |
| 02-2 | 10 | 441,6 | 0,027 | 44,588 | 0,074 | 1,986 | 2 | 0,049 | 0,89 |
| 02-3 | 10 | 446,7 | 0,943 | 0,346 | 5,462 | 7,293 | 8 | - | - |
| 02-4 | 10 | 411,7 | 0,898 | 0,622 | 5,672 | 8,000 | 8 | - | - |
| 02-5 | 10 | 411,7 | 0,015 | 36,989 | 0,095 | 2,166 | 2 ½ | 0,051 | 0,76 |
| 02-6 | 10 | 411,7 | 0,015 | 36,989 | 0,062 | 1,790 | 2 | 0,041 | 0,75 |
| 02-7 | 10 | 411,7 | 0,015 | 36,989 | 0,062 | 1,790 | 2 | 0,041 | 0,75 |
| 02-8 | 10 | 411,7 | 0,015 | 36,989 | 0,033 | 1,341 | 1 ½ | 0,027 | 0,64 |
| 02-9 | 10 | 441,6 | 0,007 | 42,324 | 0,034 | 0,034 | 1 ½ | 0,028 | 0,66 |

A.5.1.2.- Espesor de pared

Cualquier componente de un 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 temperatura coincidentes esperadas durante la operación normal. La condición más severa de presión y temperatura coincidentes 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 con presiones internas, 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 y la temperatura, para considerar la redistribución de esfuerzos perimetrales que se producen con flujo en estado estacionado a altas temperaturas y permite espesores ligeramente inferiores dentro de este intervalo.

$$t_m = \frac{PD_0}{2(SE + PY)} + C \quad (\text{a.246})$$

Donde P es la presión de diseño, D_0 es el diámetro exterior de la tubería. C es la suma de tolerancias debidas a corrosión, erosión y cualquier profundidad de la muesca o estriado. S es el esfuerzo básico permisible para los materiales, excluyendo juntas, materiales fundidos o factores de calidad de grado estructural. El factor de calidad E es uno

o el producto de más de uno de los siguientes factores de calidad: factor de calidad de fundiciones, factor de calidad de uniones y factor de calidad de grado estructural.

t_m es el espesor mínimo requerido, al que se debe añadir la tolerancia de fabricación, al especificar el espesor de las tuberías en los pedidos de compra. La mayor parte de las especificaciones ASTM para las que se obtienen normalmente tuberías fabricadas permiten que el mínimo espesor de pared sea un 12,5 por 100 inferior al valor nominal.

Se considera una presión de diseño de 10 bar ($\approx 145,0377$ psi). Para cada tubería, a su temperatura de diseño, se obtiene un valor del esfuerzo permisible $SE \approx 17000$ psi, como puede observarse en la figura, para un factor de calidad de 0,85. Bajo estas condiciones se obtienen unos espesores para cada línea que se resumen en la siguiente tabla.

| Línea | P (psi) | T (°F) | SE (psi) | Y | C | D ₀ (in) | t _n (in) | sch | espesor comercial (in) |
|-------|---------|--------|----------|-----|-----|---------------------|---------------------|-----|------------------------|
| 01-1 | 145,03 | 166 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 2,875 | 0,083 | 10S | 0,12 |
| 01-2 | 145,03 | 301 | 16994 | 0,4 | 0,6 | 2,875 | 0,083 | 10S | 0,12 |
| 01-3 | 145,03 | 309 | 16946 | 0,4 | 0,6 | 8,625 | 0,111 | 10S | 0,148 |
| 01-4 | 145,03 | 114 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 8,625 | 0,110 | 10S | 0,148 |
| 01-5 | 145,03 | 113 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 2,875 | 0,083 | 10S | 0,12 |
| 01-6 | 145,03 | 113 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 2,375 | 0,080 | 10S | 0,109 |
| 01-7 | 145,03 | 113 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 2,375 | 0,080 | 10S | 0,109 |
| 01-8 | 145,03 | 113 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 2,375 | 0,080 | 10S | 0,109 |
| 01-9 | 145,03 | 309 | 16946 | 0,4 | 0,6 | 2,375 | 0,080 | 10S | 0,109 |
| 02-1 | 145,03 | 309 | 16946 | 0,4 | 0,6 | 2,375 | 0,080 | 10S | 0,109 |
| 02-2 | 145,03 | 335 | 16790 | 0,4 | 0,6 | 2,375 | 0,080 | 10S | 0,109 |
| 02-3 | 145,03 | 344 | 16736 | 0,4 | 0,6 | 8,625 | 0,111 | 10S | 0,148 |
| 02-4 | 145,03 | 281 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 8,625 | 0,110 | 10S | 0,148 |
| 02-5 | 145,03 | 281 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 2,875 | 0,083 | 10S | 0,12 |
| 02-6 | 145,03 | 281 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 2,375 | 0,080 | 10S | 0,109 |
| 02-7 | 145,03 | 281 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 2,375 | 0,080 | 10S | 0,109 |
| 02-8 | 145,03 | 281 | 17000 | 0,4 | 0,6 | 1,9 | 0,078 | 10S | 0,109 |
| 02-9 | 145,03 | 335 | 16790 | 0,4 | 0,6 | 1,9 | 0,078 | 10S | 0,109 |

| 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 | lb/h 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 | .0563 | .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 | .395 | .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 | 0.678 | 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 | 1.390 | 0.668 | .01040 | .435 | .361 | 4.57 | 2285 | 2.27 |
| | | 80XS, 80S | .191 | 1.278 | 0.881 | .00891 | .435 | .335 | 3.99 | 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 | 4.96 |
| | | XX | .400 | 1.100 | 1.855 | .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 | 4600 | 5.02 |
| | | 160 | .344 | 1.687 | 2.196 | .01552 | .622 | .436 | 6.97 | 3485 | 7.46 |
| | | XX | .436 | 1.503 | 2.656 | .01232 | .622 | .393 | 5.53 | 2765 | 9.03 |
| 2 1/2 | 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 | 16.86 | 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 | 3.545 | 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 | .07996 | 1.178 | 1.002 | 35.8 | 17,900 | 14.98 |

figura Propiedades de tuberías de acero

| 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 | .531 | 3.438 | 6.62 | .06647 | 1.178 | 0.900 | 28.9 | 14,450 | 22.51 | | |
| | | XX | .674 | 3.152 | 8.10 | .05419 | 1.178 | 0.825 | 24.3 | 12,150 | 27.54 | | |
| | | 5S | .109 | 5.345 | 1.87 | .1558 | 1.456 | 1.399 | 69.9 | 34,950 | 6.36 | | |
| | | 10S | .134 | 5.295 | 2.29 | .1529 | 1.456 | 1.396 | 68.6 | 34,300 | 7.77 | | |
| | | 40ST, 40S | .258 | 5.047 | 4.30 | .1390 | 1.456 | 1.321 | 62.3 | 31,150 | 14.62 | | |
| | | 80XS, 80S | .375 | 4.813 | 6.11 | .1263 | 1.456 | 1.260 | 57.7 | 28,950 | 20.78 | | |
| | | 120 | .500 | 4.563 | 7.95 | .1136 | 1.456 | 1.195 | 51.0 | 25,500 | 27.04 | | |
| | | 160 | .625 | 4.313 | 9.70 | .1015 | 1.456 | 1.129 | 45.5 | 22,750 | 32.96 | | |
| | | XX | .750 | 4.063 | 11.34 | .0900 | 1.456 | 1.064 | 40.4 | 20,200 | 38.55 | | |
| | | 6 | 6.625 | 5S | .109 | 6.407 | 2.23 | .2239 | 1.734 | 1.677 | 100.5 | 50,250 | 7.60 |
| | | | | 10S | .134 | 6.357 | 2.73 | .2204 | 1.734 | 1.664 | 98.9 | 49,450 | 9.29 |
| 40ST, 40S | .280 | | | 6.065 | 5.58 | .2006 | 1.734 | 1.588 | 90.0 | 45,000 | 18.97 | | |
| 80XS, 80S | .432 | | | 5.761 | 8.40 | .1810 | 1.734 | 1.508 | 81.1 | 40,550 | 28.57 | | |
| 120 | .562 | | | 5.501 | 10.70 | .1650 | 1.734 | 1.440 | 73.9 | 36,950 | 36.39 | | |
| 160 | .719 | | | 5.187 | 13.34 | .1467 | 1.734 | 1.358 | 65.9 | 32,950 | 45.34 | | |
| XX | .864 | | | 4.897 | 15.64 | .1308 | 1.734 | 1.282 | 58.7 | 29,350 | 53.16 | | |
| 8 | 8.625 | | | 5S | .109 | 8.407 | 2.915 | .3855 | 2.258 | 2.201 | 173.0 | 86,500 | 9.93 |
| 10S | | .148 | 8.329 | 3.941 | .3784 | 2.258 | 2.190 | 169.8 | 84,900 | 13.40 | | | |
| 20 | | .250 | 8.125 | 6.578 | .3601 | 2.258 | 2.127 | 161.5 | 80,750 | 22.36 | | | |
| 30 | | .277 | 8.071 | 7.265 | .3553 | 2.258 | 2.113 | 159.4 | 79,700 | 24.70 | | | |
| 40ST, 40S | | .322 | 7.981 | 8.399 | .3474 | 2.258 | 2.099 | 155.7 | 77,950 | 28.55 | | | |
| 60 | | .406 | 7.813 | 10.48 | .3329 | 2.258 | 2.045 | 149.4 | 74,700 | 35.64 | | | |
| 80XS, 80S | | .500 | 7.625 | 12.76 | .3171 | 2.258 | 1.996 | 142.3 | 71,150 | 43.39 | | | |
| 100 | | .594 | 7.437 | 14.99 | .3017 | 2.258 | 1.947 | 135.4 | 67,700 | 50.95 | | | |
| 120 | | .719 | 7.187 | 17.86 | .2817 | 2.258 | 1.882 | 126.4 | 63,200 | 60.71 | | | |
| 140 | | .812 | 7.001 | 19.93 | .2673 | 2.258 | 1.833 | 120.0 | 60,000 | 67.76 | | | |
| XX | | .875 | 6.875 | 21.30 | .2578 | 2.258 | 1.800 | 115.7 | 57,950 | 72.42 | | | |
| 160 | | .906 | 6.813 | 21.97 | .2532 | 2.258 | 1.784 | 113.5 | 56,750 | 74.69 | | | |
| 10 | | 10.75 | 5S | .134 | 10.482 | 4.47 | .5993 | 2.814 | 2.744 | 269.0 | 134,500 | 15.19 | |
| | | | 10S | .165 | 10.420 | 5.49 | .5922 | 2.814 | 2.729 | 265.8 | 132,900 | 18.65 | |
| | | | 20 | .250 | 10.250 | 8.25 | .5731 | 2.814 | 2.685 | 257.0 | 128,500 | 28.04 | |
| | | | 30 | .307 | 10.136 | 10.07 | .5603 | 2.814 | 2.655 | 252.0 | 126,000 | 34.24 | |
| | 40ST, 40S | | .365 | 10.020 | 11.91 | .5475 | 2.814 | 2.620 | 246.0 | 123,000 | 40.48 | | |
| | 80S, 60XS | | .500 | 9.750 | 16.10 | .5185 | 2.814 | 2.550 | 233.0 | 116,500 | 54.74 | | |
| | 80 | | .594 | 9.562 | 18.95 | .4987 | 2.814 | 2.503 | 223.4 | 111,700 | 64.43 | | |
| | 100 | | .719 | 9.312 | 22.66 | .4729 | 2.814 | 2.438 | 212.3 | 106,150 | 77.03 | | |
| | 120 | | .844 | 9.062 | 26.27 | .4479 | 2.814 | 2.372 | 201.0 | 100,500 | 89.29 | | |
| | 140, XX | | 1.000 | 8.750 | 30.63 | .4176 | 2.814 | 2.291 | 188.0 | 94,000 | 104.13 | | |
| | 160 | | 1.125 | 8.500 | 34.02 | .3941 | 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 | 187,900 | 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 | | |
| 40ST, 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 | .6674 | 3.338 | 2.90 | 299.6 | 149,900 | 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 | 2.68 | 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 | 27.73 |
| | | | | 10 | 0.250 | 13.500 | 10.80 | .9940 | 3.665 | 3.53 | 446 | 223,000 | 36.71 |
| | 20 | | 0.312 | 13.376 | 13.42 | .9750 | 3.665 | 3.50 | 438 | 219,000 | 45.61 | | |
| | 30, ST | | 0.375 | 13.250 | 16.05 | .9575 | 3.665 | 3.47 | 430 | 215,000 | 54.57 | | |
| | 40 | | 0.438 | 13.124 | 18.66 | .9397 | 3.665 | 3.44 | 422 | 211,000 | 63.44 | | |
| | XS | | 0.500 | 13.000 | 21.21 | .9218 | 3.665 | 3.40 | 414 | 207,000 | 72.09 | | |
| | 60 | | 0.594 | 12.812 | 25.02 | .8957 | 3.665 | 3.35 | 402 | 201,000 | 85.05 | | |
| | 80 | | 0.750 | 12.500 | 31.22 | .8522 | 3.665 | 3.27 | 382 | 191,000 | 106.13 | | |
| | 100 | | 0.938 | 12.124 | 38.49 | .8017 | 3.665 | 3.17 | 360 | 180,000 | 130.85 | | |
| | 120 | | 1.094 | 11.812 | 44.36 | .7610 | 3.665 | 3.09 | 342 | 171,000 | 150.79 | | |
| | 140 | | 1.250 | 11.500 | 50.07 | .7213 | 3.665 | 3.01 | 324 | 162,000 | 170.21 | | |
| | 160 | | 1.406 | 11.188 | 55.63 | .6827 | 3.665 | 2.93 | 306 | 153,000 | 189.11 | | |
| | 16 | | 16 | 5S | 0.165 | 15.670 | 8.21 | 1.3393 | 4.189 | 4.10 | 601 | 300,500 | 27.90 |
| | | | | 10S | 0.188 | 15.624 | 9.34 | 1.3314 | 4.189 | 4.09 | 598 | 299,000 | 31.75 |
| | | | | 10 | 0.250 | 15.500 | 12.37 | 1.3104 | 4.189 | 4.06 | 587 | 293,500 | 42.05 |

figura Propiedades de tuberías de acero (continuación)

| No. | Type of joint | Type of seam | Examination | Factor, E_j |
|-----|--|---|---|--|
| 1 | Furnace butt weld, continuous |  | Straight | As required by listed specifications 0.60 |
| 2 | Electric resistance weld |  | Straight or spiral | As required by listed specifications 0.85 |
| 3 | Electric fusion weld | | | |
| | a Single butt weld (with or without filler metal) |  | Straight or spiral | As required by listed specifications or this code 0.80 |
| | |  | | Additionally spot-radiographed per ANSI B31.3, par. 336.6.1 0.90 |
| | | | | Additionally 100 percent radiographed per ANSI B31.3, par. 336.4.5 1.00 |
| | b Double butt weld (with or without filler metal) |  | Straight or spiral (except as provided in 4b) | As required by listed specification or this code 0.85 |
| | |  | | Additionally spot-radiographed per ANSI B31.3, par. 336.6.1 0.90 |
| | | | | Additionally 100 percent radiographed per ANSI B31.3, par. 336.4.5 1.00 |
| 4 | Per specific specifications | | | |
| | a ASTM A211 | As permitted in specifications | Spiral | As required by specifications 0.75 |
| | b Double submerged arc-welded pipe per API 5L or 5LX |  | Straight with one or two seams | As required by specifications, additionally examined by radiography for lengths of 200 mm (8 in) at each end 0.95 |

figura Factor E_j de unión longitudinal y junta soldada en espiral

| 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.

figura Valores del coeficiente Y cuando t es menor a D/6

A.5.1.3.- Espesor de aislamiento

El modelo más básico para el aislamiento en una tubería se representa como una sucesión de cilindros concéntricos. Donde R1 y R2 representan el radio interior y exterior de la tubería respectivamente y R3 el radio del aislante. El coeficiente global de transferencia de calor será:

$$U = \frac{1}{\frac{R3}{R1h_i} + \frac{R3 \ln(R2/R1)}{k_{tuberia}} + \frac{R3 \ln(R3/R2)}{k_{aislante}} + \frac{1}{h_0}} \tag{a.247}$$

Generalmente, el coeficiente h₀ del aire ambiente es 40 W/m² K. La pérdida de calor total por unidad de longitud se puede entonces calcular como:

$$\frac{Q}{L} = 2\pi R3 U \Delta T \tag{a.248}$$

donde

$$\Delta T = T_{\text{interior tubería}} - T_{\text{ambiente}}$$

Tres factores desempeñan un papel importante en la determinación del tipo y del espesor del aislamiento: Economía, Seguridad y Condiciones de proceso.

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 |
| 1.5 | 3 | | | | | 1100 | 1000 | 900 | 850 |
| | 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 | 450 |
| 2 | 2.5 | | | 1150 | 950 | 800 | 750 | 700 | 600 |
| | 3 | | | | | 1200 | 1050 | 1000 | 900 |
| | 1 | 350 | 250 | 200 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 |
| | 1.5 | 900 | 550 | 450 | 400 | 300 | 300 | 250 | 250 |
| 3 | 2 | | 1150 | 900 | 750 | 650 | 600 | 550 | 500 |
| | 2.5 | | | 1000 | 850 | 750 | 650 | 600 | 550 |
| | 3 | | | | 1050 | 950 | 850 | 750 | 700 |
| | 1 | 300 | 200 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 |
| 4 | 1.5 | 750 | 500 | 400 | 300 | 250 | 250 | 250 | 200 |
| | 2 | | 950 | 750 | 600 | 500 | 450 | 400 | 350 |
| | 2.5 | | | 1050 | 900 | 700 | 650 | 600 | 550 |
| | 3 | | | 1100 | 950 | 750 | 700 | 650 | 600 |
| 6 | 3.5 | | | | | | 1200 | 1100 | 1000 |
| | 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 | 350 |
| 8 | 2.5 | | 1050 | 800 | 650 | 600 | 500 | 450 | 400 |
| | 3 | | | 1050 | 900 | 750 | 700 | 600 | 550 |
| | 3.5 | | | | | 1150 | 1050 | 950 | 850 |
| | 4 | | | | | | | 1200 | 1150 |
| 10 | 4.5 | | | | | | | | 1200 |
| | 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 |
| 12 | 3 | | 1100 | 950 | 800 | 700 | 600 | 550 | 500 |
| | 3.5 | | | | | 1100 | 1000 | 900 | 800 |
| | 4 | | | | | | | 1150 | 1050 |
| | 4.5 | | | | | | | 1200 | 1100 |
| 12 | 1.5 | 250 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 |
| | 2 | 950 | 600 | 500 | 400 | 350 | 300 | 250 | 250 |
| | 2.5 | | 900 | 700 | 550 | 500 | 400 | 400 | 350 |
| | 3 | | | 1100 | 900 | 800 | 700 | 650 | 550 |
| 12 | 3.5 | | | | | 1100 | 1000 | 900 | 850 |
| | 4 | | | | | | | 1150 | 1050 |
| | 4.5 | | | | | | | 1200 | 1100 |
| | 1.5 | 250 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 |
| 12 | 2 | 950 | 600 | 500 | 400 | 350 | 300 | 250 | 250 |
| | 2.5 | | 900 | 700 | 550 | 500 | 400 | 400 | 350 |
| | 3 | | | 1100 | 900 | 800 | 700 | 650 | 550 |
| | 3.5 | | | | | 1100 | 1000 | 900 | 850 |
| 12 | 4 | | | | | | | 1150 | 1050 |
| | 4.5 | | | | | | | 1200 | 1100 |
| | 1.5 | 250 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 |
| | 2 | 950 | 600 | 500 | 400 | 350 | 300 | 250 | 250 |
| 12 | 2.5 | | 900 | 700 | 550 | 500 | 400 | 400 | 350 |
| | 3 | | | 1100 | 900 | 800 | 700 | 650 | 550 |
| | 3.5 | | | | | 1100 | 1000 | 900 | 850 |
| | 4 | | | | | | | 1150 | 1050 |
| 12 | 4.5 | | | | | | | 1200 | 1100 |
| | 1.5 | 250 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 | 150 |
| | 2 | 950 | 600 | 500 | 400 | 350 | 300 | 250 | 250 |
| | 2.5 | | 900 | 700 | 550 | 500 | 400 | 400 | 350 |
| 12 | 3 | | | 1100 | 900 | 800 | 700 | 650 | 550 |
| | 3.5 | | | | | 1100 | 1000 | 900 | 850 |
| | 4 | | | | | | | 1150 | 1050 |
| | 4.5 | | | | | | | 1200 | 1100 |

figura. Espesor económico para aislamiento exterior

Economía

El espesor económico del aislamiento puede determinarse a través de diversos métodos, dos de los cuales son el costo total mínimo y el costo incremental. Se han realizados diversas tablas para conocer el espesor de aislamiento recomendado. La figura que se adjunta en este proyecto, toma los espesores basándose en el aislamiento con silicato de calcio de una camisa de aluminio adecuada. Las tablas se basan en el costo de energía al final de primer año, una tasa de inflación del 10 por 100 sobre los costos de energía, un interés del 15 por 100 y un beneficio presente antes de impuestos del 40 por 100 anual sobre el último incremento de espesor de aislante.

Seguridad

Las tuberías que son fácilmente accesibles por los trabajadores deben estar de acuerdo a ciertos factores de seguridad. La gama de temperaturas segura recomendada para la superficie es a partir de 130 °F a 150 °F (54,4 a 65,5 °C). Los cálculos del aislante deben estar orientados a obtener una temperatura exterior del aislamiento de 140 °F (60 °C) como máximo.

Se utilizará la gráfica adjunta para calcular el espesor de seguridad requerido, esta gráfica 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 realizará mediante la expresión:

$$\text{espesor equivalente} = k_{\text{aislante}} R_S \frac{T_{\text{tubería}} - T_{\text{sup erficie}}}{T_{\text{sup erficie}} - T_{\text{ambiente}}} \quad (\text{a.249})$$

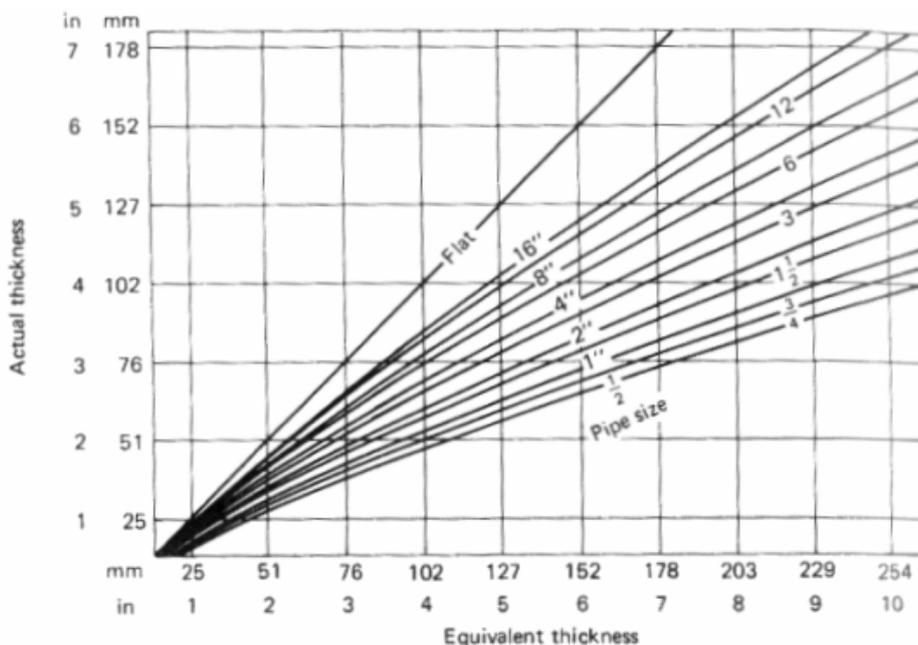


Figure 4: Equivalent Thickness Chart for Calcium Silicate Insulation

figura. Espesor equivalente (Silicato de Calcio)

La figura siguiente muestra las resistencias superficiales de tres materiales comunes para la cubierta del aislamiento.

Table 5: Values for Surface Resistances
 $h \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{Btu} \text{ (} m^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W} \text{)}$

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

Se obtendrá la conductividad térmica del silicato de calcio de la siguiente figura.

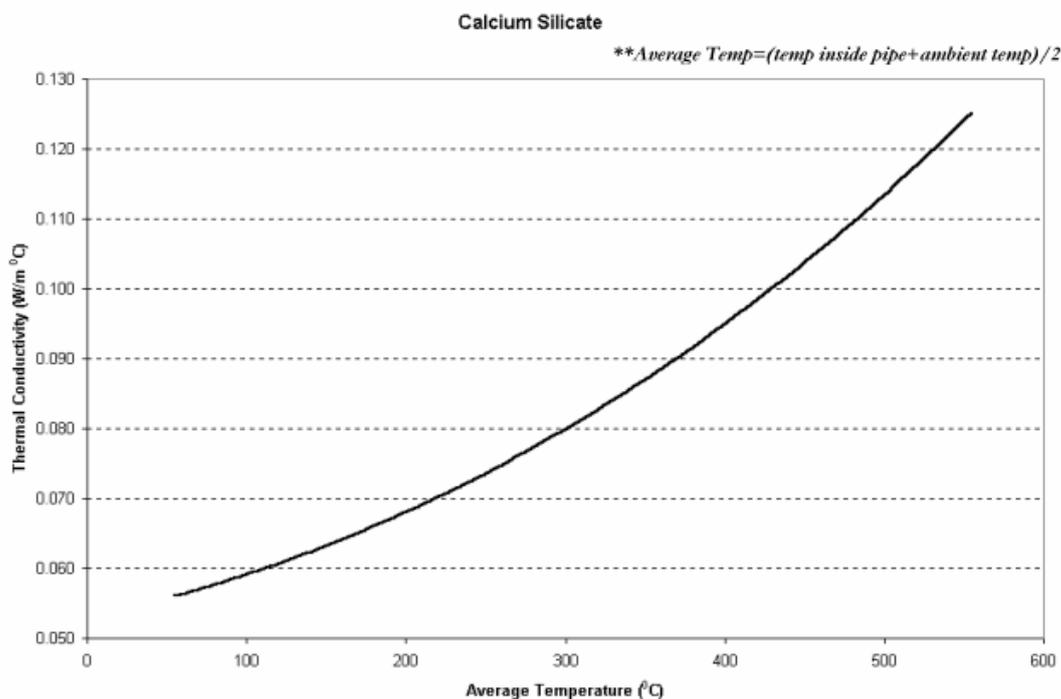


figura. Conductividad térmica del silicato de calcio

Condiciones de proceso

La temperatura de un líquido dentro de una tubería aislada es una variable de proceso importante que se debe considerar en muchas situaciones. Para predecir la temperatura al final de la tubería (T_2) se harán las siguientes consideraciones:

1. Capacidad calorífica del fluido constante sobre la gama de temperaturas del fluido
2. Temperatura ambiente constante
3. Conductividad térmica constante para el líquido, la tubería y el aislante
4. Coeficiente global del transferencia de calor constante
5. Flujo turbulento en el interior de la tubería.
6. 15 mph de viento para los cálculos al aire libre

El calor transferido será $Q = 2\pi LR_3 U \Delta T_{ML}$, donde:

$$U = \frac{1}{\frac{R_3}{R_1 h_i} + \frac{R_3 \ln(R_2/R_1)}{k_{metal}} + \frac{R_3 \ln(R_3/R_2)}{k_{aislante}} + \frac{1}{h_0}} \quad (\text{a.247})$$

$$h_i = \left(\frac{k}{D}\right) Nu_D = \left(\frac{k}{D}\right) (0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}) \quad (\text{a.250})$$

$$Pr = \frac{Cp\mu}{k}$$

$$Re = \frac{GD}{\mu}$$

$$h_0 = 8,8 \text{ BTU} / \text{hft}^2 \text{ } ^\circ F \quad (50 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ K})$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_2 - T_{amb}) - (T_1 - T_{amb})}{\ln\left(\frac{T_2 - T_{amb}}{T_1 - T_{amb}}\right)} \quad (\text{a.251})$$

También se puede expresar el calor transmitido mediante la siguiente expresión:

$$Q = \dot{m} C_p (T_1 - T_2) \quad (\text{a.252})$$

Combinando ambas expresiones se obtendrá la temperatura en el punto final de la tubería, T_2 .

El procedimiento a seguir será el siguiente, primero se calculará el espesor económico para cada línea, para lo cual será necesario estimar de forma aproximada el coste energético en \$/millón BTU. Posteriormente se obtendrá el espesor necesario para mantener las condiciones de seguridad expuestas anteriormente, seleccionando una temperatura superior máxima de 54,4 °C. Finalmente para el mayor espesor 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.

Tomamos como precio del vapor 12 \$/t, este precio ha sido tomado de la bibliografía y se usará como una guía para la estimación aproximada del coste energético. Teniendo en cuenta que el vapor utilizado en las calderas será vapor saturado a 200 °C y 15,549 bar, con una entalpía de vaporización de 1938,6 Kj/Kg. Se obtiene aproximadamente un coste energético de 6,5 \$/millón BTU.

A continuación se adjunta una tabla con los espesores económicos seleccionados para cada línea. No se evaluará la *línea 01-08* que no llevará aislamiento ni la *línea 02-09* ya que su aislamiento se limitará a mantener las condiciones de seguridad.

| Línea | DN (in) | T (°F) | espesor aislamiento (in) |
|-------|---------|--------|--------------------------|
| 01-1 | 2 1/2 | 166,7 | 1 1/2 |
| 01-2 | 2 1/2 | 301,1 | 2 |
| 01-3 | 8 | 309,8 | 2 |
| 01-4 | 8 | 114,6 | 1 |
| 01-5 | 2 1/2 | 113,6 | 1 1/2 |
| 01-6 | 2 | 113,6 | 1 |
| 01-7 | 2 | 113,6 | 1 |
| 01-9 | 2 | 309,8 | 2 |
| 02-1 | 2 | 309,8 | 2 |
| 02-2 | 2 | 335,3 | 2 |
| 02-3 | 8 | 344,5 | 2 |
| 02-4 | 8 | 281,5 | 1 1/2 |
| 02-5 | 2 1/2 | 281,5 | 2 |
| 02-6 | 2 | 281,5 | 1 1/2 |
| 02-7 | 2 | 281,5 | 1 1/2 |
| 02-8 | 1 1/2 | 281,5 | 1 1/2 |

El espesor de seguridad necesario se calculará de la forma expuesta anteriormente, obteniendo como resultado:

| Línea | DN (in) | T (°C) | Tm (°C) | K aislante [W/m°C] | Tsup-Tamb (°C) | Rs (aluminio) [m²C/W] | espesor equivalente (in) | espesor (in) |
|------------|---------|--------|---------|--------------------|----------------|-----------------------|--------------------------|--------------|
| T amb (°C) | | 25 | | | | | | |
| T sup (°C) | | 54,4 | | | | | | |
| 01-1 | 2 1/2 | 74,9 | 49,9 | 0,056 | 29,4 | 0,151 | 0,232 | 1/2 |
| 01-2 | 2 1/2 | 149,5 | 87,3 | 0,058 | 29,4 | 0,151 | 1,116 | 1 |
| 01-3 | 8 | 154,3 | 89,7 | 0,058 | 29,4 | 0,151 | 1,172 | 1 |
| 01-9 | 2 | 154,3 | 89,7 | 0,058 | 29,4 | 0,151 | 1,172 | 1 |
| 02-1 | 2 | 154,3 | 89,7 | 0,058 | 29,4 | 0,151 | 1,172 | 1 |
| 02-2 | 2 | 168,5 | 96,7 | 0,059 | 29,4 | 0,151 | 1,361 | 1 |
| 02-3 | 8 | 173,6 | 99,3 | 0,059 | 29,4 | 0,151 | 1,422 | 1 1/4 |
| 02-4 | 8 | 138,6 | 81,8 | 0,058 | 29,4 | 0,151 | 0,988 | 1 |
| 02-5 | 2 1/2 | 138,6 | 81,8 | 0,058 | 29,4 | 0,151 | 0,988 | 1 |
| 02-6 | 2 | 138,6 | 81,8 | 0,058 | 29,4 | 0,151 | 0,988 | 1 |
| 02-7 | 2 | 138,6 | 81,8 | 0,058 | 29,4 | 0,151 | 0,988 | 1 |
| 02-8 | 1 1/2 | 138,6 | 81,8 | 0,058 | 29,4 | 0,151 | 0,988 | 1 |
| 02-9 | 1 1/2 | 168,5 | 96,7 | 0,059 | 29,4 | 0,151 | 1,361 | 1 1/4 |

Las líneas cuya temperatura es inferior a 54,4 °C no se han estudiado, se aprecia, además que el espesor requerido es muy inferior que el óptimo económico, por lo que se tomará este como el espesor de aislamiento a tomar.

A continuación se estudiará el uso del espesor seleccionado en cada línea y como se ve afectada la temperatura del proceso.

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 siguiente tabla.

| k [W/mK] | | |
|--------------|---------|---------|
| fase | gaseosa | líquida |
| metanol | 0,015 | 0,21 |
| agua | 0,025 | 0,6 |
| dimetil éter | 0,015 | 0,14 |

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:

| | 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 |

Se obtendrán como resultado:

| K tubería w/mk | | 16 | | | | | | | |
|----------------|--------|--------|--------|--------|----------|------------|---------------|---------|--------------|
| ho W/m2K | | 50 | | | | | | | |
| Línea | T (°C) | R1 (m) | R2 (m) | R3 (m) | m (kg/s) | G (kg/sm2) | μ (kg/ms) | Re | Cp kj/kgK |
| 01-1 | 74,9 | 0,033 | 0,037 | 0,075 | 2,788 | 792,523 | 0,00029 | 182602 | 3,30 |
| 01-2 | 149,5 | 0,033 | 0,037 | 0,087 | 2,170 | 616,927 | 0,00028 | 148897 | 4,06 |
| 01-3 | 154,3 | 0,106 | 0,110 | 0,160 | 0,969 | 27,571 | 0,00001 | 466822 | 1,80 |
| 01-4 | 45,9 | 0,106 | 0,110 | 0,135 | 2,380 | 67,701 | 0,00001 | 1549081 | 1,49 |
| 01-5 | 45,3 | 0,033 | 0,037 | 0,075 | 2,380 | 676,425 | 0,00011 | 429764 | 2,44 |
| 01-6 | 45,3 | 0,027 | 0,030 | 0,056 | 0,793 | 336,480 | 0,00011 | 175000 | 2,44 |
| 01-7 | 45,3 | 0,027 | 0,030 | 0,056 | 0,793 | 336,480 | 0,00011 | 175000 | 2,44 |
| 01-9 | 154,3 | 0,027 | 0,030 | 0,081 | 1,201 | 509,561 | 0,00031 | 90208 | 4,16 |
| 02-1 | 154,3 | 0,027 | 0,030 | 0,081 | 1,201 | 509,561 | 0,00031 | 90208 | 4,16 |
| 02-2 | 168,5 | 0,027 | 0,030 | 0,081 | 1,507 | 639,068 | 0,00038 | 93312 | 4,34 |
| 02-3 | 173,6 | 0,106 | 0,110 | 0,160 | 0,857 | 24,384 | 0,00001 | 381909 | 1,99 |
| 02-4 | 138,6 | 0,106 | 0,110 | 0,148 | 1,600 | 45,525 | 0,00001 | 819233 | 1,68 |
| 02-5 | 138,6 | 0,033 | 0,037 | 0,087 | 1,600 | 454,854 | 0,00018 | 173346 | 3,68 |
| 02-6 | 138,6 | 0,027 | 0,030 | 0,068 | 1,048 | 444,722 | 0,00018 | 138739 | 3,68 |
| 02-7 | 138,6 | 0,027 | 0,030 | 0,068 | 1,048 | 444,722 | 0,00018 | 138739 | 3,68 |
| 02-8 | 138,6 | 0,021 | 0,024 | 0,062 | 0,552 | 384,931 | 0,00018 | 93642 | 3,68 |

| Línea | K fluido W/mK | Pr | Nu _D | hi (W/m2K) | K aislante [W/m°C] | U [W/m2K] | L (m) | T2 | (T1-T2) |
|-------|------------------|-------|-----------------|---------------|--------------------------|--------------|-------|---------|---------|
| 01-1 | 0,344 | 2,793 | 561,505 | 2882,816 | 0,056 | 1,027 | 10,25 | 74,826 | 0,027 |
| 01-2 | 0,426 | 2,642 | 466,422 | 2971,463 | 0,058 | 0,750 | 4 | 149,495 | 0,023 |
| 01-3 | 0,019 | 1,203 | 849,591 | 75,106 | 0,058 | 0,914 | 5 | 154,001 | 0,341 |
| 01-4 | 0,015 | 0,920 | 1992,076 | 141,244 | 0,056 | 1,880 | 7 | 45,834 | 0,066 |
| 01-5 | 0,140 | 1,836 | 941,598 | 1972,350 | 0,056 | 1,027 | 11 | 45,296 | 0,018 |
| 01-6 | 0,140 | 1,836 | 458,895 | 1174,254 | 0,056 | 1,592 | 33 | 45,123 | 0,191 |
| 01-7 | 0,140 | 1,836 | 458,895 | 1174,254 | 0,056 | 1,592 | 27 | 45,158 | 0,157 |
| 01-9 | 0,475 | 2,710 | 315,580 | 2736,565 | 0,058 | 0,714 | 17,5 | 154,168 | 0,164 |
| 02-1 | 0,475 | 2,710 | 315,580 | 2736,565 | 0,058 | 0,714 | 20 | 154,144 | 0,188 |
| 02-2 | 0,574 | 2,836 | 330,180 | 3459,017 | 0,059 | 0,727 | 4 | 168,442 | 0,032 |
| 02-3 | 0,024 | 1,120 | 703,163 | 79,764 | 0,059 | 0,930 | 5 | 173,215 | 0,408 |
| 02-4 | 0,016 | 1,234 | 1345,671 | 101,773 | 0,058 | 1,260 | 7 | 138,257 | 0,345 |
| 02-5 | 0,249 | 2,594 | 522,899 | 1945,373 | 0,058 | 0,749 | 11 | 138,515 | 0,087 |
| 02-6 | 0,249 | 2,594 | 437,569 | 1988,668 | 0,058 | 1,017 | 33 | 138,179 | 0,424 |
| 02-7 | 0,249 | 2,594 | 437,569 | 1988,668 | 0,058 | 1,017 | 27 | 138,256 | 0,347 |
| 02-8 | 0,249 | 2,594 | 319,494 | 1862,099 | 0,058 | 0,963 | 50 | 137,553 | 1,049 |

Los valores de longitud para cada línea son aproximados, obtenidos a partir de la disposición en planta de los distintos elementos, aunque suficientes para hacer una estimación preliminar.

No se aprecia una disminución significativa que afecte a las condiciones del proceso, por tanto, los espesores son válidos.

A.5.2.- IMPULSIÓN DE FLUIDOS.

La presión a la entrada de la bomba debe ser suficientemente alta para evitar la cavitación. La cavitación ocurre cuando un líquido empieza a formar burbujas de vapor, o gas, a la entrada de una bomba, que es lugar de más baja presión del sistema.

La carga neta de succión positiva disponible ($NPSH_{dis}$) es la presión de succión a la entrada de la bomba, que debe ser superior a la presión de vapor del líquido, expresada como cabeza de líquido. La carga neta de succión requerida ($NPSH_{req}$) depende de los parámetros de diseño de la bomba, y suele ser especificada por el fabricante.

La carga neta de succión positiva disponible se calculará mediante la siguiente expresión.

$$(NPSH)_{dis} = \frac{(P_1 - P_v)}{\rho g} + (z_1 - z_a) - h_f \quad (\text{a.254})$$

en donde: P_1 : presión en el punto inicial del tramo de aspiración, N/m^2

P_v : presión de vapor en tramo de aspiración, N/m^2 . que se calculará mediante la ecuación propuesta en el anexo 1.

z_1 : altura en el punto inicial del tramo de aspiración, m

z_a : altura en la aspiración de la bomba, m

h_f : pérdida de carga entre el punto inicial y final del tramo de aspiración, m

ρ : densidad del líquido, Kg/m^3

g : $9,81 \text{ m/s}^2$

Para determinar la carga de cada bomba se aplicará la ecuación de Bernoulli entre los puntos inicial de aspiración y final de impulsión:

$$\frac{P_1}{\rho_1 g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_{UTIL} = \frac{P_2}{\rho_2 g} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + h_f \quad (\text{a.255})$$

donde:

- P_1 y P_2 son las presiones en los puntos inicial y final, Pa
- ρ_1 y ρ_2 son las densidades del fluido impulsado en 1 y 2, kg/m^3
- z_1 y z_2 son las alturas en los puntos 1 y 2, m
- v_1 y v_2 son las velocidades en los puntos 1 y 2, m/s
- g es la aceleración de la gravedad, $9,81 \text{ m/s}^2$
- H_{UTIL} es la carga de la bomba, m
- h_f es la pérdida de carga entre los puntos 1 y 2, m

Las pérdidas de carga, h_f , son consecuencia de la suma de las pérdidas por la tubería y por los accesorios:

$$h_f = h_t + h_a \quad (\text{a.256})$$

Las pérdidas por fricción en los tramos rectos de tubería se calcula por medio de la ecuación de Darcy:

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) \quad (\text{a.257})$$

en donde:

- h_t es la pérdida de carga en tramo recto de tubería, m
- L es la longitud de la tubería, m
- D es el diámetro interno de la tubería, m

f es el factor de fricción

v es la velocidad del fluido, m/s

g es la aceleración de la gravedad, 9,81 m/s²

El factor de fricción de Fanning, f, se calculará mediante la fórmula de Colebrook, que proporciona una buena aproximación de los datos para tubos rugosos y flujo turbulento:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left[\frac{\varepsilon}{3,7D_o} + \frac{1,256}{\text{Re} \sqrt{f}} \right] \quad (\text{a.120})$$

donde $\varepsilon = 0,05$ mm. Rugosidad típica para los aceros comerciales.

Para las pérdidas de carga en los accesorios se usa la expresión:

$$h_a = K \frac{v^2}{2g} \quad (\text{a.258})$$

Donde el factor K es un coeficiente de resistencia característico para cada accesorio.

| | K |
|---------------------------|------|
| válvula globo abierta | 6 |
| válvula compuerta abierta | 0,15 |
| T | 1,2 |
| codo 90° radio largo | 0,45 |

La potencia de la bomba se calcula multiplicando la carga de la bomba por la velocidad de flujo en peso. Es decir,

$$\text{Potencia}(W) = H_{\text{UTIL}}(m) Q(m^3/s) \rho(kg/m^3) g(m/s^2)$$

Se estimará la diferencia de presión en las conducciones cuyo fluido sea gaseoso, considerando las mismas como adiabáticas. Para estas condiciones la relación de presiones viene dada por la siguiente ecuación:

$$(f) \frac{G^2 L}{2 D} + \frac{\gamma}{\gamma+1} P_1 \rho_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma}} - 1 \right] + \frac{G^2}{\gamma} \ln \frac{P_1}{P_2} = 0 \quad (\text{a.259})$$

Donde el factor de fricción f se calculará mediante la ecuación de Colebrook, para un Reynold $Re = \frac{GD}{\mu}$. Para el cálculo de la razón entre los calores específicos a presión y volumen constante γ se hará la suposición de gas perfecto $C_p = \frac{\gamma}{\gamma-1} R$, donde R es la constante de los gases perfecto y C_p se estimará mediante la correlación expuesta en el anexo 1 para los gases ideales.

Sobre un esquema unifilar, junto a la “Disposición General” y las distancias de seguridad, se hace una estimación de las longitudes y codos que se van a tener en cada tramo. Sin olvidar que es una estimación inicial, base para el cálculo de los requerimientos de las bombas. El desarrollo y trazado final de la tubería no será objeto de trabajo en el presente proyecto, y a las bombas se les aplicará un factor de seguridad conservador para absorber la posibilidad de trazados con mayores pérdidas de carga de los previstos.

A.5.2.1- Presión a la entrada del condensador E-102.

Se estudiará la variación de presión en la *línea 01-04*, entre la cabeza de la columna a 10 bar y la entrada del condensador. Por esta conducción circulará un vapor con las siguientes propiedades evaluadas anteriormente.

| | | |
|----------------|------------------------|-------------------|
| T | 319,04 | K |
| Cp | 68,706 | j/molK |
| R | 8,314 | j/molK |
| ρ_1 | 20,577 | kg/m ³ |
| P ₁ | 1000000 | Pa |
| m | 2,3798 | kg/s |
| D | 0,211 | m |
| μ | 9,2 · 10 ⁻⁶ | kg/ms |

La velocidad másica será $G = \frac{m}{\pi \left(\frac{D}{2}\right)^2} = \frac{2,37978}{\pi \left(\frac{0,21155}{2}\right)^2} = 67,7 \text{ Kg/m}^2\text{s}$

$$\text{Re} = \frac{67,7 \cdot 0,211}{9,2 \cdot 10^{-6}} = 1549081$$

La rugosidad absoluta del acero comercial $\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left[\frac{\varepsilon}{3,7D} + \frac{1,256}{\text{Re} \sqrt{f}} \right] = 16,44$$

$$f = 0,0036$$

Teniendo en cuenta la disposición en planta se tomará una longitud de tubería de 7 metros aproximados, y un total de 4 codos de radio largo. La longitud equivalente de 1 codo de radio largo para una tubería de 8 pulgadas de diámetro nominal es 14 pies (4,26 m). La longitud equivalente de todo el conducto será, por tanto, $7 + (4,26)(4) = 24,06 \text{ m}$.

Se calculará la presión en el punto 2, a la entrada del condensador mediante la ecuación para flujo compresible adiabático. De donde obtenemos que la presión a la entrada del condensador es 999953,161. La caída de presión es despreciable y no afectará a los anteriores cálculos realizados para el diseño de cambiador E-102.

A.5.2.2- Condensador E-102.

La diferencia de presión se ha evaluado para el condensador E-102 en el anexo de calculo 4.2.1.7. dando como resultado $\Delta P = 112,45$ Pa. Por tanto, el fluido a la salida del condensador tendrá una presión $P = 999840,707$ Pa.

A.5.2.3- Flujo por gravedad del condensado al acumulador de reflujo V-102.

Cálculo de h_f Línea 01-05

$$Re = 445185$$

$$D = 0,066 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -4 \log \left[\frac{\varepsilon}{3,7D} + \frac{1,256}{Re \sqrt{f}} \right] = 14,45$$

$$f = 0,0047$$

$$L = 11 \text{ m}$$

$$m = 2,37 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 626,50 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 1,07 \text{ m/s}$$

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) = 0,046 \text{ m.}$$

Para un total de 5 codos de 90° $K = 2,25$

$$h_a = 2,25 \frac{1,07^2}{2 \cdot 9,81} = 0,133 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 0,18 \text{ m}$$

Aplicamos Bernoulli entre la salida del condensador y el interior del acumulador de reflujo.

Se especifica la presión en el acumulador $P_2 = 10^6$ Pa, la altura de salida del condensador $z_1 = 13$ m. la velocidad del fluido en el acumulador $v_2 = 0$ m/s. Para este contexto es condición necesaria que la entrada al condensador esté situada como mínimo a $z_2 = 12,8531$ m.

$$z_2 = \frac{P_1}{\rho g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} - \frac{P_2}{\rho g} - h_f = \frac{999840}{626,5 \cdot 9,81} + 13 + \frac{1,07^2}{2 \cdot 9,81} - \frac{10^6}{626,5 \cdot 9,81} - 0,18 = 12,85$$

El acumulador de reflujo será colocado de manera que su altura superior esté a 12 m. para asegurar el sentido de flujo.

A.5.2.4- Bomba P-101.

La bomba impulsará el condensado desde el acumulador de reflujo V-102 hasta la cabeza de la torre.

Cálculo de h_f Línea 01-06

$$Re = 43289$$

$$D = 0,0547 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 13,98$$

$$f = 0,0051$$

$$L = 33 \text{ m}$$

$$m = 0,793 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 626,5 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 0,53 \text{ m/s}$$

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) = 0,045 \text{ m.}$$

Para un total de 6 codos de 90° $K = 2,7$

$$h_a = 2,7 \frac{0,53^2}{2 \cdot 9,81} = 0,039 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 0,084 \text{ m}$$

Se calculará la carga neta de succión positiva, en donde $P_1 = P_v$ debido a que el fluido en el condensador estará en condiciones de líquido saturado, la elevación de la bomba respecto al punto de referencia será de $z_a = 0,5 \text{ m}$ y la elevación de la salida del acumulador a $z_1 = 11 \text{ m}$.

$$(NPSH)_{dis} = (z_1 - z_a) - h_f = (11 - 0,5) - 0,084 = 10,415 \text{ m}$$

Cálculo de h_f Línea 01-07

$$Re = 43289$$

$$D = 0,0547 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 13,98$$

$$f = 0,0051$$

$$L = 27 \text{ m}$$

$$m = 0,793 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 626,5 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 0,53 \text{ m/s}$$

$$h_t = f\left(\frac{L}{D}\right)\left(\frac{v^2}{2g}\right) = 0,037 \text{ m.}$$

Para un total de 6 codos de 90°, 1 válvula globo, 2 válvula de compuerta y 2 T's tenemos un coeficiente $K = 11,4$

$$h_a = 11,4 \frac{0,53^2}{2 \cdot 9,81} = 0,167 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 0,204 \text{ m}$$

La pérdida de carga total entre el acumulador y la cabeza de la columna será la correspondiente a las líneas 01-06 y 01-07, por tanto, tendrá un valor $h_f = 0,084 + 0,204 = 0,289 \text{ m}$.

La carga de la bomba P-101 será:

$$H_{UTIL} = z_2 - z_1 + h_f = 1,03 \text{ m}$$

$$v_1 = v_2 = 0 \text{ m/s}$$

$$P_1 = P_2 = 10^6 \text{ Pa}$$

$$z_1 = 11 \text{ m}$$

$$z_2 = 11,75 \text{ m}$$

$$Potencia = 1,03961 \cdot 0,7932 \cdot 9,81 = 8,09 \text{ W}$$

Los requerimientos obtenidos para la bomba son:

- Caudal: 4,55 m³/h

- Altura útil superior a 1,03 m

- NPSH inferior a 10,4 m

lo que lleva a seleccionar el modelo de Goulds G I 4150, a 1450 rpm, tamaño 1x1,5-6.

A.5.2.5- Bomba P-201.

La bomba impulsará el producto de colas procedente de la caldera E-101 hasta la entrada de la torre V-201.

Cálculo de h_f Línea 01-09

$$Re = 105029$$

$$D = 0,054 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 13,55$$

$$f = 0,00544$$

$$L = 17,5 \text{ m}$$

$$m = 1,201 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 645,14 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 0,78 \text{ m/s}$$

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) = 0,05 \text{ m.}$$

Para un total de 3 codos de 90° $K = 1,35$

$$h_a = 1,35 \frac{0,78^2}{2 \cdot 9,81} = 0,042 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 0,098 \text{ m}$$

Se calculará la carga neta de succión positiva, en donde $P_1 = P_v$ debido a que el fluido en la caldera estará en condiciones de equilibrio, la elevación de la bomba respecto al punto de referencia será de $z_a = 0,5 \text{ m}$ y la elevación de la caldera $z_1 = 1,5 \text{ m}$.

$$(NPSH)_{dis} = (z_1 - z_a) - h_f = (1,5 - 0,5) - 0,098 = 0,901 \text{ m}$$

Cálculo de h_f Línea 02-01

$$Re = 105029$$

$$D = 0,0547 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 13,55$$

$$f = 0,0054$$

$$L = 20 \text{ m}$$

$$m = 1,20 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 645,14 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 0,784 \text{ m/s}$$

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) = 0,063 \text{ m.}$$

Para un total de 3 codos de 90° $K = 1,35$

$$h_a = 1,35 \frac{0,78^2}{2 \cdot 9,81} = 0,042 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 1,061 \text{ m}$$

La pérdida de carga total entre la caldera y la entrada de la columna V-201 será la correspondiente a las líneas 01-09 y 02-01, por tanto, tendrá un valor $h_f = 0,20431$ m.

La carga de la bomba P-201 será:

$$H_{UTIL} = z_2 - z_1 + h_f = 3,7 \text{ m}$$

$$v_1 = v_2 = 0 \text{ m/s}$$

$$P_1 = P_2 = 10^6 \text{ Pa}$$

$$z_1 = 1,5 \text{ m}$$

$$z_2 = 5 \text{ m}$$

$$Potencia = 3,7 \cdot 1,2 \cdot 9,81 = 43,65 \text{ W}$$

Los requerimientos obtenidos para la bomba son:

- Caudal: $6,7 \text{ m}^3/\text{h}$
- Altura útil superior a $3,7 \text{ m}$
- NPSH inferior a $0,9 \text{ m}$

lo que lleva a seleccionar el modelo de Goulds STX 3196, a 1450 rpm, tamaño 1½-3-6.

A.5.2.6- Presión a la entrada del condensador E-202.

Se estudiará la variación de presión en la *línea 02-04*, entre la cabeza de la columna a 10 bar y la entrada del condensador. Por esta conducción circulará un vapor con las siguientes propiedades evaluadas anteriormente.

| | | |
|----------------|------------------------|-------------------|
| T | 411,7 | K |
| C _p | 52,132 | j/molK |
| R | 8,314 | j/molK |
| ρ _i | 9,96 | kg/m ³ |
| P ₁ | 1000000 | Pa |
| m | 1,6 | kg/s |
| D | 0,2116 | m |
| μ | 1,1 · 10 ⁻⁵ | kg/ms |

$$\text{La velocidad másica será } G = \frac{m}{\pi \left(\frac{D}{2}\right)^2} = \frac{1,6}{\pi \left(\frac{0,21155}{2}\right)^2} = 45,52 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

$$\text{Re} = \frac{45,52 \cdot 0,211}{1,1 \cdot 10^{-5}} = 819233$$

La rugosidad absoluta del acero comercial $\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 16,207$$

$$f = 0,0038$$

Teniendo en cuenta la disposición en planta se tomará una longitud de tubería de 7 metros aproximados, y un total de 4 codos de radio largo. La longitud equivalente de 1 codo de radio largo para una tubería de 8 pulgadas de diámetro nominal es 14 pies (4,26 m). La longitud equivalente de todo el conducto será, por tanto, $7 + (4,2)(4) = 24,06 \text{ m}$.

Se calculará la presión en el punto 2, a la entrada del condensador mediante la ecuación para un fluido compresible adiabático. De donde obtenemos que la presión a la entrada del condensador es 999954,95 Pa. La caída de presión es despreciable y no afectará a los anteriores cálculos realizados para el diseño de cambiador E-202.

A.5.2.7- Condensador E-202.

La diferencia de presión se ha evaluado para el condensador E-202 en el anexo de calculo 4.2.2.7. dando como resultado $\Delta P = 501,78$ Pa. Por tanto, el fluido a la salida del condensador tendrá una presión $P = 999453,16$ Pa.

A.5.2.8- Flujo por gravedad del condensado al acumulador de reflujo V-202.

Cálculo de h_f Línea 02-05

$$Re = 2108877$$

$$D = 0,0669 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 14,17$$

$$f = 0,0049$$

$$L = 11 \text{ m}$$

$$m = 1,6 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 592,51 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 0,76 \text{ m/s}$$

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) = 0,024 \text{ m.}$$

Para un total de 5 codos de 90° $K = 2,25$

$$h_a = 2,25 \frac{0,76^2}{2 \cdot 9,81} = 0,067 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 0,092 \text{ m}$$

Aplicamos Bernoulli entre la salida del condensador y el interior del acumulador de reflujo.

Se especifica la presión en el acumulador $P_2 = 10^6$ Pa, la altura de salida del condensador $z_1 = 9,5$ m. la velocidad del fluido en el acumulador $v_2 = 0$ m/s. Para este contexto es condición necesaria que la entrada al condensador esté situada como mínimo a $z_2 = 9,343$ m.

$$z_2 = \frac{P_1}{\rho g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} - \frac{P_2}{\rho g} - h_f = \frac{999453}{592,5 \cdot 9,81} + 9,5 + \frac{0,76^2}{2 \cdot 9,81} - \frac{10^6}{592,5 \cdot 9,81} - 0,092 = 9,34$$

El acumulador de reflujo será colocado de manera que su altura superior esté a 8,5 m. para asegurar el sentido de flujo.

A.5.2.9- Bomba P-202.

La bomba impulsará el condensado desde el acumulador de reflujo V-202 hasta la cabeza de la torre.

Cálculo de h_f Línea 02-06

$$Re = 167118$$

$$D = 0,0547 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 13,82$$

$$f = 0,005$$

$$L = 33 \text{ m}$$

$$m = 1,04 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 592,5 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 0,75 \text{ m/s}$$

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) = 0,09 \text{ m.}$$

Para un total de 6 codos de 90° $K = 2,7$

$$h_a = 2,7 \frac{0,75^2}{2 \cdot 9,81} = 0,077 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 0,168 \text{ m}$$

Se calculará la carga neta de succión positiva, en donde $P_1 = P_v$ debido a que el fluido en el condensador estará en condiciones de líquido saturado, la elevación de la bomba respecto al punto de referencia será de $z_a = 0,5 \text{ m}$ y la elevación de la salida del acumulador a $z_1 = 7,5 \text{ m}$.

$$(NPSH)_{dis} = (z_1 - z_a) - h_f = (7,5 - 0,5) - 0,168 = 6,831 \text{ m}$$

Cálculo de h_f Línea 02-07

$$Re = 167118$$

$$D = 0,0547 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 13,82$$

$$f = 0,0052$$

$$L = 27 \text{ m}$$

$$m = 1,04 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 592,5 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 0,75 \text{ m/s}$$

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) = 0,074 \text{ m.}$$

Para un total de 6 codos de 90°, 1 válvula globo, 2 válvula de compuerta y 2 T's tenemos un coeficiente $K = 11,4$

$$h_a = 11,4 \frac{0,75^2}{2 \cdot 9,81} = 0,327 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 0,401 \text{ m}$$

La pérdida de carga total entre el acumulador y la cabeza de la columna será la correspondiente a las líneas 02-06 y 02-07, por tanto, tendrá un valor $h_f = 0,569 \text{ m}$.

La carga de la bomba P-202 será:

$$H_{UTIL} = z_2 - z_1 + h_f = 0,819 \text{ m}$$

$$v_1 = v_2 = 0 \text{ m/s}$$

$$P_1 = P_2 = 10^6 \text{ Pa}$$

$$z_1 = 7,5 \text{ m}$$

$$z_2 = 7,75 \text{ m}$$

$$Potencia = 0,819 \cdot 1,04 \cdot 9,81 = 8,42 \text{ W}$$

Los requerimientos obtenidos para la bomba son:

- Caudal: $6,37 \text{ m}^3/\text{h}$

- Altura útil superior a 0,81 m
- NPSH inferior a 6,83 m

lo que lleva a seleccionar el modelo de Goulds G I 4150, a 1450 rpm, tamaño 1x1,5-6.

A.5.2.10- Flujo por gravedad, línea 01-02.

Se evaluará las pérdidas de cargas en la línea, y se aplicará Bernoulli entre el nivel de líquido en fondos de la columna V-101 y el nivel en el intercambiador E-101.

$$z_1 - z_2 = h_f$$

Es condición necesaria que la diferencia de altura entre ambos niveles sea superior a las pérdidas de carga para que el fluido fluya a la caldera.

Cálculo de h_f Línea 01-02

$$Re = 160301$$

$$D = 0,066 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 14,02$$

$$f = 0,005$$

$$L = 5 \text{ m}$$

$$m = 2,17 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 620,8 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 0,99 \text{ m/s}$$

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) = 0,019 \text{ m.}$$

Para un total de 3 codos de 90°, 1 válvula globo, 2 válvula de compuerta y 2 T's tenemos un coeficiente $K = 10,05$

$$h_a = 10,05 \frac{0,99^2}{2 \cdot 9,81} = 0,505 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 0,524 \text{ m}$$

A.5.2.11- Flujo por gravedad, línea 02-02.

Se evaluará las pérdidas de cargas en la línea, y se aplicará Bernoulli entre el nivel de líquido en fondos de la columna V-201 y el nivel en el intercambiador E-201.

$$z_1 - z_2 = h_f$$

Es condición necesaria que la diferencia de altura entre ambos niveles sea superior a las pérdidas de carga para que el fluido fluya a la caldera.

Cálculo de h_f Línea 02-02

$$Re = 101361$$

$$D = 0,054 \text{ m}$$

$$\varepsilon = 5 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 13,5$$

$$f = 0,0054$$

$$L = 5 \text{ m}$$

$$m = 1,5 \text{ Kg/s}$$

$$\rho = 714,2 \text{ Kg/m}^3$$

$$v_1 = \frac{m}{\rho \cdot \pi \cdot r^2} = 0,89 \text{ m/s}$$

$$h_t = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{2g} \right) = 0,020 \text{ m.}$$

Para un total de 3 codos de 90°, 1 válvula globo, 2 válvula de compuerta y 2 T's tenemos un coeficiente $K = 10,05$

$$h_a = 10,05 \frac{0,89^2}{2 \cdot 9,81} = 0,41 \text{ m}$$

$$h_f = h_t + h_a = 0,43 \text{ m}$$

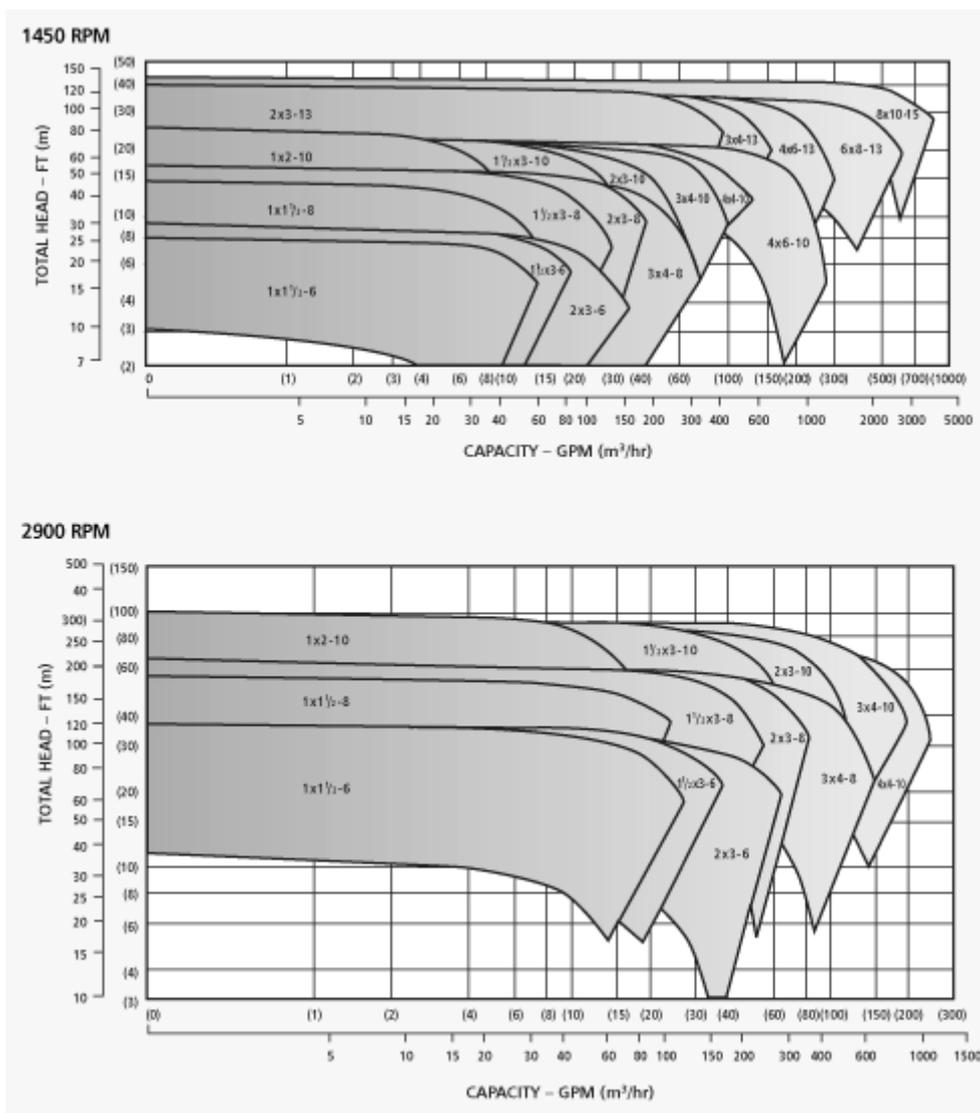


figura. Goulds 1450 (50 hz), selección hidráulica

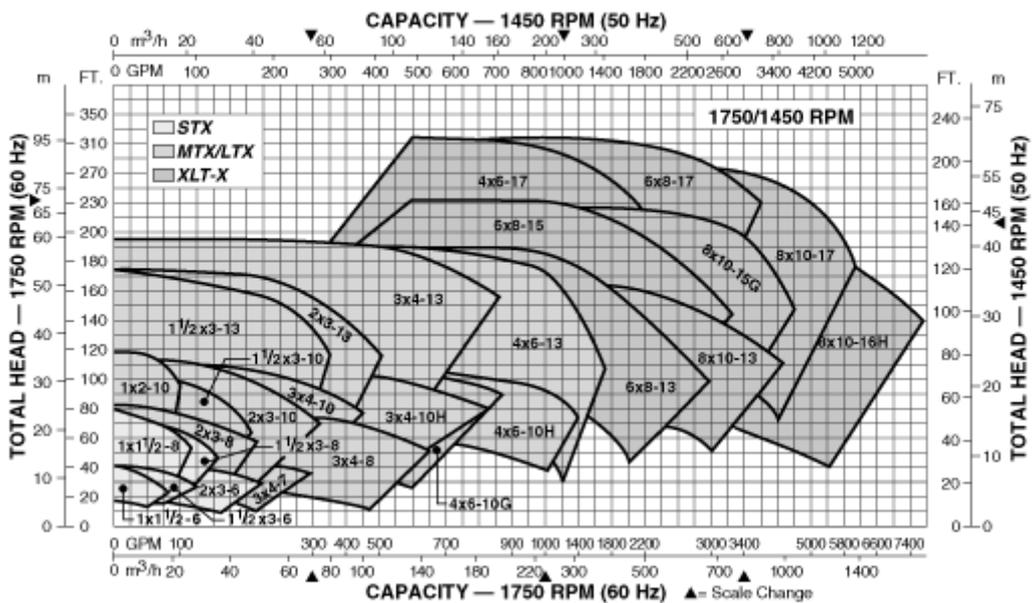


figura. Goulds 3196, selección hidráulica

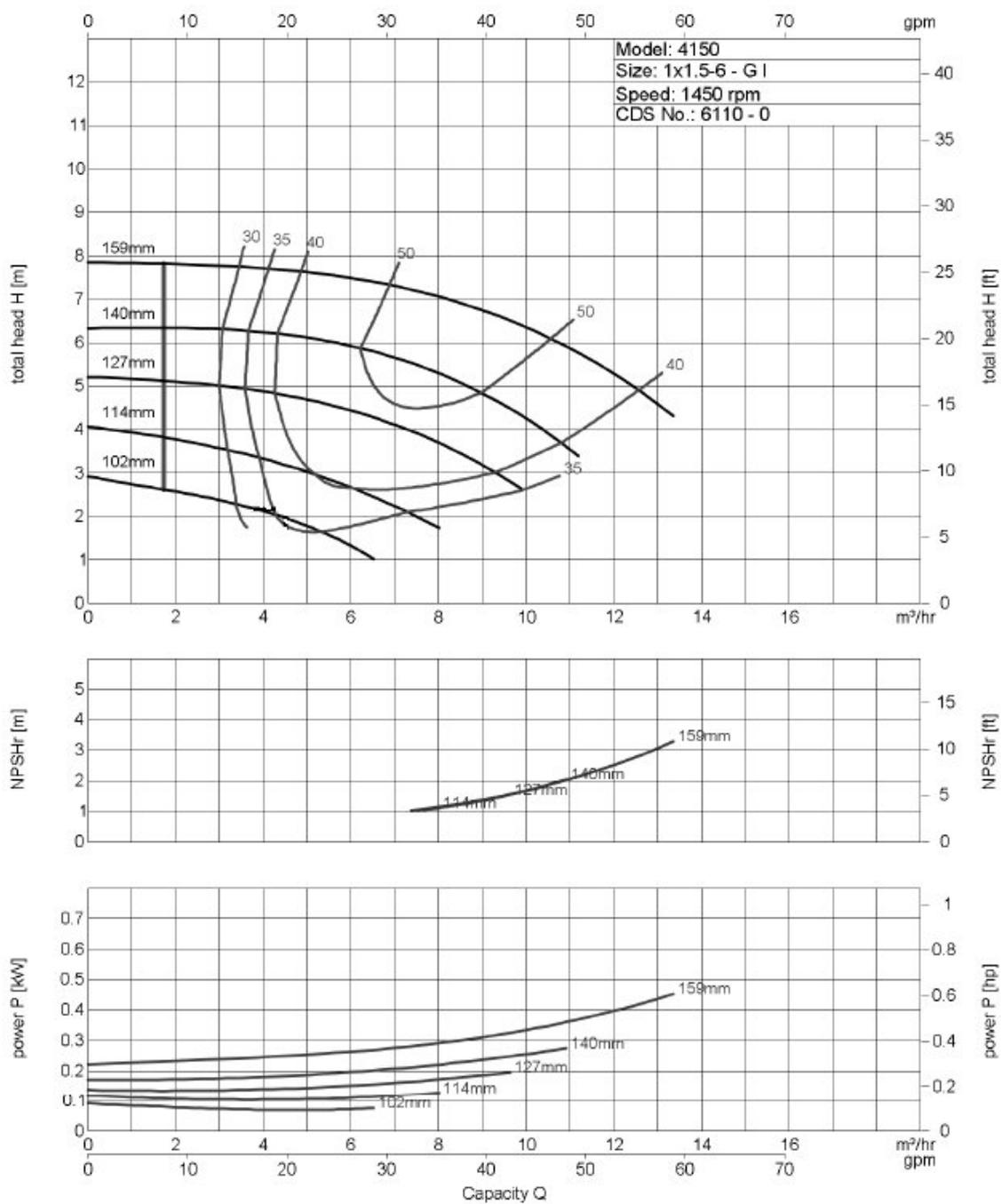


figura. Goulds 4150, 1450 rpm, 1x1,5-6

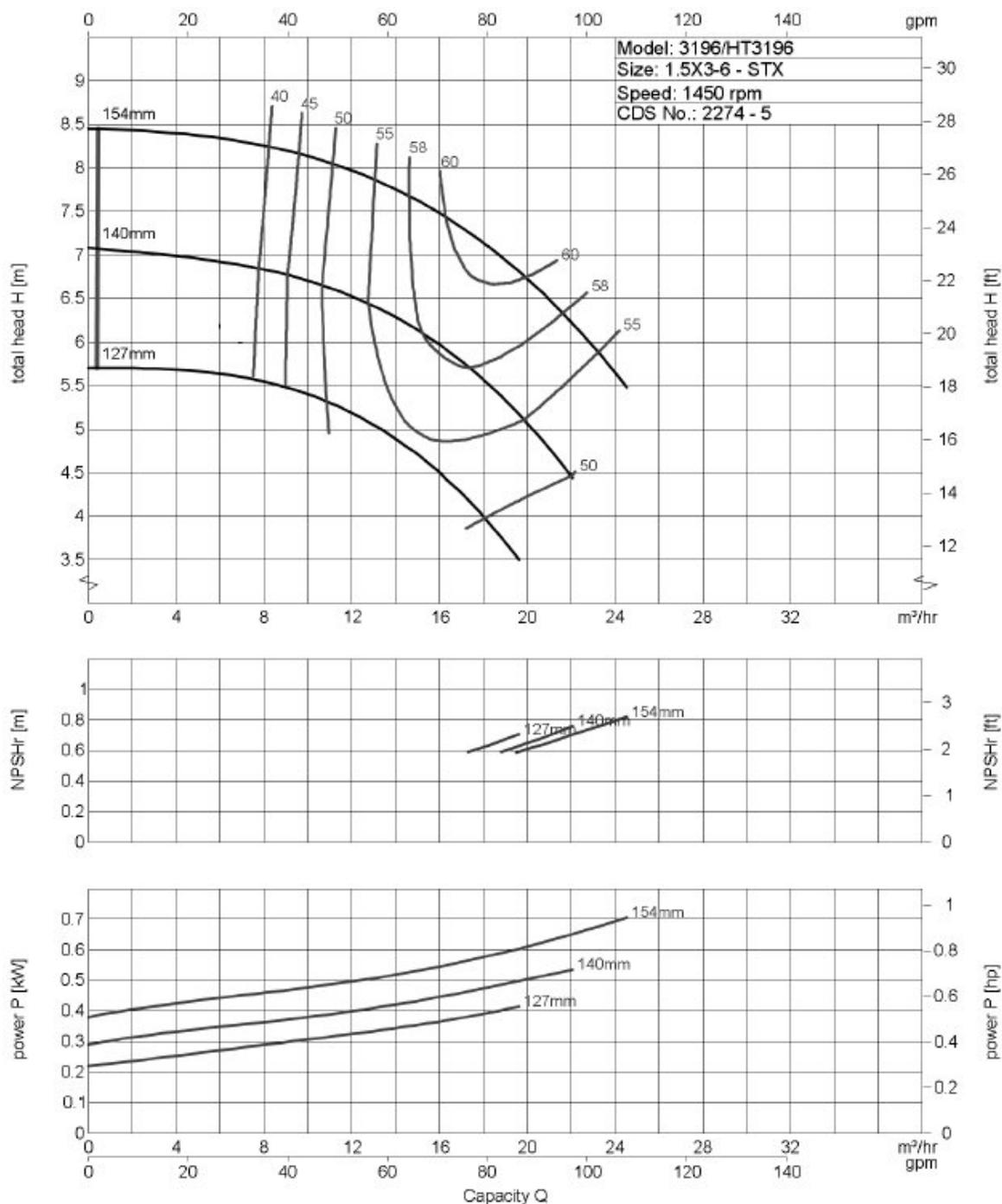


figura. Goulds 3196, 1450 rpm, 1.5x3-6

A5.3.- ALMACENAMIENTO DE FLUIDOS.**A.5.3.1- Tanques de almacenamiento.**

El nivel de llenado de los tanques debe ser fijo y tener en cuenta el aumento del volumen de líquido con la máxima variación de temperatura prevista. Se tomará un valor conservador de 90% de llenado, y se estimarán las densidades y caudales de líquido a partir de los datos obtenidos a la salida de condensador a 46 °C, para actuar con un grado de seguridad suficiente.

Se diseñarán los tanques de almacenamiento para admitir un volumen correspondiente a 4 días de operación. El caudal de destilado que procede del acumulador V-102 será por especificación de 124 Kmol/h. Se evaluará la densidad del fluido a partir de los datos termodinámicos del condensado, calculando el factor de compresibilidad a partir de la ecuación de Peng-Robinson para las condiciones de presión, temperatura y composición del acumulador, cuyo cálculo se resumen a continuación

| | Metanol | Agua | Dimetil Éter | | |
|---------------|---------|-------|--------------|-----------------------|-------|
| x | 0,003 | 0,000 | 0,997 | A₁₂ | 0,175 |
| Tr | 0,621 | 0,492 | 0,796 | A₁₃ | 0,189 |
| α (Tr) | 1,546 | 1,589 | 1,150 | A₂₃ | 0,147 |
| Pr | 0,124 | 0,045 | 0,191 | A | 0,158 |
| A (i) | 0,226 | 0,136 | 0,158 | B | 0,019 |
| B (i) | 0,015 | 0,007 | 0,019 | Z | 0,028 |

Para este factor de compresibilidad, a una presión de 10 bar y una temperatura de 318,487115 K tendremos una densidad de:

$$\rho = \frac{10^6 (Pa)}{8,314 (Pa \cdot m^3 / mol \cdot K) \cdot 318,4 (K) \cdot 0,027 \cdot 1000} \cdot \frac{1}{13,60} = 13,60 \text{ Kmol} / m^3$$

Se obtendrá un caudal volumétrico de:

$$Q = \frac{124 (kmol / h)}{13,6 (kmol / m^3)} \cdot 24 = 218,8 (m^3 / dia)$$

Y se tendrá para 4 días de operación un volumen total de 875,26 m³. El volumen del los tanques de almacenamiento para un 90% de llenado será $\frac{875,26}{0,9} = 972,5 \text{ m}^3$.

Se estimará la relación longitud / diámetro mediante la utilización de la gráfica de Abakians, el factor F tendrá un valor aproximado de 0,1 y se realizarán los cálculos para la distribución de el producto de almacenamiento en 4 depósitos. Los depósitos tendrán las siguientes unidades.

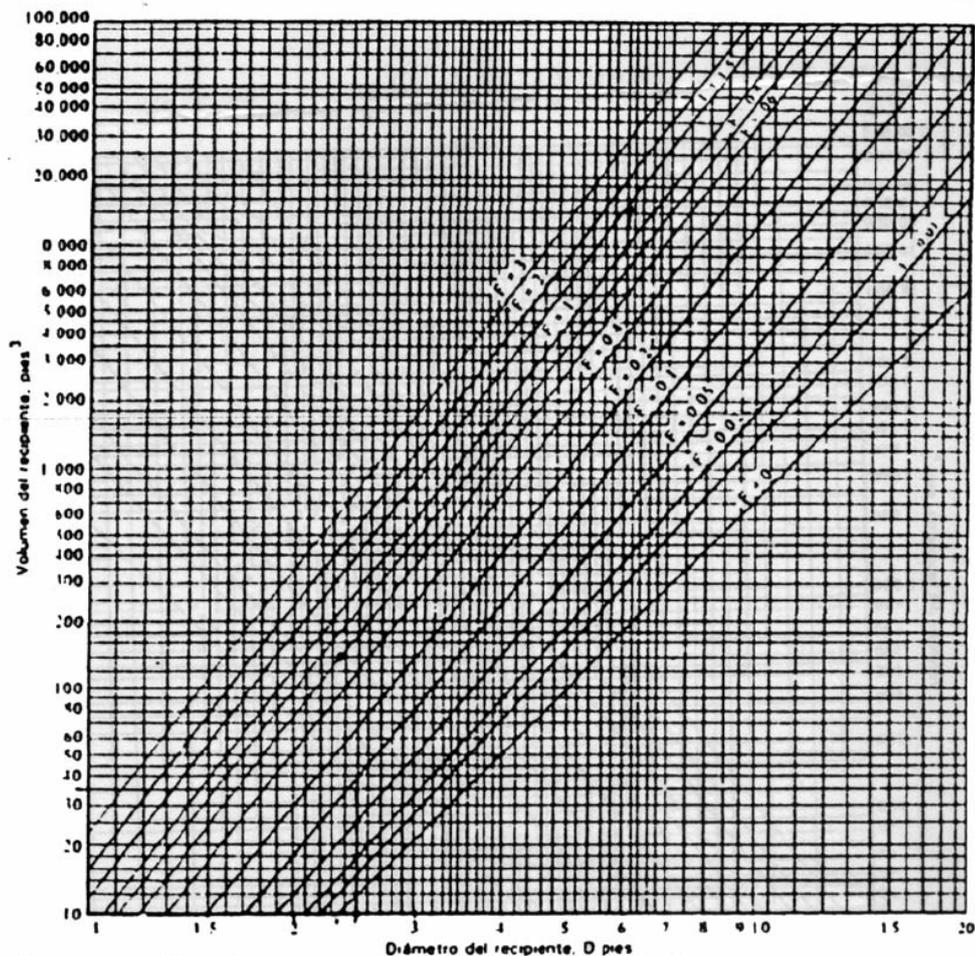
Diámetro exterior: 3350 mm.

Longitud: 26500 mm.

Fondos tipo Korbbogen

Volumen de fondos 4,89 m³ por cada fondo, 9,78 m³ totales.

$$\text{Volumen del recipiente } V = \pi \left(\frac{D}{2} \right)^2 L + V_{\text{fondos}} = 238,6 \text{ m}^3$$



$$F = P / (\text{SEC})$$

figura. Gráfica de Abakians

A.5.3.1.1- Condiciones de diseño.

Se tomará como presión de diseño $2 \text{ Kg/cm}^2 + \text{P.O.}$ (presión de operación). Nuestra presión de operación es $P = 10,197 \text{ Kg/cm}^2$

Nuestra presión de diseño será, por tanto, $P_D = 12,197 \text{ Kg/cm}^2$

La temperatura de diseño se tomará como la temperatura máxima de operación incrementada en 15°C. $T_{operación} = 25^{\circ}C$. Se tomará, por tanto, una temperatura de diseño $T_D = 40^{\circ}C$

Para esta temperatura de diseño, tenemos una tensión admisible para el material, acero inoxidable (AISI –304) de $S = 1682,505 \text{ Kg/cm}^2$

| | tensión de diseño a la temperatura °C (N/mm ²) | | | | | |
|---------------------------------|--|--------|-----|-----|-----|-----|
| | °C | 0 a 50 | 100 | 150 | 200 | 250 |
| acero inoxidable 18Cr/8Ni (304) | | 165 | 145 | 130 | 115 | 110 |
| | °C | 300 | 350 | 400 | 450 | 500 |
| acero inoxidable 18Cr/8Ni (304) | | 105 | 100 | 100 | 95 | 90 |

figura. Tensiones típicas de diseño para la placa.

A temperatura ambiente la tensión admisible será $S_{amb} = 1682,505 \text{ Kg/cm}^2$. El límite elástico $\sigma_E = 2457,477 \text{ Kg/cm}^2$ y la carga de rotura $\sigma_{MAX} = 5761,305 \text{ Kg/cm}^2$

A.5.3.1.2- Calculo del espesor mínimo de la envolvente.

1.- Por especificación.

$$t = \frac{D_0}{1000} + 2,54 + C = \frac{3350}{1000} + 2,54 + 1,5 = 7,39 \text{ mm}$$

Donde D_0 es el diámetro exterior $D_0 = 3350 \text{ mm}$ y C es el sobreespesor de corrosión, para un acero inoxidable $C = 1,5 \text{ mm}$

2.- Por tensión circunferencial, en función del diámetro exterior

$$t = \frac{PD_0}{2SE + 0,8P} + C = 15,7 \text{ mm}$$

Donde P es la presión de diseño $P = 12,197 \text{ Kg/cm}^2$, S es la tensión admisible del material $S = 1682,505 \text{ Kg/cm}^2$ y E es la eficiencia de soldadura, para una soldadura a tope con un grado de examen radiográfico medio $E = 0,85$

A.5.3.1.3- Cálculo del espesor mínimo fondo toriesférico tipo “Korbbogen”.

1.- Por especificación

$$t_f = \frac{D_0}{1000} + 2,54 + C = 7,39 \text{ mm}$$

2.- Por tensión circunferencial, conociendo los radios interiores

$$t_f = \frac{1,32P(L + C)}{2SE - 0,2P} + C = 16,6 \text{ mm}$$

Donde L es el radio interior de la corona $L = 0,8 D_0 = 2680 \text{ mm}$.

Se tomará tanto para envoltente como para fondos un espesor de 17 mm

A.5.3.1.4- Cálculo de pesos.

1.- Peso envoltente

$$P_1 = \frac{\pi(D_0^2 - D^2)}{4} L \cdot \rho = 37029,6 \text{ Kg}$$

Donde D_0 es el diámetro exterior de la envolvente $D_0 = 3350 \text{ mm}$, D es el diámetro interior de la envolvente $D = 3316 \text{ mm}$, L es la longitud entre las líneas de tangencia $L = 26500 \text{ mm}$ y ρ es la densidad de la chapa de acero $\rho = 7,85 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/mm}^3$

2.- Peso fondos

Para un fondo toriesférico tipo “Korbbogen” de 3350 mm de diámetro exterior se tiene un peso de 100 Kg por mm de espesor, para los dos fondos de 17 mm se tendrá un peso de:

$$P_2 = 100 \cdot 17 \cdot 2 = 3400 \text{ Kg}$$

3.- Peso del volumen de líquido almacenado

$$P_3 = \pi \frac{D^2}{4} L \cdot 1000\delta = 228857 \text{ Kg}$$

Donde δ es la densidad del líquido almacenado $\delta = 0,6264 \text{ Kg/dm}^3$, aunque se tomará un valor mínimo de $\delta = 1 \text{ Kg/dm}^3$ que es el que se utilizará para el cálculo.

4.- Peso del volumen de líquido almacenado en los fondos

$$P_4 = 1000V\delta = 9780 \text{ Kg}$$

Donde V es el la capacidad de los dos fondos $V = 9,78 \text{ m}^3$

5.- Peso total y peso sobre una cuna

$$2Q = P_1 + P_2 + P_3 + P_4 = 279067 \text{ Kg}$$

Para un depósito soportado sobre dos cunas.

$$Q = \frac{2Q}{2} = 139533,5 \text{ Kg}$$

A.5.3.1.5- Cálculo de tensiones debidas a la flexión longitudinal.

1.- Tensiones sobre envoltente en zona de apoyos

$$\sigma_1 = \pm \frac{100QA \left(1 - \frac{1 - \frac{A}{L} + \frac{R^2 - H^2}{2AL}}{1 + \frac{4H}{3L}} \right)}{K_1 R^2 (t - C)} = 684 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde A es la distancia entre la línea de tangencia y la cuna, para un radio $R = 1675$ mm, una longitud entre las líneas de tangencia $L = 26500$ mm y un espesor de 17 mm el ángulo de contacto de las cunas es $\theta = 150^\circ$ y la relación A/L estará comprendida entre 0,17 y 0,24, como puede observarse en la figura adjunta “localización y tipos de soportes”. Se tomará una distancia $A = 5000$ mm que proporciona una relación $A/L = 0,19$

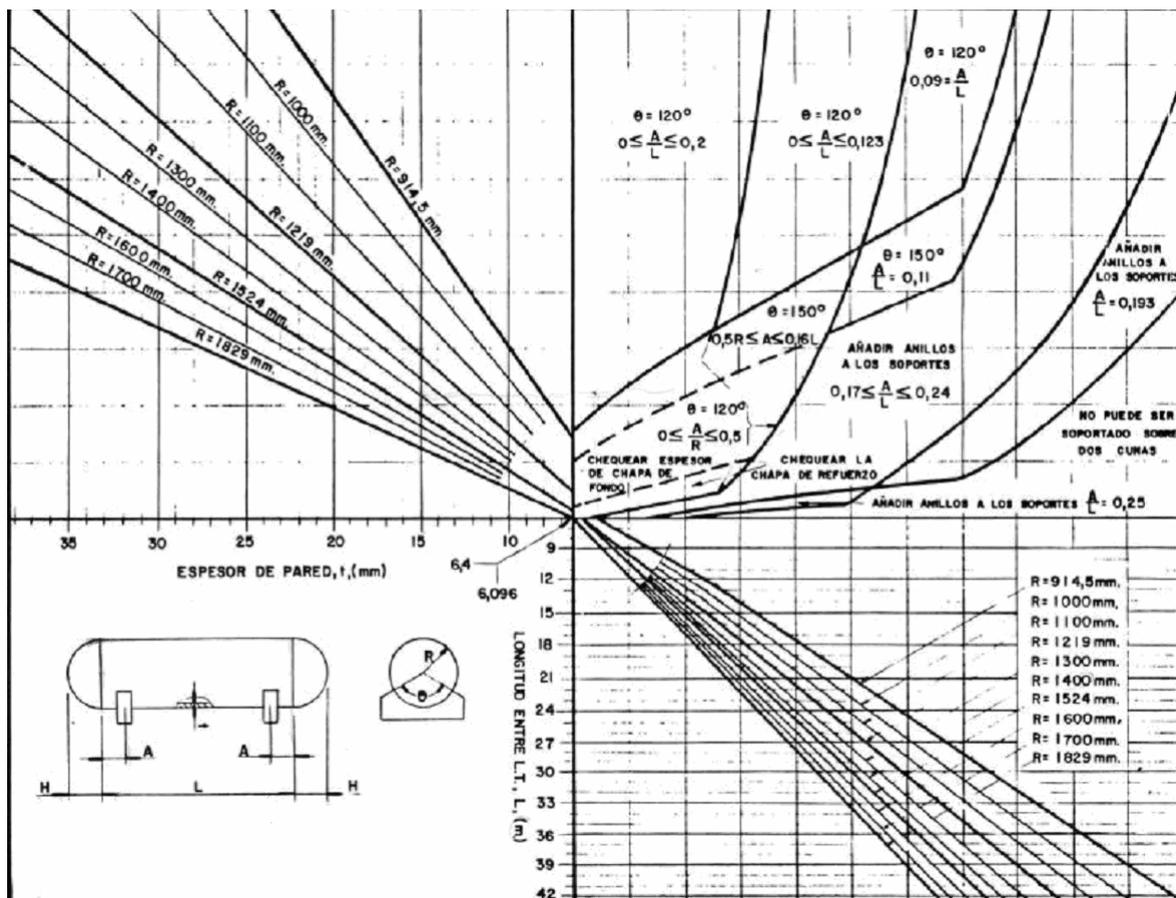


figura. Localización y tipo de soportes

H es la profundidad del fondo $H = 870$ mm. K_1 es una constante en función del ángulo θ su valor es $K_1 = 0,505$ como puede observarse en la figura “valores de la constante K”

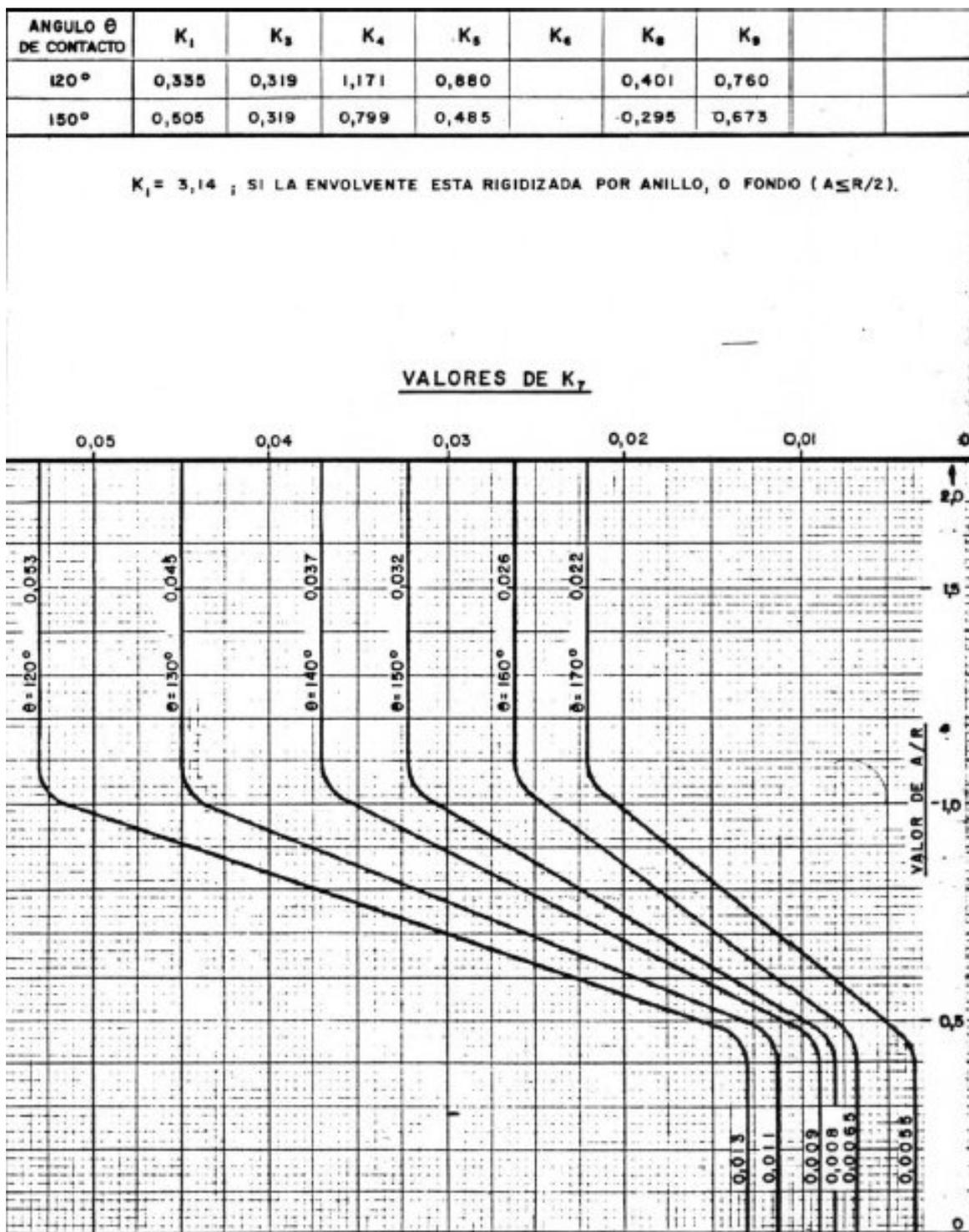


figura. Valores de la constante K

2.- Tensiones sobre envolvente en zona del centro del vano

$$\sigma_2 = \pm \frac{100QL \left(\frac{1 + 2 \frac{R^2 - H^2}{L^2}}{1 + \frac{4H}{3L}} - \frac{4A}{L} \right)}{4\pi R^2 (t - C)} = 141,3 \text{ Kg/cm}^2$$

A.5.3.1.6- Cálculo de tensiones en la envolvente debidas a la presión interior.

1.- Por tensión circunferencial, en función del diámetro exterior

$$\sigma_{pc} = \frac{PD_0 - 0,8P(t - C)}{2E(t - C)} = 1545 \text{ Kg/cm}^2$$

Se comprueba que el espesor de envolvente es correcto $\sigma_{pc} \leq S$

2.- Por tensión longitudinal

$$\sigma_{pl} = \frac{P(D + 2C)}{4(t - C)} = 652 \text{ Kg/cm}^2$$

A.5.3.1.7- Cálculo de tensiones combinadas debidas a la presión interior y flexión longitudinal.

1.- A tracción. Se tomará σ como el mayor valor de σ_1 y σ_2 , $\sigma = 684 \text{ Kg/cm}^2$. Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto $\sigma + \sigma_{pl} \leq SE = 1430 \text{ Kg/cm}^2$.

2.- A compresión.

$$x = \frac{E_1}{29} \frac{t-C}{R} \left(2 - \frac{200}{3} \frac{t-C}{R} \right) = 855 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde E_1 es el módulo de elasticidad del material de la envolvente $E_1 = 1937430 \text{ Kg/cm}^2$.

Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto ya que se cumplen las siguientes condiciones $\sigma \leq x$ y $\sigma \leq 1/2 \sigma_f$. Donde σ tendrá el mismo valor que a tracción y σ_f es el límite de elasticidad $\sigma_f = 2457,47 \text{ Kg/cm}^2$

A.5.3.1.8- Cálculo de tensiones en envolvente debidas a los esfuerzos cortantes.

Envolvente rigidizada por un anillo en el plano de la cuna.

$$\sigma_4 = 100K \frac{Q}{R(t-C)} \frac{L-2A-H}{L+H} = 97,9 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde la constante K_3 tiene un valor de 0,319.

A.5.3.1.9- Cálculo de tensiones circunferenciales en el extremo de la cuna.

A partir de la figura “valores de la constante K” para un valor de $A/R = 2,9$ y $\theta = 150^\circ$ se obtiene un valor $K_7 = 0,032$.

$$\sigma_7 = -100 \frac{Q}{4(t-C) \left[b + 1,56 \sqrt{R(t-C)} \right]} - 100K_7 \frac{3Q}{2(t-C)^2} = -3236 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde b es el ancho de cuna $b = 250$ mm. Se comprueba que se debe instalar una placa de refuerzo de espesor t_1 ya que $\sigma_7 > 1,25 S$.

Se estimará t_1 por tentativa, para $t_1 = 11$ mm se obtiene:

$$\sigma_7 = -100 \frac{Q}{4(t-C+t_1)[b+1,56\sqrt{R(t-C+t_1)}]} - 100K_7 \frac{3Q}{2[(t-C)^2+t_1^2]} = -2081 \text{ Kg/cm}^2$$

A.5.3.1.10- Cálculo de tensiones en fondos “Korbbogen” debidas a la presión interior.

Conociendo el radio interior del fondo

$$\sigma_{pcf} = \frac{1,32P(L+C)+0,2P(t_f-C)}{2E(t_f-C)} = 1639,8 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde L es el radio interior de la corona $L = 0,8 D$

A.5.3.1.11- Cálculo de tensiones de compresión debidas a la reacción de la cuna.

$$\sigma_9 = 100K_9 \frac{Q}{(t-C)[b+1,56\sqrt{R(t-C)}]} = 1208,4 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde $K_9 = 0,673$

Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto $\sigma_9 \leq 1/2 \sigma_f$

A.5.3.2- Acumulador de reflujo V-102.

Los acumuladores de reflujo se dimensionarán para un tiempo de retención de 5 minutos y para un nivel de llenado de la mitad. El caudal volumétrico de condensado que alimenta al acumulador será $(L+D) = 0,003798 \text{ m}^3/\text{s}$. El volumen para un tiempo de retención de 5 minutos será de $0,455824 \text{ m}^3$ y el volumen del acumulador, por tanto, debe ser $V \geq 0,911648 \text{ m}^3$.

La relación óptima de longitud / diámetro es $L/D = 3$. Se utilizará un recipiente horizontal con fondos tipo “Korbbogen” de 700 mm de diámetro, con una capacidad total de los fondos de $0,089 \text{ m}^3$ Se requerirá una longitud de:

$$L = \frac{4(0,9116 - 0,089)}{\pi 0,7^2} = 2,13 \text{ m}$$

Se tomará una longitud entre líneas de tangencia de $L = 2200 \text{ mm}$. Obteniéndose un volumen total del recipiente de $V = \pi \frac{0,7^2}{4} 2,2 + 0,089 = 0,9356 \text{ m}^3$ y una relación $L/D = 3,14$

A.5.3.2.1- Condiciones de diseño.

Se tomará como presión de diseño $2 \text{ Kg/cm}^2 + \text{P.O.}$ (presión de operación). Nuestra presión de operación es $P = 10,197 \text{ Kg/cm}^2$

Nuestra presión de diseño será, por tanto, $P_D = 12,197 \text{ Kg/cm}^2$

La temperatura de diseño se tomará como la temperatura máxima de operación incrementada en 15°C . $T_{\text{operación}} = 46^\circ\text{C}$. Se tomará, por tanto, una temperatura de diseño $T_D = 61^\circ\text{C}$

Para esta temperatura de diseño, tenemos una tensión admisible para el material, acero inoxidable (AISI -316) de $S = 1631,52 \text{ Kg/cm}^2$

| °C | tensión de diseño a la temperatura °C (N/mm ²) | | | | |
|--|--|-----|-----|-----|-----|
| | 0 a 50 | 100 | 150 | 200 | 250 |
| acero inoxidable 18Cr/8Ni Mo 2 ½ (316) | 165 | 145 | 130 | 115 | 110 |
| °C | 300 | 350 | 400 | 450 | 500 |
| acero inoxidable 18Cr/8Ni Mo 2 ½ (316) | 105 | 100 | 100 | 95 | 90 |

figura. Tensiones típicas de diseño de plata

El límite elástico $\sigma_E = 2528,8 \text{ Kg/cm}^2$ y la carga de rotura $\sigma_{MAX} = 5761,3 \text{ Kg/cm}^2$

A.5.3.2.2- Calculo del espesor mínimo de la envolvente.

1.- Por especificación.

$$t = \frac{D_0}{1000} + 2,54 + C = 4,74 \text{ mm}$$

Donde D_0 es el diámetro exterior $D_0 = 700 \text{ mm}$ y C es el sobreespesor de corrosión, para un acero inoxidable $C = 1,5 \text{ mm}$

2.- Por tensión circunferencial, en función del diámetro exterior

$$t = \frac{PD_0}{2SE + 0,8P} + C = 4,5 \text{ mm}$$

Donde P es la presión de diseño $P = 12,197 \text{ Kg/cm}^2$, S es la tensión admisible del material $S = 1631,52 \text{ Kg/cm}^2$ y E es la eficiencia de soldadura, para una soldadura a tope con un grado de examen radiográfico medio $E = 0,85$

A.5.3.2.3- Cálculo del espesor mínimo fondo toriesférico tipo “Korbbogen”.

1.- Por especificación

$$t_f = \frac{D_0}{1000} + 2,54 + C = 4,74 \text{ mm}$$

2.- Por tensión circunferencial, conociendo los radios interiores

$$t_f = \frac{1,32P(L+C)}{2SE - 0,2P} + C = 4,76 \text{ mm}$$

Donde L es el radio interior de la corona $L = 0,8 D_0 = 560 \text{ mm}$.

Se tomará tanto para envolvente como para fondos un espesor de 5 mm

A.5.3.2.4- Cálculo de pesos.

1.- Peso envolvente

$$P_1 = \frac{\pi(D_0^2 - D^2)}{4} L \cdot \rho = 188,53 \text{ Kg}$$

Donde D_0 es el diámetro exterior de la envolvente $D_0 = 700 \text{ mm}$, D es el diámetro interior de la envolvente $D = 690 \text{ mm}$, L es la longitud entre las líneas de tangencia $L = 2200 \text{ mm}$ y ρ es la densidad de la chapa de acero $\rho = 7,85 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/mm}^3$

2.- Peso fondos

Para un fondo toriesférico tipo “Korbbogen” de 700 mm de diámetro exterior se tiene un peso de 4,8 Kg por mm de espesor, para los dos fondos de 5 mm se tendrá un peso de:

$$P_2 = 4,8 \cdot 5 \cdot 2 = 48 \text{ Kg}$$

3.- Peso del volumen de líquido almacenado

$$P_3 = \pi \frac{D^2}{4} L \cdot 1000 \delta = 822,64 \text{ Kg}$$

Donde δ es la densidad del líquido almacenado $\delta = 0,6264 \text{ Kg/dm}^3$, aunque se tomará un valor mínimo de $\delta = 1 \text{ Kg/dm}^3$ que es el que se utilizará para el cálculo.

4.- Peso del volumen de líquido almacenado en los fondos

$$P_4 = 1000V\delta = 89 \text{ Kg}$$

Donde V es el la capacidad de los dos fondos $V = 0,089 \text{ m}^3$

5.- Peso total y peso sobre una cuna

$$2Q = P_1 + P_2 + P_3 + P_4 = 1148,17 \text{ Kg}$$

Para un depósito soportado sobre dos cunas.

$$Q = \frac{2Q}{Q} = 574,089 \text{ Kg}$$

A.5.3.2.5- Cálculo de tensiones debidas a la flexión longitudinal.

1.- Tensiones sobre envoltente en zona de apoyos

$$\sigma_1 = \pm \frac{100QA \left(1 - \frac{1 - \frac{A}{L} + \frac{R^2 - H^2}{2AL}}{1 + \frac{4H}{3L}} \right)}{K_1 R^2 (t - C)} = 5,50 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde A es la distancia entre la línea de tangencia y la cuna, para un radio $R = 350$ mm, una longitud entre las líneas de tangencia $L = 2200$ mm y un espesor de 5 mm el ángulo de contacto de las cunas es $\theta = 120^\circ$ y la distancia A será $A = 0,5 R = 175$ mm

H es la profundidad del fondo $H = 195$ mm. K_1 es una constante en función del ángulo θ su valor es $K_1 = 0,335$ como puede observarse en la figura “valores de la constante K”

2.- Tensiones sobre envoltente en zona del centro del vano

$$\sigma_2 = \pm \frac{100QL \left(\frac{1 + 2 \frac{R^2 - H^2}{L^2}}{1 + \frac{4H}{3L}} - \frac{4A}{L} \right)}{4\pi R^2 (t - C)} = 14,2 \text{ Kg/cm}^2$$

A.5.3.2.6- Cálculo de tensiones en la envoltente debidas a la presión interior.

1.- Por tensión circunferencial, en función del diámetro exterior

$$\sigma_{pc} = \frac{PD_0 - 0,8P(t - C)}{2E(t - C)} = 1429,20 \text{ Kg/cm}^2$$

Se comprueba que el espesor de envoltente es correcto $\sigma_{pc} \leq S$

2.- Por tensión longitudinal

$$\sigma_{pl} = \frac{P(D + 2C)}{4(t - C)} = 603,75 \text{ Kg/cm}^2$$

A.5.3.2.7- Cálculo de tensiones combinadas debidas a la presión interior y flexión longitudinal.

1.- A tracción. Se tomará σ como el mayor valor de σ_1 y σ_2 , $\sigma = 14,23 \text{ Kg/cm}^2$. Se comprueba que el espesor de la envoltente es correcto $\sigma + \sigma_{pl} \leq SE = 1386 \text{ Kg/cm}^2$.

2.- A compresión.

$$x = \frac{E_1}{29} \frac{t - C}{R} \left(2 - \frac{200}{3} \frac{t - C}{R} \right) = 890,77 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde E_1 es el módulo de elasticidad del material de la envoltente $E_1 = 1937430 \text{ Kg/cm}^2$.

Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto ya que se cumplen las siguientes condiciones $\sigma \leq x$ y $\sigma \leq 1/2 \sigma_f$. Donde σ tendrá el mismo valor que a tracción y σ_f es el límite de elasticidad $\sigma_f = 2528,8 \text{ Kg/cm}^2$

A.5.3.2.8- Cálculo de tensiones en envolvente debidas a los esfuerzos cortantes.

Envolvente rigidizada por los fondos. $A/R \leq 0,5$

$$\sigma_6 = 100K_5 \frac{Q}{R(t-C)} = 41,24 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde la constante K_5 tiene un valor de 0,88. Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto $\sigma_6 \leq 0,8 S$.

A.5.3.2.9- Cálculo de tensiones circunferenciales en el extremo de la cuna.

A partir de la figura “valores de la constante K” para un valor de $A/R = 0,5$ y $\theta = 120^\circ$ se obtiene un valor $K_7 = 0,015$.

$$\sigma_7 = -100 \frac{Q}{4(t-C) \left[b + 1,56 \sqrt{R(t-C)} \right]} - 100K_7 \frac{12QR}{L(t-C)^2} = -154,24 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde b es el ancho de cuna $b = 150 \text{ mm}$. Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto $\sigma_7 \leq 1,25 S$

A.5.3.2.10- Cálculo de tensiones en fondos “Korbbogen” debidas a la presión interior.

Conociendo el radio interior del fondo

$$\sigma_{pef} = \frac{1,32P(L + C) + 0,2P(t_f - C)}{2E(t_f - C)} = 1520,79 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde L es el radio interior de la corona $L = 0,8 D$

A.5.3.2.11- Cálculo de tensiones en los fondos debidas a los esfuerzos cortantes.

Para envoltente rigidizada por los fondos $A/R \leq 0,5$

1.- Esfuerzos cortantes tangenciales

$$\sigma_5 = 100K_5 \frac{Q}{R(t_f - C)} = 41,24 \text{ Kg/cm}^2$$

Se comprueba que el espesor del fondo es correcto $\sigma_5 \leq 0,8 S$

2.- Esfuerzos cortantes horizontales combinados con los debidos a la presión interior

$$\sigma_8 = 100K_8 \frac{Q}{R(t_f - C)} = 18,79 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde $K_8 = 0,401$.

Se comprueba que el espesor de fondo es correcto $\sigma_8 + \sigma_{pef} \leq 1,25 S$

A.5.3.2.12- Cálculo de tensiones de compresión debidas a la reacción de la cuna.

$$\sigma_9 = 100K_9 \frac{Q}{(t-C)[b + 1,56\sqrt{R(t-C)}]} = 60,92 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde $K_9 = 0,76$.

Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto $\sigma_9 \leq 1/2 \sigma_f$

A.5.3.3- Acumulador de reflujo V-202.

Los acumuladores de reflujo se dimensionarán para un tiempo de retención de 5 minutos y para un nivel de llenado de la mitad. El caudal volumétrico de condensado que alimenta al acumulador será $(L+D) = 0,0027 \text{ m}^3/\text{s}$. El volumen para un tiempo de retención de 5 minutos será de $0,324 \text{ m}^3$ y el volumen del acumulador, por tanto, debe ser $V \geq 0,648 \text{ m}^3$.

La relación óptima de longitud / diámetro es $L/D = 3$. Se utilizará un recipiente horizontal con fondos tipo “Korbbogen” de 650 mm de diámetro, con una capacidad total de los fondos de $0,072 \text{ m}^3$. Se requerirá una longitud de:

$$L = \frac{4(0,648 - 0,072)}{\pi 0,65^2} = 1,73 \text{ m}$$

Se tomará una longitud entre líneas de tangencia de $L = 1,8 \text{ m}$. Obteniéndose un volumen total del recipiente de $V = \pi \frac{0,65^2}{4} 1,8 + 0,072 = 0,66 \text{ m}^3$ y una relación $L/D = 2,76$

A.5.3.3.1- Condiciones de diseño.

Se tomará como presión de diseño $2 \text{ Kg/cm}^2 + \text{P.O.}$ (presión de operación). Nuestra presión de operación es $P = 10,197 \text{ Kg/cm}^2$

Nuestra presión de diseño será, por tanto, $P_D = 12,197 \text{ Kg/cm}^2$

La temperatura de diseño se tomará como la temperatura máxima de operación incrementada en 15°C. $T_{\text{operación}} = 137^{\circ}\text{C}$. Se tomará, por tanto, una temperatura de diseño $T_D = 153^{\circ}\text{C}$

Para esta temperatura de diseño, tenemos una tensión admisible para el material, acero inoxidable (AISI –316) de $S = 1315,41 \text{ Kg/cm}^2$

El límite elástico $\sigma_E = 2528,856 \text{ Kg/cm}^2$ y la carga de rotura $\sigma_{\text{MAX}} = 5761,305 \text{ Kg/cm}^2$

A.5.3.3.2- Calculo del espesor mínimo de la envolvente.

1.- Por especificación.

$$t = \frac{D_0}{1000} + 2,54 + C = 4,69 \text{ mm}$$

Donde D_0 es el diámetro exterior $D_0 = 650 \text{ mm}$ y C es el sobreespesor de corrosión, para un acero inoxidable $C = 1,5 \text{ mm}$

2.- Por tensión circunferencial, en función del diámetro exterior

$$t = \frac{PD_0}{2SE + 0,8P} + C = 5,02 \text{ mm}$$

Donde P es la presión de diseño $P = 12,197 \text{ Kg/cm}^2$, S es la tensión admisible del material $S = 1315,413 \text{ Kg/cm}^2$ y E es la eficiencia de soldadura, para una soldadura a tope con un grado de examen radiográfico medio $E = 0,85$

A.5.3.3.3- Calculo del espesor mínimo fondo toriesférico tipo “Korbbogen”.

1.- Por especificación

$$t_f = \frac{D_0}{1000} + 2,54 + C = 4,69 \text{ mm}$$

2.- Por tensión circunferencial, conociendo los radios interiores

$$t_f = \frac{1,32P(L + C)}{2SE - 0,2P} + C = 5,25 \text{ mm}$$

Donde L es el radio interior de la corona $L = 0,8 D_0 = 520 \text{ mm}$.

Se tomará tanto para envolvente como para fondos un espesor de 6 mm

A.5.3.3.4- Cálculo de pesos.

1.- Peso envolvente

$$P_1 = \frac{\pi(D_0^2 - D^2)}{4} L \cdot \rho = 171,52 \text{ Kg}$$

Donde D_0 es el diámetro exterior de la envolvente $D_0 = 650 \text{ mm}$, D es el diámetro interior de la envolvente $D = 638 \text{ mm}$, L es la longitud entre las líneas de tangencia $L = 1800 \text{ mm}$ y ρ es la densidad de la chapa de acero $\rho = 7,85 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/mm}^3$

2.- Peso fondos

Para un fondo toriesférico tipo “Korbbogen” de 650 mm de diámetro exterior se tiene un peso de 4,2Kg por mm de espesor, para los dos fondos de 6 mm se tendrá un peso de:

$$P_2 = 4,2 \cdot 6 \cdot 2 = 50,4 \text{ Kg}$$

3.- Peso del volumen de líquido almacenado

$$P_3 = \pi \frac{D^2}{4} L \cdot 1000\delta = 575,44 \text{ Kg}$$

Donde δ es la densidad del líquido almacenado $\delta = 0,592 \text{ Kg/dm}^3$, aunque se tomará un valor mínimo de $\delta = 1 \text{ Kg/dm}^3$ que es el que se utilizará para el cálculo.

4.- Peso del volumen de líquido almacenado en los fondos

$$P_4 = 1000V\delta = 72 \text{ Kg}$$

Donde V es el la capacidad de los dos fondos $V = 0,072 \text{ m}^3$

5.- Peso total y peso sobre una cuna

$$2Q = P_1 + P_2 + P_3 + P_4 = 869,37 \text{ Kg}$$

Para un depósito soportado sobre dos cunas.

$$Q = \frac{2Q}{2} = 434,68 \text{ Kg}$$

A.5.3.3.5- Cálculo de tensiones debidas a la flexión longitudinal.

1.- Tensiones sobre envoltante en zona de apoyos

$$\sigma_1 = \pm \frac{100QA \left(1 - \frac{1 - \frac{A}{L} + \frac{R^2 - H^2}{2AL}}{1 + \frac{4H}{3L}} \right)}{K_1 R^2 (t - C)} = 3,30 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde A es la distancia entre la línea de tangencia y la cuna, para un radio $R = 325$ mm, una longitud entre las líneas de tangencia $L = 1800$ mm y un espesor de 6 mm el ángulo de contacto de las cunas es $\theta = 120^\circ$ y la distancia A será $A = 0,5 R = 162,5$ mm

H es la profundidad del fondo $H = 169$ mm. K_1 es una constante en función del ángulo θ su valor es $K_1 = 0,335$ como puede observarse en la figura “valores de la constante K”

2.- Tensiones sobre envoltante en zona del centro del vano

$$\sigma_2 = \pm \frac{100QL \left(\frac{1 + 2 \frac{R^2 - H^2}{L^2}}{1 + \frac{4H}{3L}} - \frac{4A}{L} \right)}{4\pi R^2 (t - C)} = 7,46 \text{ Kg/cm}^2$$

A.5.3.3.6- Cálculo de tensiones en la envolvente debidas a la presión interior.

1.- Por tensión circunferencial, en función del diámetro exterior

$$\sigma_{pc} = \frac{PD_0 - 0,8P(t - C)}{2E(t - C)} = 1030,6 \quad \text{Kg/cm}^2$$

Se comprueba que el espesor de envolvente es correcto $\sigma_{pc} \leq S$

2.- Por tensión longitudinal

$$\sigma_{pl} = \frac{P(D + 2C)}{4(t - C)} = 434,34 \quad \text{Kg/cm}^2$$

A.5.3.3.7- Cálculo de tensiones combinadas debidas a la presión interior y flexión longitudinal.

1.- A tracción. Se tomará σ como el mayor valor de σ_1 y σ_2 , $\sigma = 7,46 \text{ Kg/cm}^2$. Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto $\sigma + \sigma_{pl} \leq SE = 1118,1 \text{ Kg/cm}^2$.

2.- A compresión.

$$x = \frac{E_1}{29} \frac{t - C}{R} \left(2 - \frac{200}{3} \frac{t - C}{R} \right) = 996,18 \quad \text{Kg/cm}^2$$

Donde E_1 es el módulo de elasticidad del material de la envolvente $E_1 = 1937430 \text{ Kg/cm}^2$.

Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto ya que se cumplen las siguientes condiciones $\sigma \leq x$ y $\sigma \leq 1/2 \sigma_f$. Donde σ tendrá el mismo valor que a tracción y σ_f es el límite de elasticidad $\sigma_f = 2528,8 \text{ Kg/cm}^2$

A.5.3.3.8- Cálculo de tensiones en envolvente debidas a los esfuerzos cortantes.

Envolvente rigidizada por los fondos. $A/R \leq 0,5$

$$\sigma_6 = 100K_5 \frac{Q}{R(t-C)} = 26,15 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde la constante K_5 tiene un valor de 0,88. Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto $\sigma_6 \leq 0,8 S$.

A.5.3.3.9- Cálculo de tensiones circunferenciales en el extremo de la cuna.

A partir de la figura “valores de la constante K” para un valor de $A/R = 0,5$ y $\theta = 120^\circ$ se obtiene un valor $K_7 = 0,015$.

$$\sigma_7 = -100 \frac{Q}{4(t-C)[b + 1,56\sqrt{R(t-C)}]} - 100K_7 \frac{12QR}{L(t-C)^2} = -81,28 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde b es el ancho de cuna $b = 150 \text{ mm}$. Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto $\sigma_7 \leq 1,25 S$

A.5.3.3.10- Cálculo de tensiones en fondos “Korbbogen” debidas a la presión interior.

Conociendo el radio interior del fondo

$$\sigma_{pcf} = \frac{1,32P(L + C) + 0,2P(t_f - C)}{2E(t_f - C)} = 1098,97 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde L es el radio interior de la corona $L = 0,8 D$

A.5.3.3.11- Cálculo de tensiones en los fondos debidas a los esfuerzos cortantes.

Para envoltura rigidizada por los fondos $A/R \leq 0,5$

1.- Esfuerzos cortantes tangenciales

$$\sigma_5 = 100K_5 \frac{Q}{R(t_f - C)} = 26,15 \text{ Kg/cm}^2$$

Se comprueba que el espesor del fondo es correcto $\sigma_5 \leq 0,8 S$

2.- Esfuerzos cortantes horizontales combinados con los debidos a la presión interior

$$\sigma_8 = 100K_8 \frac{Q}{R(t_f - C)} = 11,91 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde $K_8 = 0,401$.

Se comprueba que el espesor de fondo es correcto $\sigma_8 + \sigma_{pcf} \leq 1,25 S$

A.5.3.3.12- Cálculo de tensiones de compresión debidas a la reacción de la cuna.

$$\sigma_9 = 100K_9 \frac{Q}{(t-C)[b + 1,56\sqrt{R(t-C)}]} = 35,01 \text{ Kg/cm}^2$$

Donde $K_9 = 0,76$.

Se comprueba que el espesor de la envolvente es correcto $\sigma_9 \leq 1/2 \sigma_f$

**DOCUMENTO N° 2:
PLIEGO DE
CONDICIONES**

1.- INTRODUCCIÓN

1.1.- OBJETIVO DEL PLIEGO DE CONDICIONES

El objetivo del presente pliego de condiciones es definir el conjunto de directrices, requisitos y normas aplicables al desarrollo de las obras a las que se refiere el proyecto "Diseño de la unidad de separación de la corriente Dimetil Éter, Metanol y Agua, proveniente de una planta productora de DME mediante la deshidratación catalítica de Metanol". Contiene las condiciones técnicas normalizadas referentes a los materiales y equipos, el modo de ejecución, medición de las unidades de obra y, en general, cuantos aspectos han de regir en las obras comprendida en el presente proyecto. El pliego de condiciones constituye el documento más importante desde el punto de vista contractual.

El contratista está obligado a ejecutar el proyecto según se especifica en el pliego de condiciones.

Del mismo modo, la administración podrá conocer de forma detallada las siguientes tareas que se desarrollarán durante la ejecución del proyecto.

1.2.- DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS

Los documentos que se definen en las obras y que la propiedad entregará al contratista pueden tener carácter contractual o mercante informativo. Son documentos contractuales los planos, pliego de condiciones, cuadro de precios y presupuestos, que se incluyen en el presente proyecto. Los datos incluidos en la memoria y nexos tienen carácter meramente informativo.

1.3.- CONTRADICCIONES, OMISIONES O ERRORES

En el caso de contradicción en los planos y en el pliego de prescripciones técnicas, prevalecerá lo indicado en este último. Lo mencionado en el pliego de prescripciones técnicas y omitido en los planos o viceversa, habrá de ser aceptado como si estuviese expuesto en ambos documentos, siempre que, a juicio del director de obras, quede suficientemente definida la unidad de obra correspondiente y esta tenga precio en el contrato.

En todo caso, las contradicciones, omisiones o errores que se adviertan en estos documentos por el director o contratista deberán reflejarse en el acta de comprobación.

2.2.- CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE FACULTATIVA**2.1.- DIRECCIÓN FACULTATIVA****2.1.1.- Dirección Facultativa**

La dirección facultativa de las obras e instalaciones recaerá sobre un ingeniero nombrado por la propiedad en su representación.

2.1.2.- Funciones de la dirección facultativa

El ingeniero director de obras será responsable de la inspección y vigilancia de la ejecución del contrato, y asumirá la representación de la administración o de la entidad pertinente frente al contratista.

Las funciones del ingeniero director de obras serán las siguientes:

- Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente autorizadas.
- Definir aquellas condiciones técnicas que en el presente pliego de condiciones de dejen a su decisión.
- Resolver todas las cuestiones técnicas que surjan en cuanto a la interpretación de los planos, condiciones de materiales y ejecución de unidades de obra, siempre que no se modifiquen las condiciones del contrato.
- Estudiar las incidencias o problemas planteados en las obras que impidan el normal cumplimiento del contrato o aconsejen su modificación, tramitando, en su caso, las propuestas correspondientes.
- Proponer las actuaciones para obtener, de los organismos oficiales y de los particulares, los permisos y autorizaciones necesarias para la ejecución de las obras y ocupaciones de los bienes afectados por ellas, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con las mismas.

- Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en caso de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones o trabajos en curso, para lo cual, el contratista deberá poner a su disposición el personal y el material de la obra.

- Participar en las recepciones provisionales y definitivas y redactar la liquidación de las obras conforme a las normas legales establecidas.

- Acreditar al contratista las obras realizadas conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.

- El contratista estará obligado a prestar su colaboración al ingeniero director para el normal cumplimiento de las funciones a éste encomendadas.

2.2.- OBLIGACIONES Y DERECHOS GENERALES DEL CONTRATISTA

2.2.1.- Gastos de cuenta del contratista

Serán de cuenta del contratista, siempre que en el contrato no se prevea explícitamente lo contrario, los siguientes gastos:

- Los gastos de construcción y retirada de toda clase de construcciones auxiliares.

- Los gastos de alquiler o adquisición de terreno para el depósito de maquinaria y materiales.

- Los gastos de protección de acopios y de la propia obra contra todo deterioro, daño o incendio, cumpliendo los requisitos vigentes para el almacenamiento de explosivos y carburantes.

- Los gastos de limpieza y evacuación de desperdicios y basuras.

- Los gastos de suministro, colocación y conservación de las señales de tráfico, balizamiento y demás recursos necesarios para proporcionar seguridad dentro de las obras.

- Los gastos de montaje, conservación y retirada de instalaciones para el suministro del agua y la energía eléctrica necesarias para las obras.

- Los gastos de demolición y desmontaje de las instalaciones provisionales.

- Los gastos de retirada de materiales rechazados y corrección de las deficiencias observadas y puestas en manifiesto por los correspondientes ensayos y pruebas.

2.2.2.- Representación del contratista

Desde que se dé principio a las obras, hasta su recepción provisional, el contratista designará un jefe de obra como representante suyo autorizado que cuidará de que los trabajos sean llevados con diligencia y competencia. Este jefe estará expresamente autorizado por el contratista para recibir notificaciones escritas o verbales emitidas por la dirección facultativa y para asegurar que dichas órdenes se ejecuten. Asimismo estará expresamente autorizado para firmar y aceptar las mediciones realizadas por la dirección facultativa.

Cualquier cambio que el contratista desee efectuar respecto a sus representantes y personal cualificado y en especial del jefe de obras deberá comunicarse a la dirección facultativa.

2.2.3.- Presencia del contratista en la obra

El contratista, por sí o por medio de sus facultativos representantes o encargados estará en la obra durante la jornada legal del trabajo y acompañará a la dirección facultativa en las visitas que haga a la obra. Asimismo, y por sí o por medio de sus representantes asistirá a las reuniones de obra que se convoquen, no pudiendo justificar por motivo de ausencia ninguna reclamación a las órdenes cruzadas por la dirección facultativa en el transcurso de las reuniones.

2.2.4.- Oficina en la obra

El contratista habilitará en la obra una oficina en la que existirá una mesa o tablero adecuado, en el que puedan extenderse y consultarse los planos. En dicha oficina tendrá siempre el contratista una copia autorizada de todos los documentos del proyecto que le hayan sido facilitados por la dirección facultativa y el “Libro de Órdenes” a que se refiere el artículo siguiente.

2.2.5.- Insuficiente especificación en la documentación del proyecto

Si alguna parte de la obra no quedara suficientemente especificada en esta documentación, a juicio de la contrata o de la propiedad, no se realizará hasta que la dirección facultativa diera las indicaciones precisas y concretas para su ejecución. Este extremo se advertirá a la citada dirección facultativa por escrito, con la antelación suficiente para que se pueda estudiar el problema y aportar la solución más acertada sin que ello suponga retraso en la marcha de la obra. El tiempo de antelación variará con la importancia del estudio, siendo el mínimo de una semana.

2.2.6.- Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto

Cuando se trate de aclarar, interpretar o modificar preceptos de los pliegos de condiciones o indicaciones de los planos o dibujos, las órdenes e instrucciones correspondientes se comunicarán por escrito al contratista, estando éste obligado a su vez a devolver, ya los originales, ya las copias, suscribiendo con su firma a enterado, que figurará asimismo en todas las ordenes, avisos o instrucciones que reciba tanto de la propiedad como de la dirección técnica.

2.2.7.- Información del contratista a subcontratas e instaladores

El contratista se verá obligado a suministrar toda la información precisa a las diferentes subcontratas e instaladores para que su labor se ajuste al proyecto. En cualquier caso el contratista será el único responsable de las variaciones o errores que se hubieran podido cometer en la obra por el desconocimiento de las especificaciones aquí detalladas.

2.2.8.- Copias de documentos

El contratista tiene derecho a sacar copias, a su costa, de los planos, presupuestos, pliego de condiciones y demás documentos del proyecto. La dirección facultativa, si el contratista lo solicita, autorizará estas copias con su firma una vez confrontadas. En la obra siempre se encontrará una copia completa del proyecto visada por el colegio oficial, copia que no se utilizará como planos de obra sino en contados casos de comprobaciones.

2.2.9.- Reclamaciones contra las órdenes de la dirección facultativa

Las reclamaciones que el contratista quiera hacer contra las órdenes dimanadas de la dirección facultativa, sólo podrá presentarlas, a través de la misma, 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 de la dirección facultativa, no se admitirá reclamación alguna, pudiendo el contratista salvar su responsabilidad, si lo estima oportuno, mediante exposición razonada, dirigida a la dirección facultativa, la cual podrá limitar su constelación al acuse de recibo, que en todo caso será obligatorio para este tipo de reclamaciones.

2.2.10.- Libro de Órdenes

La dirección técnica tendrá siempre en la oficina de la obra y a disposición de la dirección un "Libro de Órdenes", con sus hojas foliadas por duplicado y visado por el colegio oficial.

2.3.- OBRAS Y SU EJECUCIÓN

2.3.1.- Trabajos preparatorios

Los trabajos preparatorios para el inicio de las obras consistirán en:

- Comprobación del replanteo.
- Fijación y conservación de los puntos del replanteo.
- Programación de los trabajos.

2.3.1.1- Comprobación del replanteo.

En el plazo de quince días a partir de la adjudicación definitiva se comprobarán, en presencia del adjudicatario o de su representante, el replanteo de las obras efectuadas antes de la licitación, extendiéndose la correspondiente acta de comprobación del replanteo.

El acta de comprobación del replanteo reflejará la conformidad o la disconformidad del replanteo respecto a los documentos contractuales del proyecto, refiriéndose expresamente a las características geométricas de los trabajos, así como a cualquier punto que en caso de disconformidad pueda afectar al cumplimiento del contrato.

Cuando el acta de comprobación del replanteo refleje alguna variación respecto a los documentos contractuales del proyecto, deberá ser acompañada de un nuevo presupuesto, valorado a los precios del contrato.

2.3.1.2- Fijación de los puntos de replanteo.

La comprobación del replanteo deberá incluir como mínimo los datos y referencias previstos para poder materializar las obras, así como los puntos fijos o auxiliares necesarios para los sucesivos replanteos de detalles y de otros elementos que puedan estimarse precisos.

Los puntos de referencia para los sucesivos replanteos se marcarán para evitar su desaparición.

Los datos, cotas y puntos fijados se anotarán en un anexo al acta de comprobación del replanteo, el cual se unirá al expediente de las obras, entregándose una copia al contratista.

El contratista se responsabilizará de la conservación de las señales de los puntos que hayan sido entregados.

2.3.1.3- Programación de los trabajos.

En el plazo que se determine en días hábiles a partir de la aprobación del acta de comprobación del replanteo, el adjudicatario presentará el programa de trabajos de las obras. Dicho programa de trabajo incluirá los siguientes datos:

- Fijación de las clases de obras y trabajos que integran el proyecto e indicación de las mismas.
- Determinación de los medios necesarios (instalaciones, equipos y materiales).
- Valoración mensual y acumulada de la obra, programada sobre la base de los precios unitarios de adjudicación
- Representación gráfica de las diversas actividades, en un gráfico de barras o de un diagrama espacio/tiempo.

Cuando del programa de trabajos se deduzca la necesidad de modificar cualquier condición contractual, dicho programa deberá sea redactado por el adjudicatario y por la dirección técnica de las obras, comprobándose de las correspondiente propuesta de modificación para su tramitación reglamentaria.

2.3.2.- Plazos de ejecución

El contratista empezará las obras el día siguiente del a fecha del acta de comprobación de replanto, debiendo quedar terminadas en la fecha acordada en dicha acta.

2.3.3.- Desarrollo y control de los trabajos

Para el mejor desarrollo y control de los trabajos, el adjudicatario seguirá las normas que se indican en los apartados siguientes.

2.3.2.1- Equipos de maquinaria.

El contratista quedará obligado a situar en las obras los equipos de la maquinaria que se comprometa a aportar en la licitación y que en directos de las obras considere necesario para el correcto desarrollo de las mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el director.

La maquinaria y demás elementos de trabajos deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de la ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. No podrán retirarse sin el consentimiento del director.

2.3.2.2- Ensayos.

El número de ensayos y su frecuencia, tanto sobre materiales como unidades de obras terminadas, será fijado por el ingeniero director, y se efectuarán con arreglo a las normas que afecten a cada unidad de obras, o , en su defecto, con arreglo a las instrucciones que dicte el director.

El adjudicatario abonará el costo de los ensayos que se realicen, que no podrán superar el 1% del presupuesto del adjudicación.

El contratista está obligado a realizar su autocontrol de cotas, tolerancias y geométrico en general, así como el de calidad, mediante ensayos materiales, densidades de compactación, etc. Se entiende que no se comunicará a la dirección de obra que unidad de obra esta terminada a juicio del contratista para su comprobación hasta que el mismo contratista, mediante su personal facultativo para el caso, haya hecho sus propias comprobaciones y ensayos y se haya asegurado de cumplir las especificaciones.

Así, el contratista está obligado a disponer de los equipos necesarios para dichas mediciones y ensayos.

2.3.2.3- Materiales.

Todos los materiales que se utilicen en las obras deberán cumplir las condiciones que se establecen en el pliego de condiciones, pudiendo ser rechazados en caso contrario por el ingeniero director. Por ello, todos los materiales que se propongan ser utilizados en obra deben ser examinados y ensayados antes de su aceptación en primera instancia mediante el autocontrol del contratista y, eventualmente, con el control de dirección de obra.

Cuando la procedencia de los materiales este fijada en el pliego de prescripciones técnicas, los materiales requeridos para la ejecución del contrato serán fijados por el contratista de las fuentes de suministro que este estime oportuno.

El contratista notificará al director, con la suficiente antelación, los materiales que se propone utilizar y su procedencia, aportando, cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad.

El no rechazo de un material no implica su aceptación. El no rechazo o su aceptación de una procedencia no impide el posterior rechazo de cualquier partida de material de ella que no se cumplan las prescripciones, ni incluso la eventual prohibición de dicha procedencia.

En ningún caso podrán ser acoplados y utilizados en los trabajos materiales cuya procedencia no haya sido aprobada por el director.

Manipulación de materiales: todos los materiales se manipularán con cuidado, y de tal modo que mantengan su calidad y aptitud para la obra.

Inspección de la planta: Si el volumen de la obra, la marcha de la construcción y otras consideraciones los justifica, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.

Inspección de los materiales: con objeto de facilitar la inspección y prueba de los materiales, el contratista notificará al ingeniero con dos semanas como mínimo de antelación a la entrega.

Materiales defectuosos: Todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del pliego de condiciones se considerarán defectuosos y, por tanto, se retirarán inmediatamente del lugar de la obra, al menos que el ingeniero ordene lo contrario. Los materiales rechazados, cuyos defectos se hayan corregido substancialmente, no se utilizarán mientras no se les haya otorgado la aprobación.

2.3.2.4- Acopios.

Quedará terminantemente prohibido, salvo autorización escrita del director, efectuar acopio de materiales, cualesquiera que sea su naturaleza, sobre la plataforma de la obra y en aquellas zonas marginales que defina el director.

Se considera especialmente prohibido el depositar materiales, herramientas, maquinaria, escombros o cualquier otro elemento no deseable, en las siguientes zonas:

- Áreas de proceso adyacentes o limítrofes con la zona de donde se realizan los trabajos
- Desagües y zonas de trabajo en general.
- Vías de acceso a casetas de operación, puntos de reunión para estados de emergencia y puntos de situación de extintores

- Calles y vías de circulación interior, tanto de la zona de construcción como de áreas de proceso adyacentes a éstas

- En general, cualquier lugar en el que la presencia de materiales, herramientas o utensilios pueda entorpecer las labores de mantenimiento y operación de las unidades de proceso, o pueda dificultar el proceso de emergencia de la planta.

Los materiales se almacenarán en forma tal que se asegure la preservación de su calidad para su utilización en la obra, requisito que deberá de ser comprobado en el momento de su utilización.

Las superficies empleadas en la zona de acopios deberán acondicionarse de forma que, una vez terminadas su utilización, recuperen su aspecto original. Todos los gastos que de ello se deriven correrán por cuenta del contratista.

2.3.2.5- Trabajos nocturnos.

Los trabajos nocturnos deberán ser previamente autorizados por el director, y solamente realizados en aquellas unidades de obra que así lo requiera. El contratista deberá instalar los equipos de iluminación y mantenerlos en perfecto estado mientras duren los trabajos nocturnos.

2.3.2.6- Accidentes de trabajo.

El contratista está obligado a cumplir la legislación vigente en materia de seguro contra riesgo de accidentes para su personal.

El contratista y la dirección de obra fijarán de antemano las condiciones de seguridad en las que se llevarán a cabo los trabajos objeto del presente proyecto, así como las pruebas, ensayos, inspecciones y verificaciones necesarias, que en cualquier caso deberán ser, como mínimo, las prescritas por los reglamentos actuales vigentes.

No obstante, en aquellos casos en que el contratista o la dirección consideren que se deben tomar las disposiciones adicionales de seguridad, podrán tomarse éstas sin reserva alguna.

Por otra parte, el contratista será responsable de suministrar al personal a su cargo los equipos necesarios para que éste trabaje en las condiciones de seguridad adecuadas, tales como cascos, caretas, botas reforzadas, gafas de protección, etc.

Asimismo, serán responsabilidad del contratista los posibles daños causados en las instalaciones, tanto terminada so aún en construcción, ocasionados por personas ajenas a la obra dentro del horario establecido de trabajo, así como de los accidentes personales que puedan ocurrir.

2.3.2.7- Descanso en días festivos.

En los trabajos concedidos a la contrata se cumplirá puntualmente el descanso en días festivos, del modo que se señale en las disposiciones vigentes.

En casos excepcionales, en los que fuera necesario trabajar en dichos días, se procederá como indican las citadas disposiciones.

2.3.2.8- Trabajos defectuosos o no autorizados.

Los trabajos defectuosos no serán de abono, debiendo ser demolidos por el contratista y reconstruidos en el plazo de acuerdo con las prescripciones del proyecto.

Si alguna obra no se hallase ejecutada con arreglo a las condiciones del contrato y fuera, sin embargo, admisible a juicio del ingeniero director de obras, podrá ser recibida provisionalmente, y definitivamente en su caso, quedando el adjudicatario obligado a conformarse, sin derecho a reclamación, con la rebaja económica que el ingeniero director estime, salvo en el caso de que el adjudicatario opte por la demolición a su costa y las rehaga con arreglo a las condiciones del contrato.

2.3.2.9- Señalización de las obras.

El contratista queda obligado a señalar a su costa ls obras objeto del contrato, con arreglo a las instrucciones y usos de aparatos que prescriba el director.

2.3.2.10- Precauciones especiales.

Lluvias: Durante las fases de construcción, montaje e instalación de obras y equipos, estos se mantendrán en todo momento en perfectas condiciones de drenaje. Las cunetas y demás desagües se mantendrán de modo tal que no se produzcan daños. El equipo que no necesite revisión o inspección previa a su instalación no será desembalado hasta el momento de la misma. Se protegerá el equipo desembalado de la lluvia mediante cubiertas y protectores adecuados.

Incendios: El contratista deberá atenerse a las disposiciones vigentes para la prevención y control de incendios, y a las recomendaciones u órdenes que reciba del director. En todo caso, adoptará las medidas necesarias para evitar que se enciendan fuegos innecesarios, y será responsable de evitar la propagación de los que se requieran para la ejecución de las obras, así como de los daños y perjuicios que se puedan producir. No obstante lo anterior, el contratista podrá exigir el asesoramiento de un técnico en seguridad competente, elegido por la dirección, en todos los casos en los que lo estime conveniente, y, particularmente, en aquellos en los que el riesgo de producción de incendio sea más elevado (soldadura, corte con soplete, etc.)

2.3.2.11- Personal técnico.

El contratista está obligado a dedicar a los trabajos (tanto de obra civil como de montaje e instalación de líneas y equipos) el personal técnico a que se comprometió en la licitación. A pie de las obras, y al frente de las mismas, deberá haber un ingeniero.

El personal así designado no será asignado a las obligaciones mientras duren los trabajos.

Por otra parte, el personal a cargo del contratista deberá estar lo suficientemente cualificado para la realización de los trabajos. Es responsabilidad del contratista, por lo tanto, cualquier retraso derivado de la incompetencia o ignorancia del personal a su cargo.

El director podrá prohibir la presencia en la zona de trabajos de determinado personal del contratista por motivos de falta de obediencia o respeto, o por causas de actos que comprometan o perturben, a su juicio, la seguridad, integridad o marcha de los trabajos.

El contratista podrá recurrir, si entendiéndose que no hay motivo fundado para dicha prohibición.

2.4.- RECEPCIÓN DE LAS OBRAS

2.4.1.- Recepción provisional

Una vez terminados los trabajos, se procederá al examen global por parte del director, el cuál, si los considera aptos para ser recibidos, extenderá un acta donde así lo haga constar, procediéndose inmediatamente a la puesta en marcha y entrada en normal funcionamiento de las instalaciones.

En ningún caso la recepción provisional tendrá lugar antes de las siguiente operaciones:

- Inspección visual de todos los equipos y líneas, así como de los equipos auxiliares.
- Prueba hidrostática de las áreas que así lo requieran
- Comprobación de servicios auxiliares.

Teniendo en cuenta lo anterior, la obra no podrá ponerse en funcionamiento por partes desde su inicio, a menos que, a juicio del ingeniero director, no se perjudique la integridad de la instalación y no se interfiera en la normal operación de otras unidades o procesos adyacentes.

Si el ingeniero director apreciase en las obras defectos de calidad u otras imperfecciones que, a su juicio, pudieran resultar perjudiciales o poco convenientes, el contratista deberá reparar o sustituir, a su costa, dichas partes o elementos no satisfactorios.

2.4.2.- Plazo de garantía

Será de un año, contado a partir de la fecha de recepción provisional, salvo indicación contraria expresa en el pliego de contratación de la obra. Durante dicho periodo, las posibles obras de reparación, conservación y sustitución serán por cuenta del contratista, siendo este responsable de las faltas que puedan existir.

En caso de existir defectos o imperfecciones, no servirá de disculpa ni le dará derecho alguno al contratista el que el director o subalterno hayan examinado durante la

construcción, reconocido sus materiales o hecho su valoración en las relaciones parciales. En consecuencia, si se observan vicios o imperfecciones antes de efectuarse la recepción, se dispondrá que el contratista demuela y reconstruya, o bien repare, de su cuenta, las partes defectuosas.

2.4.3.- Recepción definitiva

Transcurrido el plazo de garantía, y previo a los trámites reglamentarios, se procederá a efectuar la recepción definitiva de las obras, una vez realizado el oportuno reconocimiento de las mismas y en el supuesto de que todas ellas se encuentren en las condiciones debidas.

En caso de que, al proceder al reconocimiento de las obras, éstas no se encontrasen en estado de ser recibidas, se aplazará su recepción hasta que estén en condiciones de serlo.

Al proceder a la recepción definitiva de las obras, se extenderá por cuadruplicado el acta correspondiente.

3.3.- CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE ECONÓMICA**3.1.- PERCEPCIÓN ECONÓMICA DEL CONTRATISTA**

Como base fundamental de estas “condiciones generales de índole económica”, se establece el principio de que el contratista debe percibir el importe de los trabajos realizados, siempre que éstos se hayan ejecutado con arreglo y sujeción al proyecto.

3.2.- PRECIOS UNITARIOS

Todos los materiales que intervengan en la construcción de las obras objeto de este proyecto (aun en el caso de aumento de las unidades especificadas o unidades que puedan aparecer) serán de cuenta del contratista, no admitiéndose por tanto ningún aumento por este concepto.

A efectos de propuesta y plazo, el contratista no debe cotar con los suministros de terceros, comprometiéndose a construir o instalar todos los materiales o equipos necesarios para la terminación de los trabajos en le plazo señalado.

3.3.- PRECIOS DESCOMPUESTOS

Una vez adjudicadas las obras el contratista ha de presentar dentro de los quince días siguientes los precios descompuestos de las unidades solicitadas. La no presentación indica que acepta en su día los precios descompuestos preparados por la dirección.

La descomposición estará perfectamente detallada en cada unidad de obra, como a continuación se indica:

- Materiales, expresando las cantidades que en cada unidad de obra se precisen de cada uno de ellos y su precio unitario respectivo de origen.

- Mano de obra, por categorías dentro de cada oficio, expresando el número de horas invertidas por cada operario en la ejecución de cada unidad de obra.

- Transporte de materiales, desde el punto de origen al pie de la obra, expresando el precio del transporte por unidades, o número que la costumbre tenga establecido.

- Tanto por ciento de medios auxiliares y de seguridad, sobre la suma de los conceptos anteriores en las unidades de obra que se precisen.

- Tanto por ciento de seguros sociales y cargas vigentes sobre el costo de la mano de obra, especificando en documento aparte la cuantía de cada concepto del seguro o carga.

- Tanto por ciento de gastos generales, sobre la suma de los conceptos anteriores.

- Tanto por ciento de beneficio industrial del contratista, aplicado a la suma total de los conceptos anteriores.

La suma de todas las cantidades que importan los siete puntos anteriores se entiende que es el precio unitario contratado.

El contratista deberá asimismo presentar una lista de precios de jornales, de los materiales de origen, del transporte, del tanto por ciento que importan cada uno de los seguros o cargas sociales vigentes y las partidas que se incluyen en el concepto de gastos generales, todo ello referido a la fecha de la suma del presupuesto.

El contratista deberá facilitar junto con el precio base del material, la marca y fabricante, junto con la fecha de la lista de precios utilizada como base de estudio.

3.4.- FIJACIÓN DE PRECIOS UNITARIOS NO CONTRATADOS

Los precios de unidades de obra, de los materiales, así como de la mano de obra que no figuren entre los contratados, se fijarán contradictoriamente entre la dirección facultativa y el contratista.

El contratista los presentará descompuestos de acuerdo con lo establecido anteriormente siendo condición necesaria la presentación y aprobación de estos precios por la dirección antes de proceder a ejecutar las unidades de obra correspondiente. En el caso de que transcurrido el plazo señalado por la dirección de su ejecución, sin presentación supone que el contratista acepta los que la dirección posteriormente fije.

3.5.- VARIACIONES EN LOS PRECIOS UNITARIOS

En el caso de altas o bajas oficiales en el precio de los materiales, mano de obra o de cualquier otro concepto que modifique los precios unitarios base, el contratista tiene la obligación de comunicar en la fecha de dicha variación, por duplicado, a la dirección facultativa y al propietario dichas valoraciones, así como una valoración exacta hasta el día citado de la obra ejecutada con su importe.

El contratista sólo tendrá derecho a las alzas oficiales de mano de obra del personal que intervenga directamente en la obra o instalación, no afectando a la mano de obra de preparación de materia prima o detalles.

3.6.- OBRAS COMPLEMENTARIAS – CAMBIO DE MATERIALES

El ingeniero director, podrá si así lo considera necesario, ordenar obras complementarias no especificadas en los pliegos de condiciones ni en los presupuestos, pero que son necesarias para la buena terminación de las mismas.

Todos los trabajos se abonarán por medición. Cuando el contratista, incluso con la autorización del ingeniero director, emplease materiales de mayor precio que el señalado en el proyecto e introdujese alguna modificación que a juicio de la dirección sea beneficiosa, o por no tener el material necesario ponga mayor cantidad, no tendrá derecho a percibir ninguna diferencia de precios, sino solamente lo estipulado en el presupuesto adjudicado.

3.7.- VALORACIÓN Y ABONO DE LOS TRABAJOS

3.7.1.- Forma de abono de las obras

La forma de pago será la que se acuerda en el documento privado que firmen la propiedad y el contratista.

3.7.2.- Abono de unidades de obra ejecutadas

El contratista deberá percibir el importe de todas aquellas unidades de obra que haya ejecutado con arreglo y sujeción a los documentos del proyecto, a las condiciones de la contrata y a las órdenes e instrucciones que por escrito entregue la dirección facultativa, siempre dentro de las cifras a que ascienden los presupuestos aprobados.

3.7.3.- Relaciones valoradas y certificaciones

En cada una de las épocas o fechas que estipule el documento privado o contrato entre propiedad y contratista, éste último presentará a la dirección facultativa una relación valorada de las obras ejecutadas durante los plazos previstos.

3.7.4.- Liquidaciones parciales

Periódicamente el contratista tendrá derecho a percibir una cantidad proporcional a la obra ejecutada en aquel periodo. A la vista del calendario de obra, se fijará el alcance de cada uno de los períodos y las cantidades a percibir al final de ellos.

3.7.5.- Liquidación general

Terminadas las obras se procederá a hacer la liquidación general, que constará de las mediciones y valoraciones de todas las unidades que constituyan la obra.

3.7.6.- Pagos

Los pagos se efectuarán por el propietario al contratista en los plazos previamente establecidos, y su importe corresponderá precisamente al de las certificaciones de obra expedidas por la dirección facultativa, en virtud de las cuales se verifican aquellos.

3.7.7.- Suspensión o retraso en el ritmo de los trabajos

En ningún caso podrá el contratista, alegando retraso en los pagos, suspender trabajos ni ejecutarlos a menor ritmo que el que les corresponda, con arreglo al plazo en que deban terminarse. Cuando el contratista proceda de dicha forma, podrá el propietario rescindir la contrata.

4.- CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE LEGAL

4.1.- NORMATIVA GENERAL DE APLICACIÓN

La normativa actualmente vigente y que deberá cumplirse en la realización del presente proyecto es la siguiente:

- Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de **Ley de Prevención de Riesgos Laborales** (BOE 10-11-1995). Modificada por: Real Decreto Legislativo 5/2000, Ley 39/1999, Ley 50/1998, Ley 54/2003.

- Real Decreto 485/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.

- Real Decreto 773/1997, de 30 de mayo, sobre disposiciones mínimas en materia de seguridad y salud relativas a la utilización por los trabajadores de equipos de protección individual.

- Real Decreto 1435/1992, de 27 de noviembre, por el que se dictan las disposiciones de aplicación de la directiva del consejo 89/392/CEE relativa a la aproximación de las legislaciones de los estados miembros sobre máquinas. Modificado por el Real Decreto 56/1995, de 20 de enero.

- Real Decreto 1215/1997, de 18 de julio, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización por los trabajadores de equipos de trabajo. Modificado por el Real Decreto 2177/2004, de 12 de noviembre

- Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril, por el que se aprueba el **Reglamento de Aparatos de Presión**. Modificado por: Real Decreto 507/1982, de 15 de enero; Real Decreto 1504/1990, de 23 de noviembre; Real Decreto 769/1999, de 7 de mayo. Resolución de 16 de junio de 1998, que desarrolla el reglamento de aparatos a presión. Asimismo las instrucciones técnicas complementarias que correspondan.

- Real Decreto 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras de construcción.

- Real Decreto 487/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la manipulación manual de cargas que entrañe riesgos, en particular dorsolumbares, para los trabajadores.

- Real Decreto 2291/1985m de 8 de noviembre, que aprueba el **Reglamento de aparatos de elevación y manutención**. Modificado por el Real Decreto 1314/1997, de 1 de agosto. Desarrollado por la Resolución de 10 de septiembre de 1998. Asimismo las instrucciones técnicas complementarias que correspondan.

- Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el **Reglamento de Almacenamiento de productos químicos** y sus ITC's.
- Real Decreto 286/2006, de 10 de marzo, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición al ruido.
- Real Decreto 1311/2005m de 4 de noviembre, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores frente a los riesgos derivados o que puedan derivarse de la exposición a vibraciones mecánicas.
- Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el **Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios**.
- Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el **Reglamento de seguridad contra incendios en los establecimientos industriales**.
- Real Decreto 614/2001, de 8 de junio, sobre disposiciones mínimas para la protección de la salud y seguridad de los trabajadores frente al riesgo eléctrico.
- Real Decreto 824/2002, de 2 de agosto, por el que aprueba el **Reglamento electrotécnico para baja tensión**. Asimismo las ITC's que correspondan

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

4.2.- EL CONTRATO

El contrato se formalizará mediante documento privado o público según convengan las partes, promotor y contratista, y en él se especificarán las particularidades que convengan a ambos.

El contratista y el promotor previamente firmarán el presente pliego obligándose a su cumplimiento, siendo nulas las cláusulas que se opongan o anulen disposiciones del mismo.

La ejecución de las obras se contratará por unidades de obra, ejecutadas con arreglo a los documentos del proyecto. Se admitirán subcontratas con firmas especializadas, siempre que estén dentro de los precios que fije el presupuesto del proyecto.

4.3.- ARBITRAJE OBLIGATORIO

Ambas partes se comprometen a someterse al arbitraje de amigables componedores, designados uno de ellos por el propietario, otro por el contratista y tres ingenieros del colegio oficial correspondiente, uno de los cuales será forzosamente el director de obra.

4.4.- JURISDICCIÓN COMPETENTE

En caso de no haberse llegado a un acuerdo por el anterior procedimiento, ambas partes quedan obligadas a someter la discusión de todas las cuestiones que pueden surgir como derivadas de su contrato, a las autoridades tribunales administrativas, con arreglo a la legislación vigente, renunciando al derecho común y al fuero de su domicilio, siendo competente la jurisdicción donde estuviese enclavada la obra.

4.5.- RESPONSABILIDAD DEL CONTRATISTA

El contratista es responsable de la ejecución de las obras en las condiciones establecidas en el contrato y en los documentos que componen el proyecto.

Son de exclusiva responsabilidad del contratista:

- Todos los accidentes que por inexperiencia o descuido sucedan a los operarios, tanto en la construcción como en los andamios, debiendo atenerse a lo dispuesto en la legislación vigente sobre accidentes de trabajo y demás preceptos, relacionados con la construcción, régimen laboral, seguros, subsidiarios, etc.

- El cumplimiento de las Ordenanzas y disposiciones Municipales en vigor. Y en general será responsable de la correcta ejecución de las obras que haya contratado, sin derecho a indemnización por el mayor precio que pudieran costarle los materiales o por erradas maniobras que cometiera, siendo de su cuenta y riesgo los perjuicios que pudieran ocasionarse.

4.6.- CAUSAS DE RESCISIÓN DEL CONTRATO

- Si por negligencia o por cualquier otra causa, no cumpliera el contratista con alguna de las condiciones fijadas en este pliego de condiciones.
- Cuando sea probado por la dirección que el contratista hubiera procedido de mala fe o ignorancia con el suministro de materiales o en la ejecución de las obras.
- Cuando se llevara en el desarrollo de la obra una lentitud perjudicial para la buena marcha y terminación de las mismas.
- Cuando el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas. En este caso el ingeniero, en nombre y representación del propietario, ordenará ejecutarlas a un tercero, con cargo a la fianza depositada, sin perjuicio de que el importe de la fianza no fuese suficiente para abonar los gastos efectuados en las unidades de obra que no fuesen de recibo.
- En caso de muerte o incapacidad del contratista.
- En caso de quiebra del contratista.
- Las modificaciones del proyecto en tal forma que represente alteraciones fundamentales del mismo a juicio del ingeniero y en cualquier caso siempre que la variación del presupuesto de ejecución como consecuencia de estas modificaciones representen en más o en menos el 25 % como mínimo del importe de aquél.
- Las suspensiones de obra comenzadas y en todo caso siempre que por causas ajenas a la contrata no se dé comienzo a la obra adjudicada dentro del plazo de 15 días a partir de la adjudicación, en este caso la devolución de la fianza, en caso de existir, será automática.
- La suspensión de obras comenzadas, siempre que el plazo de suspensión, haya excedido más de un año.
- El no dar comienzo la contrata a los trabajos dentro del plazo señalado en las condiciones particulares del proyecto.
- La terminación del plazo de ejecución de la obra sin haber llegado a ésta.
- El abandono de la obra sin causa justificada.

5.5.- CONDICIONES GENERALES DE ÍNDOLE TÉCNICA**5.1.- GENERALIDADES****5.1.1.- Forma general de ejecutar los trabajos**

Las obras se ajustarán a los planos y a este pliego de condiciones, resolviéndose cualquier discrepancia que pudiera existir, por ingenieros directores de la obra. Si por cualquier circunstancia fuese preciso efectuar alguna variación en las obras a realizar se redactará el correspondiente proyecto reformado, el cual desde el día de su fecha, se considerará parte integrante del proyecto primitivo, y por tanto sujeto a las mismas especificaciones de todos y cada uno de los documentos de éste en cuanto no se le opongan explícitamente.

5.1.2.- Replanteo

Antes de comenzar los trabajos se realizará el replanteo general del trazado de cables y tuberías por el contratista o su representante bajo las órdenes del director de obra, marcando las alineaciones con los puntos necesarios para que, con el auxilio de los planos, pueda el contratista ejecutar debidamente las obras.

Será obligación del contratista la custodia y reposición de las señales que se establezcan en el replanteo. Para la realización del replanteo el contratista deberá aportar todo el material y personal necesario para la ejecución de esta operación.

Del resultado del replanteo se levantarán actas, que firmarán ambas partes, debiendo hacer constar en ellas si se puede proceder a la ejecución de la obra y de todas las circunstancias en que se encontraba el terreno al dar comienzo la cimentación.

5.2.- CONDICIONES PARA LOS MATERIALES

5.2.1.- Condiciones generales para los materiales

Las características de los materiales serán las expresadas en los subapartados que siguen, pudiendo la dirección técnica desechar aquellos que a su juicio no las reúnan.

No podrán ser en ningún caso distintos en sus características a los tipos proyectados. Si hubiese que variar la clase de algunos inicialmente aprobados, los nuevos no podrán ser instalados sin la previa autorización de la dirección de obra, la cual podrá someterlos a cuantas pruebas estime oportunas.

5.2.2.- Condiciones para las tuberías

Las tuberías serán de los materiales y diámetros especificados en los correspondientes apartados de la memoria. Serán de sección circular y de espesor uniforme.

Estarán exentas de fisuras, grietas, poros, impurezas, deformaciones o faltas de homogeneidad, así como de otros defectos que pudieran disminuir su resistencia y apartar su comportamiento del esperado por sus características.

5.2.3.- Condiciones para los accesorios

Los accesorios para las tuberías (codos, tes, reducciones, etc.) serán de material correspondiente a la tubería donde esté instalado, siendo su diámetro el correspondiente a las líneas en las que vayan instalados. Estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

5.2.4.- Condiciones para las válvulas

Las válvulas serán del tipo que la ingeniería de sistemas decida según la línea en la que se encuentre y la función que desempeñen.

Estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso.

Durante su instalación se tendrá especial cuidado de alinear correctamente los extremos con la tubería en la que vayan a ser instaladas.

5.2.5.- Condiciones para las soldaduras

En las partes de la instalación en que deban llevarse a cabo procesos de soldadura a tope, se instalarán durante el proceso de soldado anillos de protección, y se evitará en todo momento que penetren en el interior de las partes a soldar cascarillas y salpicaduras de soldadura.

La soldadura se hará mediante cordones finos, limpiando e inspeccionando después de cada cordón, evitando así que los defectos de un cordón puedan ser enmascarados por el siguiente.

5.3.- CONDICIONES PARA LOS EQUIPOS

5.3.1.- Condiciones para las columnas de destilación

Las dimensiones de las columnas de destilación, así como sus características geométricas serán los determinados en la memoria.

El ingeniero director supervisará las columnas antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlo si observa anomalías que a su criterio puedan justificar dicho rechazo.

En el lugar de emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

5.3.2.- Condiciones para los equipos de intercambio de calor

Las dimensiones de los cambiadores, así como sus características geométricas serán los determinados en la memoria.

El ingeniero director supervisará los equipos antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

En el lugar de emplazamiento se habrá previsto el espacio suficiente para el desmontaje completo del equipo.

5.3.3.- Condiciones para las bombas

Las bombas se suministrarán con las correspondientes bancadas, sobre las que se montará el conjunto de bomba-motor. La bancada estará constituida por perfiles de acero, con dimensiones de forma que soporte los esfuerzos de arranque, y garantizará la estabilidad del conjunto bomba/motor.

El contratista presentará al ingeniero director los planos y memorias descriptivas de las bombas a emplear, acompañados de los correspondientes certificados de pruebas de sobrecarga, rodaje, etc., efectuadas en el taller del fabricante.

5.3.4.- Condiciones para los tanques de almacenamiento y acumuladores de reflujo

Las dimensiones de los depósitos, así como sus características geométricas serán los determinados en la memoria.

El ingeniero director supervisará los depósitos antes de su montaje, comprobará su buen estado y podrá rechazarlos si observa anomalías que a su juicio puedan provocar dicho rechazo.

5.4.- CONDICIONES PARA LA INSTRUMENTACIÓN

Los sensores de temperatura, presión, nivel y caudal a instalar serán fabricados por una compañía de reconocido prestigio. Se procurará que los márgenes de medición en los que vaya a trabajar el aparato en condiciones normales queden en el tercio central de la escala.

DOCUMENTO N° 3: PRESUPUESTO

1.1.- INTRODUCCIÓN

En este documento se muestra una estimación, por tanto de carácter aproximado, del coste de fabricación y montaje de los equipos y sistemas de tuberías del que está compuesto la planta.

La estimación de los costos de inversión para la planta se basará en una estimación del coste de compra de los artículos de equipo principales para el proceso, el otro coste es estimado como factores del coste del equipo, “factor de Lang”.

Para hacer una estimación más exacta, los factores del coste que están introducidos en el “factor de Lang” se considerarán individualmente. Los artículos de coste directo que están incluidos en la construcción de una planta, además del coste de equipos son:

- 1.- Erección del equipo, incluyendo fundación y trabajos estructurales de menor importancia.
- 2.- Instalación de tuberías, incluyendo aislamiento y pintura
- 3.- Instalación eléctrica, potencia e iluminación.
- 4.- Instrumentación, local y sala de control.
- 5.- Edificios y estructuras de proceso.
- 6.- Edificios anexos, oficinas, edificios de laboratorio, talleres.
- 7.- Almacenes, materias primas y producto final
- 8.- Servicios, vapor, agua, aire, servicios de lucha contra el fuego.
- 9.- Localización y preparación de la instalación.

La contribución de cada artículo al coste total se calculará multiplicando el coste total de los equipos por el factor apropiado. Estos factores se derivan lo mejor posible de los datos de coste históricos para los procesos similares.

Los costes indirectos constarán de:

1.- Diseño y costes de la ingeniería, que cubren el coste de diseño y e ingeniería de la planta: compra, consecución y supervisión de la construcción. Típicamente del 20 al 30 por ciento del coste directo de la misma.

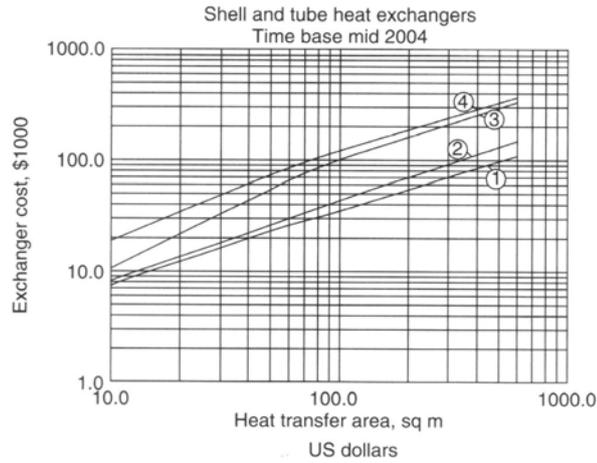
2.- Los honorarios del contratista, si un contratista es empleado sus honorarios (beneficios) serían añadidos al costo de inversión total y se extenderían del 5 al 10 por ciento del coste directo.

3.- Concesión de contingencia, se incorpora a las estimaciones de costo de inversión para cubrir circunstancias imprevistas. Típicamente del 5 al 10 por ciento del coste directo.

| Item | Process type | | |
|--|--------------|-------------------|--------|
| | Fluids | Fluids- solids | Solids |
| 1. Major equipment, total purchase cost | PCE | PCE | PCE |
| f_1 Equipment erection | 0.4 | 0.45 | 0.50 |
| f_2 Piping | 0.70 | 0.45 | 0.20 |
| f_3 Instrumentation | 0.20 | 0.15 | 0.10 |
| f_4 Electrical | 0.10 | 0.10 | 0.10 |
| f_5 Buildings, process | 0.15 | 0.10 | 0.05 |
| * f_6 Utilities | 0.50 | 0.45 | 0.25 |
| * f_7 Storages | 0.15 | 0.20 | 0.25 |
| * f_8 Site development | 0.05 | 0.05 | 0.05 |
| * f_9 Ancillary buildings | 0.15 | 0.20 | 0.30 |
| 2. Total physical plant cost (PPC) | | | |
| $PPC = PCE (1 + f_1 + \dots + f_9)$ | | | |
| $= PCE \times$ | 3.40 | 3.15 | 2.80 |
| f_{10} Design and Engineering | 0.30 | 0.25 | 0.20 |
| f_{11} Contractor's fee | 0.05 | 0.05 | 0.05 |
| f_{12} Contingency | 0.10 | 0.10 | 0.10 |
| Fixed capital = $PPC (1 + f_{10} + f_{11} + f_{12})$ | | | |
| $= PPC \times$ | 1.45 | 1.40 | 1.35 |

figura. Factores típicos de estimación del inmovilizado del proyecto

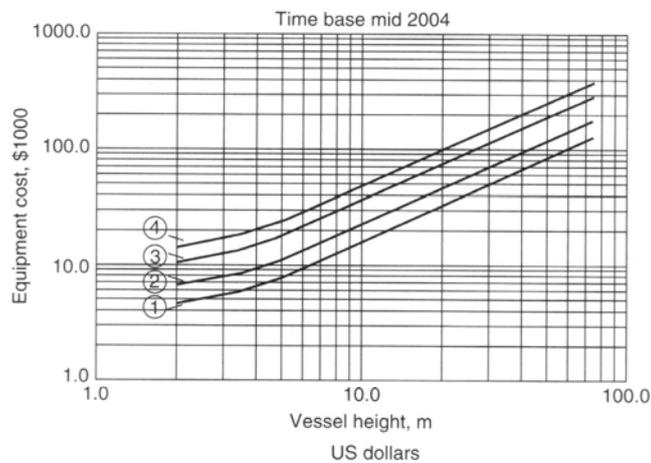
El coste de compra del equipo es la base del método factorial de estimación de costes y se debe estimar tan precisamente como se pueda. Para una estimación preliminar se pueden encontrar en la bibliografía datos para los distintos equipos principales que componen la planta.



| Materials | | Pressure factors | Type factors |
|----------------|-----------------|------------------|------------------------|
| Shell | Tubes | | |
| ① Carbon steel | Carbon steel | 1-10 bar × 1.0 | Floating head × 1.0 |
| ② C.S. | Brass | 10-20 × 1.1 | Fixed tube sheet × 0.8 |
| ③ C.S. | Stainless steel | 20-30 × 1.25 | U tube × 0.85 |
| ④ S.S. | S.S. | 30-50 × 1.3 | Kettle × 1.3 |
| | | 50-70 × 1.5 | |

Figure 6.3a, b. Shell and tube heat exchangers. Time base mid-2004
 Purchased cost = (bare cost from figure) × Type factor × Pressure factor

figura. Estimación de costes de intercambiadores de carcasa y tubos.(mediados 2004)



| Diameter, m | | Material factors | Pressure factors |
|-------------|---------|------------------|------------------|
| ① - 0.5 | ③ - 2.0 | C.S. × 1.0 | 1-5 bar × 1.0 |
| ② - 1.0 | ④ - 3.0 | S.S. × 2.0 | 5-10 × 1.1 |
| | | Monel × 3.4 | 10-20 × 1.2 |
| | | S.S. clad × 1.5 | 20-30 × 1.4 |
| | | Monel clad × 2.1 | 30-40 × 1.6 |
| | | | 40-50 × 1.8 |
| | | | 50-60 × 2.2 |

Temperature up to 300°C

Figure 6.5a, b. Vertical pressure vessels. Time base mid-2004.
 Purchased cost = (bare cost from figure) × Material factor × Pressure factor

figura. Estimación costes recipientes a presión verticales (mediados 2004)

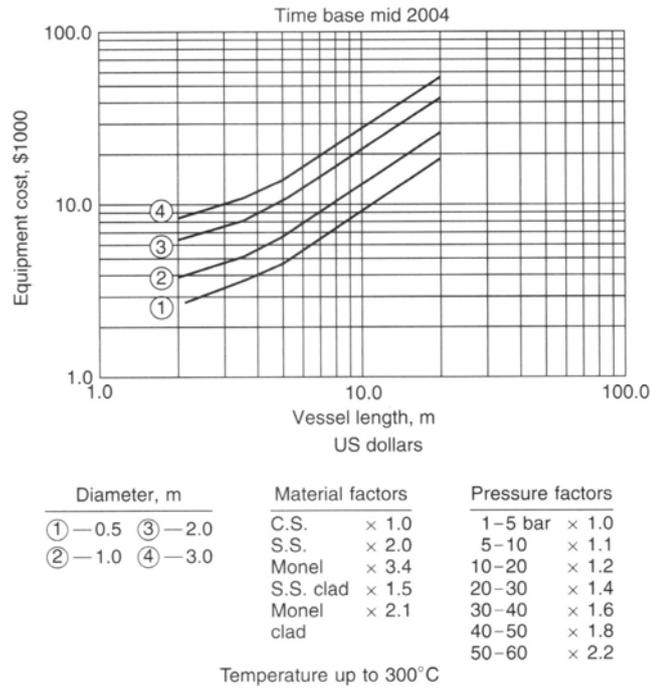


Figure 6.6a, b. Horizontal pressure vessels. Time base mid-2004.
Purchase cost = (bare cost from figure) × Material factor × Pressure factor

figura. Estimación costes recipientes a presión horizontales (mediados 2004)

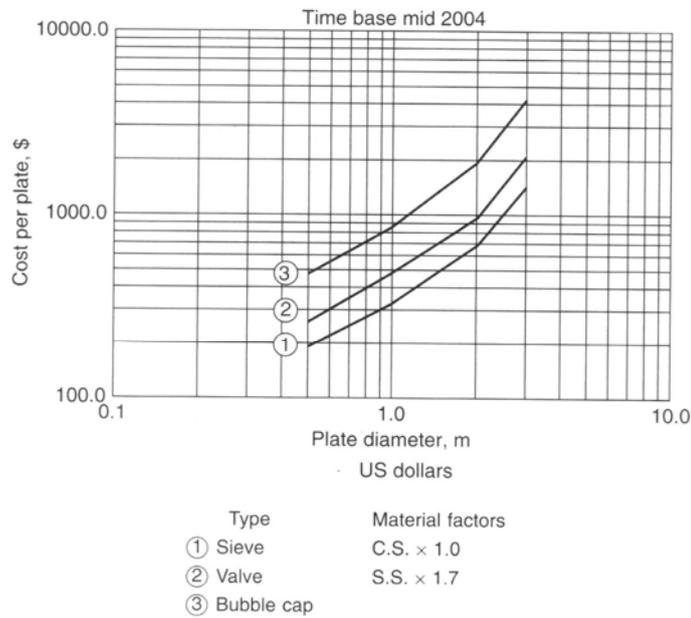


Figure 6.7a, b. Column plates. Time base mid-2004 (for column costs see Figure 6.4)
Installed cost = (cost from figure) × Material factor

figura. Estimación costes de platos para columnas de destilación (mediados 2004)

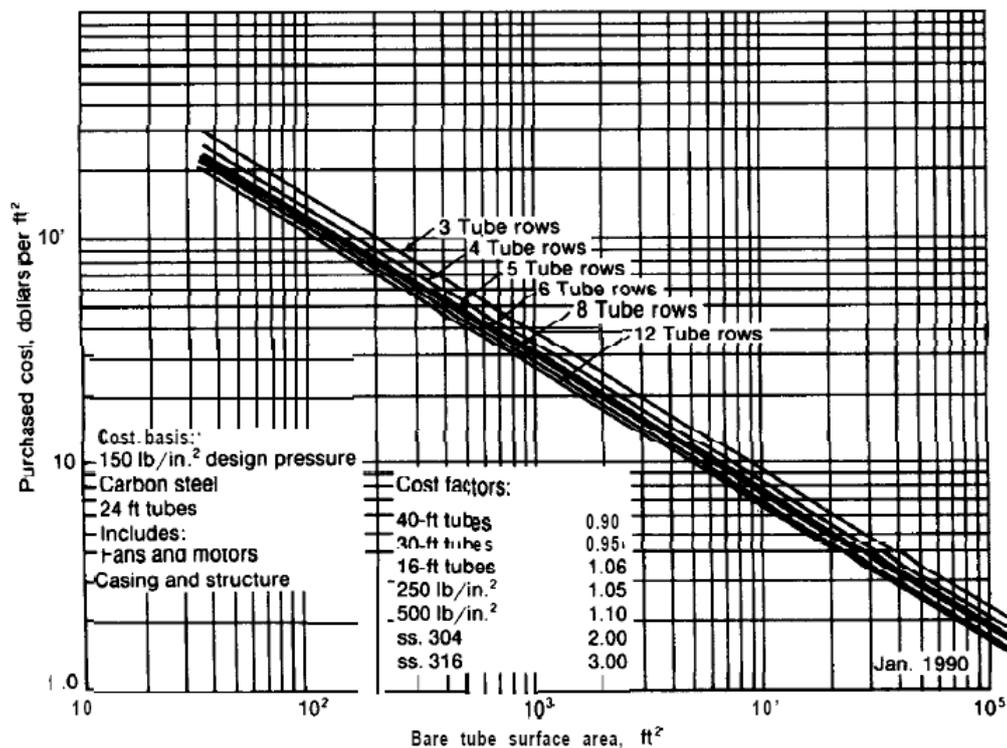


figura. Estimación costes aerorrefrigeradores (1990)

Se escalará el coste de los equipos en el tiempo, mediante el índice de Marshall & Swift, del que se disponen datos hasta el mes de octubre del año 2005. Se tendrá en cuenta que la inflación española desde esta fecha hasta finales del año 2006 es del 3%, según el instituto nacional de estadística (INE)

| | MS | Anual | | MS | Anual | | MS | Anual |
|------------|-------|----------|------------|-------|----------|------------|-------|----------|
| 01/10/2005 | 1,000 | | 01/10/2001 | 1,204 | | 01/10/1997 | 1,329 | |
| 01/07/2005 | 1,005 | | 01/07/2001 | 1,217 | | 01/07/1997 | 1,348 | |
| 01/04/2005 | 1,015 | | 01/04/2001 | 1,217 | | 01/04/1997 | 1,366 | |
| 01/01/2005 | 1,021 | 1,010250 | 01/01/2001 | 1,216 | 1,213500 | 01/01/1997 | 1,374 | 1,354250 |
| 01/10/2004 | 1,043 | | 01/10/2000 | 1,214 | | 01/10/1996 | 1,381 | |
| 01/07/2004 | 1,074 | | 01/07/2000 | 1,218 | | 01/07/1996 | 1,396 | |
| 01/04/2004 | 1,121 | | 01/04/2000 | 1,223 | | 01/04/1996 | 1,404 | |
| 01/01/2004 | 1,133 | 1,092750 | 01/01/2000 | 1,234 | 1,222250 | 01/01/1996 | 1,406 | 1,396750 |
| 01/10/2003 | 1,157 | | 01/10/1999 | 1,254 | | 01/01/1995 | 1,440 | 1,424500 |
| 01/07/2003 | 1,170 | | 01/07/1999 | 1,277 | | 01/01/1994 | 1,504 | 1,481500 |
| 01/04/2003 | 1,171 | | 01/04/1999 | 1,282 | | 01/01/1993 | 1,548 | 1,522500 |
| 01/01/2003 | 1,170 | 1,167000 | 01/01/1999 | 1,289 | 1,275500 | 01/01/1992 | 1,586 | 1,578000 |
| 01/10/2002 | 1,173 | | 01/10/1998 | 1,295 | | 01/01/1991 | 1,603 | 1,604500 |
| 01/07/2002 | 1,188 | | 01/07/1998 | 1,311 | | 01/01/1990 | 1,617 | 1,616000 |
| 01/04/2002 | 1,193 | | 01/04/1998 | 1,318 | | | | |
| 01/01/2002 | 1,201 | 1,188750 | 01/01/1998 | 1,323 | 1,311750 | | | |

2.2.- COSTOS DE LOS EQUIPOS

COLUMNA V-101

Coste básico del recipiente: 22000 \$

Factor material: 2

Factor de presión: 1,1

Coste del recipiente: $22000 \times 2 \times 1,1 = 48400$ \$

Coste de un plato, factor material 1,7: $290 \times 1,7 = 493$ \$

Coste total de platos: $19 \times 493 = 9367$ \$

Coste total de la columna (med 2004): $48400 + 9367 = 57767$ \$

Coste total de la columna (dic 2006): $57767 \times 1,074 \times 1,03 = 63903$ \$, tomamos 64000 \$

COLUMNA V-201

Coste básico del recipiente: 14000 \$

Factor material: 2

Factor de presión: 1,1

Coste del recipiente: $14000 \times 2 \times 1,1 = 30800$ \$

Coste de un plato, factor material 1,7: $280 \times 1,7 = 476$ \$

Coste total de platos: $11 \times 476 = 5236$ \$

Coste total de la columna (med 2004): $30800 + 5236 = 36036$ \$

Coste total de la columna (dic 2006): $36036 \times 1,074 \times 1,03 = 39863$ \$, tomamos 40000 \$

ACUMULADOR DE REFLUJO V-102

Coste básico del recipiente: 3300 \$

Factor material: 2

Factor de presión: 1,2

Coste del recipiente (med 2004): $3300 \times 2 \times 1,2 = 7920$ \$

Coste del recipiente (dic 2006): $7920 \times 1,074 \times 1,03 = 8761$ \$, tomamos 9000 \$

ACUMULADOR DE REFLUJO V-202

Coste básico del recipiente: 2800 \$

Factor material: 2

Factor de presión: 1,2

Coste del recipiente (med 2004): $2800 \times 2 \times 1,2 = 6720$ \$

Coste del recipiente (dic 2006): $6720 \times 1,074 \times 1,03 = 7433$ \$, tomamos 7500 \$

CALDERA KETTLE E-101

Coste básico de la caldera: 50000 \$

Factor de tipo: 1,3

Factor de presión: 1,1

Coste del cambiador (med 2004): $50000 \times 1,3 \times 1,1 = 71500$ \$

Coste del cambiador (dic 2006): $71500 \times 1,074 \times 1,03 = 79094$ \$, tomamos 80000 \$

CALDERA KETTLE E-201

Coste básico de la caldera: 90000 \$

Factor de tipo: 1,3

Factor de presión: 1,1

Coste del cambiador (med 2004): $90000 \times 1,3 \times 1,1 = 128700$ \$

Coste del cambiador (dic 2006): $128700 \times 1,074 \times 1,03 = 142370$ \$, tomamos 143000 \$

AERORREFRIGERADOR E-102

Área de tubo liso: 2919 ft²

Coste por ft²: 17 \$

Coste básico del aerorrefrigerador: $2919 \times 17 = 49628$ \$

Factor de longitud de tubo (21 ft): 1,02

Factor de presión: 1

Factor de material: 3

Coste del aerorrefrigerador (ene 1990): $49628 \times 1,02 \times 1 \times 3 = 151863$ \$

Coste del aerorrefrigerador (dic 2006): $151863 \times 1,617 \times 1,03 = 252929$ \$, tomamos 253000 \$

AERORREFRIGERADOR E-202

Área de tubo liso: 516 ft²

Coste por ft²: 45 \$

Coste básico del aerorrefrigerador: $516 \times 45 = 23220$ \$

Factor de longitud de tubo (10 ft): 1,09

Factor de presión: 1

Factor de material: 3

Coste del aerorrefrigerador (ene 1990): $23220 \times 1,09 \times 1 \times 3 = 75930$ \$

Coste del aerorrefrigerador (dic 2006): $151863 \times 1,617 \times 1,03 = 126462$ \$, tomamos 126500 \$

RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO

Coste básico del recipiente: 34000 \$

Factor material: 2

Factor de presión: 1,2

Coste del recipiente (med 2004): $34000 \times 2 \times 1,2 = 81600$ \$

Coste del recipiente (dic 2006): $81600 \times 1,074 \times 1,03 = 90267$ \$, tomamos 90500 \$

Número de recipientes: 8

Coste total: $8 \times 90500 = 724000$ \$

COSTE TOTAL DEL EQUIPAMIENTO = 1447000 \$

3.3.- ESTIMACIÓN DEL CAPITAL INMOVILIZADO

| | |
|---|---|
| f ₁ - erección del equipo | 0,40 |
| f ₂ - instalación de tuberías | 0,70 |
| f ₃ – Instrumentación | 0,20 |
| f ₄ - instalación eléctrica | 0,10 |
| f ₅ - Edificios y estructuras de proceso | 0,15 |
| f ₆ – Servicios | 0,50 |
| f ₇ - Almacenajes | Estimado en el coste de equipos. No se aplica |
| f ₈ – Localización | 0,05 |
| f ₉ - Edificios anexos | No se aplica |

$$(1+f_1 + f_2 + \dots + f_9) = 3,1$$

COSTE DE LA PLANTA MONTADA = 3,1 x 1447000 =4485700 \$

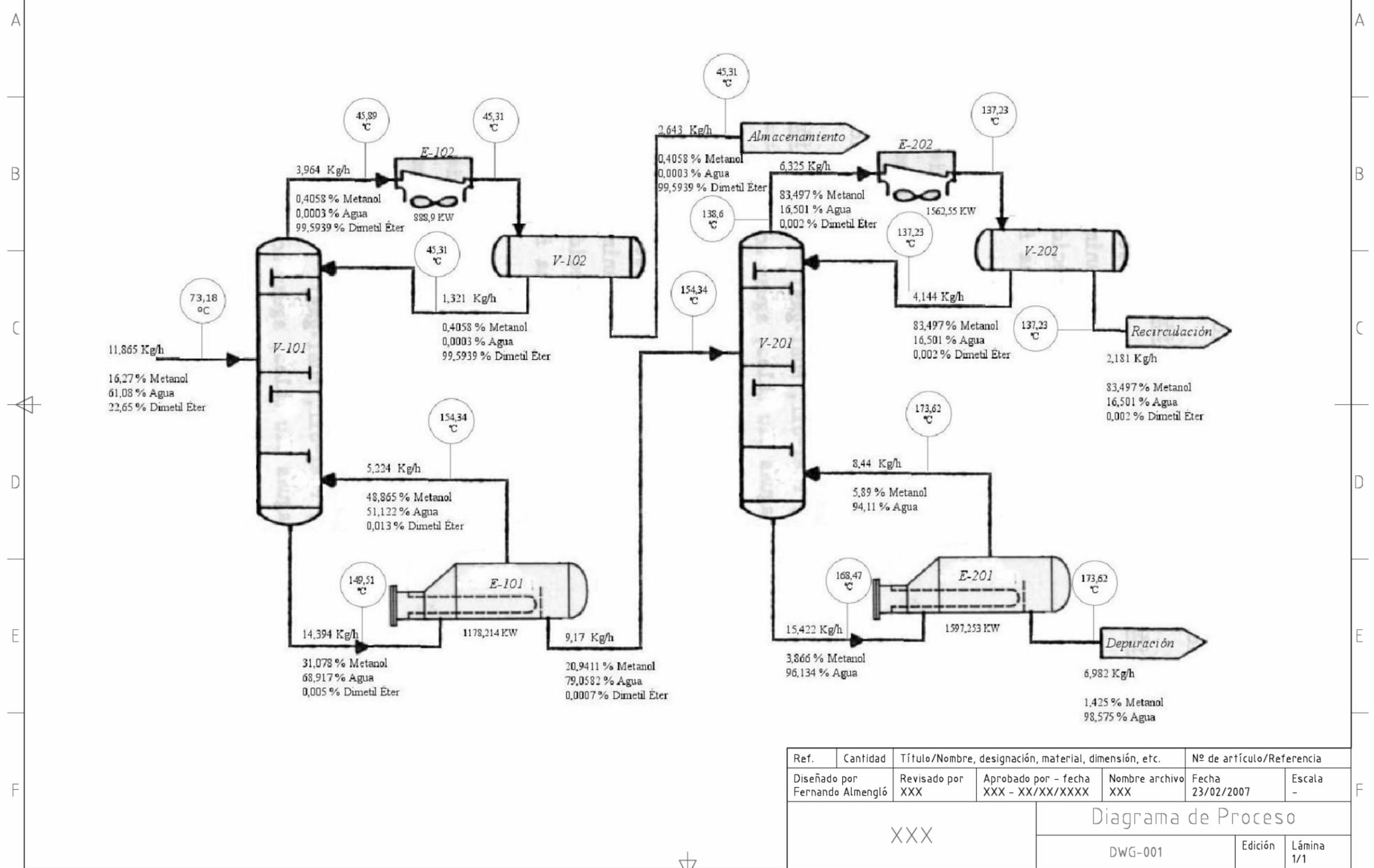
| | |
|--|------|
| f ₁₀ - diseño e ingeniería | 0,30 |
| f ₁₁ - honorarios del contratista | 0,05 |
| f ₁₂ - contingencias | 0,10 |

$$(1 + f_{10} + f_{11} + f_{12}) = 1,45$$

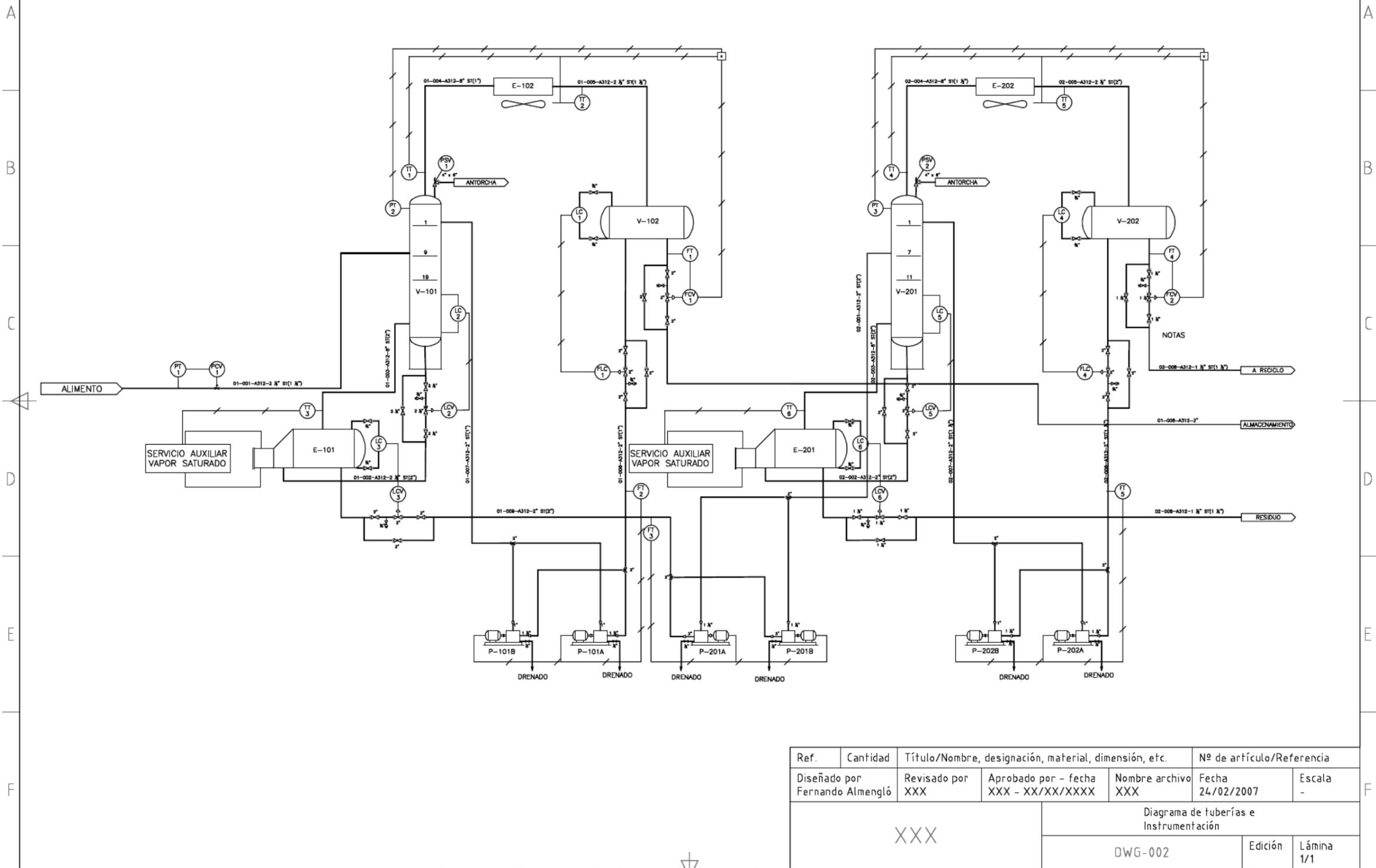
INMOVILIZADO = 1,45 x 4485700 = 6504265 \$

DOCUMENTO N° 4:

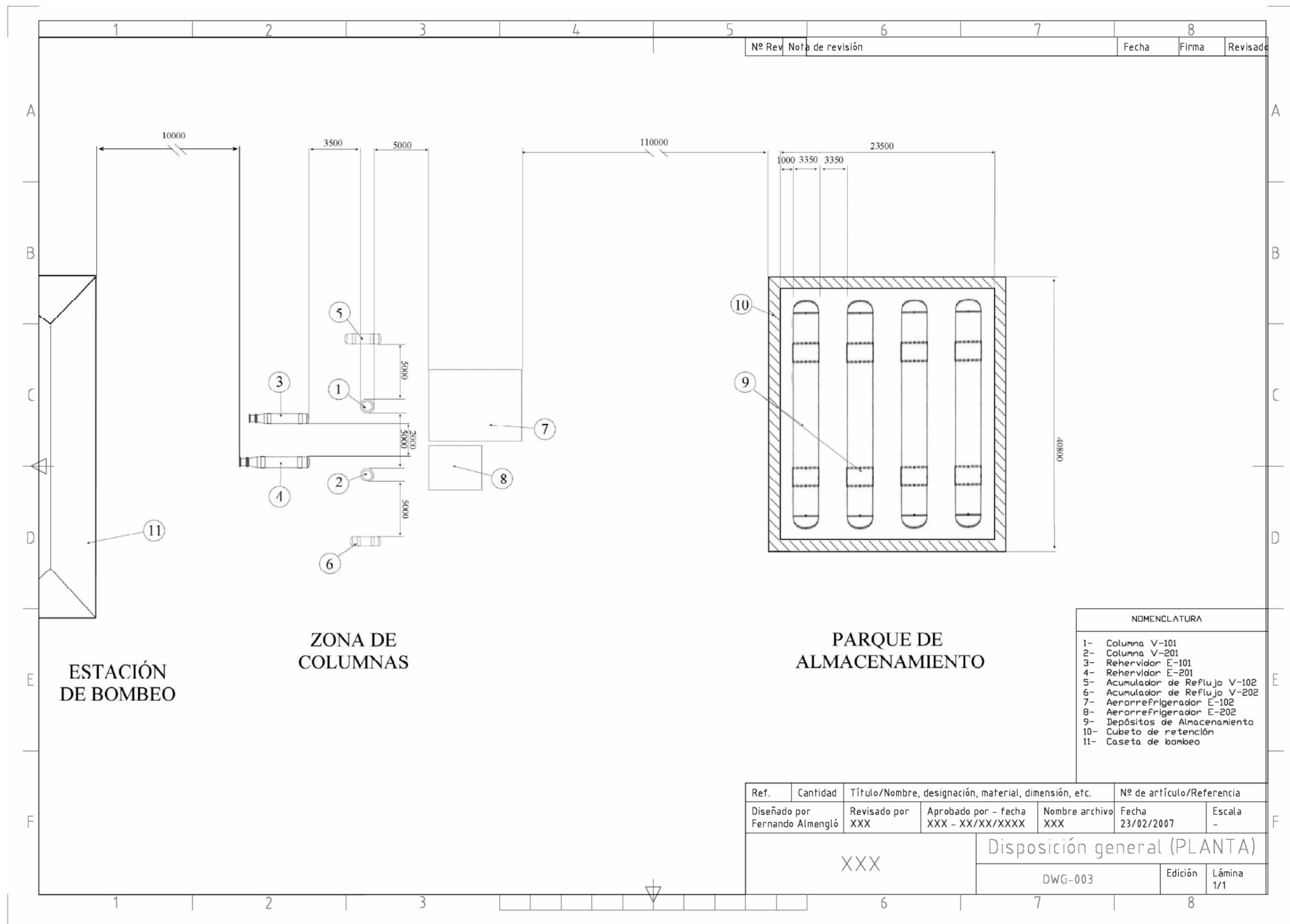
PLANOS



| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | Nº de artículo/Referencia | | |
|-----------------------------------|---------------------|---|---------------------------|---------------------|---------------|
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX | Fecha 23/02/2007 | Escala - |
| XXX | | | Diagrama de Proceso | | |
| | | | DWG-001 | Edición | Lámina 1/1 |



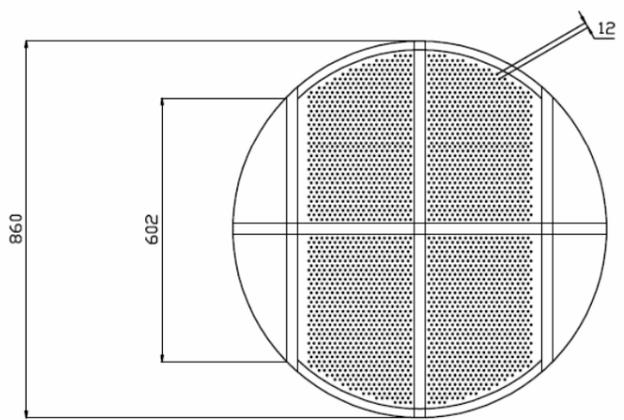
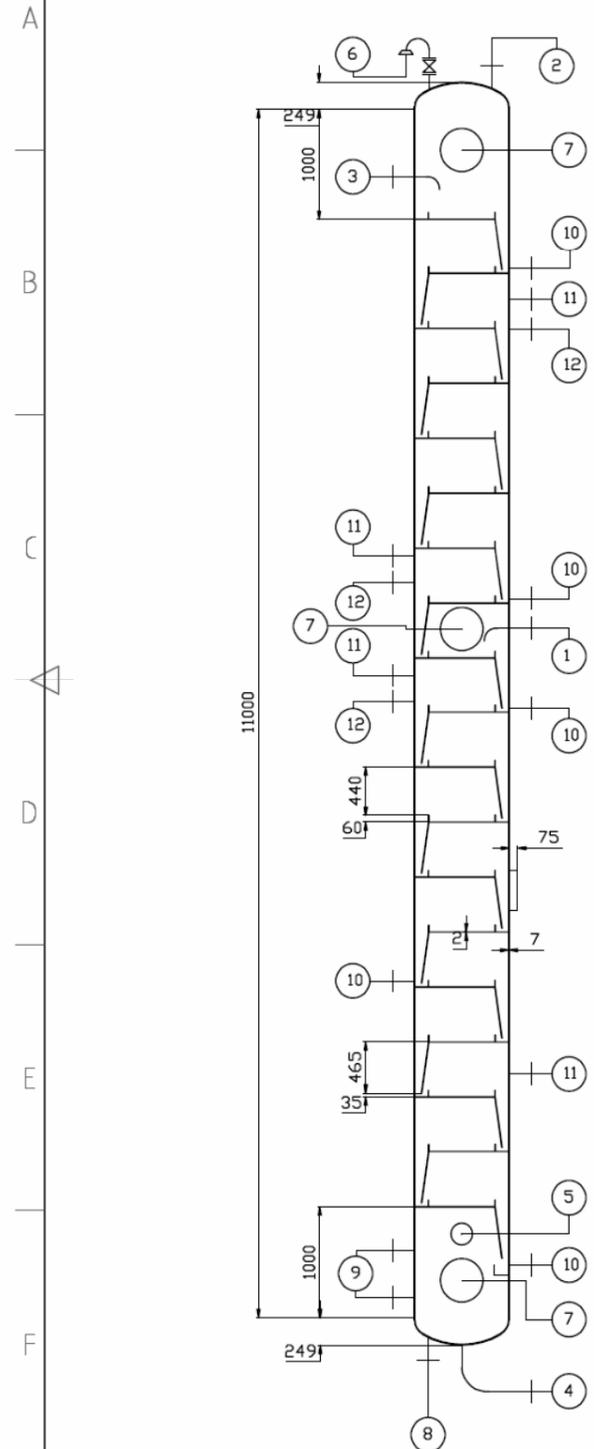
| | | | | | |
|-----------------------------------|---------------------|---|--|---------------------------|---------------|
| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | | Nº de artículo/Referencia | |
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX | Fecha 24/02/2007 | Escala - |
| XXX | | | Diagrama de tuberías e Instrumentación | | |
| | | | DWG-002 | Edición | Lámina 1/1 |



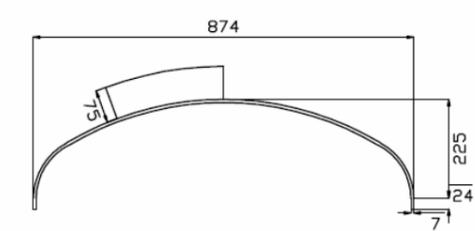
| Nº Rev | Nota de revisión | Fecha | Firma | Revisado |
|--------|------------------|-------|-------|----------|
| | | | | |

| NOMENCLATURA | |
|--------------|-----------------------------|
| 1- | Columna V-101 |
| 2- | Columna V-201 |
| 3- | Rehervidor E-101 |
| 4- | Rehervidor E-201 |
| 5- | Acumulador de Reflujo V-102 |
| 6- | Acumulador de Reflujo V-202 |
| 7- | Aerorrefrigerador E-102 |
| 8- | Aerorrefrigerador E-202 |
| 9- | Depósitos de Almacenamiento |
| 10- | Cubeto de retención |
| 11- | Caseta de bombeo |

| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | Nº de artículo/Referencia |
|-----------------------------------|---------------------|---|---------------------------|
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX |
| XXX | | Fecha 23/02/2007 | |
| XXX | | Escala - | |
| XXX | | Disposición general (PLANTA) | |
| XXX | | DWG-003 | Edición Lámina 1/1 |



PLATO 1:16,17



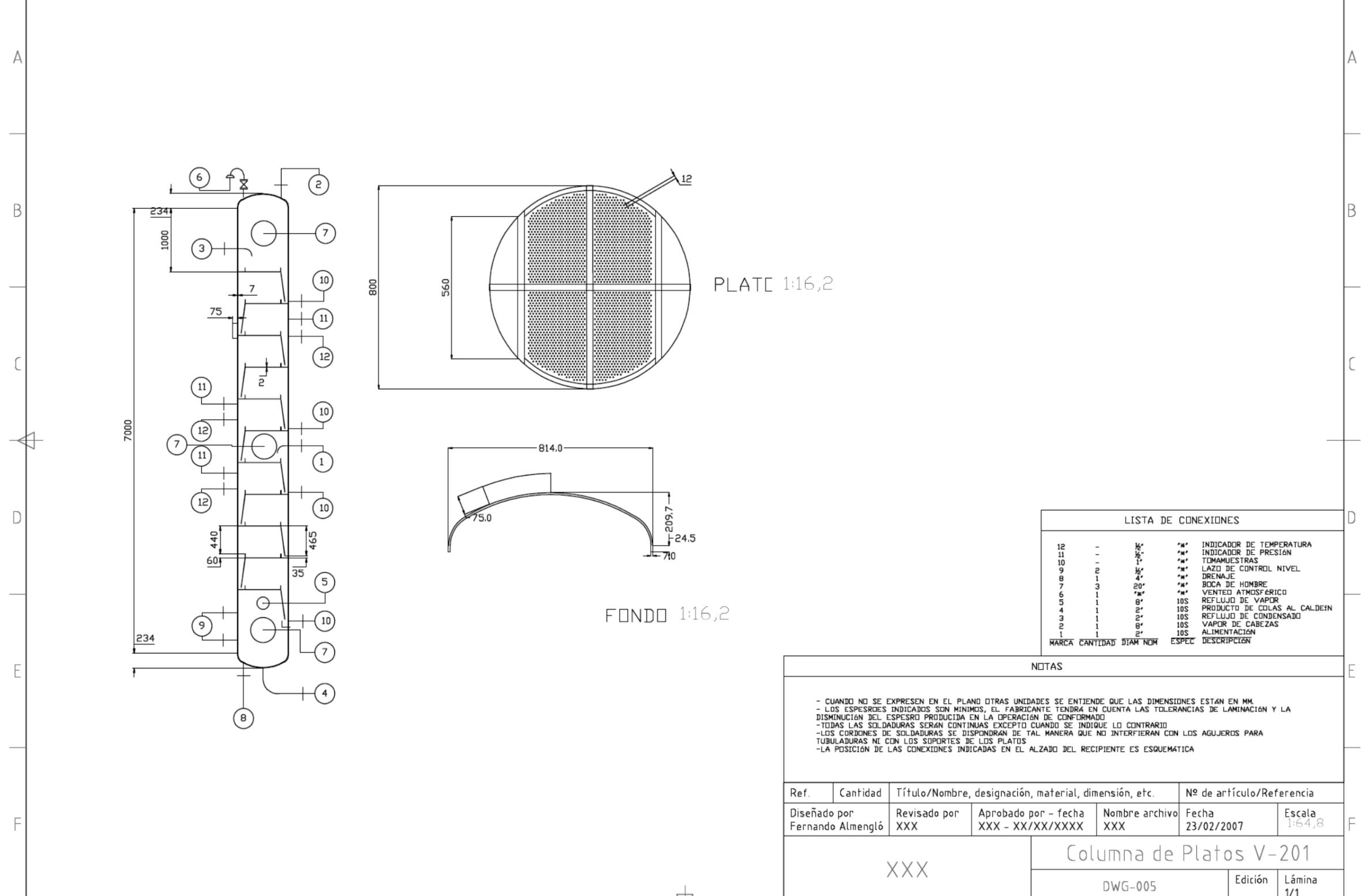
FONDO 1:16,17

| LISTA DE CONEXIONES | | | | | |
|---------------------|----------|------|--------|-------|------------------------------|
| MARCA | CANTIDAD | DIAM | NDM | ESPEC | DESCRIPCION |
| | 12 | - | 3/8" | *M* | INDICADOR DE TEMPERATURA |
| | 11 | - | 1/2" | *M* | INDICADOR DE PRESION |
| | 10 | - | 1" | *M* | TOMAMUESTRAS |
| | 9 | 2 | 3/8" | *M* | LAZO DE CONTROL NIVEL |
| | 8 | 1 | 4" | *M* | DRENAJE |
| | 7 | 3 | 20" | *M* | BOCA DE HOMBRE |
| | 6 | 1 | *M* | *M* | VENTEO ATMOSFERICO |
| | 5 | 1 | 8" | 10S | REFLUJO DE VAPOR |
| | 4 | 1 | 2 1/2" | 10S | PRODUCTO DE COLAS AL CALDEIN |
| | 3 | 1 | 2" | 10S | REFLUJO DE CONDENSADO |
| | 2 | 1 | 8" | 10S | VAPOR DE CABEZAS |
| | 1 | 1 | 2 1/2" | 10S | ALIMENTACION |

NOTAS

- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTAN EN MM.
- LOS ESPESORES INDICADOS SON MINIMOS, EL FABRICANTE TENDRA EN CUENTA LAS TOLERANCIAS DE LAMINACION Y LA DISMINUCION DEL ESPESOR PRODUCIDA EN LA OPERACION DE CONFORMADO
- TODAS LAS SOLDADURAS SERAN CONTINUAS EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO
- LOS CORDONES DE SOLDADURAS SE DISPONDRAN DE TAL MANERA QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADURAS NI CON LOS SOPORTES DE LOS PLATOS
- LA POSICION DE LAS CONEXIONES INDICADAS EN EL ALZADO DEL RECIPIENTE ES ESQUEMATICA

| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | | Nº de artículo/Referencia | |
|-----------------------------------|---------------------|---|-------------------------|---------------------------|------------------|
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX | Fecha 23/02/2007 | Escala 1:64,7 |
| XXX | | | Columna de Platos V-101 | | |
| | | | | Edición | Lámina 1/1 |



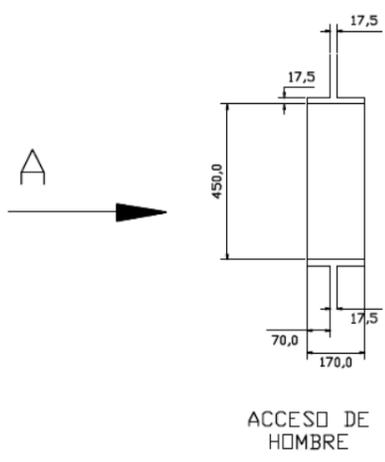
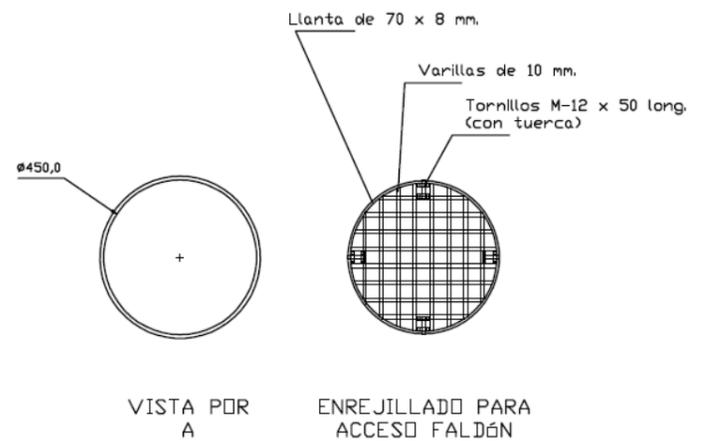
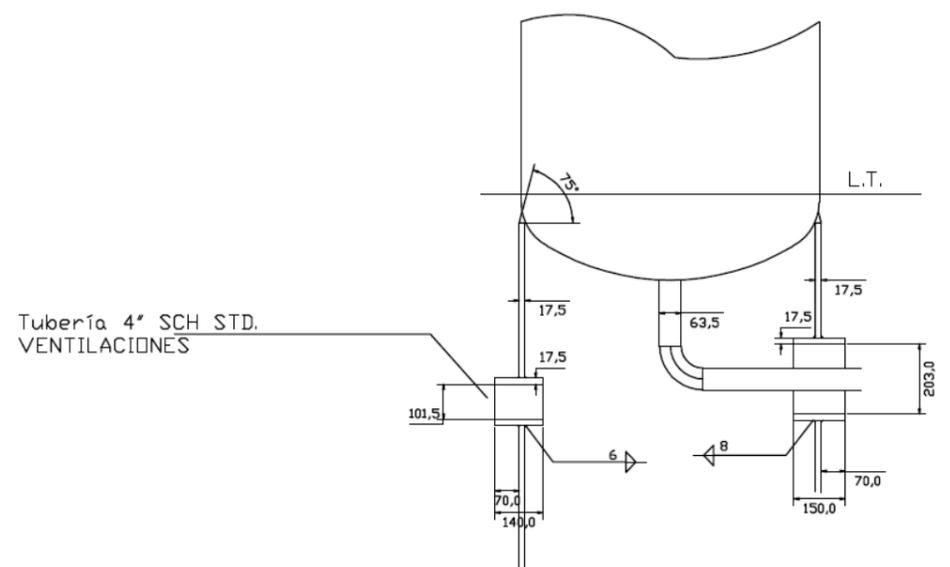
| LISTA DE CONEXIONES | | | | |
|---------------------|----------|----------|-------|------------------------------|
| MARCA | CANTIDAD | DIAM NOM | ESPEC | DESCRIPCIÓN |
| | 12 | 1/2" | *#* | INDICADOR DE TEMPERATURA |
| | 11 | 1/2" | *#* | INDICADOR DE PRESIÓN |
| | 10 | 1" | *#* | TMAMUESTRAS |
| | 9 | 1/2" | *#* | LAZO DE CONTROL NIVEL |
| | 8 | 4" | *#* | DRENAJE |
| | 7 | 20" | *#* | BCCA DE HOMBRE |
| | 6 | 1" | *#* | VENTEO ATMOSFÉRICO |
| | 5 | 8" | 10S | REFLUJO DE VAPOR |
| | 4 | 1" | 10S | PRODUCTO DE COLAS AL CALDEIN |
| | 3 | 2" | 10S | REFLUJO DE CONDENSADO |
| | 2 | 8" | 10S | VAPOR DE CABEZAS |
| | 1 | 2" | 10S | ALIMENTACIÓN |

NOTAS

- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM.
- LOS ESPESORES INDICADOS SON MÍNIMOS, EL FABRICANTE TENDRÁ EN CUENTA LAS TOLERANCIAS DE LAMINACIÓN Y LA DISMINUCIÓN DEL ESPESOR PRODUCIDA EN LA OPERACIÓN DE CONFORMADO
- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTINUAS EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO
- LOS CORDONES DE SOLDADURAS SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADURAS NI CON LOS SOPORTES DE LOS PLATOS
- LA POSICIÓN DE LAS CONEXIONES INDICADAS EN EL ALZADO DEL RECIPIENTE ES ESQUEMÁTICA

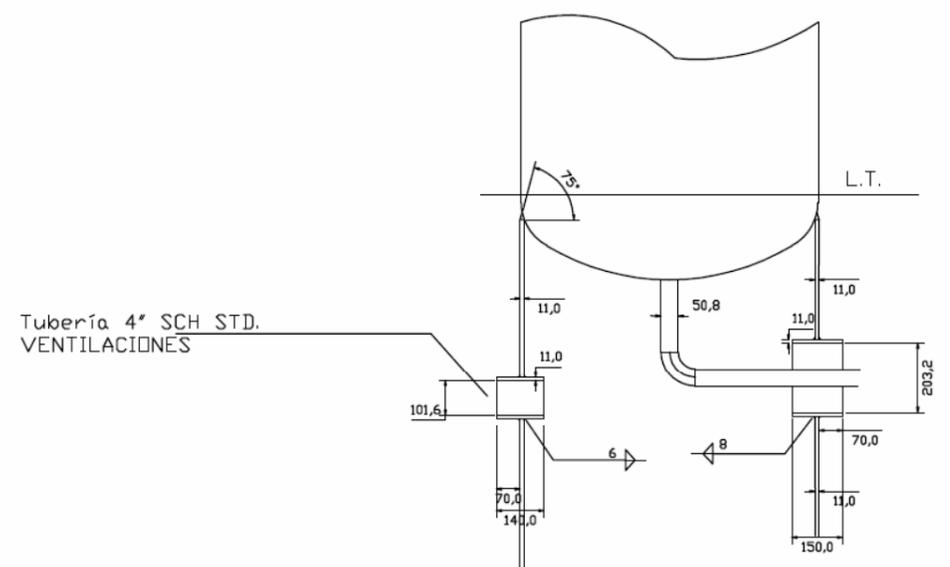
| | | | | | |
|-----------------------------------|---------------------|---|---------------------------|---------------------|------------------|
| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | Nº de artículo/Referencia | | |
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX | Fecha 23/02/2007 | Escala 1:64,8 |
| XXX | | | Columna de Platos V-201 | | |
| | | | DWG-005 | Edición | Lámina 1/1 |

| Nº Rev | Nota de revisión | Fecha | Firma | Revisado |
|--------|------------------|-------|-------|----------|
| | | | | |

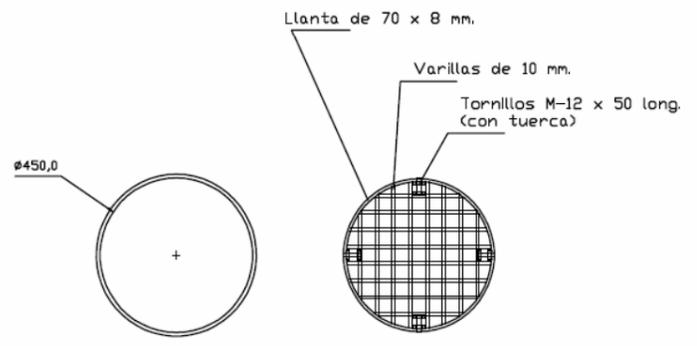


| NOTAS | | | | | |
|---|---------------------|---|-----------------------------|---------------------------|------------------|
| - CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM. - LOS ESPESORES INDICADOS SON MÍNIMOS, EL FABRICANTE TENDRÁ EN CUENTA LAS TOLERANCIAS DE LAMINACIÓN Y LA DISMINUCIÓN DEL ESPESOR PRODUCIDA EN LA OPERACIÓN DE CONFORMADO -TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTINUAS EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO -LOS CORDONES DE SOLDADURAS SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA | | | | | |
| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | | Nº de artículo/Referencia | |
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX | Fecha 23/02/2007 | Escala 1:20,5 |
| XXX | | | Faldón y accesorios (V-101) | | |
| DWG-006 | | | | Edición | Lámina 1/1 |

| Nº Rev | Nota de revisión | Fecha | Firma | Revisado |
|--------|------------------|-------|-------|----------|
| | | | | |

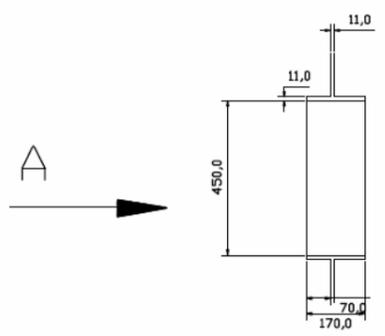


FALDÓN



VISTA POR A

ENREJILLADO PARA ACCESO FALDÓN

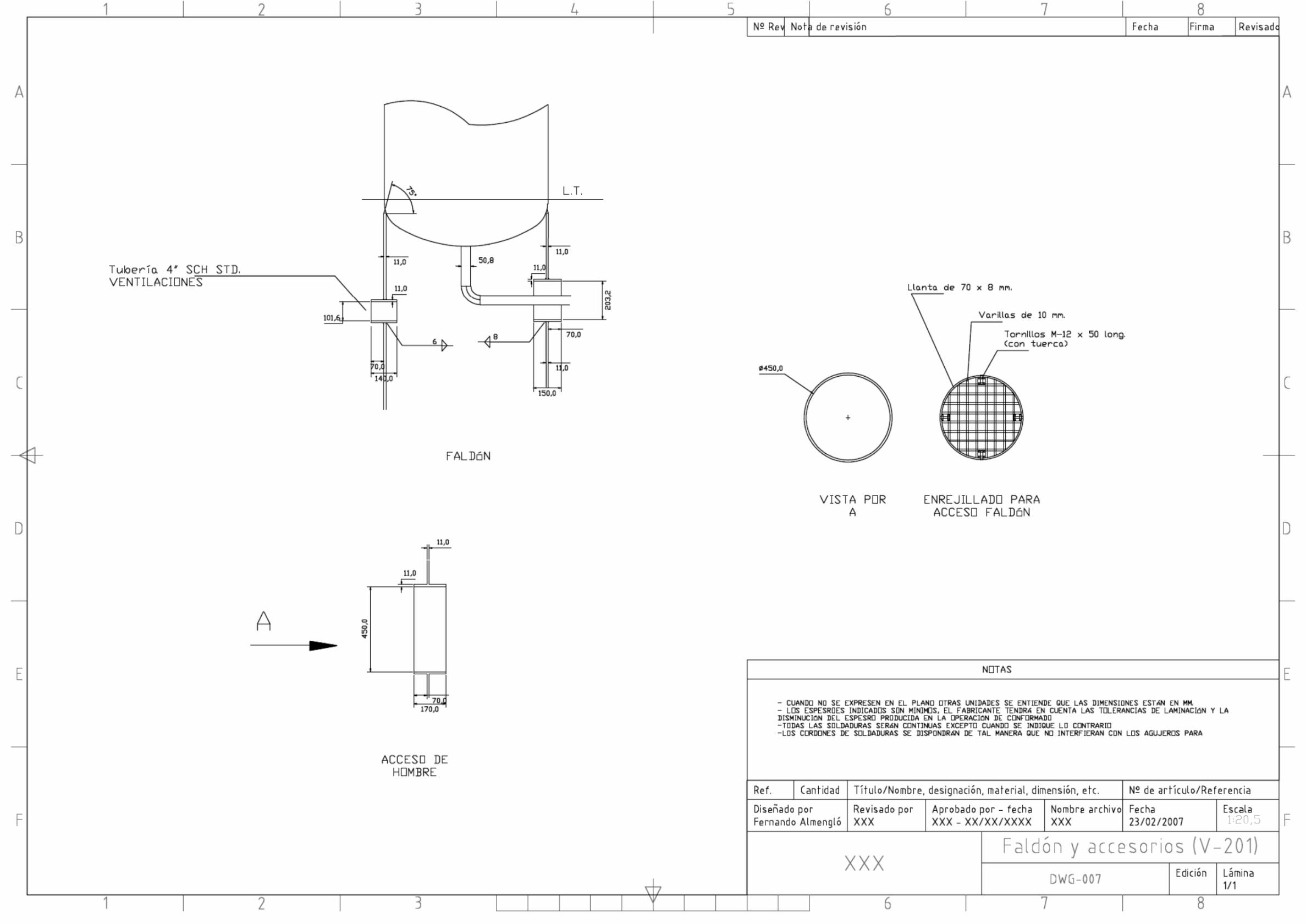


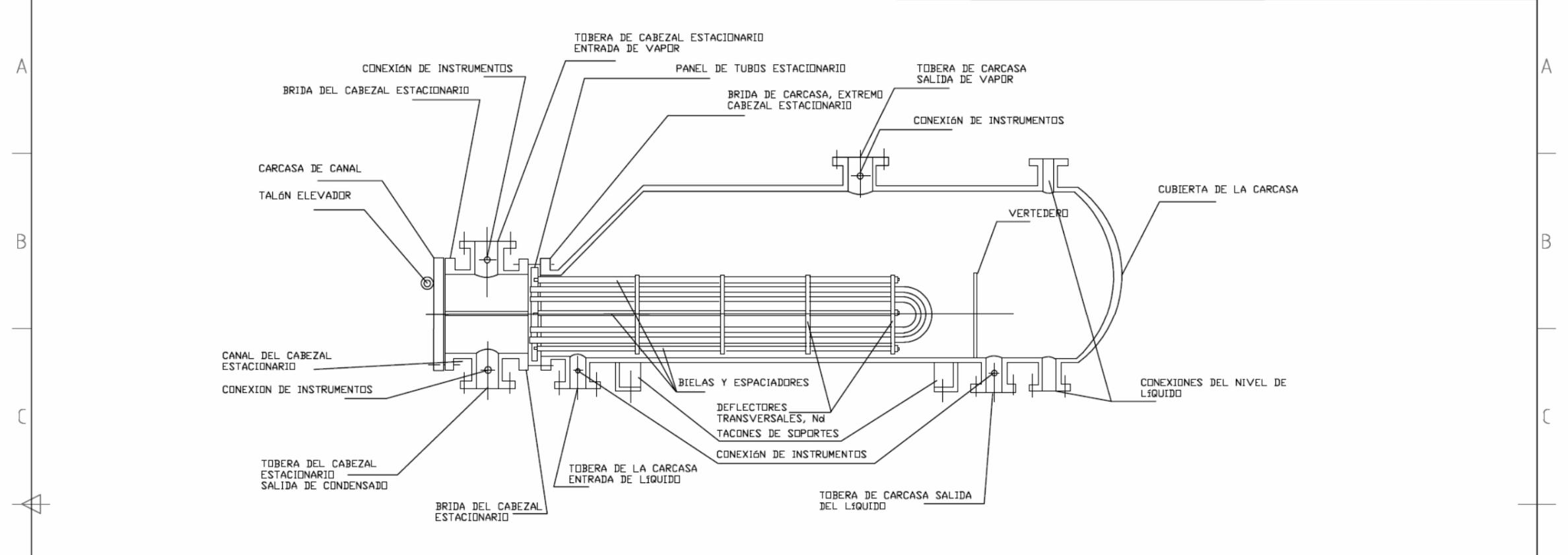
ACCESO DE HOMBRE

NOTAS

- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTAN EN MM.
- LOS ESPESORES INDICADOS SON MÍNIMOS, EL FABRICANTE TENDRÁ EN CUENTA LAS TOLERANCIAS DE LAMINACIÓN Y LA DISMINUCIÓN DEL ESPESOR PRODUCIDA EN LA OPERACIÓN DE CONFORMADO
- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTINUAS EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO
- LOS CORDONES DE SOLDADURAS SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA

| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | Nº de artículo/Referencia |
|-----------------------------------|---------------------|---|---------------------------|
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX |
| XXX | | Faldón y accesorios (V-201) | |
| | | DWG-007 | Edición Lámina 1/1 |



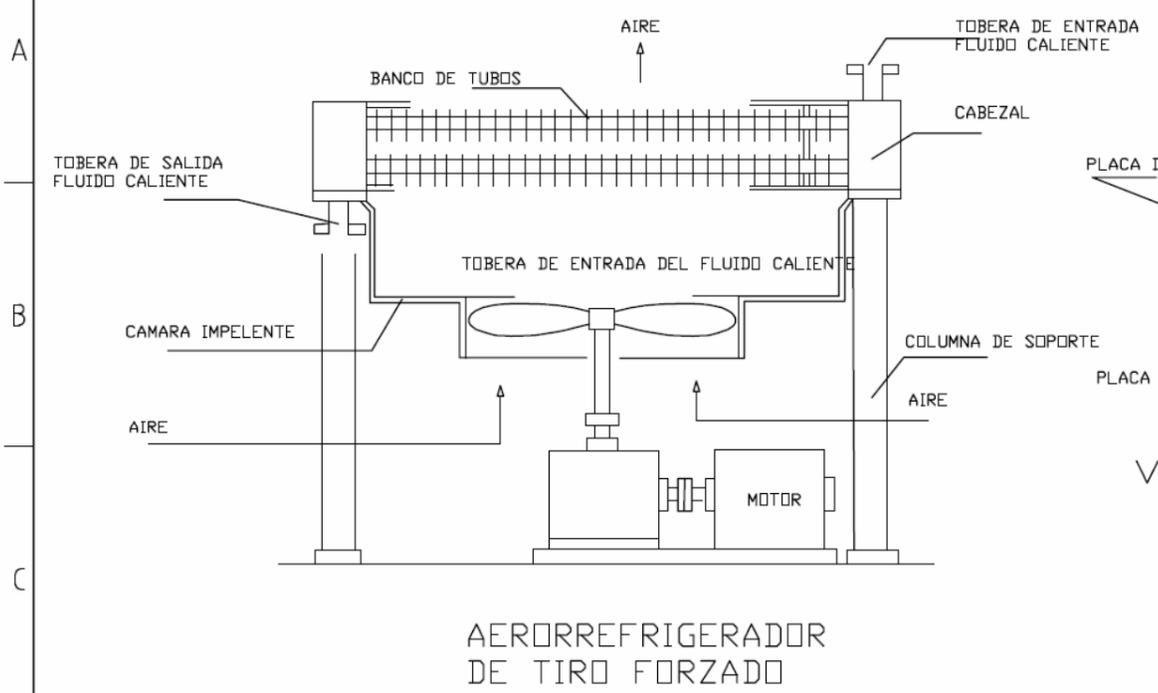


| LISTA DE DIMENSIONES | | | | | |
|------------------------|-------|--------|-------|--------|--|
| -PITCH TRIANGULAR | E-101 | 1 1/2" | E-201 | 1 1/2" | |
| -ESPESOR DE TUBO | E-101 | 12 BWG | E-201 | 12 BWG | |
| -DIAMETRO DE TUBO | E-101 | 1" | E-201 | 1" | |
| -LONGITUD DE TUBO | E-101 | 192" | E-201 | 200" | |
| -NUMERO DE TUBOS | E-101 | 77 | E-201 | 114 | |
| -NUMERO DE DEFLECTORES | E-101 | 6 | E-201 | 8 | |
| -DIAMETRO INFERIOR | E-101 | 20" | E-201 | 25" | |
| -DIAMETRO SUPERIOR | E-101 | 34" | E-201 | 40" | |

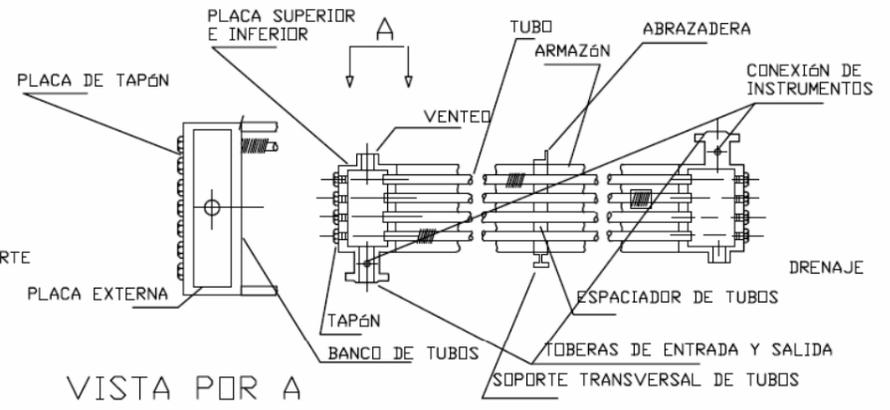
| NOTAS GENERALES | | | | | |
|--|--|--|--|--|--|
| -LA BANCA DA DEL EQUIPO SE RECUBRIRA CON CAPA IGNIFUGA SEGON ESPECIFICACION. | | | | | |

| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | Nº de artículo/Referencia | | |
|-------------------|--------------|---|---------------------------|------------|--------|
| Diseñado por | Revisado por | Aprobado por - fecha | Nombre archivo | Fecha | Escala |
| Fernando Almengló | XXX | XXX - XX/XX/XXXX | XXX | 23/02/2007 | - |
| XXX | | | Rehervidores AKU | | |
| | | | DWG-008 | Edición | Lámina |
| | | | | 1/1 | |

| Nº Rev | Nota de revisión | Fecha | Firma | Revisado |
|--------|------------------|-------|-------|----------|
|--------|------------------|-------|-------|----------|

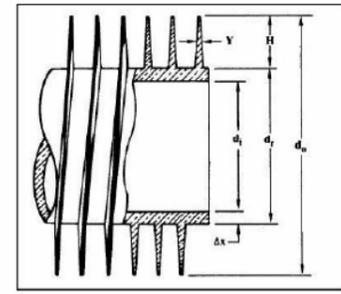


AERORREFRIGERADOR DE TIRO FORZADO



VISTA POR A

HAZ DE TUBOS CON CABEZAL TAPÓN

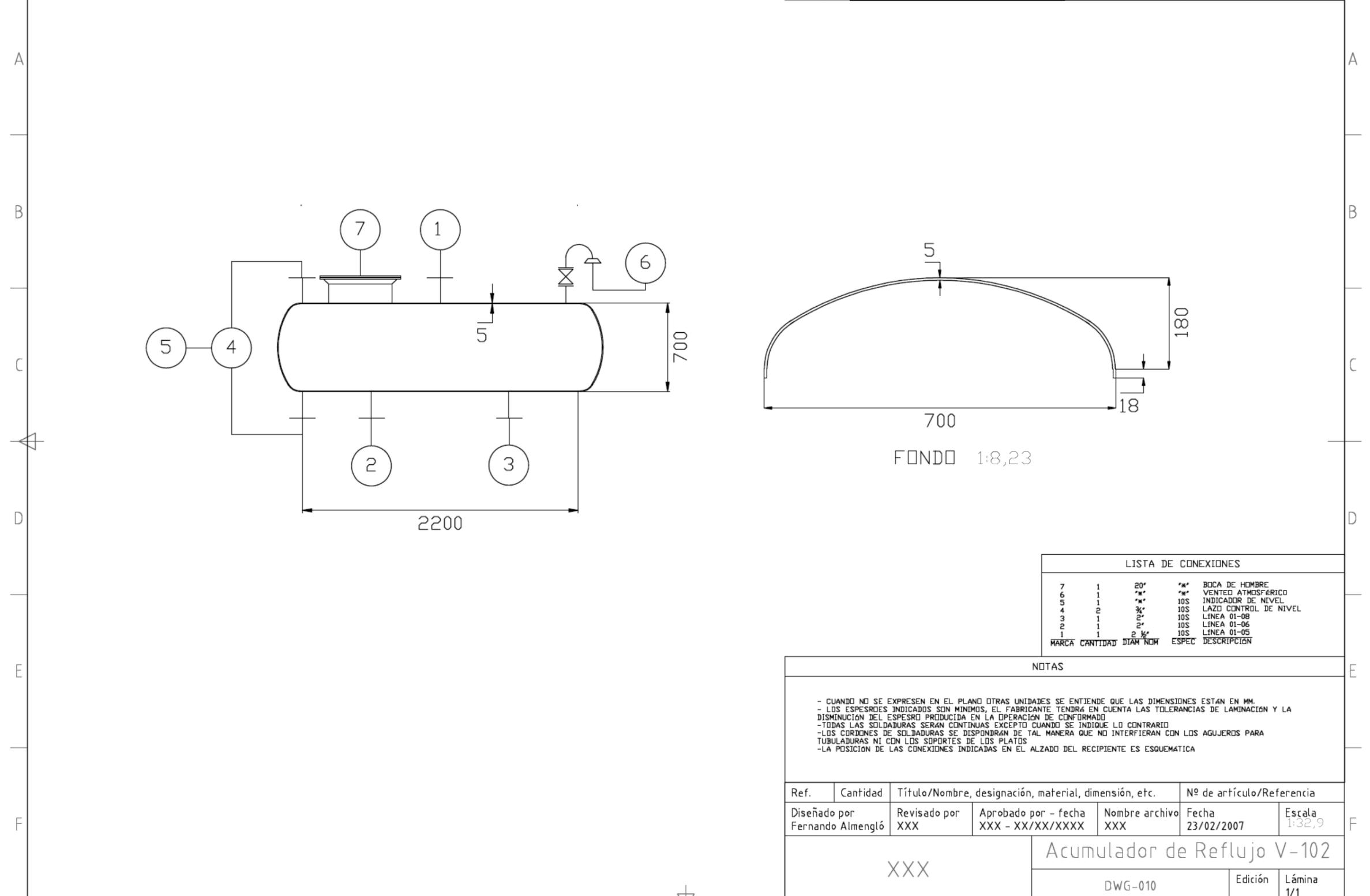


DETALLE

LISTA DE DIMENSIONES

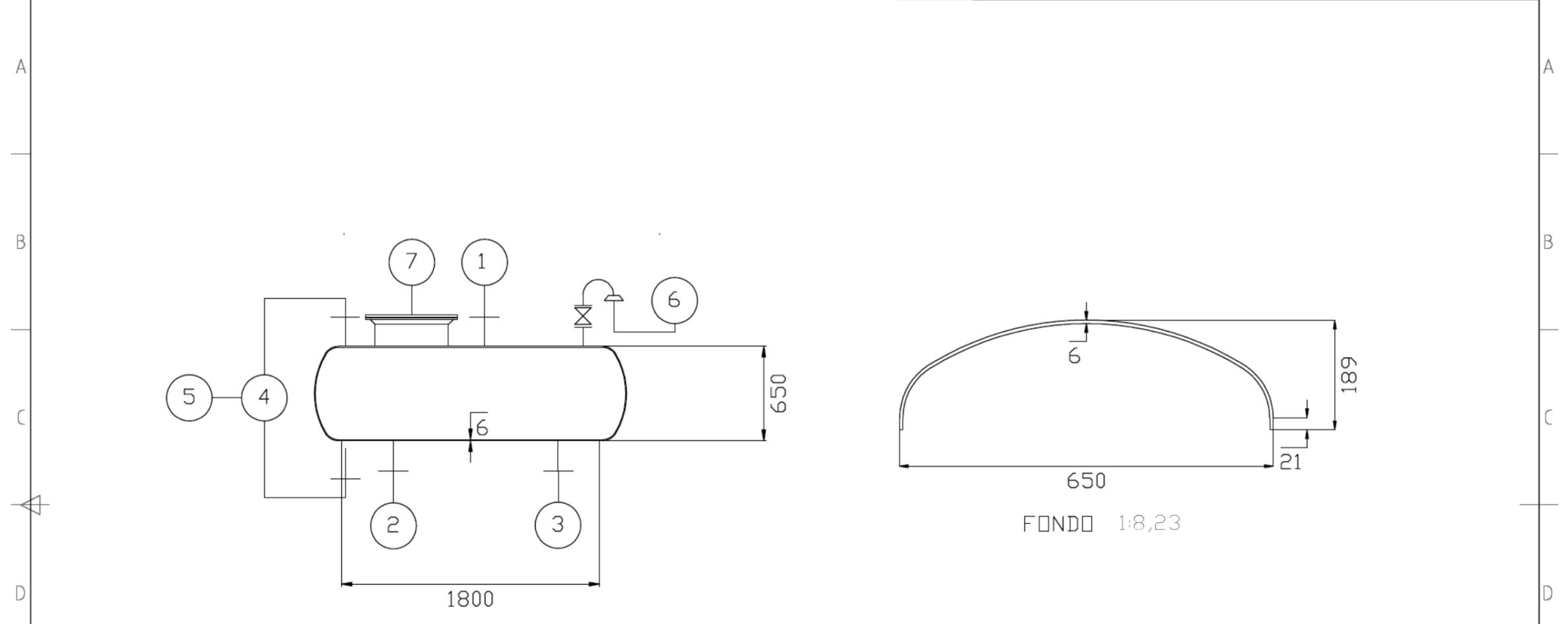
| | | |
|--------------------------------|-------------|--------------|
| -NOMERO DE FILAS DEL BANCO | E-102 | 6 |
| E-202 | 3 | |
| -NOMERO DE TUBOS DEL BANCO | E-102 | 708 |
| E-202 | 219 | |
| -LONGITUD DEL BANCO | E-102 | 21 ft |
| E-202 | 12 ft | |
| -ANCHURA DEL BANCO | E-102 | 16 ft |
| E-202 | 10 ft | |
| -DIAMETRO DE TUBO d_1 | E-102 | 3/4" |
| E-202 | 3/4" | |
| -ESPESOR DE TUBO | E-102 | 11 BWG |
| E-202 | 11 BWG | |
| -NOMERO DE ALETAS | E-102 | 12 aletas/in |
| E-202 | 9 aletas/in | |
| -ESPESOR MEDIO ALETAS Y | E-102 | 0,0508" |
| E-202 | 0,0508" | |
| -ALTURA ALETAS h | E-102 | 0,437" |
| E-202 | 0,437" | |
| -DIAMETRO TOTAL DEL TUBO d_0 | E-102 | 1,624" |
| E-202 | 1,624" | |
| -PITCH TRIANGULAR | E-102 | 1,625" |
| E-202 | 1,625" | |
| -SEPARACIÓN ENTRE ALETAS | E-102 | 0,0325" |
| E-202 | 0,0603" | |
| -NOMERO DE VENTILADORES | E-102 | 1 |
| E-202 | 1 | |
| -DIAMETRO VENTILADOR | E-102 | 12 ft |
| E-202 | 8 ft | |
| -NOMERO DE ASPAS VENTILADOR | E-102 | 6 |
| E-202 | 6 | |

| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | Nº de artículo/Referencia |
|-----------------------------------|---------------------|---|---------------------------|
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX |
| | | Fecha 23/02/2007 | Escala - |
| XXX | | Aerorrefrigeradores | |
| | | DWG-009 | Edición Lámina 1/1 |



| LISTA DE CONEXIONES | | | | | |
|---------------------|----------|--------|-----|-------|-----------------------|
| MARCA | CANTIDAD | DIAM | NOM | ESPEC | DESCRIPCIÓN |
| | 1 | 20" | "M" | | BOCA DE HOMBRE |
| | 1 | "M" | "M" | | VENTED ATMOSFÉRICO |
| | 1 | "M" | | 10S | INDICADOR DE NIVEL |
| | 2 | 3/4" | | 10S | LAZO CONTROL DE NIVEL |
| | 1 | 2" | | 10S | LÍNEA 01-08 |
| | 1 | 2" | | 10S | LÍNEA 01-06 |
| | 1 | 2 1/2" | | 10S | LÍNEA 01-05 |

| NOTAS | | | | | |
|--|---------------------|---|-----------------------------|---------------------|---------------------------|
| <p>- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM.</p> <p>- LOS ESPESORES INDICADOS SON MÍNIMOS, EL FABRICANTE TENDRÁ EN CUENTA LAS TOLERANCIAS DE LAMINACIÓN Y LA DISMINUCIÓN DEL ESPESOR PRODUCIDA EN LA OPERACIÓN DE CONFORMADO</p> <p>- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTINUAS EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO</p> <p>- LOS CORDONES DE SOLDADURAS SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADURAS NI CON LOS SOPORTES DE LOS PLATOS</p> <p>- LA POSICIÓN DE LAS CONEXIONES INDICADAS EN EL ALZADO DEL RECIPIENTE ES ESQUEMÁTICA</p> | | | | | |
| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | | | Nº de artículo/Referencia |
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX | Fecha 23/02/2007 | Escala 1:32,9 |
| XXX | | | Acumulador de Reflujo V-102 | | |
| DWG-010 | | | | Edición | Lámina 1/1 |



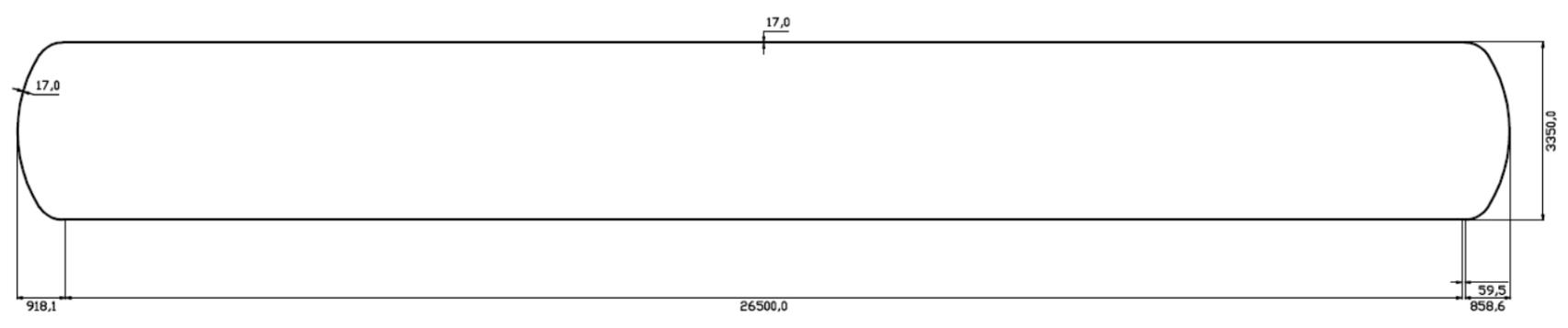
| LISTA DE CONEXIONES | | | | | |
|---------------------|----------|------|--------|-------|-----------------------|
| MARCA | CANTIDAD | DIAM | NOM | ESPEC | DESCRIPCIÓN |
| | 7 | 1 | 20" | *" | BOCA DE HOMBRE |
| | 6 | 1 | *" | *" | VENTED ATMOSFÉRICO |
| | 5 | 1 | *" | 10S | INDICADOR DE NIVEL |
| | 4 | 2 | 3/4" | 10S | LAZO CONTROL DE NIVEL |
| | 3 | 1 | 1 1/2" | 10S | LÍNEA 02-08 |
| | 2 | 1 | 2" | 10S | LÍNEA 02-06 |
| | 1 | 1 | 2 1/2" | 10S | LÍNEA 02-05 |

NOTAS

- CUANDO NO SE EXPRESAN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM.
- LOS ESPESORES INDICADOS SON MÍNIMOS, EL FABRICANTE TENDRÁ EN CUENTA LAS TOLERANCIAS DE LAMINACIÓN Y LA DISMINUCIÓN DEL ESPESOR PRODUCIDA EN LA OPERACIÓN DE CONFORMADO
- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTINUAS EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO
- LOS CORDONES DE SOLDADURAS SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADURAS NI CON LOS SOPORTES DE LOS PLATOS
- LA POSICIÓN DE LAS CONEXIONES INDICADAS EN EL ALZADO DEL RECIPIENTE ES ESQUEMÁTICA

| | | | |
|-----------------------------------|---------------------|---|---------------------------|
| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | Nº de artículo/Referencia |
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX |
| | | Fecha 23/02/2007 | |
| | | Escala 1:32,9 | |
| XXX | | | Edición 1/1 |

| | | | | |
|--------|------------------|-------|-------|----------|
| Nº Rev | Nota de revisión | Fecha | Firma | Revisado |
|--------|------------------|-------|-------|----------|



NOTAS

- CUANDO NO SE EXPRESEN EN EL PLANO OTRAS UNIDADES SE ENTIENDE QUE LAS DIMENSIONES ESTÁN EN MM.
- LOS ESPESORES INDICADOS SON MÍNIMOS, EL FABRICANTE TENDRÁ EN CUENTA LAS TOLERANCIAS DE LAMINACIÓN Y LA DISMINUCIÓN DEL ESPESOR PRODUCIDA EN LA OPERACIÓN DE CONFORMADO
- TODAS LAS SOLDADURAS SERÁN CONTINUAS EXCEPTO CUANDO SE INDIQUE LO CONTRARIO
- LOS CORDONES DE SOLDADURAS SE DISPONDRÁN DE TAL MANERA QUE NO INTERFIERAN CON LOS AGUJEROS PARA TUBULADURAS NI CON LOS SOPORTES DE LOS PLATOS
- LA POSICIÓN DE LAS CONEXIONES INDICADAS EN EL ALZADO DEL RECIPIENTE ES ESQUEMÁTICA

| | | | | | |
|-----------------------------------|---------------------|---|-------------------------|---------------------------|-------------------|
| Ref. | Cantidad | Título/Nombre, designación, material, dimensión, etc. | | Nº de artículo/Referencia | |
| Diseñado por Fernando Almengló | Revisado por XXX | Aprobado por - fecha XXX - XX/XX/XXXX | Nombre archivo XXX | Fecha 23/02/2007 | Escala 1:123,8 |
| XXX | | | Depósito Almacenamiento | | |
| | | | DWG-012 | Edición | Lámina 1/1 |

BIBLIOGRAFÍA

☞.- BIBLIOGRAFÍA

Manual del Ingeniero Químico. Robert H. Perry, Don W. Green. McGraw-Hill, 2002.

Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. Smith, Van Ness, Abbott. McGraw-Hill, 1997

Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Volume 6, Chemical Engineering Design. R. K. Sinnott. Elsevier Butterworth-Heinemann, 2005

Plant Design And Economics for Chemical Engineers. Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus. McGraw-Hill, 1991.

Manual de Seguridad Industrial en Plantas Químicas y Petroleras. Fundamentos, Evaluación de riesgos y Diseño. J. M. Storch de Gracia. McGraw-Hill, 1998

Chemical Process Equipment. Selection and Design. Stanley M. Walas. Butterworth-Heinemann, 1990

Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química. E. J. Henley, J. D. Seader. Editoria Reverté, 2000

Operaciones de Transferencia de Masa. Robert E. Treybal. McGraw-Hill, 1980

Phase Equilibria in Chemical Engineering. Stanley M. Walas. Butterworth-Heinemann, 1996.

Fenómenos de Transporte. R. B. Bird, W. E. Stewart, E. N. Lightfoot. Ediciones Repla, 1992.

Procesos de Transferencia de Calor. Donald Q. Kern. CECSA. 1999

A Modified UNIFAC Model. 2. Present Parameter Matrix and Results fo Different Thermodynamic Properties. Jürgen Gmehling, Jiding Li, Martin Schiller. Ind. Eng. Chem. Res. 1993, 32.

A Modified UNIFAC (Dortmund) Model. 3. Revision and Extension. Jürgen Gmehling, Jürgen Lohmann, Jiding Li, Antje Jakob, Palph Joh. Ind. Eng. Chem. Res. 1998, 37.

The Properties of Gases and Liquids. Robert C. Reid, John M. Prausnitz, Thomas K. Serwon. McGraw-Hill, 1997

Transferencia de Calor. Anthony F. Millis. Irwin. 1995

Wolverine Engineering Data Book II. K. J. Bell, A. C. Mueller. 2001

